

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 988 404**

51 Int. Cl.:

C10L 1/18 (2006.01)

C10L 1/188 (2006.01)

C10G 3/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **17.04.2013 PCT/FI2013/050427**

87 Fecha y número de publicación internacional: **24.10.2013 WO13156682**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **17.04.2013 E 13721788 (1)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **11.09.2024 EP 2838978**

54 Título: **Procedimiento para producir biocombustible y componentes de biocombustible**

30 Prioridad:

18.04.2012 FI 20125422

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:

20.11.2024

73 Titular/es:

**UPM-KYMMENE CORPORATION (100.0%)
Alvar Aallon katu 1
00100 Helsinki, FI**

72 Inventor/es:

**NOUSIAINEN, JAAKKO;
RISSANEN, ARTO;
GUTIERREZ, ANDREA;
LINDBERG, TEEMU;
LAUMOLA, HELI y
KNUUTTILA, PEKKA**

74 Agente/Representante:

BERTRÁN VALLS, Silvia

ES 2 988 404 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín Europeo de Patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre Concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Procedimiento para producir biocombustible y componentes de biocombustible

5 Campo de la invención

La presente invención se refiere a un procedimiento para producir biocombustible o componentes de biocombustible a partir de material de origen biológico mediante un método catalítico. Una realización de la invención se refiere a un procedimiento para producir biocombustible a partir de aceite de bogol bruto. La presente invención se refiere además al uso de un producto del procedimiento como combustible o aditivo para combustible y al combustible diésel producido mediante el procedimiento.

El documento US 2011/166396 A1, el documento "PRODUCTION OF DIESEL FUELS FROM WASTE TRIACYLGLYCEROLS BY HYDRODEOXYGENATION" de J. Mikuleck en: 44ª Conferencia Internacional de Petróleo, Bratislava, 21-22 de septiembre de 2009", 22 de septiembre de 2009 XP002715017, páginas 1-15, y respectivamente el documento US 2007/010682A1 divulgan sistemas y métodos para la desoxihidrogenación de biocombustibles.

20 Breve descripción de la invención

En el procedimiento de la presente invención, se trata un material de alimentación biológica en un sistema de reactor que comprende una fase de lecho de protección catalíticamente activo y una fase de reacción principal catalíticamente activa. Al menos una de las fases comprende un lecho de catalizador con una combinación de catalizadores de hidrodeseoxigenación (HDO) y de hidrodeseaparfinación (HDW). El procedimiento proporciona biocombustible con propiedades aceptables de ignición y flujo en frío.

Un objeto de la presente invención es proporcionar un procedimiento para convertir material de alimentación biológica en hidrocarburos útiles como combustible y/o aditivos para combustible.

Un objeto de la invención es también proporcionar un procedimiento adecuado para convertir componentes de aceite de bogol en hidrocarburos adecuados para su uso como o en combustibles.

Otro objeto de la presente invención es proporcionar un procedimiento para aliviar las desventajas de los procedimientos conocidos en la técnica. Los objetos de la invención se logran mediante un procedimiento caracterizado por lo establecido en las reivindicaciones independientes. Realizaciones específicas de la invención se divulgan en las reivindicaciones dependientes.

Breve descripción del dibujo

La figura 1 muestra un diagrama que ilustra una realización del procedimiento de la invención.

Descripción detallada de la invención

Las características técnicas esenciales de la invención se definen explícitamente en la redacción de la reivindicación de método independiente 1. Las características adicionales de la invención se definen explícitamente en la redacción de las reivindicaciones dependientes 2 a 12.

En una realización de la invención, la fase de reacción principal comprende dos o más lechos de catalizador principales con sus respectivas combinaciones de catalizadores de HDO y de HDW. Cuando la fase de reacción principal comprende dos o más lechos de catalizador principales, estos normalmente funcionan en serie. También es posible tener lechos de catalizador principales que funcionan en paralelo.

En una realización de la invención, la proporción de catalizador de HDW aumenta hacia el extremo de salida del sistema de reactor. Algunos lechos de catalizador de la fase de reacción normalmente comprenden sólo uno u otro de los tipos de catalizador, es decir, comprenden catalizador de o bien HDO o bien HDW.

En una realización de la invención, el material de alimentación después de la fase de lecho de protección pasa a través de los lechos de catalizador principales del sistema de reactor en serie como un flujo continuo sin salidas para subproductos u otras corrientes laterales. Los principales lechos de catalizador pueden proporcionarse en un recipiente a presión. En una realización de la invención, los lechos de catalizador se dividen entre varios recipientes a presión.

El tratamiento del material de alimentación con hidrógeno, es decir, el hidroprocesamiento, proporciona una mezcla de hidrocarburos gaseosos y líquidos, agua y algunos subproductos mayoritariamente gaseosos tales como H₂S, CO y CO₂. El producto de hidrocarburo líquido puede usarse como tal o puede fraccionarse para producir una variedad de fracciones de hidrocarburos deseadas con diferentes puntos de ebullición. En una realización de la invención, se

recupera una fracción de diésel. Además, puede recuperarse una fracción de nafta. Normalmente también se produce una fracción pesada y puede recuperarse o recircularse total o parcialmente al extremo de entrada del sistema de reactor.

5 La fracción de hidrocarburo producida mediante el procedimiento de la invención puede usarse como combustible o como aditivo en composiciones de combustible. Un destilado medio del producto de hidrocarburo líquido comprende un producto combustible que tiene características que cumplen la especificación de la norma EN 590 diésel. Comprende al menos una fracción de hidrocarburos producida mediante el procedimiento de la invención.

10 Aunque es posible que el destilado medio del procedimiento no siempre cumpla con todas las especificaciones de la norma EN 590, el procedimiento puede producir un producto combustible que cumpla con la mayoría de las especificaciones. Por tanto, el procedimiento produce combustible parafínico o componentes de combustible que es/son similar(es) a la norma EN 590 diésel y que tiene(n) un contenido de compuestos aromáticos bajo, un índice de cetano alto y propiedades de flujo en frío aceptables.

15 El procedimiento de la invención se hace funcionar en un sistema de reactor, que comprende al menos una fase de lecho de protección catalíticamente activo y al menos una fase de reacción principal catalíticamente activa. Las dos fases pueden combinarse físicamente en una unidad. Al menos una de dichas fases comprende un lecho de catalizador, en el que los catalizadores de hidrodesoxigenación (HDO) y de hidrodesparafinación (HDW) se combinan entre sí.

20 Los catalizadores de HDO y de HDW activos se combinan mezclándose entre sí o pueden proporcionarse en capas o compartimentos separados dentro del mismo lecho de catalizador. Los catalizadores mixtos pueden proporcionarse mezclando físicamente diferentes partículas de catalizador. Los componentes catalíticos activos también pueden combinarse durante la producción del catalizador, por ejemplo, añadiéndolo sobre el/los mismo(s) material(es) de soporte. Las capas de catalizador pueden proporcionarse mediante la disposición en capas durante el empaquetamiento del lecho.

25 No es necesario que la combinación de los catalizadores sea uniforme. Por tanto, un lecho de catalizador puede contener más del/de los catalizador(es) de HDO o de HDW en la dirección del flujo. Puede haber diferentes tipos de catalizadores de HDO y/o catalizadores de HDW en un lecho. De manera similar, puede haber varias capas de diversos catalizadores en un lecho de catalizador y no es necesario que las capas sean del mismo tamaño. Por ejemplo, cuando se usan partículas de catalizador que tienen diferentes formas y tamaños, puede ser ventajoso empaquetar los catalizadores en el lecho de manera gradual para influir en las propiedades de presión y temperatura de funcionamiento del reactor. El sistema de reactor normalmente también comprende lechos de catalizador con un solo tipo de catalizador, es decir, HDO o HDW. Así, por ejemplo, el último lecho de catalizador de la fase de reacción principal puede comprender sólo catalizador de HDW.

30 El material de alimentación biológica puede ser cualquier tipo de material de origen animal y/o vegetal adecuado para producir componentes de combustible. En una realización, el material de alimentación comprende aceite vegetal que se obtiene como subproducto de la industria forestal.

35 En el procedimiento de la invención, el material de alimentación se compone de aceite de bogol bruto (CTO). En una realización adicional de la invención, la alimentación de material biológico comprende componentes de aceite de bogol tales como ácidos grasos de aceite de bogol (TOFA). También puede usarse una combinación de CTO y TOFA. En una realización de la invención, el material de alimentación se selecciona del grupo que consiste en aceite de bogol bruto (CTO), ácidos grasos de aceite de bogol (TOFA), derivados de aceite de bogol tales como ácidos resínicos de aceite de bogol, brea de aceite de bogol y sustancias neutras de aceite de bogol, así como cualquier mezcla de los mismos. Cualquier componente o derivado de aceite de bogol puede usarse también como material de alimentación o puede combinarse con otros derivados de aceite de bogol, otras alimentaciones de aceite biológico o alimentaciones de aceite mineral.

40 El término "aceite de bogol bruto" o "CTO" se refiere a un producto que se compone principalmente de compuestos orgánicos que contienen oxígeno, tanto saturados como insaturados, tales como colofonias, elementos insaponificables, esteroides, ácidos resínicos (principalmente ácido abiético y sus isómeros), ácidos grasos (principalmente ácido linoleico, ácido oleico y ácido linolénico), alcoholes grasos, esteroides y otros derivados de hidrocarburos alquílicos. La manipulación y cocción de la madera provoca la degradación de las estructuras de triglicéridos y, por tanto, el CTO no contiene cantidades significativas de triglicéridos. Normalmente, el CTO contiene cantidades menores de impurezas, tales como compuestos inorgánicos de azufre, metales residuales tales como Na, K, Ca y fósforo. La composición del CTO varía según la especie de madera específica. El CTO deriva de la elaboración de pulpa de madera de coníferas.

45 Los ácidos grasos del aceite de bogol incluyen principalmente ácido palmítico, ácido oleico y ácido linoleico. El término "ácidos grasos de aceite de bogol" o "TOFA" se refiere a un producto que se obtiene a partir de aceite de bogol. La destilación fraccionada del aceite de bogol proporciona ácidos de colofonia y una reducción adicional del contenido de colofonia proporciona ácidos grasos de aceite de bogol (TOFA), que consisten principalmente en ácido

oleico.

5 En la presente invención, la materia prima puede purificarse antes de someterla a tratamientos adicionales o puede usarse en forma no purificada. La purificación de la materia prima facilita la realización del procedimiento de la invención. La purificación puede lograrse de cualquier manera apropiada, tal como mediante lavado con líquido de lavado, filtración, destilación, desgomado, desresinificación, evaporación, etc. Además, puede usarse una combinación de los métodos de purificación mencionados anteriormente.

10 En una realización de la invención, el material de alimentación comprende CTO y la purificación se realiza mediante evaporación. Puede usarse una serie de dos o más evaporadores a temperaturas elevadas y presiones reducidas. Cuando la evaporación se realiza en más de una etapa, la evaporación se produce de una manera más controlada. La evaporación en múltiples etapas también permite realizar la evaporación de tal manera que la cantidad de residuo retirado mediante la purificación sea muy pequeña, oscilando normalmente desde el 5 % hasta el 15 %.

15 En una realización de la invención, las condiciones del procedimiento de purificación se controlan de tal manera que se recupere la mayor cantidad posible de componentes neutros del material de aceite de bogol para su posterior utilización en lugar de retirarse con el residuo. Mediante la purificación, se reduce el contenido de sustancias nocivas en la materia prima CTO, tales como iones metálicos, azufre, fósforo y residuos de lignina. La purificación de la alimentación potencia el rendimiento y la vida útil del catalizador.

20 En una realización de la invención, la cantidad total de material de alimentación o una parte del mismo comprende CTO purificado. El CTO puede purificarse cuidadosamente mediante tratamientos de evaporación para retirar componentes ligeros tales como trementina de sulfato bruto (CST) y componentes pesados tales como la brea de aceite de bogol. Tal material de CTO purificado es eminentemente adecuado para someterse a tratamiento catalítico con hidrógeno y para proporcionar un producto de biocombustible aceptable con un rendimiento muy alto.

25 En el procedimiento de la presente invención, la materia prima biológica opcionalmente purificada se calienta y se alimenta a un sistema de reactor, donde se somete a hidrogenación catalítica, isomerización y craqueo en una mezcla de catalizadores capaces de todas estas reacciones.

30 El procedimiento de la invención comprende reacciones en al menos dos catalizadores separados, siendo uno un catalizador de hidrogenación o HDO y el otro un catalizador de hidrogenación o HDW. Uno o más catalizadores de HDO y uno o más catalizadores de HDW se combinan entre sí en al menos un lecho de catalizador del sistema de reactor. La combinación se proporciona mediante mezclado. Puede proporcionarse una mezcla mediante mezclado físico de partículas de catalizador o mediante la adición de metales catalizadores sobre el mismo soporte.

35 En la presente invención, el catalizador de HDO puede ser cualquier catalizador de HDO conocido en la técnica para la retirada de heteroátomos (O, S, N) de compuestos orgánicos. El catalizador de la invención se selecciona de un grupo que consiste en NiMo, CoMo y una mezcla de Ni, Mo y Co. Un catalizador de NiMo ha demostrado ser muy eficaz en el procedimiento de la invención. El soporte para el catalizador de HDO puede ser cualquier óxido que se use normalmente en la técnica como soporte para catalizadores de HDO. El soporte normalmente se selecciona de Al_2O_3 , SiO_2 , ZrO_2 y mezclas de los mismos.

40 En una realización de la invención, se usan partículas sólidas de $\text{NiMo}/\text{Al}_2\text{O}_3$ o NiMo/SiO_2 . En otra realización, se usa $\text{CoMo}/\text{Al}_2\text{O}_3$ o CoMo/SiO_2 . En realización adicional, se usa $\text{NiMoCo}/\text{Al}_2\text{O}_3$ o $\text{NiMoCo}/\text{SiO}_2$. También es posible usar una combinación de catalizadores de HDO. El/los catalizador(es) de HDO se sulfura(n) antes de la puesta en marcha. La sulfuración adecuada durante el funcionamiento generalmente la proporcionan los compuestos orgánicos de azufre contenidos en el material de alimentación.

45 El catalizador de HDW de la invención se selecciona de catalizadores de hidrogenación usados normalmente para isomerizar alimentaciones de hidrocarburos parafínicos. Los ejemplos de catalizadores de HDW incluyen catalizadores a base de Ni, W y tamices moleculares.

50 El catalizador de HDW de la invención es un catalizador de NiW. Tiene excelentes propiedades isomerizantes y desaromatizantes y también tiene la capacidad de realizar la hidrogenación y otras reacciones de hidrogenación de materiales de alimentación biológica, que normalmente se realizan mediante catalizadores de HDO. Los tamices moleculares de aluminosilicato y especialmente las zeolitas con tamaños de poro medianos o grandes también son útiles como catalizadores de HDW en la presente invención. Las zeolitas comerciales típicas
55 útiles en la invención incluyen, por ejemplo, ZSM-5, ZSM-11, ZSM-12, ZSM 22, ZSM-23 y ZSM 35. Otras zeolitas útiles son la zeolita beta y la zeolita Y. El catalizador de HDW también está soportado sobre un soporte de óxido. Los materiales de soporte pueden ser iguales o diferentes a los del catalizador de HDO. En una realización de la invención, el catalizador de HDW se selecciona de $\text{NiW}/\text{Al}_2\text{O}_3$ y $\text{NiW}/\text{zeolita}/\text{Al}_2\text{O}_3$. Estos catalizadores de HDW son especialmente adecuados para combinarse con el catalizador de HDO de la invención ya que también requieren sulfuración para una actividad catalítica adecuada.
60
65

En una realización específica, un lecho de catalizador de la fase de reacción principal del sistema de reactor comprende una combinación de catalizadores de HDO y de HDW sulfurados, en el que el catalizador de HDO es NiMo/Al₂O₃ y el catalizador de HDW es NiW/zeolita/Al₂O₃. El catalizador de NiMo/Al₂O₃ sirve principalmente para la hidrogenación, hidrodesoxigenación, hidrodesulfuración e hidrodesnitrificación. El catalizador de NiW/zeolita/Al₂O₃ sirve principalmente para hidroisomerización, hidrogenación, hidrodesaromatización e hidrocraqueo. Sin embargo, tal como se mencionó anteriormente, el NiW también tiene capacidad para cierta hidrodesoxigenación, hidrodesulfuración e hidrodesnitrificación de la materia prima biológica. En una realización de la invención, el catalizador de HDW se mezcla con el catalizador de HDO en el primer lecho de catalizador en el extremo de entrada donde la alimentación entra en la fase de reacción principal. En caso de que haya dos o más lechos de catalizador en la fase principal, los catalizadores de HDO y de HDW normalmente se mezclan en al menos dos de los lechos de catalizador principales del sistema de reactor.

La proporción de catalizador de HDO en el extremo de entrada de la fase de reacción principal es normalmente mayor que la proporción de catalizador de HDW. En una realización de la invención, la proporción del catalizador de HDW aumenta hacia el extremo de salida del sistema de reactor. El último lecho de catalizador en la fase de reacción principal normalmente comprende sólo catalizador de HDW.

La proporción de catalizadores de HDO y de HDW en la combinación de catalizadores puede variar dependiendo del material de alimentación y la cantidad de heteroátomos, compuestos aromáticos y otras impurezas en el mismo. La proporción de NiW y zeolita en el catalizador de NiW/zeolita también puede variar. Como regla general, NiW es el catalizador activo más abundante en el sistema de reactor. El experto podrá seleccionar composiciones catalíticas adecuadas basándose en su conocimiento de la alimentación, los parámetros de reacción y las especificaciones de destilado deseadas. Por ejemplo, una alimentación que tenga una cantidad elevada de compuestos aromáticos requerirá una cantidad relativamente mayor de catalizador de HDW para el craqueo que la necesaria para una alimentación con una cantidad baja de compuestos aromáticos.

En una realización de la invención, el sistema de reactor contiene una fase de reacción principal. El primer lecho de catalizador calculado en la dirección de flujo de la fase principal contiene una combinación del 50, el 60, el 70, el 80, el 90 o el 95 % en peso de catalizador de HDO y del 5, el 10, el 20, el 30, el 40 o el 50 % en peso de catalizador de HDW. El último lecho de catalizador de la fase principal contiene el 100 % en peso de catalizador de HDW. En una realización, hay un lecho de catalizador intermedio que contiene el 5, el 10, el 20, el 30 o el 50 % en peso de catalizador de HDO y el 50, el 60, el 70, el 80, el 90 o el 95 % en peso de catalizador de HDW.

En una realización específica, el sistema de reactor comprende una fase principal con varios lechos de catalizador funcionando en serie. En una realización, el primer lecho de catalizador comprende del 75 al 95 % en peso de catalizador de NiMo/Al₂O₃ o CoMo/Al₂O₃ y del 5 al 25 % en peso de catalizador de NiW/zeolita/Al₂O₃. El segundo lecho de catalizador comprende del 2 al 15 % en peso de catalizador de NiMo/Al₂O₃ o CoMo/Al₂O₃ y del 85 al 98 % en peso de catalizador de NiW/zeolita/Al₂O₃. Los lechos de catalizador tercero y cuarto comprenden ambos el 100 % de catalizador de NiW/Al₂O₃ o NiW/zeolita/Al₂O₃.

El sistema de reactor de la presente invención también comprende al menos una fase de lecho de protección catalíticamente activo aguas arriba de la fase de reacción principal. El propósito de la fase de protección es proteger el/los catalizador(es) de la fase principal contra el envenenamiento y la contaminación. La fase de protección también prolonga el tiempo de funcionamiento activo de los catalizadores de la fase principal. Preferiblemente, en el sistema de reactor hay dos o más lechos de protección en serie. El/los lecho(s) de protección puede(n) combinarse en el mismo recipiente a presión que los lechos de catalizador principales o pueden proporcionarse en recipiente(s) a presión separado(s).

Al menos uno de los lechos de protección contiene material catalizador activo para la retirada de metales, azufre y fósforo presentes en la alimentación. Los materiales catalíticamente activos normalmente se seleccionan de Ni, Co, Mo, W, zeolitas, Al₂O₃, SiO₂ y mezclas de los mismos.

En una realización de la invención, al menos un lecho de protección contiene una combinación de catalizador de HDO y catalizador de HDW. Cuando el sistema de reactor comprende dos o más lechos de protección, al menos uno de los lechos de catalizador de protección normalmente comprende catalizador de HDW combinado con catalizador de HDO. Los catalizadores en cuestión pueden contener los mismos componentes activos que los descritos anteriormente para la fase principal. Sin embargo, la actividad catalítica de los catalizadores de lecho de protección es normalmente menor que la del catalizador de fase principal. Por ejemplo, el catalizador de NiMo usado en una fase de protección tiene una baja actividad de hidrogenación y sirve para desmetalizar la alimentación, mientras que el NiMo en la fase principal tiene una alta actividad para la hidrodesoxigenación. Una combinación de catalizadores en un lecho de protección protege así los catalizadores de la fase principal retirando metales, azufre, fósforo, etc. de la alimentación.

En una realización de la invención, los catalizadores de HDO y de HDW se combinan en dos o más lechos de catalizador del sistema de reactor. Normalmente, uno de dichos lechos de catalizador está situado en una fase de protección y otro está situado en una fase principal. En una realización adicional, al menos dos lechos de catalizador

principales comprenden una combinación de catalizadores de HDO y de HDW.

5 Los lechos de protección y/o los lechos de catalizador principales pueden comprender una capa inerte en los extremos de entrada de los reactores y también entre los lechos de catalizador. Los catalizadores también pueden diluirse con medios inertes apropiados. La dilución de los catalizadores activos sirve para igualar las reacciones exotérmicas y facilitar el control de la temperatura en el/los reactor(es). Los ejemplos de medios inertes incluyen esferas de vidrio y sílice. En una realización de la invención, al menos uno de los catalizadores se diluye con un material inerte.

10 En el procedimiento de la invención, el material de alimentación biológica se alimenta desde un tanque de alimentación hasta el sistema de reactor. En una realización, el material de alimentación se purifica antes de entrar en los reactores. Se selecciona la purificación que se adapta al material biológico en cuestión.

15 Según una realización de la invención, la alimentación comprende aceite de bogol bruto (CTO) y la purificación se realiza usando una combinación de calentador y evaporador. En esta realización, el CTO se calienta en primer lugar a vacío. Una temperatura adecuada es de 150 a 230 °C a una presión de 40 a 80 mbar. Se separa la fase gaseosa que contiene CST (trementina de sulfato bruto) y agua. La fase líquida se dirige a un evaporador para su purificación adicional. Desde el evaporador, el CTO purificado se alimenta a un tanque de alimentación del reactor.

20 Según otra realización adecuada para CTO, la purificación se realiza usando dos o tres evaporadores en la purificación. En esta realización, el primer evaporador es un evaporador de película delgada. En una realización, el evaporador funciona a una temperatura de 150 a 200 °C y una presión de 10 a 20 mbar. Se separa la fase gaseosa que contiene CST y agua.

25 En la realización de purificación que usa dos evaporadores, la fracción líquida del primer evaporador se conduce a un segundo evaporador. Puede usarse un evaporador de película delgada o un destilador molecular de placas. El segundo evaporador normalmente funciona a una temperatura de 300 a 390 °C y una presión de 0,01 a 15 mbar. El destilado, es decir, el CTO purificado, se alimenta al sistema de reactor para su tratamiento catalítico.

30 En la realización de purificación que usa tres evaporadores, la fracción líquida del primer evaporador se conduce a un segundo evaporador, que es un evaporador de película delgada o un destilador molecular de placas. Las condiciones de funcionamiento típicas incluyen la evaporación a una temperatura de 200 a 280 °C y una presión de 5 a 10 mbar. El tercer evaporador es un evaporador de recorrido corto. Normalmente funciona a una temperatura de 280 a 360 °C y una presión de 0,1 a 5 mbar. Desde el último evaporador, el destilado, es decir, el CTO purificado, se alimenta al sistema de reactor.

35 Realizar la evaporación en más de una etapa permite que la ebullición en las etapas de evaporación posteriores a la primera etapa se lleve a cabo de una manera más controlada porque los componentes de bajo punto de ebullición no provocan tanta migración de las impurezas al vapor.

40 Otra característica de los métodos de evaporación de CTO mencionados en las realizaciones anteriores es que la evaporación se logra de tal manera que la cantidad de residuo retirado mediante la purificación es muy pequeña, oscilando normalmente desde el 5 % hasta el 15 %, preferiblemente menos del 10 % por peso de la alimentación. El residuo comprende CST y agua del calentador y/o del primer evaporador y la brea pesada separada en el evaporador posterior.

45 Las condiciones del procedimiento de purificación de CTO se controlan de tal manera que la mayor cantidad posible de componentes neutros del material de aceite de bogol se retiran con las fracciones recuperadas para su posterior utilización en lugar de retirarse con el residuo. Este procedimiento da como resultado un rendimiento mejorado de la materia prima de CTO purificada en comparación con los procedimientos de la técnica anterior. En particular, la purificación de múltiples etapas proporciona medios controlados y fácilmente ajustables para la purificación de la alimentación. La retirada en primer lugar de agua y, por ejemplo, de los compuestos de trementina, seguido de la retirada de los componentes ligeros, hacen que los siguientes pasos de evaporación sean más eficientes. Después de esto se retiran las impurezas de mayor punto de ebullición. La retirada de componentes ligeros permite el mantenimiento controlado del vacío y la utilización de equipos más pequeños en la(s) etapa(s) de purificación posterior(es). También se reduce de forma controlada el riesgo de que se arrastren sustancias residuales no deseadas a la fracción de destilado en las etapas de evaporación adicionales. La purificación puede llevarse a cabo en condiciones más suaves y usando volúmenes más pequeños.

50 Cuando esta eficiente purificación de CTO se hace funcionar en el presente procedimiento con su(s) combinación/combinaciones de catalizadores de HDO y de HDW, se proporciona un procedimiento general muy ventajoso. En el CTO purificado se conserva un alto nivel de estructuras complejas. Estas estructuras se hidrogenan y craquean eficientemente mediante los catalizadores combinados. Los fragmentos de las moléculas complejas craqueadas compensarán cualquier craqueo de largas cadenas parafínicas. Por tanto, toda la alimentación del CTO se aprovecha al máximo y los rendimientos del producto combustible del CTO son altos.

Después de la purificación, la alimentación se calienta y se lleva a la fase de lecho de protección. Normalmente, se encuentran uno o más lechos de catalizador de protección dispuestos en serie o en paralelo. Los lechos de protección contienen material catalizador activo, tal como se describió anteriormente, para la retirada de sustancias nocivas de la alimentación. El gas hidrógeno se alimenta a la fase de protección o bien por separado o bien premezclado con la alimentación. La fase de protección se presuriza y calienta con el fin de proporcionar la retirada deseada de metales y fósforo de la alimentación.

Desde la fase de protección el flujo se alimenta a la fase de reacción principal. Puede haber varios lechos de catalizador principales funcionando en serie o en paralelo en el sistema de reactor. Normalmente, hay uno o dos lechos de catalizador principales que funcionan en serie. En una realización, el procedimiento está diseñado para funcionar de tal manera que la alimentación pasa a través de una serie de lechos de catalizador principales como un flujo continuo sin salidas intermedias para subproductos u otras corrientes laterales. El número y tamaño de los recipientes de reacción pueden diseñarse libremente para adaptarse al espacio disponible, teniendo en cuenta el procedimiento y los parámetros de flujo deseados. Por tanto, la fase de reacción principal puede comprender un recipiente a presión o puede dividirse en dos o más recipientes a presión.

El primer lecho de catalizador principal en la dirección del flujo normalmente contiene una combinación de catalizadores de HDO y de HDW tal como se describió anteriormente. Se alimenta gas hidrógeno adicional a la fase principal para proporcionar suficiente reactivo para las diversas etapas del tratamiento con hidrógeno.

En las reacciones de hidroprocesamiento en los lechos de catalizador tienen lugar varias reacciones químicas. Estas reacciones son bien conocidas como tales y no se describen con detalle en el presente documento. Los compuestos biológicos que contienen oxígeno, azufre y nitrógeno reaccionan con el hidrógeno y forman como subproductos agua, sulfuro de hidrógeno, amoníaco, dióxido de carbono y monóxido de carbono. Los principales productos del hidroprocesamiento son los hidrocarburos parafínicos de la gama C₁₆-C₂₀. Las largas cadenas de carbono de los ácidos grasos se isomerizan, lo que mejora las propiedades de flujo en frío del combustible resultante. En la presente invención, la isomerización tiene lugar antes, después o simultáneamente con la hidrodeseoxigenación debido a la combinación de catalizadores de HDO y de HDW y el empaquetamiento del material catalizador. Las olefinas y los compuestos aromáticos se hidrogenan y los sistemas de anillos fusionados se rompen. Esto reduce la complejidad de los compuestos y mejora la calidad del combustible. Se produce el craqueo de moléculas grandes, cadenas laterales y de algunas de las cadenas largas, lo que da como resultado un aumento de moléculas útiles más pequeñas, pero también provoca un aumento de productos de gases ligeros (metano, etano, propano y butano).

Dado que los catalizadores están combinados en el/los lecho(s) de catalizador, la hidrogenación, la isomerización, la hidrodeseoxigenación, la desaromatización y el hidrocrqueo tienen lugar simultáneamente. Como la mayoría de las reacciones son exotérmicas, la temperatura tiende a aumentar. En una realización de la invención, se alimenta hidrógeno a la fase de reacción principal como gas de extinción para controlar la temperatura. También puede añadirse gas de extinción a uno o más de los lechos de protección para garantizar que la temperatura no aumente demasiado.

Desde el primer lecho de catalizador en la fase de reacción principal el flujo pasa al segundo lecho de catalizador, donde la proporción de catalizador de HDO es normalmente menor que en el primer lecho de catalizador. En caso de que sólo haya dos lechos de catalizador en el sistema de reactor, el segundo lecho comprenderá principalmente o sólo catalizador de HDW. En caso de que haya varios lechos, el segundo lecho comprenderá también catalizador de HDO, pero en una proporción menor en comparación con el primer lecho. Normalmente, el último lecho de la serie principal de lechos de catalizador contiene sólo catalizador de HDW. Esto hace posible controlar la isomerización y ajustar el grado de isomerización y craqueo a un nivel adecuado según las propiedades requeridas de ignición y flujo en frío del producto combustible. Además, se proporciona un procedimiento más directo y sencillo en el que los parámetros del procedimiento pueden controlarse y ajustarse fácilmente cuando sea necesario. Se necesitan equipos de procedimiento menos complicados, lo que también hace que el procedimiento sea más rentable.

Debido a la combinación de catalizadores multifuncionales, un material de alimentación biológico complejo tal como el CTO, que además de ácidos grasos, ácidos resínicos y componentes neutros contiene otros compuestos orgánicos, puede descomponerse en una mezcla de hidrocarburos que proporciona una base excelente para combustible y componentes de combustible. La purificación del CTO mejora además el rendimiento y convierte el presente procedimiento en una forma muy ventajosa de proporcionar combustible ecológico.

En el presente procedimiento no sólo se recuperan las parafinas de los ácidos grasos y se transforman mediante isomerización en un buen combustible diésel. Mediante la desaromatización y el craqueo realizados simultáneamente se obtiene un buen rendimiento de toda la alimentación. Las diversas reacciones catalíticas contrarrestan parcialmente el efecto de cada una sobre las propiedades de ignición y flujo en frío y el resultado neto es un producto de hidroprocesamiento general con características aceptables para su uso como combustible.

Es característico de los catalizadores de HDO y de HDW usados en la presente invención que el azufre tiene que estar presente para mantener la actividad catalítica de los catalizadores. La zeolita del catalizador de HDW no es

sensible al envenenamiento por bajos niveles de azufre. Los catalizadores normalmente se sulfuran antes de la puesta en marcha mediante un compuesto que contiene azufre, tal como sulfuro de hidrógeno o disulfuro de dimetilo. Sólo se necesita azufre adicional durante el funcionamiento en caso de que la concentración de azufre orgánico en el material de alimentación sea demasiado baja. Cuando CTO es el material de alimentación, generalmente no se necesita azufre adicional para mantener la actividad catalítica de los catalizadores de HDO y de HDW. Cuando se necesita azufre adicional, puede añadirse a la alimentación un compuesto de azufre adecuado.

La cantidad de gas hidrógeno necesaria para las diversas reacciones de hidrotratamiento depende de la cantidad y el tipo de material de alimentación. La cantidad de hidrógeno necesaria depende también de las condiciones del procedimiento. Los aceites, grasas y ceras biológicos normalmente contienen ácidos grasos y/o estructuras de triglicéridos, que se hidrogenan y se rompen en la reacción de hidrotratamiento formando agua y largas cadenas de carbono parafínicas.

El CTO es una materia prima biológica, que carece de estructuras de triglicéridos, pero contiene ácidos grasos y otros compuestos que contienen oxígeno, así como compuestos aromáticos y olefínicos que requieren hidrógeno para su conversión en componentes de combustible.

Una persona con conocimientos habituales en la técnica puede determinar una cantidad adecuada de hidrógeno necesaria para el hidroprocesamiento y la isomerización. Siempre que esté presente suficiente hidrógeno para mantener la actividad de los catalizadores, la cantidad de alimentación de hidrógeno no es crítica desde un punto de vista técnico ya que el exceso de gas hidrógeno que no se consume en las reacciones se recircula y se usa como gas de alimentación y extinción.

En la presente invención, la presión en el reactor puede variar desde 10 hasta 250 bar, preferiblemente desde aproximadamente 80 hasta aproximadamente 110 bar.

Los tratamientos con HDO y HDW en el reactor se llevan a cabo a una temperatura en el intervalo de 280 °C a 450 °C, preferiblemente a de 350 °C a 400 C.

El material de alimentación se bombea al reactor a una velocidad deseada. La velocidad de alimentación WHSV (velocidad espacial horaria en peso) del material de alimentación es proporcional a la cantidad de catalizador: la WHSV se calcula según la siguiente ecuación:

$$WHSV[h^{-1}] = \frac{V_{alimentación}[g/h]}{m_{catalizador}[g]}$$

en la que $V_{alimentación}[g/h]$ significa la velocidad de bombeo del material de alimentación, y $m_{catalizador}[g]$ significa la cantidad de catalizador.

La WHSV del material de alimentación en la presente invención varía entre 0,1 y 5, y preferiblemente está en el intervalo de 0,3 - 0,7.

La razón de H_2 /alimentación en la presente invención varía entre 600 y 4000 NI/I, y está preferiblemente en el intervalo de 1300-2200 NI/I.

Las etapas de hidroprocesamiento son reacciones altamente exotérmicas en las que la temperatura puede aumentar hasta un nivel que es perjudicial para la estabilidad del catalizador y/o la calidad del producto. En algunos casos, puede ser necesario controlar las variaciones de temperatura. La recirculación de al menos una parte de la corriente de producto de hidrocarburo líquido y/o del gas efluente proporciona un medio eficaz para limitar la reacción exotérmica mediante la cual las corrientes recirculadas actúan como medio para reducir la temperatura de los lechos de catalizador de una manera controlada.

La mezcla de hidrocarburos obtenida del sistema de reactor incluye hidrocarburos de calidad para combustible que tienen un punto de ebullición de como máximo 380 °C según la norma ISO EN 3405.

El producto del sistema de reactor de hidroprocesamiento se extrae de la salida del último lecho de catalizador principal. En una realización de la invención, se separan agua y gases ligeros que contienen hidrógeno, hidrocarburos ligeros, H_2S , CO y CO_2 del producto de hidrocarburo líquido. La separación puede realizarse, por ejemplo, mediante enfriamiento o vaporización instantánea. El agua y los gases también pueden separarse por otros medios que son bien conocidos por los expertos en la técnica.

En una realización de la invención, los gases ligeros se dirigen para su purificación a un depurador de aminas, que retira H_2S y CO_2 de los productos gaseosos. Los gases depurados, que comprenden principalmente hidrógeno y algunas impurezas, se recirculan al procedimiento como hidrógeno de alimentación y gas de extinción.

Los productos de reacción líquidos, es decir, la mezcla de hidrocarburos superiores (> C5) del separador, se alimentan a una columna de separación donde se recuperan diferentes fracciones de hidrocarburos de calidad para combustible. Desde el fondo de la columna de separación, los hidrocarburos más pesados pueden recircularse de nuevo al extremo de entrada del aparato y mezclarse con la alimentación antes de los reactores de protección.

5 El experto en la técnica puede variar las condiciones de destilación y cambiar el punto de corte de temperatura según se desee para obtener cualquier producto de hidrocarburo adecuado.

10 La fracción de destilado medio recuperada puede comprender gasóleo, es decir, una fracción de hidrocarburos que tiene un punto de ebullición en la gama del diésel. Un punto de ebullición típico es de desde 160 °C hasta 380 °C, cumpliendo las características de la especificación de la norma EN 590 diésel. El producto diésel puede alimentarse a un tanque de almacenamiento de diésel. También pueden recuperarse fracciones de hidrocarburos que se destilan a temperaturas que oscilan desde 40 °C hasta 210 °C y a una temperatura de aproximadamente 370 °C. Estas fracciones son útiles como combustible de gasolina y/o combustible de nafta de alta calidad, o como componentes de mezclado para estos combustibles.

15 El procedimiento de la presente invención puede realizarse en cualquier aparato típico para producir biocombustible o componentes de biocombustible, que incluya el/los lecho(s) de catalizador específico(s) de la invención. Un aparato adaptado para realizar una realización del procedimiento de la invención comprende una fase de protección catalíticamente activa y una fase de reacción principal. Al menos una de dichas fases comprende un lecho de catalizador, en el que se combinan entre sí catalizadores de HDO y de HDW. En una realización de la invención, los catalizadores se mezclan entre sí mediante el mezclado físico de partículas de catalizador o la provisión de ambos tipos de catalizadores sobre el mismo material de soporte.

20 Una fase de reacción principal para su uso en el procedimiento de hidroxigenación e hidrodeshidrogenación de la invención puede comprender capas inertes y capas trampa para distribuir el flujo y/o atrapar impurezas además del/de los lecho(s) de catalizador activo(s) con una combinación de catalizadores de HDO y de HDW.

25 Entre los lechos de catalizador activos puede proporcionarse un espacio para la introducción de gas de extinción por enfriamiento. También puede introducirse gas de extinción en el/los lecho(s) activo(s).

30 La figura 1 muestra un diagrama que ilustra una realización del procedimiento de la invención. En el procedimiento, se alimenta material 1 de alimentación recién preparado a un tanque 2 de alimentación. La alimentación puede purificarse por diversos medios (no mostrados) antes o después del tanque 2 hacia el sistema 5 de reactor. La alimentación recién preparada se combina con una fracción 12 pesada recirculada desde el fraccionamiento 8. La alimentación se mezcla con hidrógeno y se dirige a la fase de lecho de protección del sistema 5 de reactor.

35 La fase de lecho de protección comprende lecho(s) con catalizador(es) activo(s) para la retirada de compuestos nocivos tales como metales y fósforo. Uno o más de los lechos de protección pueden comprender un lecho de catalizador en el que el catalizador de HDW se mezcla con el catalizador de HDO. Los compuestos nocivos quedan retenidos en lo(s) lecho(s) de protección.

40 Desde la fase de protección, el flujo pasa a la fase de reacción principal en el sistema 5 de reactor y se mezcla con hidrógeno adicional para mantener la presión de hidrógeno y enfriar el flujo.

45 La fase de reacción principal comprende uno o más lechos de catalizador activos para el hidrogenación. Al menos un lecho de catalizador comprende una combinación de catalizadores de HDO y de HDW. Los catalizadores comprenden, por ejemplo, NiMo/Al₂O₃ como catalizador de HDO y NiW/zeolita/Al₂O₃ como catalizador de HDW. Cuando hay más de un lecho de catalizador, el último lecho de la fase de reacción principal comprende sólo catalizador de HDW.

50 Desde el fondo del sistema 5 de reactor, el producto de hidrogenación pasa a un separador 6 para separar agua y gases ligeros del flujo de producto de hidrocarburo líquido. Después de la purificación, una parte de los gases se recircula al extremo de entrada del sistema 5 de reactor para proporcionar reactivo de hidrógeno, así como gas de extinción (no mostrado) para enfriar los reactores principales y/o de protección. El hidrógeno de reposición recién preparado se proporciona desde la fuente 7 de hidrógeno.

55 El flujo de producto de hidrocarburo líquido se pasa a un fraccionador 8, donde la destilación proporciona fracciones de hidrocarburo que hierven en los intervalos deseados. Normalmente se recupera una fracción de destilado medio o diésel en 9, se recupera una fracción de nafta en 10, se recupera una fracción ligera en la parte 11 superior y se extrae una fracción pesada en la parte 12 inferior. Una parte o la totalidad de la fracción pesada se recircula a la línea de alimentación recién preparada y se alimenta al sistema 5 de reactor.

60 Los siguientes ejemplos se presentan para ilustrar adicionalmente las realizaciones de la invención.

65 Ejemplo de referencia 1

ES 2 988 404 T3

Se procesa aceite de bogol bruto en un reactor a escala de laboratorio empaquetado con catalizador de HDO que contiene NiMo/Al₂O₃. Las condiciones de reacción se muestran en la tabla 1.

5 Tabla 1

Parámetro	Valor
WSHV	0,49
Velocidad de H ₂ /CTO (NI/I)	1973
Presión (bar)	90
Temperatura (°C)	369

El destilado del producto de hidrocarburo líquido es de color brillante y tiene los datos mostrados en la tabla 2.

10 Tabla 2

Resultado de rendimiento	Valor (C°)
IBP	247
5	304
10	297
15	304
20	305
30	309
40	311
50	314
60	318
70	326
80	341
85	360
90	386
FP	61
CP	+16
CFPP	+10

En la figura 2 se muestra una curva de destilación del destilado.

- 15 Los resultados obtenidos con el catalizador de HDO solo no son satisfactorios para el uso de combustible debido a sus escasas propiedades de flujo en frío. La razón de iso-parafinas con respecto a n-parafinas es de 0,5. Un residuo del 7 % del producto no destila nada a las temperaturas usadas.

Ejemplo de referencia 2

- 20 Se procesa aceite de bogol bruto en un reactor a escala de laboratorio empaquetado con catalizador de HDW que contiene NiW/Al₂O₃. Las condiciones de reacción se muestran en la tabla 3.

25 Tabla 3

Parámetro	Valor
WSHV	0,68
Velocidad de H ₂ /CTO (NI/I)	1260
Presión (bar)	80
Temperatura (°C)	369

El destilado de producto de hidrocarburo líquido tiene los datos mostrados en la tabla 4.

30 Tabla 4

Resultado de rendimiento	Valor (C°)
IBP	94
5	130
10	152
15	170
20	190
30	231

ES 2 988 404 T3

40	263
50	279
60	287
70	293
80	298
85	300
90	305
95	317
FBP	333
FP	61
CP	-8
CFPP	-2

En la figura 3 se muestra una curva de destilación del rendimiento de hidrocarburos.

5 El resultado obtenido con el catalizador de HDW solo tiene propiedades de flujo en frío bastante buenas. La razón de iso-parafina con respecto a n-parafina es de 2,6. Sin embargo, el rendimiento del producto destilado medio no es satisfactorio.

Ejemplo de referencia 3

10 Se procesa aceite de bogol bruto en un reactor a escala de laboratorio empaquetado con un catalizador de HDO y de HDW. El catalizador de HDO comprende 21 g de NiMo/Al₂O₃ y el catalizador de HDW comprende 6 g de NiW/Al₂O₃. Las condiciones de reacción se muestran en la tabla 5.

Tabla 5

15

Parámetro	Valor
WSHV	0,6
Velocidad de H ₂ /CTO (NI/I)	1310
Presión (bar)	70
Temperatura (°C)	373

El producto de hidrocarburo líquido tiene los datos mostrados en la tabla 6.

Tabla 6

20

Resultado de rendimiento	Valor (C°) Hidrocarburos totales
IBP	105
5	148
10	173
15	201
20	229
30	273
40	292
50	299
60	303
70	309
80	316
85	325
90	346
95	393
FBP	398

25 La curva de destilación se muestra en la figura 4. La curva indica una buena distribución de hidrocarburos parafínicos y un buen rendimiento de destilado medio. Sin embargo, la razón de iso-parafinas con respecto a n-parafinas es de aproximadamente 1 y las propiedades de flujo en frío del destilado medio no son satisfactorias para el uso de combustible diésel. El residuo comprende el 1,6 %.

Ejemplo 1

30 Las composiciones de cuatro capas de catalizador de una fase de reacción principal de un sistema de reactor para su uso en el procedimiento según la invención se muestran en la tabla 7.

Tabla 7

N.º de capa	NiW/zeolita/Al ₂ O ₃ (% en peso)	NiMo/Al ₂ O ₃ (% en peso)
1	20	80
2	90	10
3	95	5
4	100	0

5 Ejemplo 2

Se purifica el aceite de bogol bruto mediante un procedimiento de evaporación de tres etapas a presiones reducidas y temperaturas elevadas. La purificación retira el 4 % de la fracción ligera y el 6 % de la fracción pesada de brea, proporcionando el 90 % del aceite de bogol bruto como CTO purificado.

10 Se combina el CTO purificado con una corriente de destilado pesado procedente de una etapa de fraccionamiento de hidrocarburos y se alimenta a un sistema de reactor piloto según la invención junto con gas hidrógeno.

15 El sistema de reactor contiene una fase de lecho de protección con dos lechos de catalizador en serie. Los lechos de protección se empaquetan con catalizadores que contienen Ni, Mo y W como metales activos y SiO₂ y Al₂O₃ como materiales portadores y eliminadores de metales.

20 Desde los lechos de protección, la alimentación purificada fluye hacia la fase de reacción principal, que comprende cuatro lechos de catalizador tal como se describe en el ejemplo 1. Se alimenta hidrógeno adicional a la fase de reacción principal junto con la alimentación. También se introduce gas hidrógeno entre los lechos del catalizador.

Las condiciones de reacción en la fase de reacción principal se muestran en la tabla 8.

Tabla 8

25

Parámetro	Valor
WSHV	0,60
Velocidad de H ₂ /CTO (NI/l)	1480
Presión (bar)	90
Temperatura (°C)	365

Se separan agua y las fracciones gaseosas ligeras del producto del hidroprocesamiento. El destilado del producto de hidrocarburo líquido tiene los datos indicados en la tabla 9 a continuación.

30 Tabla 9

Resultado de rendimiento	Valor (C°)
IBP	92
5	114
10	132
15	146
20	159
30	191
40	224
50	256
60	275
70	286
80	294
85	298
90	303
95	314
FBP	335

En la figura 5 se muestra una curva de destilación.

35 Los hidrocarburos líquidos se destilan para dar una fracción ligera, una fracción de destilado medio y una fracción pesada.

El destilado medio proporcionado por el procedimiento tiene características de la norma EN-590 diésel tal como se

ES 2 988 404 T3

indica a continuación en la tabla 10.

Tabla 10

Residuo (%)	1,3
P.e. inicial (°C)	170
P.e. final (°C)	340
50 % (v/v) recuperado a (°C)	276
90 % (v/v) recuperado a (°C)	306
95 % (v/v) recuperado a (°C)	318
% de parafinas	94
% de compuestos aromáticos	6
Índice de cetano	57
FP (°C)	63
CP (°C)	-7
CFPP (°C)	-12

5

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para producir biocombustible o componentes de biocombustible, que comprende:
 - 5 - alimentar material biológico que comprende aceite de bogol, ácidos grasos de aceite de bogol, derivado(s) de aceite de bogol o mezclas de los mismos a un sistema de reactor, que comprende una fase de lecho de protección catalíticamente activo y una fase de reacción principal catalíticamente activa y en el que el material de alimentación se pone en contacto, en al menos un lecho de catalizador de dichas fases, con una combinación de catalizadores de hidrodeshidrogenación (HDO) y de hidrodeshidrogenación (HDW), en el
 - 10 que el catalizador de HDO se selecciona del grupo que consiste en NiMo, CoMo, y una mezcla de Ni, Mo y Co, y el catalizador de HDW es un catalizador de NiW,
 - 15 - tratar el material de alimentación catalíticamente con hidrógeno en el sistema de reactor para provocar hidrodeshidrogenación, isomerización y craqueo de los componentes del material de alimentación para proporcionar un producto de hidropesamiento, mediante lo cual la temperatura está en el intervalo de 280 a 450 °C, la presión es de desde 10 hasta 250 bar, la WHSV está entre 0,1 y 5 y la razón H₂/alimentación está en el intervalo de 1.300 a 2.200 N/l y
 - 20 - recuperar al menos una fracción del producto del hidropesamiento como biocombustible o componentes de biocombustible,

en el que la combinación de catalizadores de HDO y de HDW comprende mezcla(s) de los catalizadores y

en el que dicha(s) mezcla(s) se proporciona(n) mezclando físicamente partículas de catalizadores de HDO y de HDW o añadiendo metales de catalizadores de HDO y de HDW al mismo material de soporte.
2. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el procedimiento comprende la etapa de purificar una alimentación que comprende aceite de bogol bruto mediante dos o más etapas de purificación por evaporación antes de alimentar a dicho sistema de reactor.
3. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el catalizador de HDO se selecciona del grupo que consiste en NiMo, CoMo y una mezcla de Ni, Mo y Co sobre un soporte seleccionado de Al₂O₃, SiO₂ y ZrO₂, y el catalizador de HDW se selecciona de NiW/Al₂O₃ y NiW/zeolita/Al₂O₃.
4. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el catalizador de HDO comprende NiMo/Al₂O₃ y el catalizador de HDW comprende NiW/zeolita/Al₂O₃.
5. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la fase de reacción principal comprende dos o más lechos de catalizador principales con sus respectivas combinaciones de catalizadores de HDO y de HDW.
6. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la fase de reacción principal comprende dos o más lechos de catalizador principales, que funcionan en serie.
7. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la proporción de catalizador de HDW aumenta hacia el extremo de salida del sistema de reactor.
8. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el sistema de reactor comprende dos o más lechos de catalizador de protección, en el que el catalizador de HDW se combina con catalizador de HDO en al menos uno de los lechos de catalizador de protección.
9. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la alimentación después de la fase de lecho de protección pasa a través de los lechos de catalizador principales del sistema de reactor en serie como un flujo continuo sin salidas para subproductos u otras corrientes laterales.
10. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el agua se separa del producto de hidropesamiento mediante enfriamiento.
11. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono se separan de los productos gaseosos de hidropesamiento mediante lavado químico con aminas.
12. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que se recuperan una fracción de diésel y una fracción de nafta y se recircula una fracción pesada al extremo de entrada de la fase de lecho de protección o la fase de reacción principal.

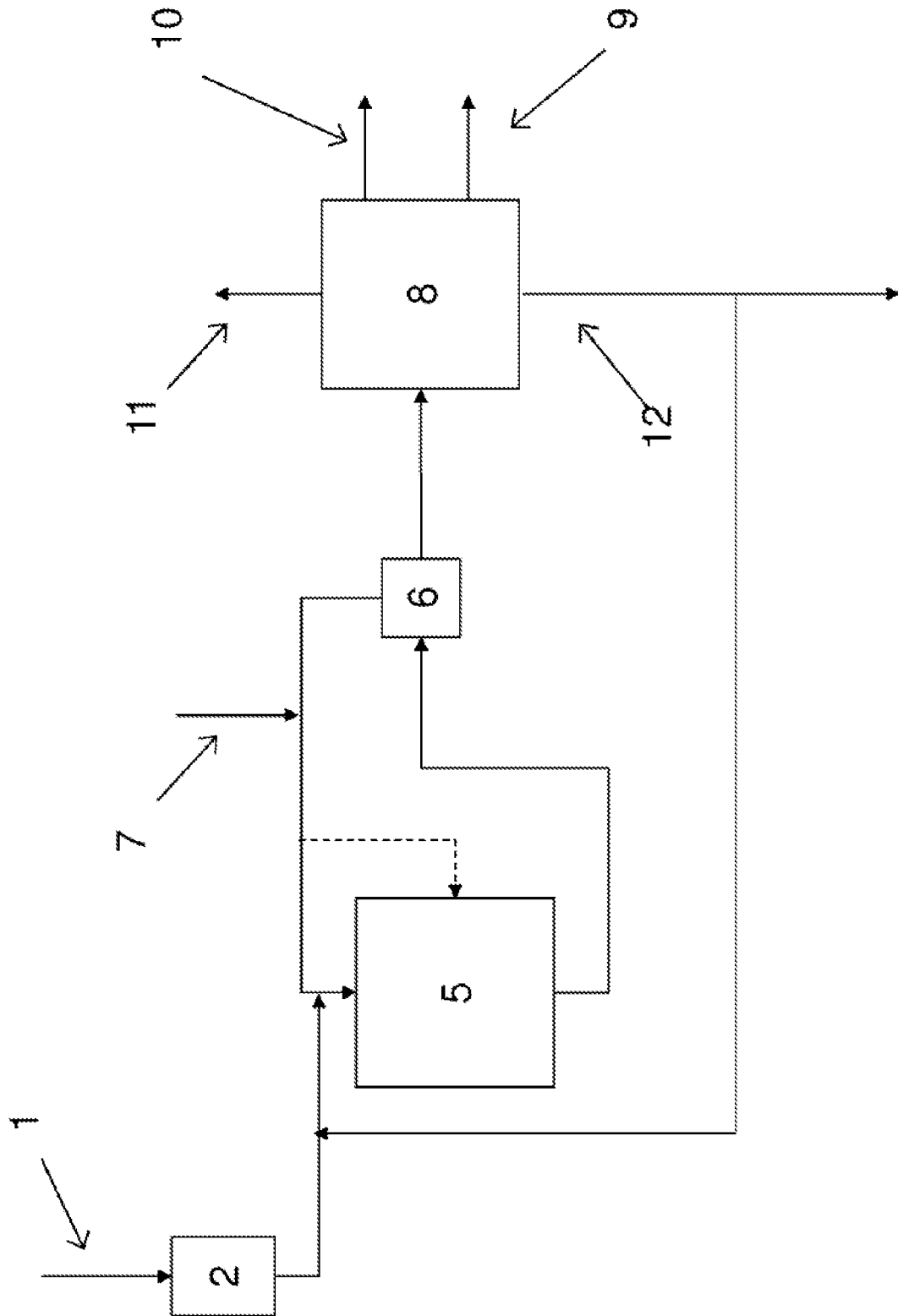


Fig. 1

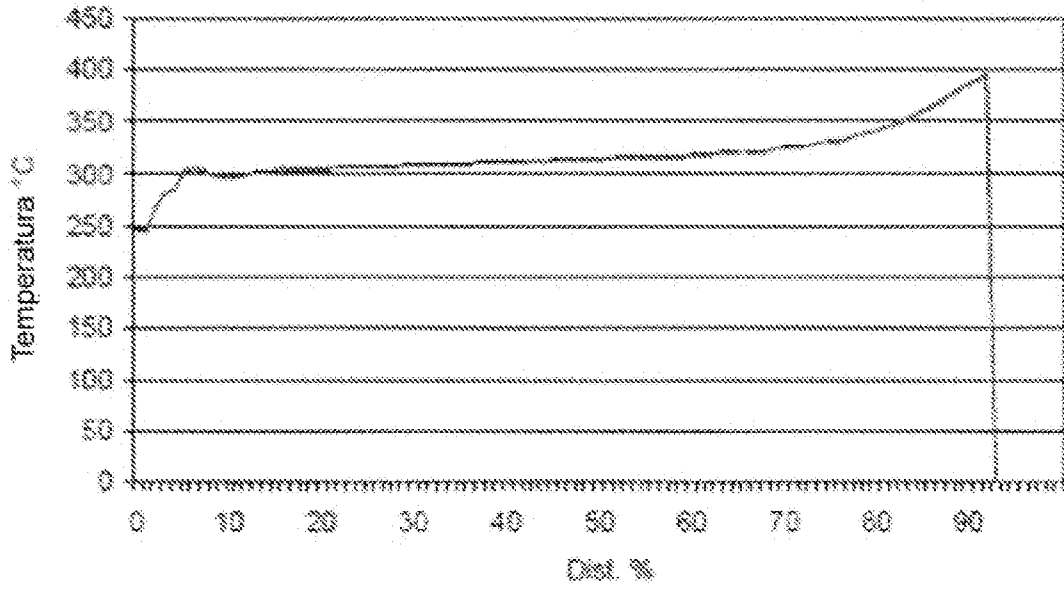


Fig. 2

Ensayo 1, condición 2, WHSV 0,68, H2/aceite 1261

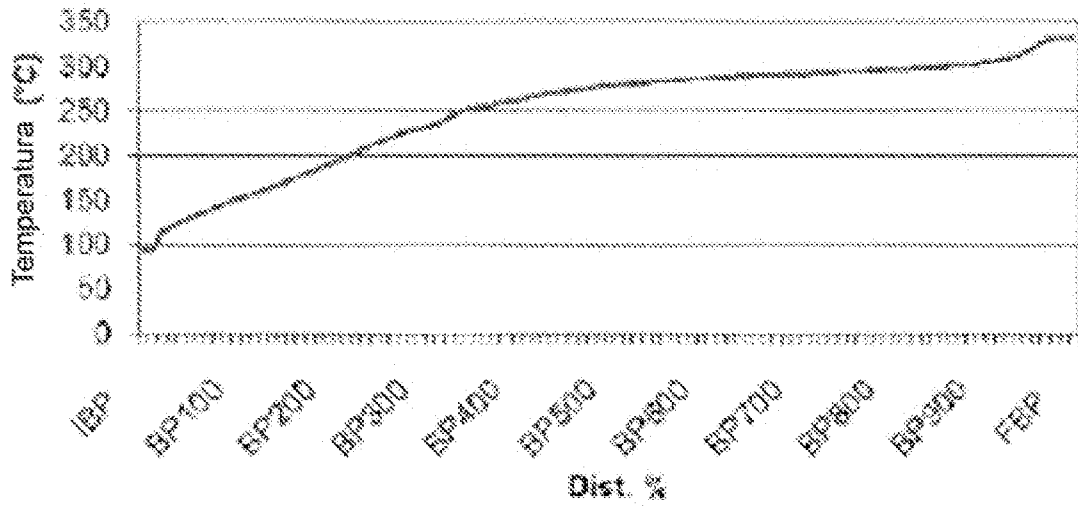


Fig. 3

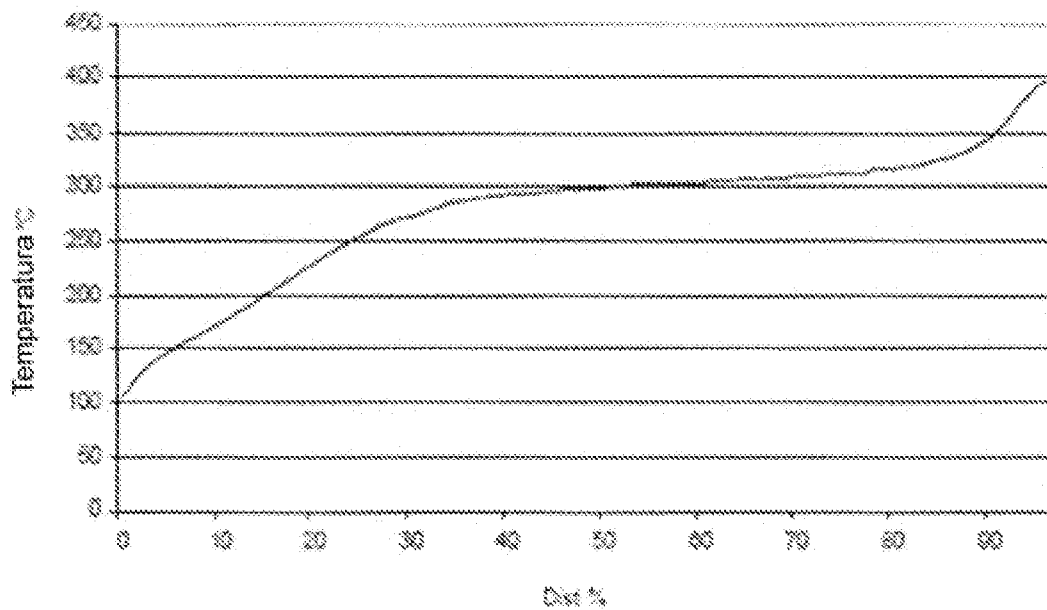


Fig. 4

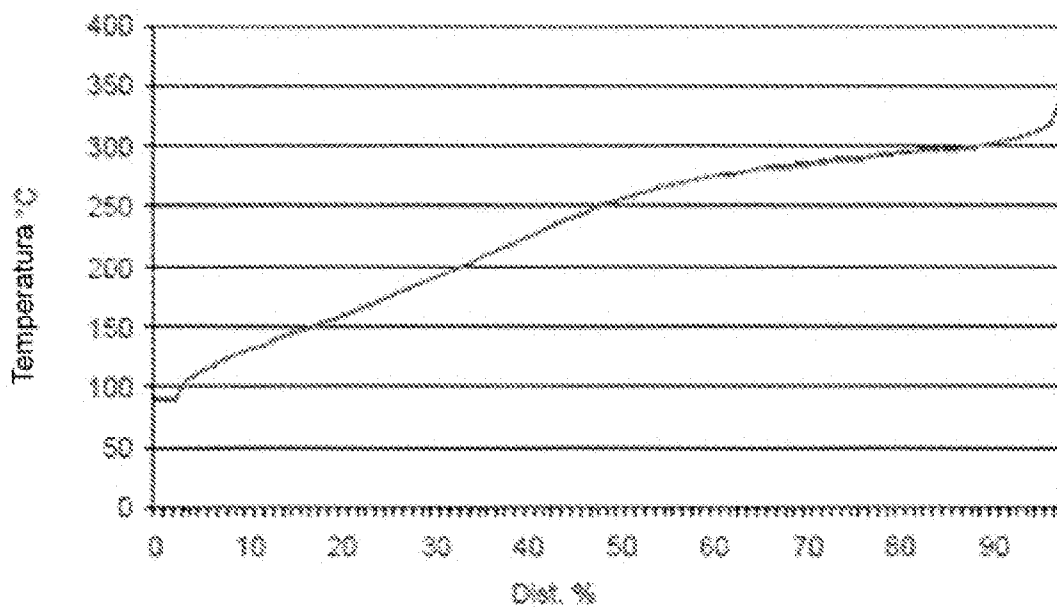


Fig. 5