

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 373 750**

51 Int. Cl.:
C10G 49/04 (2006.01)
C10G 49/12 (2006.01)
C10G 3/00 (2006.01)
C10L 1/02 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 96 Número de solicitud europea: **08832709 .3**
96 Fecha de presentación: **18.07.2008**
97 Número de publicación de la solicitud: **2176382**
97 Fecha de publicación de la solicitud: **21.04.2010**

54 Título: **PROCEDIMIENTO DE HIDROCONVERSIÓN EN LECHO BURBUJEANTE DE CARGAS DE ORIGEN BIORRENOVABLE PARA LA PRODUCCIÓN DE BASES CARBURANTES.**

30 Prioridad:
25.07.2007 FR 0705444

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
08.02.2012

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
08.02.2012

73 Titular/es:
**IFP ENERGIES NOUVELLES
1 & 4 AVENUE DE BOIS-PRÉAU
92852 RUEIL MALMAISON CEDEX, FR**

72 Inventor/es:
**DAUDIN, Antoine;
DUPASSIEUX, Nathalie;
CHAPUS, Thierry y
QUIGNARD, Alain**

74 Agente: **Ungría López, Javier**

ES 2 373 750 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 de hidroconversión en lecho burbujeante de cargas de origen biorrenovable para la producción de bases carburantes

5 **Campo de la invención**

La presente invención se relaciona con un procedimiento de hidrot ratamiento y/o de hidroconversión de una carga constituida por una mezcla de aceites brutos de origen vegetal o animal.

10 En un contexto marcado por el rápido crecimiento en la necesidad de carburantes, en particular de bases de gasóleo en la Unión Europea, asociado al elevado precio de los recursos fósiles, el desarrollo de tecnologías y de sistemas energéticos duraderos para el sector de los transportes resulta prioritario.

15 Así, la integración en el proceso de refinado de nuevos productos de origen vegetal, procedentes de la conversión de la biomasa lignocelulósica o procedentes de la producción de aceites vegetales o de grasas animales, ha conocido estos últimos años una muy fuerte recuperación de interés.

20 Del mismo modo, la experiencia de la incorporación de ésteres metílicos de aceites vegetales (EMAV) en el gasóleo, o de etanol incorporado directamente o en forma de ETBE en las gasolinas, se revela como globalmente satisfactoria, de tal forma que la posición de la industria petrolera con respecto a los biocarburantes ha evolucionado positivamente.

25 Su producción se mantiene especialmente por la directiva europea sobre la incorporación de biocarburantes (2003/30/CE) en un mínimo de un 2% en 2005, de un 5,75% en 2010 y de un 8% en 2015 de los consumos globales de gasolina y de gasóleo utilizados para los transportes.

30 Sin embargo, este tipo de procedimiento es relativamente costoso y los productos obtenidos en el caso de los EMAV poseen características que pueden ser penalizadoras, entre las cuales se pueden citar: propiedades en frío limitadas, índices de cetano que apenas alcanzan las especificaciones y un intervalo de destilación bastante elevado y muy estrecho.

35 Otra vía permite obtener bases carburantes a partir de aceites vegetales y de grasas animales. Consiste en la transformación catalítica y directa de los aceites por hidrogenación total de los triglicéridos en presencia de un catalizador de hidroconversión. Los triglicéridos se convierten entonces en parafinas, que constituyen entonces excelentes bases carburantes, y en particular bases de gasóleo de índice de cetano muy elevado.

40 Varias patentes hacen referencia a este campo. Las patentes EE.UU. 4.992.605 y EE.UU. 5.705.722 se relacionan con la producción de bases de gasóleo obtenidas por hidrot ratamiento directo en reactor de tipo lecho fijo de aceites vegetales (aceites de colza, de soja, de girasol, de palma o de pino).

45 Por otra parte, la patente EP 1.728.844 divulga un procedimiento de hidrot ratamiento de aceites vegetales y/o de grasas animales brutas, así como de aceites derivados de la industria de la madera, para el cual la etapa de hidrot ratamiento va precedida de una etapa de pretratamiento de la carga con el fin de eliminar al menos una parte de los metales presentes (P, Mg, Na, Ca, Fe, K) con ayuda de una resina intercambiadora de iones, tal como la Amberlyste-15, o también mediante un lavado ácido. La carga así purificada es hidrot ratada en un reactor de lecho fijo. Los productos obtenidos son hidrocarburos parafínicos con un índice de cetano muy elevado.

50 En la patente EP 0.177.102 dedicada a la utilización para la hidroconversión de fracciones petrolíferas de un catalizador, se menciona la utilización en lecho fijo o en lecho burbujeante para las reacciones de desulfuración, desnitrogenación e hidro craqueo de fracciones petrolíferas y se cita la hidrogenación de aceites vegetales y animales sin descripción precisa. Se trata de un catalizador de tipo sulfuro de Mo o W (11-18% en peso) promovido por Co o Ni (3-4% en peso), soportado sobre alúmina y/o sílice, con adición de un óxido metálico (ZnO, MgO o CaO).

55 Otros procedimientos operan con un catalizador disperso (suspensión o lecho fluidizado). La invención no opera según estos modos.

60 El procedimiento según la presente invención permite la producción, a partir de una carga de origen biorrenovable de tipo aceite vegetal o animal y que contiene estructuras de triglicéridos y/o ácidos grasos y cuyas cadenas grasas poseen generalmente un número de carbonos comprendido entre 8 y 25, de bases carburantes que presentan muy buenas propiedades, especialmente en términos de propiedades de combustión (índice de cetano, punto de humo), de estabilidad térmica y de almacenamiento, con un catalizador desprovisto de Zn, Mg y Ca.

La solicitante descubrió, en particular, que la realización del hidrot ratamiento y/o de la hidroconversión en lecho burbujeante permitía librarse de los problemas de contaminación del catalizador ligados a la formación de agua y de óxidos de carbono por las reacciones de hidrodeshidrogenación y a los depósitos de impurezas (fosfolípidos, seroles, metales, ácidos grasos libres, etc...) presentes de forma natural en los aceites y especialmente en los aceites brutos. Estos problemas de contaminación del catalizador son particularmente cruciales para una operación en reactor de tipo lecho fijo.

Por otra parte, según el procedimiento de la invención, es posible tratar directamente los aceites vegetales y/o grasas animales brutos (carga bruta) sin tener que realizar previamente una etapa adicional y exigente de purificación.

Objeto de la invención

La presente invención se relaciona con un procedimiento de hidrot ratamiento (HDT) y/o de hidroconversión (HDC) en lecho burbujeante de cargas de origen biorrenovable para la producción de bases carburantes.

Las cargas de partida proceden de fuentes llamadas biorrenovables, tales como los aceites vegetales y las grasas animales, o mezclas de tales cargas en cualquier proporción. Se pueden citar, por ejemplo, los aceites de colza, de soja, de girasol, de palma, de palmito, de oliva, de copra, de ricino y de algodón, los aceites de cacahuete, de lino y de Crambe y de Purghères (de Jatropha). Esta lista no limitativa incluye igualmente todos los aceites obtenidos por modificación genética o hibridación. Se pueden utilizar igualmente los aceites de fritura, así como todos los aceites y grasas procedentes de las industrias de restauración. Las grasas animales, como por ejemplo los aceites de pescado, el sebo y la manteca de cerdo, forman también parte de las cargas utilizadas para la presente invención. Las cargas así definidas contienen estructuras de triglicéridos y/o ácidos grasos, cuyas cadenas grasas poseen un número de carbonos generalmente comprendido entre 8 y 25.

La invención permite el hidrot ratamiento y/o la hidroconversión de cargas de origen biorrenovable en bases carburantes de excelente calidad, especialmente en términos de punto de humo de las fracciones de queroseno obtenidas y de índice de cetano de las fracciones de gasóleo, que es excelente, respetando las especificaciones actuales y futuras más exigentes.

Los hidrocarburos producidos en la conversión son obtenidos ya sea por descarboxilación y/o descarbonilación, que conllevan la pérdida de un carbono con respecto a la cadena grasa de partida, ya sea por hidrogenación/deshidratación, que permiten convertir totalmente la cadena hidrocarbonada. Se puede también orientar la transformación hacia el craqueo, para obtener productos de menor masa molecular, como el combustible para reactores e incluso gasolina.

El procedimiento en lecho burbujeante según la invención tiene por objeto maximizar el rendimiento en bases carburantes en una etapa, ventajosamente sin pretratamiento previo de la carga, limitando al mismo tiempo los problemas de contaminación del catalizador ligados al origen de la carga y a la formación de coproductos perjudiciales, tales como el agua y los óxidos de carbono.

Descripción de la invención

La presente invención se relaciona con la preparación de bases carburantes correspondientes a las nuevas normas medioambientales a partir de cargas procedentes de fuentes biorrenovables por hidrot ratamiento y/o hidroconversión en lecho burbujeante. Más concretamente, la presente invención se relaciona con un procedimiento de tratamiento de una carga de origen biorrenovable que contiene estructuras de triglicéridos y/o ácidos grasos y cuyas cadenas grasas poseen un número de carbonos comprendido entre 8 y 25, cuyo procedimiento comprende las etapas siguientes:

a) hidrot ratamiento y/o hidroconversión de dicha carga biorrenovable en un reactor en lecho burbujeante en presencia de un catalizador granular (granos, perlas, extrusionados) que incluye, sobre un soporte amorfo, al menos un metal o compuesto de metal que tiene una función hidrodeshidrogenante, para producir un primer efluente, siendo dicho soporte un soporte mineral amorfo seleccionado dentro del grupo formado por la alúmina, la sílice, las sílico-alúminas, la magnesia, las arcillas y las mezclas de al menos dos de estos minerales, conteniendo dicho soporte al menos un dopante, que es el anhídrido fosfórico;

b) envío del efluente producido en la etapa a) a una zona de destilación a partir de la cual se recuperan una fracción gaseosa y al menos una fracción de destilado cuya temperatura final de ebullición es inferior a 400°C.

Las cargas de partida proceden de fuentes renovables, tales como los aceites vegetales y las grasas animales, o mezclas de tales cargas. Se pueden citar, por ejemplo, los aceites de colza, de soja, de girasol, de palma, de palmito, de oliva, de copra, de ricino y de algodón, los aceites de cacahuete, de lino y de Crambe y de Purghères (de

Jatropha). Esta lista no limitativa incluye igualmente todos los aceites obtenidos por modificación genética o hibridación. Se pueden utilizar también los aceites de fritura, así como todos los aceites y grasas procedentes de las industrias de la restauración. Las grasas animales, como por ejemplo los aceites de pescado, el sebo y la manteca de cerdo, forman igualmente parte de las cargas utilizadas para la presente invención. El presente procedimiento se aplica a todo tipo de aceites vegetales o de grasas animales. Las cargas así definidas contienen estructuras de triglicéridos y/o ácidos grasos, cuyas cadenas grasas poseen un número de carbonos generalmente comprendido entre 8 y 25.

Las cargas pueden contener fosfolípidos hasta en un 5% en peso, ácidos grasos libres hasta en un 5% en peso, insaponificables hasta en un 5% en peso, tales como los esteroides y los alcoholes triterpénicos, vitaminas hasta en un 1%, tales como tocoferoles, compuestos coloreados hasta en 100 ppm, tales como carotenoides, diferentes metales y minerales hasta en 200 ppm, compuestos azufrados hasta en contenidos del orden de 2.000 ppm y compuestos nitrogenados hasta en contenidos de un 2% en peso.

Las densidades a 15°C de estos aceites están comprendidas entre 850 y 970 kg/m³ y sus viscosidades cinemáticas a 40°C están comprendidas entre 20 y 400 mm²/s, más generalmente entre 30 y 50 mm²/s. Estas cargas tienen contenidos en aromáticos bajos, generalmente inferiores al 5% en peso.

Descripción de la etapa a/ de hidrotatamiento/hidroconversión

Las condiciones de la etapa a) de tratamiento de la carga en presencia de hidrógeno son próximas a las condiciones clásicas de hidroconversión en lecho burbujeante de una fracción hidrocarbonada líquida. Se puede utilizar un catalizador granular clásico de hidrotatamiento y/o de hidroconversión que incluya sobre un soporte amorfo al menos un metal o compuesto de metal que tenga una función hidrodeshidrogenante. Este catalizador es ventajosamente un catalizador que incluye al menos un metal del grupo VIII, preferentemente níquel y/o cobalto, generalmente en asociación con al menos un metal del grupo VIB, preferentemente molibdeno y/o tungsteno. El catalizador no contiene elementos de los grupos IIA y IIB (por ej., Zn, Mg o Ca). Se empleará, por ejemplo, un catalizador que incluya (o esté ventajosamente constituido por) de un 0,5 a un 10% en peso de níquel y preferentemente de un 1 a un 5% en peso de níquel (expresado en óxido de níquel NiO) y de un 1 a un 30% en peso de molibdeno, preferentemente de un 5 a un 20% en peso de molibdeno (expresado en óxido de molibdeno MoO₃), sobre un soporte mineral amorfo. Este soporte será seleccionado dentro del grupo formado por la alúmina, la sílice, las sílico-alúminas, la magnesia, las arcillas y las mezclas de al menos dos de estos minerales. Este soporte contiene al menos un dopante, que es el anhídrido fosfórico. Se utiliza generalmente un soporte de alúmina dopada con fósforo y eventualmente boro. La concentración en anhídrido fosfórico P₂O₅ es habitualmente de a lo sumo el 10% en peso. La concentración en trióxido de boro B₂O₃ está habitualmente comprendida entre el 0 y aproximadamente el 10% en peso. La alúmina utilizada es habitualmente una alúmina γ o η . Este catalizador está generalmente en forma de extrusionados. El contenido total en óxidos de metales de los grupos VI y VIII es frecuentemente de aproximadamente el 5 a aproximadamente el 40% en peso y en general de aproximadamente el 7 al 30% en peso y la razón ponderal expresada en óxido metálico entre metal (o metales) del grupo VI y metal (o metales) del grupo VIII es en general de aproximadamente 20 a aproximadamente 1 y generalmente de aproximadamente 10 a aproximadamente 2.

El catalizador usado es en parte reemplazado por catalizador fresco por trasiego por la parte baja del reactor e introducción por la parte alta del reactor de catalizador fresco o nuevo a intervalos de tiempo regulares, es decir, por lotes o de forma casi continua. Se puede, por ejemplo, introducir catalizador fresco cada día. La tasa de reemplazo del catalizador usado por catalizador fresco puede variar de aproximadamente 0,01 kilogramo a aproximadamente 10 kilogramos por metro cúbico de carga, preferentemente entre 0,3 y 3 kilogramos por metro cúbico de carga. Este trasiego y este reemplazo son efectuados con ayuda de dispositivos que permiten el funcionamiento continuo de esta etapa de hidrotatamiento/hidroconversión. La unidad lleva habitualmente una bomba de recirculación que permite el mantenimiento del catalizador en lecho burbujeante por reciclado continuo de al menos una parte del líquido trasegado en cabeza del reactor y reinyectado por la parte baja del reactor. Es igualmente posible enviar el catalizador usado trasegado del reactor a una zona de regeneración en la cual se eliminan el carbono y las impurezas que contiene, y reenviar luego este catalizador regenerado a la etapa de hidrotatamiento conversor.

Generalmente, esta etapa a) es realizada en las condiciones del procedimiento H-OilDC[®] tal como se describe, por ejemplo, en el artículo Heavy Oil Hydroprocessing, publicado por el Aiche, March 19-23, 1995, HOUSTON, Texas, paper number 42d. El principio de esta tecnología está igualmente bien descrito en la patente EE.UU. 6.436.279. En particular, se describe que una mezcla de líquido y de hidrógeno atraviesa de abajo a arriba un lecho de catalizador a una velocidad tal que las partículas de catalizador se ponen en movimiento. Hay expansión de la altura del lecho con respecto a su altura en reposo. La tasa de expansión se define como sigue:

$$\text{tasa de expansión} = 100 \cdot (\text{altura del lecho en burbujeo} - \text{altura del lecho en reposo}) / \text{altura del lecho en reposo}$$

La ebullición del lecho de catalizador es controlada por el caudal de reciclado de una parte de la carga convertida. Este líquido que sirve para la ebullición del lecho puede ser obtenido por separación en un separador de alta presión o en el fondo de una columna atmosférica. Se define el índice de reciclado de ebullición como la razón del caudal por hora de líquido reciclado con respecto al caudal por hora de carga fresca que entra en el reactor. Se opera habitualmente con un índice de reciclado comprendido entre 2 y 10. La tasa de expansión del lecho correspondiente está entonces comprendida entre el 10 y el 50%. Según la presente invención, uno de cuyos objetivos es producir bases carburantes de buena calidad, se prefiere utilizar un índice de reciclado comprendido entre 0,67 y 1,5 y una tasa de expansión comprendida entre el 15 y el 25%.

Se opera habitualmente bajo una presión absoluta de 2 a 35 MPa, frecuentemente de 2 a 15 MPa y generalmente de 3 a 10 MPa, a una temperatura de aproximadamente 200 a aproximadamente 450°C, y generalmente de aproximadamente 250 a aproximadamente 380°C. La velocidad espacial horaria (WH) y la presión parcial de hidrógeno son factores importantes que se escogen en función de las características del producto que se ha de tratar y de la conversión deseada. La asociación conversión/temperatura/presión será seleccionada de manera que se obtenga el mejor compromiso conversión/calidad de los productos.

Generalmente, la VVH se sitúa en una gama de aproximadamente 0,1 h⁻¹ a aproximadamente 10 h⁻¹ y preferentemente de aproximadamente 0,5 h⁻¹ a aproximadamente 5 h⁻¹. La cantidad de hidrógeno mezclada con la carga es habitualmente de aproximadamente 50 a aproximadamente 5.000 normales metros cúbicos (Nm³) por metro cúbico (m³) de carga líquida, y generalmente de aproximadamente 100 a aproximadamente 1.000 Nm³/m³ y preferentemente de aproximadamente 200 a aproximadamente 500 Nm³/m³.

Descripción etapa b)

En una forma habitual de realización de la invención, el efluente obtenido en la etapa a) es al menos en parte, y frecuentemente en su totalidad, enviado a una zona de destilación (etapa b) a partir de la cual se recuperan habitualmente una fracción gaseosa y al menos una fracción de destilado cuya temperatura final de ebullición es inferior a 400°C. Se puede enviar así la fracción de destilado directamente a los pooles de carburantes. En la realización del procedimiento de la invención, la base de queroseno obtenida tras la realización de la etapa b) presenta generalmente las características presentadas en la tabla 1:

Tabla 1

Características	Base de queroseno
Intervalo de destilación (°C)	130 - 280
Masa volúmica (kg/m ³)	760 - 770
Cetano (ASTM D613)	> 45
Punto de humo (ASTM D1322) (mm)	> 25
Poliaromáticos (% peso)	< 1
Azufre (ppm peso)	< 1
Color Saybolt (ASTM D156)	> 20
Punto de desaparición de los cristales (ASTM D 2386) (°C)	< -47
Estabilidad térmica a 260°C (JFTOT ASTM D3241) (mm Hg)	< 25
Tubo de evaluación (visual)	< 3

Se obtienen buenas características, entre otros, para el punto de humo y la estabilidad térmica.

En lo que se refiere a la base de gasóleo obtenida tras la realización de la etapa b), ésta presenta generalmente las características presentadas en la tabla 2:

Característica	Base de gasóleo
Intervalo de destilación	180 - 400°C
Masa volúmica (kg/m ³)	775 - 785
Cetano (ASTM D613)	> 70
Poliaromáticos (% peso)	< 1
Azufre (ppm peso)	< 1
Color (ASTM D1500)	< 0,5
Punto de fluidez (ASTM D97) (°C)	-5 a -30
Estabilidad en almacenamiento (ASTM D2274) (mg/l)	< 10

Se obtienen buenas características, entre otros, para el índice de cetano y la estabilidad en almacenamiento.

Ejemplos

Ejemplo 1 (no conforme)

5 Se trata un aceite de colza refinado que contiene 5 ppm de P y 5 ppm de Ca en lecho burbujeante en un reactor de tipo piloto "Robinson-Mahoney". El volumen de catalizador utilizado es de 100 cm^3 ($0,1 \text{ m}^3$) para un caudal de carga de $100 \text{ cm}^3/\text{h}$. El catalizador utilizado contiene un 4% en peso de níquel (expresado en forma de óxido NiO) y un 21% en peso de molibdeno (expresado en forma de óxido MoO_3) sobre un soporte de alúmina. Se opera el reactor en lecho burbujeante a una presión de 5 MPa y a una temperatura de 350°C .

10 Según estas condiciones, la conversión inicial en triglicéridos es del 100% en peso y la de después de 1.500 horas de funcionamiento es del 90% en peso. Tras 1.500 horas de funcionamiento, el contenido en coque medido sobre el catalizador es del 4% en peso.

15 **Ejemplo 2 (no conforme)**

Se trata la misma carga que la utilizada para el ejemplo 1 en un reactor de tipo lecho fijo que contiene un catalizador en forma de extrusionados sobre soporte de alúmina que tiene la misma composición que el utilizado en el ejemplo 1. Se opera el reactor en lecho fijo a una presión de 5 MPa y a una temperatura de 350°C .

20 Según estas condiciones, la conversión inicial en triglicéridos es del 100% en peso y la de después de 1.500 horas de funcionamiento es del 80% en peso. Tras 1.500 horas de funcionamiento, el contenido en coque medido sobre el catalizador es del 7% en peso.

25 **Ejemplo 3 (no conforme)**

Se trata un aceite de colza poco refinado que contiene 180 ppm de P y 150 ppm de Ca en lecho burbujeante en un reactor de tipo piloto "Robinson-Mahoney". El volumen de catalizador utilizado es de 100 cm^3 para un caudal de carga de $100 \text{ cm}^3/\text{h}$. El catalizador utilizado contiene un 4% en peso de níquel (expresado en forma de óxido NiO) y un 21% en peso de molibdeno (expresado en forma de óxido MoO_3) sobre un soporte de alúmina. El reactor en lecho burbujeante es operado a una presión de 5 MPa y a una temperatura de 350°C .

30 Según estas condiciones, la conversión inicial en triglicéridos es del 100% en peso y la de después de 1.500 horas de funcionamiento es del 80% en peso. Tras 1.500 horas de funcionamiento, el contenido en coque medido sobre el catalizador es del 5% en peso.

35

Ejemplo 4 (no conforme)

Se trata la misma carga que la utilizada para el ejemplo 3 en un reactor de tipo lecho fijo que contiene un catalizador en forma de extrusionados sobre soporte de alúmina que tiene la misma composición que el utilizado en el ejemplo 3. Se opera el reactor en lecho fijo a una presión de 5 MPa y a una temperatura de 350°C .

40

Según estas condiciones, la conversión inicial en triglicéridos es del 100% en peso y la de después de 1.500 horas de funcionamiento es del 50% en peso. Tras 1.500 horas de funcionamiento, el contenido en coque medido sobre el catalizador es del 10% en peso.

45

Los ejemplos ilustran las ventajas obtenidas por una realización en lecho burbujeante con respecto a la de en lecho fijo. Así, es posible obtener una conversión tras 1.500 horas especialmente mejor, teniendo al mismo tiempo un menor envenenamiento del catalizador por el coque. Por otra parte, la calidad de la fracción de gasóleo obtenida por el procedimiento en lecho burbujeante es equivalente a la obtenida según el procedimiento en lecho fijo, en particular el índice de cetano (> 70) y la densidad a 15°C (comprendida en la gama de $775 - 785 \text{ kg/m}^3$).

50

REIVINDICACIONES

- 5 1. Procedimiento de hidrot ratamiento y/o de hidroconversi3n de una carga de origen biorrenovable que contiene estructuras de triglic3ridos y/o 3cidos grasos y cuyas cadenas grasas poseen un n3mero de carbonos comprendido entre 8 y 25, cuyo procedimiento comprende las etapas siguientes:
- 10 a) hidrot ratamiento y/o hidroconversi3n de dicha carga biorrenovable en un reactor en lecho burbujeante en presencia de un catalizador granular que incluye sobre un soporte amorfo al menos un metal o compuesto de metal que tiene una funci3n hidrodeshidrogenante, para producir un primer efluente, siendo dicho soporte un soporte mineral amorfo seleccionado dentro del grupo formado por la 3l3mina, la s3lice, las silico-3l3minas, la magnesia, las arcillas y las mezclas de al menos dos de estos minerales, conteniendo dicho soporte al menos un dopante, que es el anh3drido fosf3rico;
- 15 b) env3o del efluente producido en la etapa a) a una zona de destilaci3n a partir de la cual se recuperan una fracci3n gaseosa y al menos una fracci3n de destilado cuya temperatura final de ebullici3n es inferior a 400°C.
2. Procedimiento seg3n la reivindicaci3n 1, donde dicho catalizador utilizado en la etapa a) incluye al menos un metal del grupo VIII.
- 20 3. Procedimiento seg3n la reivindicaci3n 2, donde dicho metal del grupo VIII del catalizador utilizado en la etapa a) es seleccionado entre el n3quel y el cobalto.
4. Procedimiento seg3n una de las reivindicaciones 1 a 3, donde dicho catalizador no contiene Zn, Mg o Ca.
- 25 5. Procedimiento seg3n una de las reivindicaciones 1 a 4, donde dicho catalizador utilizado en la etapa a) incluye al menos un metal del grupo VIII en asociaci3n con al menos un metal del grupo VIB.
6. Procedimiento seg3n la reivindicaci3n 5, donde dicho metal del grupo VIB es seleccionado entre el molibdeno y el tungsteno.
- 30 7. Procedimiento seg3n una de las reivindicaciones 1 a 6, donde dicho catalizador utilizado en la etapa a) incluye de un 0,5 a un 10% en peso de n3quel y de un 1 a un 30% en peso de molibdeno.
8. Procedimiento seg3n la reivindicaci3n 1 a 7, donde el soporte mineral amorfo es un soporte de 3l3mina dopada con f3sforo.
- 35 9. Procedimiento seg3n una de las reivindicaciones precedentes, donde la etapa a) es operada bajo una presi3n absoluta de 2 a 35 MPa, a una temperatura comprendida entre 200 y 450°C, a una velocidad espacial horaria comprendida entre 0,1 y 10 h⁻¹, con una cantidad de hidr3geno mezclada con la carga comprendida entre 50 y 5.000 Nm³/m³ de carga l3quida.
- 40 10. Procedimiento seg3n la reivindicaci3n 9, donde la etapa a) es operada bajo una presi3n absoluta de 3 a 10 MPa, a una temperatura comprendida entre 250 y 380°C, a una velocidad espacial horaria comprendida entre 0,5 y 5 h⁻¹, con una cantidad de hidr3geno mezclada con la carga comprendida entre 200 y 500 Nm³/m³ de carga l3quida.
- 45 11. Procedimiento seg3n una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, donde dicho reactor en lecho burbujeante de la etapa a) es operado de tal forma que la tasa de expansi3n del lecho de catalizador est3 comprendida entre el 10 y el 50%.
- 50 12. Procedimiento seg3n la reivindicaci3n 11, donde dicho reactor en lecho burbujeante de la etapa a) es operado de tal forma que la tasa de expansi3n del lecho de catalizador est3 comprendida entre el 15 y el 25%.
13. Procedimiento seg3n una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, donde dicha carga de origen biorrenovable es de tipo aceite vegetal.
- 55 14. Procedimiento seg3n una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, donde dicha carga de origen biorrenovable es de tipo grasa animal.