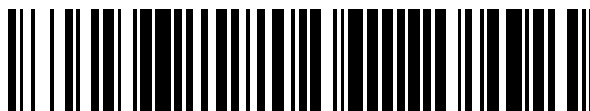


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 718 527**

51 Int. Cl.:

C11B 13/00 (2006.01)

C10G 3/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **25.11.2011** **E 15168210 (1)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **30.01.2019** **EP 2940111**

54 Título: **Procedimiento para producir componentes combustibles**

30 Prioridad:

26.11.2010 FI 20106252

03.03.2011 FI 20115217

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

02.07.2019

73 Titular/es:

UPM-KYMMENE CORPORATION (100.0%)

Alvar Aallon katu 1

00100 Helsinki, FI

72 Inventor/es:

LAUMOLA, HELI;

KOTONEVA, JARI;

RISSANEN, ARTO y

NOUSIAINEN, JAAKKO

74 Agente/Representante:

FÚSTER OLAGUIBEL, Gustavo Nicolás

ES 2 718 527 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 componentes combustibles

5 Campo de la invención

La presente invención se refiere a un procedimiento para producir componentes combustibles, y más particularmente a un procedimiento para producir componentes combustibles a partir de un material de origen biológico. El procedimiento es un procedimiento que comprende la purificación del material de alimentación y el refinado del material de alimentación purificado para formar una mezcla de compuestos hidrocarbonados, mezcla de la que se separan compuestos hidrocarbonados líquidos y se fraccionan adicionalmente para dar componentes combustibles.

15 Antecedentes de la invención

Las materias primas de origen biológico son fuentes potenciales de diversos biocombustibles o componentes biocombustibles. Estas materias primas pueden convertirse en biocombustibles alimentando la materia prima a través de un reactor catalítico poniéndola en contacto simultáneamente con hidrógeno gaseoso. El producto resultante se extrae del reactor como una corriente de producto que puede fraccionarse adicionalmente por ejemplo mediante destilación para formar biocombustible/componentes biocombustibles.

Sin embargo, hay diversos problemas relacionados con los procedimientos de producción de los biocombustibles a partir de las materias primas de origen biológico, tales como envenenamiento y obstrucción del material catalizador usado en los procedimientos de producción. Hay impurezas en las materias primas de origen biológico, tales como metales y sólidos que producen la inactivación del material catalizador e impiden que funcione de manera apropiada. Con el fin de evitar la inactivación del catalizador y prolongar su vida útil, la materia prima puede purificarse y/o pretratarse antes de alimentarla al procedimiento de hidrotratamiento. La purificación de las materias primas de origen biológico para que sean adecuadas para la alimentación a un procedimiento catalítico también constituye un reto. La técnica anterior describe diversos modos de hacer esto. Sin embargo, todos ellos tienen problemas y la calidad de la materia prima no siempre está en el nivel requerido para que la etapa catalítica pueda funcionar del modo más eficaz.

Una posibilidad de purificar y/o pretratar una materia prima de origen biológico que va a alimentarse a procedimientos de hidrotratamiento catalíticos es el intercambio iónico con una resina ácida de intercambio iónico. Otra posibilidad es usar métodos tales como adsorción sobre un material adecuado, intercambio iónico o lavado con ácido para retirar los metales alcalinos y metales alcalinotérreos (Na, K, Ca). Aún otra posibilidad es usar desgomado para retirar metales en la alimentación. El desgomado se realiza lavando la alimentación biológica a 90 – 105°C, 300 - 500 kPa(a), con H₃PO₄, NaOH y agua blanda y separando las gomas formadas. Una cantidad importante de componentes metálicos, que son perjudiciales para el catalizador de hidrotratamiento, se retiran de la materia prima durante la fase de desgomado.

Si la materia prima de origen biológico contiene aceite de bogol, puede usarse la eliminación de brea del aceite de bogol en bruto para retirar las impurezas del aceite de bogol. El aceite de bogol sin brea se obtiene evaporando el aceite de bogol en bruto, por ejemplo mediante un evaporador de película fina. El documento de patente estadounidense 5.705.722 describe convertir ácidos grasos insaturados, por ejemplo ácidos grasos de aceite de bogol en mejoradores de cetano y nafta para combustibles de diésel. Según el documento, se alimenta una materia prima que comprende aceite de bogol a través de un reactor de hidroxigenación que contiene catalizador de NiMo/CoMo donde entra en contacto con hidrógeno gaseoso. El producto resultante se extrae del reactor como una corriente de producto que se fracciona adicionalmente mediante destilación, para dar nafta y destilado medio que se dice que va a usarse como mejorador de cetano. También se extrae un residuo del reactor. Sin embargo, este procedimiento tiene desventajas, por ejemplo el rendimiento del biocombustible o los componentes biocombustibles, es decir los mejoradores de cetano y nafta, es bajo. Esto se debe al hecho de que en la eliminación de brea se pierde una enorme cantidad de materia prima valiosa para la hidrogenación como residuo, es decir brea. Según el documento, el residuo se usa como tal como combustible para calderas.

El documento WO 2009/131510 A1 divulga un procedimiento para obtener biocombustible evaporando compuestos volátiles a partir de aceite de bogol en bruto, realizando después destilación a vacío y desoxigenando catalíticamente luego la mezcla de hidrocarburos.

60 Breve descripción de la invención

Por tanto, un objeto de la presente invención es proporcionar un procedimiento para implementar el procedimiento para superar los problemas anteriores. El objeto de la invención se logra mediante un procedimiento tal como se describe en la presente reivindicación independiente 1. Las realizaciones preferidas de la invención se divulgan en las reivindicaciones dependientes.

La invención se basa en la idea de purificar el material de origen biológico e hidroprocesar el material purificado de origen biológico para formar una mezcla de compuestos hidrocarbonados, separar los compuestos gaseosos de dicha mezcla de compuestos hidrocarbonados para formar compuestos hidrocarbonados líquidos y fraccionar dichos compuestos hidrocarbonados líquidos para obtener componentes combustibles. La purificación del material de origen biológico se realiza mediante evaporación.

Por evaporación se entiende en el presente documento cualquier método de separación adecuado para separar dos o más componentes entre sí, tal como gases de líquido, método de separación que se basa en utilizar las diferencias en la presión de vapor de los componentes. Ejemplos de tales métodos de separación son evaporación, inflamación y destilación. Ejemplos de métodos de evaporación adecuados son los que usan tecnología de evaporación de película fina. Por tanto, los evaporadores pueden seleccionarse del grupo de evaporador de película fina, evaporador de película descendente, evaporador de recorrido corto, destilador molecular de placa y cualquier otro evaporador que use tecnología de evaporación de película fina. La unidad de evaporación puede comprender uno, dos, tres o más evaporadores que pueden ser o bien del mismo tipo o bien de tipo diferente y se seleccionan independientemente de los métodos de separación adecuados presentados anteriormente. Si la unidad de evaporación comprende más de un evaporador, los evaporadores se disponen en serie.

Una ventaja del procedimiento de la invención es que cuando el material de origen biológico se evapora, las impurezas, tales como metales y sólidos, quedan retenidas en el concentrado y el condensado recuperado de la evaporación está listo para alimentarse al reactor de hidroprocesamiento. Si la evaporación se lleva a cabo en dos etapas, es decir la unidad de evaporación comprende dos evaporadores, primero se evaporan el agua y los componentes ligeros del material de origen biológico con el fin de hacer que la segunda etapa de evaporación sea más eficaz. Además se reduce el riesgo de arrastre de manera controlada. Si la evaporación se lleva a cabo en tres etapas, es decir la unidad de evaporación comprende tres evaporadores, primero se evaporan el agua y los componentes ligeros del material de origen biológico en la primera etapa de evaporación con el fin de hacer que las siguientes etapas de evaporación sean más eficaces. En las etapas de evaporación segunda y tercera, se minimiza la fracción residual que contiene brea mediante la evaporación del producto líquido de la primera etapa de evaporación. La ventaja de usar una unidad de evaporación de tres etapas es que la segunda etapa de evaporación puede ser en un evaporador pequeño y económico que retira los componentes ligeros del material. La siguiente tercera etapa de evaporación también puede ser más pequeña y más económica que la segunda etapa en la evaporación de dos etapas. Por consiguiente, una unidad de evaporación de tres etapas puede ser más económica que una unidad de evaporación de dos etapas. La fracción pesada de la segunda etapa de evaporación se dirige al tercer evaporador, del que se retira la fracción pesada.

Una ventaja de una purificación de este tipo con una evaporación de dos, tres o más etapas es que la ebullición tiene lugar de una manera más controlada porque los componentes ligeros de bajo punto de ebullición, es decir los componentes que tienen un punto de ebullición de 150 - 210°C, preferiblemente de 150 - 170°C, en presión normal, no producen tanto "arrastre", es decir migración de los compuestos que tienen un intervalo de punto de ebullición en el extremo superior de los intervalos de punto de ebullición anteriores, así como impurezas al vapor en la etapa de evaporación posterior. Los componentes ligeros, pueden devolverse, si se desea, al material de origen biológico o refinarse adicionalmente en otro procedimiento o venderse adicionalmente como tales.

Una ventaja de la presente invención en comparación con las conocidas de la técnica anterior es que el material de origen biológico purificado según la presente invención está listo para alimentarse al hidroprocesamiento y el hidroprocesamiento es capaz de producir componentes combustibles con rendimiento excelente. Especialmente cuando la alimentación contiene aceite de bogol, el procedimiento de la invención se compara ventajosamente con los conocidos de la técnica anterior. Una ventaja de la presente invención es que puede evitarse la brea en las fracciones de producto. Una ventaja adicional de la presente invención es que las propiedades de flujo en frío del combustible se mejoran cuando se usan los componentes combustibles de la presente invención en una reserva de combustible.

Breve descripción de los dibujos

A continuación se describirá la invención en mayor detalle por medio de realizaciones preferidas con referencia a los dibujos adjuntos, en los que

la figura 1 muestra un sistema según la presente invención para el procedimiento para producir los componentes combustibles.

La figura 2 muestra otro sistema según la presente invención para producir los componentes combustibles.

La figura 3 muestra un gráfico de barras de los puntos de turbidez (CP) y puntos de obstrucción de filtros en frío (CFPP) de las muestras preparadas en el ejemplo 3.

Descripción detallada de la invención

La presente invención se refiere a un procedimiento para producir componentes combustibles a partir de un material de origen biológico, comprendiendo el procedimiento las etapas siguientes

a) evaporar el material de origen biológico para retirar impurezas del material de origen biológico para producir material biológico purificado,

b) hidroprocesar dicho material biológico purificado en presencia de gas hidrógeno y al menos un catalizador para formar una mezcla de compuestos hidrocarbonados,

c) separar compuestos gaseosos de dicha mezcla de compuestos hidrocarbonados para obtener compuestos hidrocarbonados líquidos,

d) fraccionar dichos compuestos hidrocarbonados líquidos para obtener componentes combustibles, tal como se describe en la reivindicación 1.

El procedimiento puede comprender además una etapa e) para recircular una parte de los compuestos hidrocarbonados líquidos obtenidos de la separación o el fraccionamiento de vuelta al hidroprocesamiento.

El material de origen biológico se selecciona del grupo que consiste en aceites de pescado tales como aceite de arenque del Báltico, aceite de salmón, aceite de arenque, aceite de atún, aceite de anchoa, aceite de sardina y aceite de caballa; aceites vegetales tales como aceite de colza, aceite de canola, aceite de bogol, aceite de bogol en bruto, aceite de semilla de girasol, aceite de soja, aceite de maíz, aceite de cáñamo, aceite de semilla de lino, aceite de oliva, aceite de semilla de algodón, aceite de mostaza, aceite de palma, aceite de cacahuete, aceite de ricino, aceite de semilla de *Jatropha*, aceite de semilla de *Pongamia pinnata*, aceite de palmiste y aceite de coco; y grasas animales tales como manteca, sebo, manteca fundida y sebo fundido, y grasas y aceites de calidad para alimentación recirculados y de desecho, así como grasas, ceras y aceites producidos mediante ingeniería genética; ceras animales tales como cera de abeja, cera china (cera de insecto), cera de goma laca, y lanolina (cera de lana); ceras vegetales tales como cera de palma de carnauba, cera de palma de uricuri, aceite de semilla de jojoba, aceite de candelilla, cera de esparto, cera de Japón, aceite de salvado de arroz, terpenos, terpíneoles y triglicéridos o mezclas de los mismos.

Según una realización preferida de la presente invención, el material de origen biológico es aceite de bogol o aceite de bogol en bruto.

La evaporación en el procedimiento se realiza con cualquier unidad de evaporación adecuada disponible comercialmente. Preferiblemente, la evaporación se realiza en un evaporador usando tecnología de evaporación de película fina. En esta realización de la invención, el evaporador puede seleccionarse por tanto del grupo de evaporador de película fina, evaporador de película descendente, evaporador de recorrido corto, destilador molecular de placa y cualquier otro evaporador que use tecnología de evaporación de película fina. El evaporador de película descendente se refiere a un evaporador de tubos de película descendente.

En una realización de la invención, la evaporación comprende una combinación de evaporación de película fina y evaporación de recorrido corto. En otra realización de la invención, la evaporación comprende una combinación de evaporación de película fina, evaporación con destilador molecular de placa y evaporación de recorrido corto. Aún en otra realización de la invención, la evaporación comprende una combinación de evaporación de película descendente y evaporación de película fina.

Cuando se realiza la evaporación, las impurezas, tales como metales y sólidos contenidos en el material de origen biológico quedan retenidas en el concentrado recuperado de la unidad de evaporación. La evaporación del material de origen biológico puede realizarse en cualquiera de una, dos, tres o más etapas. Tener más de una etapa de evaporación proporciona la ventaja de que la ebullición en las etapas de evaporación tras la primera etapa tiene lugar de una manera más controlada porque los componentes ligeros de bajo punto de ebullición no producen tanto "arrastré", es decir migración de las impurezas al vapor. Los compuestos ligeros separados en la primera etapa pueden recircularse de vuelta a la unidad de evaporación o a otra etapa del procedimiento y refinarse en otra línea de producción o venderse como tales. En el caso en que la alimentación es aceite de bogol en bruto, los compuestos ligeros comprenden componentes que tienen un punto de ebullición de 150 - 210°C en presión normal, preferiblemente de 150 - 170°C, tales como componentes de trementina, y componentes ligeros con un punto de ebullición similar al intervalo de ebullición de la trementina. Según una realización de la presente invención, la evaporación se realiza en un evaporador usando tecnología de evaporación de película fina. Por tanto, el evaporador puede seleccionarse del grupo de evaporador de película fina, evaporador de película descendente, evaporador de recorrido corto, destilador molecular de placa y cualquier otro evaporador usando tecnología de evaporación de película fina.

La evaporación en el procedimiento comprende dos o tres etapas de evaporación.

Los metales y sólidos retirados del material de origen biológico son por ejemplo lignina, varios metales que consisten

principalmente en Na, Fe, P, Si y sulfatos, por ejemplo Na_2SO_4 y H_2SO_4 .

El procedimiento de la presente invención comprende además una etapa e) para recircular una parte de los compuestos hidrocarbonados líquidos obtenidos de la separación o el fraccionamiento de vuelta al hidroprocesamiento.

Según una realización preferida de la invención, la evaporación se realiza en dos etapas alimentando el material de origen biológico a una unidad de evaporación que comprende dos evaporadores.

En la primera etapa de la evaporación, se retiran el agua y los componentes ligeros a una temperatura de 50 - 250°C y una presión de 5 - 100 mbar, preferiblemente a una temperatura de 120 - 200°C y una presión de 10 - 55 mbar. El evaporador es preferiblemente un evaporador de película fina o un evaporador de película descendente. En la segunda etapa, se minimiza la fracción que contiene brea mediante la evaporación del producto líquido de la primera etapa de evaporación a una temperatura de 200 - 450°C y una presión de 0 - 50 mbar, preferiblemente de 300 - 390°C y una presión de 0,01 - 15 mbar. El evaporador es preferiblemente un evaporador de película fina.

Según otra realización preferida de la invención, la evaporación se realiza en tres etapas alimentando el material de origen biológico a una unidad de evaporación que comprende tres evaporadores.

En la evaporación de tres etapas, en la primera etapa, se retiran el agua y los componentes ligeros a una temperatura de 50 - 250°C y una presión de 5 - 100 mbar, preferiblemente a una temperatura de 120 - 200°C y una presión de 10 - 55 mbar. El evaporador es preferiblemente un evaporador de película fina o un evaporador de película descendente. En la segunda etapa, se evapora el producto líquido de la primera etapa de evaporación a una temperatura de 180 - 350°C y una presión de 0,1 - 40 mbar, preferiblemente a una temperatura de 200 - 270°C y una presión de 0,1 - 20 mbar. El evaporador es preferiblemente un destilador molecular de placa o un evaporador de película fina. Lo más preferiblemente, el evaporador es un evaporador de película fina. El destilado de la segunda etapa se recupera como material purificado y la fracción líquida se dirige a la tercera etapa de evaporación. En la tercera etapa, se minimiza la fracción que contiene brea mediante la evaporación del producto líquido de la segunda etapa de evaporación a una temperatura de 200 - 450°C y una presión de 0 - 50 mbar, preferiblemente a una temperatura de 300 - 390°C y una presión de 0,01 - 10 mbar. El evaporador es preferiblemente un evaporador de recorrido corto o un evaporador de película fina. El material purificado recuperado de la tercera etapa se combina con el material purificado de la segunda etapa y se usa como material de alimentación para hidroprocesamiento.

Como resultado de la purificación se retiran metales, tales como Na, P y Si del material de origen biológico. Los metales desactivan los catalizadores y por tanto no son deseables en una alimentación al reactor de hidroprocesamiento. Una ventaja de la presente invención es que el rendimiento del material biológico purificado obtenido de la evaporación es muy bueno, del 65 - 95%, en una realización preferible del 80 - 95% y en la realización más preferible del 88 - 94%. Tras la purificación mediante evaporación, el material biológico purificado se alimenta al hidroprocesamiento.

En el procedimiento según la presente invención, la evaporación se lleva a cabo de tal manera que la cantidad de residuo procedente de la evaporación es muy pequeña, oscila entre el 5 y el 15%, preferiblemente por debajo del 10% y lo más preferiblemente desde aproximadamente el 5 hasta el 6% de la alimentación. En la eliminación de brea según la técnica anterior, la cantidad de brea procedente de la evaporación es de el 20 hasta el 30% de la alimentación. En el procedimiento de la invención, las condiciones del procedimiento (temperatura, presión) de la evaporación se controlan de tal manera que los componentes neutros pesados en la alimentación se retiran con el condensado, y se extraen con la fracción pesada como en la eliminación de brea de la técnica anterior. Cuando la cantidad de fracción pesada es pequeña, significa que la cantidad de material biológico purificado es mayor que la de los procedimientos de la técnica anterior.

Los componentes ligeros se retiran de la primera etapa de evaporación.

En otra realización de la invención el condensado de la primera etapa de evaporación se recupera y se alimenta a una segunda etapa de evaporación.

Además de seleccionar las condiciones óptimas del procedimiento de evaporación, el catalizador en el hidroprocesamiento se selecciona de modo que sea capaz de transformar esos componentes neutros pesados en el material purificado en componentes biocombustibles. Un catalizador de HDO de la técnica anterior no es capaz de hacer esto, lo que puede observarse claramente a partir de los resultados de prueba (tabla 2) que se presentan más adelante en esta memoria descriptiva: la curva de destilación muestra que no pudo destilarse la muestra corte medio de CTO HDO del 100% hasta el final, sino que se recuperó una cantidad del 9% del producto como residuo pesado. En las muestras corte medio de CTO HW del 100% y corte medio de CTO HDO+HW del 100% (tabla 3) preparadas mediante el procedimiento de la invención, no se recuperó ningún residuo, sino que las muestras pudieron destilarse hasta el final (FBP <350°C).

Según una realización de la presente invención, entre la evaporación y el hidroprocesamiento puede haber

opcionalmente una purificación adicional. La purificación adicional puede realizarse usando un lecho protector, es decir un lecho de pretratamiento/purificación independiente, antes del hidroprocesamiento. La purificación adicional también puede realizarse mediante una sección o lecho de purificación ubicado en relación con el reactor de hidroprocesamiento. El procedimiento de la presente invención comprende opcionalmente uno o más lechos protectores. El uno o más lechos protectores pueden disponerse o bien para separar unidades de lecho protector y/o bien en el reactor de hidroprocesamiento.

El lecho protector tiene la tarea de actuar contra sustancias perjudiciales en la alimentación. El lecho protector normalmente es óxido de aluminio gamma activado o algún catalizador de purificación disponible comercialmente. El material del lecho protector también puede comprender materiales catalizadores que sean capaces de catalizar reacciones de hidroprocesamiento. El material catalizador puede comprender el/los mismo(s) material/materials que el/los usado(s) en el reactor de hidroprocesamiento. El lecho protector o las unidades de lecho protector pueden retener tanto impurezas sólidas como solvatadas de la alimentación de origen biológico, tales como agentes antiespumantes a base de silicio de un procedimiento de aceite de bogol y elementos químicos perjudiciales. El lecho protector y/o las unidades de lecho protector pueden calentarse, no calentarse, someterse a presión o no someterse a presión, alimentarse con gas hidrógeno o sin gas hidrógeno. Preferiblemente, el lecho protector y/o las unidades de lecho protector se calientan y no se someten a presión.

Básicamente hay dos tipos de lechos protectores, es decir lechos protectores activos e inactivos. Los lechos protectores activos participan en la purificación de la alimentación y en el cambio de la composición química de la alimentación y pueden colocarse o bien en unidades de lecho protector independientes o bien dentro del propio reactor de hidroprocesamiento. En una realización, el lecho protector activo comprende sólo óxido de aluminio gamma activado. En otra realización, el lecho protector activo comprende materiales catalizadores capaces de catalizar reacciones de hidroprocesamiento, tales como catalizadores que contienen metales del grupo VI y/o VIII o mezclas o combinaciones de los mismos, catalizadores que son capaces de convertir el material de alimentación biológico en componentes combustibles. En otra realización, el lecho protector activo comprende un catalizador de NiW o una mezcla o una combinación de varias capas o lechos de catalizadores de NiW y NiMo sobre un soporte seleccionado de Al_2O_3 , zeolita, zeolita- Al_2O_3 y $\text{Al}_2\text{O}_3\text{-SiO}_2$.

Los lechos protectores inactivos participan simplemente en la purificación de la alimentación. Estos lechos protectores comprenden materiales pasivos o inertes adecuados. Los lechos protectores independientes pueden multiplicarse, lo que significa que hay uno o varios lechos protectores en un modo de espera en paralelo o en serie con el/los lecho(s) protector(es) en uso.

Según una realización de la presente invención, puede alimentarse opcionalmente un material de alimentación secundario de origen biológico al hidroprocesamiento. Preferiblemente, la alimentación secundaria comprende grasas animales u otros residuos de origen biológico adecuados para la producción de combustible. Mediante el uso de la alimentación secundaria se lleva a cabo el uso de un intervalo más amplio de posibles materiales de partida.

El procedimiento de la presente invención comprende hidroprocesar el material biológico purificado en presencia de al menos un catalizador para formar una mezcla de componentes combustibles. El hidroprocesamiento en la presente invención puede realizarse en una, dos, tres o más etapas.

Según una realización de la presente invención, el hidroprocesamiento se realiza en una etapa. El catalizador es un catalizador capaz de hidrogenar, isomerizar, abrir anillos y craquear el material biológico purificado para formar una mezcla de componentes combustibles. En esta realización, el catalizador se selecciona de modo que hidrate los dobles enlaces del material biológico purificado alimentado al hidroprocesamiento. El catalizador retira heteroátomos de las moléculas de alimentación, especialmente oxígeno, mediante hidratación. El catalizador tiene capacidad de hidrogenar los enlaces olefínicos de los compuestos en la alimentación, abrir al menos uno de los anillos bicíclicos, y craquear las cadenas laterales de cadenas hidrocarbonadas. En otras palabras, los hidrocarburos se hidrogenan, se isomerizan y/o se craquean en una sola etapa. El craqueo/la isomerización se controlan mediante variables del procedimiento, tales como presión y/o temperatura y mediante las propiedades del catalizador, por ejemplo controlando su acidez. Al mismo tiempo, los compuestos de azufre se reducen para dar sulfuro de hidrógeno. El catalizador contenido en el reactor de hidroprocesamiento se selecciona de catalizadores que contienen metales del grupo VI y/o VIII del sistema periódico o mezclas o combinaciones de los mismos, catalizador que es capaz de convertir material biológico de alimentación en componentes combustibles en una sola etapa. En una realización preferida de la invención, el catalizador comprende NiW, normalmente sobre un soporte seleccionado de Al_2O_3 , zeolita, zeolita- Al_2O_3 y $\text{Al}_2\text{O}_3\text{-SiO}_2$. En una realización adicional preferida de la invención, el catalizador comprende NiW sobre un soporte de Al_2O_3 .

Todavía en una realización adicional preferida del procedimiento de una etapa de la invención, el catalizador es una mezcla o una combinación de un catalizador de NiW con un catalizador adicional. Dicho catalizador adicional puede seleccionarse de cualquier catalizador que contenga metales del grupo VI y/o VIII del sistema periódico, tal como Ni, Co, Mo, Pt, Pd, o mezclas o combinaciones de los mismos, tal como NiMo y CoMo, normalmente sobre un soporte seleccionado de Al_2O_3 , zeolita, zeolita- Al_2O_3 o $\text{Al}_2\text{O}_3\text{-SiO}_2$. En una realización preferida, el catalizador adicional es NiMo sobre un soporte de Al_2O_3 . En una realización preferida de la invención, el catalizador es una combinación o

una mezcla o una combinación de varias capas finas o lechos de NiMo y catalizadores de NiW.

Según otra realización, el hidroprocesamiento se realiza en dos etapas. En la primera etapa, los ácidos grasos contenidos en el material de alimentación de origen biológico se convierten en n-parafinas y en la segunda etapa las n-parafinas obtenidas se isomerizan y/o se craquean. En la primera etapa se usa un catalizador que tiene un metal adecuado, tal como metales del grupo VIII y/o VIB del sistema periódico que pueden usarse. Los catalizadores adecuados son catalizadores de Pt, Pd, Ni, NiMo o CoMo soportados, sobre un soporte adecuado, tal como Al_2O_3 y/o SiO_2 . El catalizador usado en la etapa de isomerización es por ejemplo un tamiz molecular, que contiene como un metal metales nobles del grupo VIII, tales como Pt y/o Pd, o un catalizador de NiW sobre un soporte adecuado, tal como Al_2O_3 , zeolita, zeolita- Al_2O_3 o Al_2O_3 - SiO_2 .

Con el fin de funcionar y permanecer activos, los catalizadores usados en la presente invención necesitan azufre orgánico. Por tanto, cuando la alimentación de origen biológico no contiene por sí misma azufre o su concentración de azufre es demasiado baja, se alimenta azufre adicional a la etapa de hidroprocesamiento. El azufre adicional puede alimentarse a la etapa de hidroprocesamiento junto con la alimentación de origen biológico purificado o puede alimentarse por separado a la etapa de hidroprocesamiento. El azufre adicional puede suministrarse al procedimiento en forma gaseosa como sulfuro de hidrógeno, o puede ser cualquier material que produzca sulfuro de hidrógeno en el procedimiento, como compuestos de azufre orgánico, tales como disulfuro de dimetilo. La cantidad de azufre adicional depende de la cantidad de azufre contenida en la alimentación. Un experto en la técnica es capaz de determinar la cantidad de azufre necesario sin excesivos esfuerzos. En general, debe mantenerse la razón de alimentación de $\text{H}_2/\text{H}_2\text{S}$ en más de aproximadamente 0,0001, preferiblemente más de aproximadamente 0,001.

El material catalizador debe activarse antes de que sea eficaz y se use. La activación comprende varias etapas, de las que una es tratar el catalizador con compuesto de azufre activante, por ejemplo disulfuro de dimetilo. El procedimiento de activación comprende por tanto sulfurar el catalizador. La activación de los catalizadores es conocimiento común en la técnica y por tanto no se comentará en el presente documento en detalle.

El catalizador contenido en los reactores de la presente invención puede estar en cualquier forma adecuada. El catalizador usado en la presente invención puede diluirse con carburo de silicio, óxido de aluminio, perlas de vidrio, catalizador menos activo y/o material inerte. El catalizador usado en la presente invención también puede estar sin diluir. El catalizador puede estar en un lecho de catalizador y el lecho puede clasificarse ajustando la actividad, la forma y/o el tamaño de la partícula del catalizador usado. La dilución y la clasificación del catalizador ayudan a controlar el equilibrio exotérmico de la reacción.

El hidroprocesamiento puede llevarse a cabo en cualquier tipo de reactor, columna, recipiente, envase, tubo o tubería, que sea adecuado para el hidroprocesamiento.

El hidroprocesamiento se lleva a cabo a un intervalo de temperatura de aproximadamente 280°C hasta aproximadamente 500°C, preferiblemente de aproximadamente 330°C hasta aproximadamente 430°C. La apertura de las estructuras de anillo condensado también es una propiedad deseada del catalizador.

El hidroprocesamiento se lleva a cabo a una presión de aproximadamente 20 a aproximadamente 200 bar, preferiblemente a una presión de aproximadamente 50 a aproximadamente 200 bar, más preferiblemente de aproximadamente 70 a aproximadamente 120 bar.

La alimentación se bombea al reactor de hidroprocesamiento a una velocidad deseada. La tasa de alimentación WHSV (velocidad espacial por hora en peso) del material de alimentación normalmente está en el intervalo de aproximadamente 0,2 a aproximadamente 2,5, preferiblemente de aproximadamente 0,3 hasta 1,5.

La cantidad de gas hidrógeno necesario se determina por la cantidad de alimentación. La cantidad adecuada de hidrógeno puede ser determinada por un experto habitual en la técnica. Normalmente, la relación de alimentación de H_2 /alimentación está en el intervalo de aproximadamente 350 hasta 3 000 NI/l, preferiblemente de aproximadamente 500 hasta 2 500 NI/l. (NI = litro normal).

Según una realización de la presente invención, los compuestos gaseosos separados de los compuestos líquidos son gas hidrógeno, sulfuro de hidrógeno, gases combustibles ligeros, principalmente más ligeros que hidrocarburos C_5 .

Según una realización de la presente invención, los componentes combustibles obtenidos son una fracción que contiene gasolina y/o nafta y una fracción que contiene destilado medio. Una ventaja de la presente invención es que no hay fracción de residuos como resultado en el fraccionamiento, esto significa que el material de origen biológico puede procesarse para dar lugar a componentes combustibles con un rendimiento excelente. A continuación se presenta un sistema para producir componentes combustibles que es adecuado para realizar el procedimiento de la presente invención.

También se divulga en el presente documento un sistema para producir componentes combustibles a partir de un

material de origen biológico, que se caracteriza porque el sistema comprende

- una unidad de evaporación 6 para retirar impurezas del material de origen biológico y producir un material biológico purificado,

- al menos un reactor de hidroprocesamiento 12, 12', 12'' para hidroprocesar el material biológico purificado y producir una mezcla de compuestos hidrocarbonados, comprendiendo el reactor de hidroprocesamiento al menos un catalizador 13, 13', 13'',

- al menos una entrada de hidrógeno 10, 15, 17, para alimentar gas hidrógeno al reactor de hidroprocesamiento 12, 12', 12'',

- una unidad de separación 16 para separar compuestos gaseosos de la mezcla de compuestos hidrocarbonados para obtener compuestos hidrocarbonados líquidos,

- una unidad de fraccionamiento 26 para fraccionar los compuestos hidrocarbonados líquidos recuperados de la unidad de separación 16 en fracciones separadas de componentes combustibles.

Por unidad de evaporación se entiende en el presente documento cualquier unidad adecuada para separar dos o más componentes entre sí, tales como gases de líquido, unidad de separación que utiliza las diferencias en la presión de vapor de los componentes. Ejemplos de tales unidades de separación son unidades de evaporación, unidades de inflamación y unidades de destilación. La unidad de evaporación puede comprender uno, dos, tres o más evaporadores que pueden ser o bien del mismo tipo o bien de tipo diferente y se seleccionan independientemente. Si la unidad de evaporación comprende más de un evaporador, los evaporadores se disponen en serie.

La unidad de evaporación puede ser cualquier unidad de evaporación adecuada disponible comercialmente. La unidad de evaporación del sistema de la presente invención comprende uno, dos, tres o más evaporadores. En una realización preferida de la invención, la unidad de evaporación comprende dos evaporadores. En otra realización preferida de la invención, la unidad de evaporación comprende tres evaporadores. Según una realización de la invención, los evaporadores se seleccionan de los que usan tecnología de evaporación de película fina. Preferiblemente el/los evaporador(es) se selecciona(n) independientemente del grupo que consiste en evaporador de película fina, evaporador de película descendente, evaporador de recorrido corto, destilador molecular de placa y cualquier otro evaporador que use tecnología de evaporación de película fina. Las combinaciones adecuadas para evaporadores (en este orden) en la unidad de evaporación son:

Para la evaporación de dos fases:

TF + SP

FF + TF

TF + FF

TF + TF

Para la evaporación de tres fases:

TF + TF + SP

TF + PMS + SP

FF + TF + SP

FF + TF + TF

donde

TF = evaporador de película fina

FF = evaporador de tubos de película descendente

SP = evaporador de recorrido corto

PMS = destilador molecular de placa

Por tanto en una realización, la evaporación en una evaporación de dos etapas se realiza usando un evaporador de película fina en la primera etapa de evaporación y un evaporador de recorrido corto en la segunda etapa de evaporación. En otra realización, la evaporación de dos etapas se realiza usando un evaporador de película fina en la primera etapa de evaporación y un evaporador de película descendente en la segunda etapa de evaporación. Aún en otra realización, la evaporación de dos etapas se realiza usando un evaporador de película fina tanto en la primera como en la segunda etapas de evaporación. En una realización preferida, la evaporación de dos etapas se realiza usando un evaporador de película descendente en la primera etapa de evaporación y un evaporador de película fina en la segunda etapa de evaporación.

En una realización de una evaporación de tres etapas, la evaporación se realiza usando un evaporador de película fina en la primera etapa, un destilador molecular de placa en la segunda etapa y un evaporador de recorrido corto en la tercera etapa de evaporación. En otra realización, la evaporación de tres etapas se realiza usando un evaporador

de película fina en la primera etapa, un evaporador de película fina en la segunda etapa y un evaporador de recorrido corto en la tercera etapa de evaporación. En otra realización, la evaporación de tres etapas se realiza usando un evaporador de película descendente en la primera etapa, un evaporador de película fina en la segunda etapa y un evaporador de recorrido corto en la tercera etapa de evaporación. Aún en otra realización, la evaporación de tres etapas se realiza usando un evaporador de película descendente en la primera etapa, y un evaporador de película fina en las etapas segunda y tercera de evaporación. El segundo evaporador tanto en la evaporación de dos etapas como en la de tres etapas es lo más preferiblemente un evaporador de película fina.

La unidad de separación comprende uno o más separadores. La separación puede realizarse en varias fases. Como separadores puede usarse cualquier dispositivo capaz de separar gases y líquidos entre sí. Por ejemplo, pueden usarse unidades instantáneas como separadores.

La unidad de fraccionamiento comprende uno o más dispositivos de fraccionamiento que un experto en la técnica es capaz de construir. Un ejemplo de una unidad de fraccionamiento es una unidad de destilación.

El sistema comprende además al menos una conexión de recirculación (32, 34) para recircular una parte de los compuestos hidrocarbonados líquidos desde la unidad de separación (16) y/o la unidad de fraccionamiento (26) de vuelta al reactor de hidroprocesamiento (12, 12', 12'').

Según una realización, el sistema comprende un reactor de hidroprocesamiento (12) que comprende el catalizador (13), que se selecciona de cualquier catalizador que contenga metales del grupo VI y/o VIII del sistema periódico o mezclas o combinaciones de los mismos, catalizador que es capaz de convertir material biológico de alimentación en componentes combustibles. En una realización preferida de la invención, el catalizador es NiW, normalmente sobre un soporte seleccionado de Al_2O_3 , zeolita, zeolita- Al_2O_3 y Al_2O_3 - SiO_2 . En otra realización preferida de la invención, el catalizador es NiW sobre un soporte de Al_2O_3 .

Todavía en una realización adicional preferida que comprende un reactor de hidroprocesamiento, el reactor puede comprender una mezcla o una combinación de un catalizador de NiW con un catalizador adicional. Dicho catalizador adicional puede seleccionarse de cualquier catalizador que contenga metales del grupo VI y/o VIII del sistema periódico, tales como Ni, Co, Mo, Pd, Pt, o mezclas o combinaciones de los mismos, tal como NiMo y CoMo, normalmente sobre un soporte seleccionado de Al_2O_3 , zeolita, zeolita- Al_2O_3 o Al_2O_3 - SiO_2 . En una realización preferida, el catalizador adicional es NiMo sobre un soporte de Al_2O_3 . En una realización preferida de la invención, el catalizador es una combinación o una mezcla o una combinación de varias capas finas o lechos de catalizadores de Ni-Mo y NiW.

Según otra realización, el sistema comprende un primer reactor de hidroprocesamiento (12') y un segundo reactor de hidroprocesamiento (12''). El primer reactor de hidroprocesamiento (12') comprende un primer catalizador (13') que es cualquier catalizador que contenga metales del grupo VIII y/o VIB del sistema periódico sobre un soporte adecuado capaz de convertir hidrocarburos en n-parafinas. El primer catalizador (13') en el primer reactor de hidroprocesamiento (12') se selecciona del grupo de Pt, Pd, Ni, NiMo y CoMo soportado por alúmina y/o sílice. El segundo reactor de hidroprocesamiento (12'') comprende un segundo catalizador (13'') que se selecciona del grupo de Pt, Pd y NiW soportado por Al_2O_3 , zeolita, zeolita- Al_2O_3 o Al_2O_3 - SiO_2 .

Según una realización que se presenta en la figura 1, el sistema también comprende una primera entrada de alimentación 2 para alimentar el material de origen biológico a la unidad de evaporación 6, una segunda entrada de alimentación 8 para alimentar el material biológico purificado desde la unidad de evaporación 6 hasta el reactor de hidroprocesamiento 12. Para recuperar el concentrado de la unidad de evaporación 6, el sistema comprende una primera salida de concentrado 9. Para alimentar la mezcla de compuestos hidrocarbonados desde el reactor de hidroprocesamiento 12 hasta la unidad de separación 16, el sistema comprende una tercera entrada de alimentación 14. El sistema comprende una primera salida de gas 18 para retirar los compuestos gaseosos, que comprenden hidrógeno, sulfuro de hidrógeno, gases combustibles ligeros y principalmente más ligeros que hidrocarburos C_5 de la unidad de separación 16. También hay una cuarta entrada de alimentación 24 para alimentar los compuestos líquidos de la unidad de separación 16 a la unidad de fraccionamiento 26. La primera salida de gas 18 está conectada a una segunda salida de gas 22 para retirar los compuestos gaseosos deseados del sistema y a una primera entrada de gas 20 desde la que los compuestos gaseosos pueden recircularse de vuelta al reactor de hidroprocesamiento 12. Para alimentar el gas hidrógeno al reactor de hidroprocesamiento, el sistema comprende una primera entrada de alimentación de hidrógeno 10 y una segunda entrada de hidrógeno 15. El sistema también comprende una primera salida de producto 28 para nafta y/o gasolina y una segunda salida de producto 30 para compuestos de destilado medio para recuperarlos de la unidad de fraccionamiento 26. También hay una salida de residuo 36 para recuperar la fracción pesada de la unidad de fraccionamiento 26. La fracción pesada contiene brea. Cuando el material de alimentación es aceite de bogol en bruto o aceite de bogol, no hay fracción pesada o la cantidad del mismo es muy pequeña.

Entre la unidad de evaporación 6 y el reactor de hidroprocesamiento 12, el sistema puede comprender una unidad de purificación 7 adicional, que se presenta en la figura mediante una línea de puntos, tal como un lecho protector. Si se desea, puede alimentarse gas hidrógeno al lecho protector 7 a través de una segunda entrada de gas

hidrógeno 15.

El sistema comprende además una primera salida de recirculación 32 para recircular una parte de la corriente de producto líquido desde la unidad de fraccionamiento 26 de vuelta al reactor de hidroprocesamiento 12. El sistema también comprende una segunda salida de recirculación 34 para recircular una parte de la corriente de producto líquido desde la unidad de separación 16 de vuelta al reactor de hidroprocesamiento 12.

El sistema de la figura 1 comprende el catalizador 13, que es cualquier catalizador adecuado o una combinación o una mezcla de catalizadores capaces de hidrodesoxigenar, isomerizar y craquear el material biológico purificado para formar una mezcla de compuestos hidrocarbonados. Los catalizadores adecuados para el sistema de la figura 1 se definieron anteriormente en relación con la descripción del sistema que comprende un reactor de hidroprocesamiento.

El azufre en una forma adecuada se alimenta al reactor de hidroprocesamiento 12 a través de una primera entrada de alimentación de azufre 19.

Según otra realización según la figura 2, el hidroprocesamiento se realiza en dos etapas. El sistema comprende un primer catalizador 13' en un primer reactor de hidroprocesamiento 12 y un segundo catalizador 13" dispuesto en el segundo reactor de hidroprocesamiento 12". Los catalizadores adecuados para el primer catalizador 13' y el segundo catalizador 13" se definieron anteriormente en relación con la descripción del sistema que comprende dos reactores de hidroprocesamiento.

El sistema de la figura 2 comprende una primera entrada de alimentación 2 para alimentar el material de origen biológico a una unidad de evaporación 6, una segunda entrada de alimentación 8 para alimentar el material biológico purificado desde la unidad de evaporación 6 hasta un primer reactor de hidroprocesamiento 12'.

Para recuperar el concentrado de la unidad de evaporación 6, el sistema comprende una primera salida de concentrado 9.

Para alimentar la mezcla de compuestos hidrocarbonados desde el primer reactor de hidroprocesamiento 12' hasta un segundo reactor de hidroprocesamiento 12", el sistema comprende una conexión intermedia 11.

Para alimentar el producto hidroprocesado desde el segundo reactor de hidroprocesamiento 12" hasta la unidad de separación 16, el sistema comprende una tercera entrada de alimentación 14. El sistema comprende una primera salida de gas 18 que está dispuesta para retirar los compuestos gaseosos deseados, tales como hidrógeno, sulfuro de hidrógeno, gases combustibles ligeros y principalmente más ligeros que hidrocarburos C₅ de la unidad de separación 16 y una cuarta entrada de alimentación 24 para alimentar los compuestos líquidos a la unidad de fraccionamiento 26. La primera salida de gas 18 está conectada a una segunda salida de gas 22 para retirar los compuestos gaseosos deseados del sistema y a una primera entrada de gas 20 desde la que los compuestos gaseosos pueden recircularse de vuelta al primer reactor de hidroprocesamiento 12'. Los gases también pueden recircularse de vuelta al segundo reactor de hidroprocesamiento 12" a través de una segunda entrada de gas 20'.

Para alimentar el gas hidrógeno al reactor de hidroprocesamiento 12', el sistema comprende una primera entrada de alimentación de hidrógeno 10. Para alimentar hidrógeno al segundo reactor de hidroprocesamiento 12", el sistema comprende una tercera entrada de hidrógeno 17.

El sistema también comprende una primera salida de producto 28 para nafta y/o gasolina y una segunda salida de producto 30 para compuestos de destilado medio para recuperarlos de la unidad de fraccionamiento 26. También hay una salida de residuo 36 para recuperar la fracción pesada de la unidad de fraccionamiento 26. La fracción pesada contiene brea. Cuando el material de alimentación es aceite de bogol en bruto o aceite de bogol no hay fracción pesada procedente del fraccionamiento.

El sistema comprende además una primera salida de recirculación 32 para recircular una parte de la corriente de producto líquido desde la unidad de fraccionamiento 26 de vuelta al/a los reactor(es) de hidroprocesamiento 12', 12". El sistema también comprende una segunda salida de recirculación 34 para recircular una parte de la corriente de producto líquido desde la unidad de separación 16 de vuelta al primer reactor de hidroprocesamiento 12' y/o al segundo reactor de hidroprocesamiento 12".

Entre la unidad de evaporación 6 y el primer reactor de hidroprocesamiento 12', el sistema puede comprender una unidad de purificación 7 adicional, tal como un lecho protector. La unidad de purificación 7 adicional es opcional y se muestra en línea de puntos en la figura 2. Si se desea, puede alimentarse gas hidrógeno al lecho protector 7 a través de una segunda entrada de gas hidrógeno 15.

El azufre se alimenta a los reactores de hidroprocesamiento 12', 12" a través de una primera entrada de alimentación de azufre 19 y una segunda entrada de alimentación de azufre 19'.

El procedimiento de la presente invención queda ahora más claro con referencia al sistema de la figura 1. En la figura se muestra un sistema para llevar a cabo el procedimiento, en el que el material de origen biológico se alimenta a través de una primera entrada de alimentación 2 a una unidad de evaporación 6 en la que se retiran las impurezas contenidas en el material de origen biológico. La unidad de evaporación 6 comprende al menos un evaporador que puede ser cualquier equipo adecuado disponible comercialmente capaz de separar componentes líquidos de componentes gaseosos utilizando las diferencias de las presiones de vapor de los componentes. Ejemplos de tales equipos adecuados se definieron anteriormente.

Desde la unidad de evaporación 6 el material biológico purificado se alimenta al reactor de hidroprocesamiento 12 que comprende el catalizador 13 que es un catalizador capaz de hidrodeshidrogenar, isomerizar y craquear, reactor en el que el material biológico purificado se hidroprocesa en una sola etapa en presencia de gas hidrógeno para formar una mezcla de compuestos hidrocarbonados que se alimentan a través de una tercera entrada de producto 14 a una unidad de separación 16. El catalizador 13 también puede ser una combinación o una mezcla de catalizadores capaces de hidrodeshidrogenar, craquear e isomerizar el material biológico purificado para formar una mezcla de compuestos hidrocarbonados. El gas hidrógeno se alimenta al reactor de hidroprocesamiento 12 a través de una primera entrada de gas hidrógeno 10. Antes de alimentar el material biológico purificado al reactor de hidroprocesamiento 12, puede alimentarse a través de una segunda entrada de alimentación 8 a una unidad de purificación 7 opcional.

En la unidad de separación 16, los compuestos gaseosos se separan de los compuestos líquidos de la mezcla de compuestos hidrocarbonados. Los compuestos gaseosos se recuperan a través de una primera salida de gas 18, que está conectada a una segunda salida de gas 22 para retirar los compuestos gaseosos del sistema y/o a una primera entrada de gas 20 desde la que parte de o todos los compuestos gaseosos pueden recircularse de vuelta al reactor de hidroprocesamiento 12, si se desea. La separación puede realizarse en varias fases o repetirse tan a menudo como sea necesario.

Desde la unidad de separación 16, los compuestos hidrocarbonados líquidos se alimentan a través de una cuarta entrada de alimentación 24 a una unidad de fraccionamiento 26 en la que los compuestos hidrocarbonados líquidos se fraccionan en fracciones separadas. Las fracciones son gasolina y/o nafta y destilado medio. La gasolina y/o la nafta se recupera(n) a través de una primera salida de producto 28 y el destilado medio se recupera a través de una segunda salida de producto 30.

Según otra realización de la presente invención, el procedimiento de la invención se realiza según el sistema de la figura 2. La figura 2 muestra un sistema para llevar a cabo el procedimiento en el que el material de origen biológico se alimenta a través de una primera entrada de alimentación 2 a una unidad de evaporación 6 en la que se retiran las impurezas contenidas en el material de origen biológico. La unidad de evaporación 6 comprende al menos un evaporador que puede ser cualquier equipo adecuado disponible comercialmente capaz de separar componentes líquidos de componentes gaseosos utilizando las diferencias de las presiones de vapor de los componentes. Ejemplos de tales equipos adecuados se definieron anteriormente.

Desde la unidad de evaporación 6, el material biológico purificado se alimenta al primer reactor de hidroprocesamiento 12' que comprende un primer catalizador 13', que se definió anteriormente. Desde el primer reactor de hidroprocesamiento 12', el material hidroprocesado una vez se alimenta a un segundo reactor de hidroprocesamiento 12'' para la isomerización, segundo reactor de hidroprocesamiento 12'' que comprende un segundo catalizador 13'', que se definió anteriormente.

La mezcla de compuestos hidrocarbonados producida en los reactores de hidroprocesamiento 12', 12'' se alimenta adicionalmente a través de una tercera entrada de producto 14 a una unidad de separación 16. El gas hidrógeno se alimenta al reactor de hidroprocesamiento 12' a través de primera entrada de gas hidrógeno 10 y al segundo reactor de hidroprocesamiento 12'' a través de la tercera entrada de gas hidrógeno 17. Antes de alimentar el material biológico purificado al reactor de hidroprocesamiento 12', el material puede alimentarse a través de una segunda entrada 8' de alimentación a una unidad de purificación 7 opcional.

En la unidad de separación 16, los compuestos gaseosos se separan de los compuestos líquidos de la mezcla de compuestos hidrocarbonados. Los compuestos gaseosos se recuperan a través de una primera salida de gas 18, que está conectada a una segunda salida de gas 22 para retirar los compuestos gaseosos del sistema y/o a una primera entrada de gas 20 desde la que parte de o todos los compuestos gaseosos pueden recircularse de vuelta al reactor de hidroprocesamiento 12', si se desea. La separación puede realizarse en varias fases o repetirse tan a menudo como sea necesario.

Desde la unidad de separación 16, los compuestos hidrocarbonados líquidos se alimentan a través de una cuarta entrada de alimentación 24 a una unidad de fraccionamiento 26 en la que los compuestos hidrocarbonados líquidos se fraccionan en fracciones separadas. Las fracciones son gasolina y/o nafta y destilado medio. La gasolina y/o la nafta se recupera(n) a través de una primera salida de producto 28 y el destilado medio se recupera a través de una segunda salida de producto 30.

Las reacciones en hidroprocesamiento son reacciones altamente exotérmicas, en las que la temperatura puede elevarse 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 líquido obtenida de la unidad de separación, es decir una mezcla de hidrocarburos de calidad para combustible, proporciona un medio eficaz para restringir la reacción exotérmica, por medio de lo cual la corriente de producto recirculada actúa como un medio que disminuye la temperatura del lecho de una manera controlada. Además, sólo puede recircularse una fracción hidrocarbonada obtenida del fraccionamiento.

El reactor de hidroprocesamiento 12, 12', 12" puede ser cualquier tipo de reactor, columna, recipiente, envase, tubo o tubería, que sea adecuado para hidroprocesamiento.

Las entradas, salidas y conexiones según esta invención pueden ser cualquier tipo de medio adecuado para dejar entrar o salir una alimentación o para que pase a través de, por ejemplo la tubería, tubo, manguito o dispositivo de conexión adecuado para este fin.

Se divulgan adicionalmente en el presente documento componentes combustibles obtenidos mediante un procedimiento en el que se evapora material de origen biológico para retirar impurezas, tales como metales y sólidos del material de origen biológico para producir material biológico purificado, y dicho material biológico purificado se hidroprocesa en presencia de gas hidrógeno y un catalizador para formar una mezcla de compuestos hidrocarbonados, los compuestos gaseosos se separan de dicha mezcla de los compuestos hidrocarbonados para formar compuestos hidrocarbonados líquidos y dichos compuestos hidrocarbonados líquidos se fraccionan para obtener componentes combustibles. Los detalles del procedimiento son los mismos que los presentados anteriormente en relación con el procedimiento de la presente invención. Según una realización preferida, los componentes combustibles son gasolina y/o nafta y compuestos de destilado medio. El catalizador puede ser cualquier catalizador adecuado tal como se presentó anteriormente.

También se describe en el presente documento el uso de los componentes combustibles mencionados anteriormente como combustible de diésel, combustible de gasolina, combustible de calefacción, combustible de reactor o combustible de aviación y/o como sus componentes.

También se divulga una mezcla que comprende el componente de combustible o los componentes de combustible mencionados anteriormente y el uso de la mezcla como combustible de diésel, combustible de gasolina, combustible de calefacción, combustible de reactor, combustible de aviación y/o como sus componentes.

Ejemplos

En los siguientes ejemplos 1 y 2, las impurezas en el material de origen biológico se retiraron mediante dos unidades de evaporación diferentes. En el ejemplo 1, la unidad de evaporación comprende dos evaporadores y en el ejemplo 2 la unidad de evaporación comprende tres evaporadores. El material de origen biológico fue aceite de bogol en bruto.

Ejemplo 1:

Se alimentó aceite de bogol en bruto (CTO) procedente de almacenamiento a una temperatura de 60°C a una unidad de evaporación que contenía un evaporador de película fina y un evaporador de recorrido corto. La tasa de alimentación del aceite de bogol en bruto a la unidad de evaporación fue de entre 30 y 80 kg/h. La temperatura de la primera etapa de evaporación fue de 137°C y la presión fue de 18 mbar. Se retiraron agua, trementina y ácidos grasos ligeros de la alimentación de aceite de bogol en bruto.

La primera etapa de evaporación se realizó en un evaporador de película fina. En el primer evaporador, en total se evaporó el 3% de la cantidad original de aceite de bogol en bruto, de la que el 2% era trementina y ácidos grasos ligeros y el 1% era agua. El 97% de la cantidad de la alimentación original de aceite de bogol en bruto se recuperó como condensado del primer evaporador y se alimentó adicionalmente a un segundo evaporador. La segunda etapa de evaporación se realizó en un evaporador de recorrido corto a 315°C y 0,3 mbar. Se retiró el 5% de la cantidad de la alimentación original de la segunda etapa de evaporación como una fracción pesada que comprende brea. Se recuperó el destilado de la segunda etapa de evaporación y la cantidad del mismo fue el 92% de la cantidad de la alimentación original de aceite de bogol en bruto. La fracción pesada retirada del segundo evaporador contenía 1600 ppm de metales en total que consistían principalmente en Na, Fe, P y de 10 a 20 de otros metales, y además de metales también SO_4^{2-} , en forma de Na_2SO_4 y lignina.

Ejemplo 2:

Se alimentó aceite de bogol en bruto (CTO) con un contenido en metal de 72 ppm procedente de almacenamiento a una temperatura de 60°C a una unidad de evaporación que contenía un evaporador de película fina, un destilador molecular de placa y un evaporador de recorrido corto. La tasa de alimentación del aceite de bogol en bruto a la unidad de evaporación fue de entre 30 y 80 kg/h. La temperatura de la primera etapa de evaporación fue de 137°C y

la presión fue de 18 mbar. Se retiraron agua, trementina y ácidos grasos ligeros de la alimentación de aceite de bogol en bruto.

La primera etapa de evaporación se realizó en un evaporador de película fina. En el primer evaporador, en total se evaporó el 3% de la cantidad original de aceite de bogol en bruto, de la que el 2% era trementina y ácidos grasos ligeros y el 1% era agua. El 97% de la cantidad de la alimentación original de aceite de bogol en bruto se recuperó como condensado del primer evaporador y se alimentó adicionalmente a un segundo evaporador. La segunda etapa de evaporación se realizó en un destilador molecular de placa a 220°C y 1 mbar. El 50% de la cantidad de la alimentación original de aceite de bogol en bruto se retiró de la segunda etapa de evaporación como una fracción pesada. Se recuperó el destilado de la segunda etapa de evaporación y la cantidad del mismo fue el 47% de la cantidad de la alimentación original de aceite de bogol en bruto. Se alimentó la fracción pesada de la segunda etapa de evaporación a la tercera etapa de evaporación. La tercera etapa de evaporación se realizó en un evaporador de recorrido corto a 330°C y 0,1 mbar. La cantidad de la fracción pesada retirada del tercer evaporador fue del 5,5% de la alimentación original y contenía 1550 ppm de metales en total, que consistían principalmente en Na, Fe, P y de 10 a 20 de otros metales, y además de metales también SO_4^{2-} , en forma de Na_2SO_4 y lignina. Se recogieron los destilados de las fases de evaporación 2 y 3 y se mezclaron entre sí. El CTO purificado y con gran eliminación de brea tenía un contenido en metal de 5 ppm.

Ejemplo 3: Hidroprocesamiento del CTO purificado

El CTO purificado obtenido según el ejemplo 2 se procesó mediante tres procedimientos diferentes. El primer procedimiento (CTO HDO) fue un procedimiento convencional, donde el CTO sólo se hidrodesoxigenó usando un catalizador de NiMo. El segundo procedimiento (CTO HW) fue un procedimiento según la invención, donde el CTO purificado se hidroprocesó en una sola etapa en presencia de gas hidrógeno y un catalizador que era un catalizador capaz de hidrodesoxigenar, isomerizar y craquear en una sola etapa para formar una mezcla de compuestos hidrocarbonados. El tercer procedimiento (CTO HDO+HW) fue un procedimiento según la invención, donde el CTO purificado se hidroprocesó en una sola etapa en presencia de gas hidrógeno y una mezcla de catalizadores de NiW y NiMo para formar una mezcla de compuestos hidrocarbonados. La tabla 1 presenta los parámetros de procedimiento de los procedimientos CTO HDO, CTO HW y CTO HDO+HW.

Tabla 1

Alimentación	CTO HDO	CTO HW	CTO HDO+HW
Catalizador	NiMo/Al ₂ O ₃	NiW/Al ₂ O ₃	NiW/Al ₂ O ₃ + NiMo/Al ₂ O ₃
Presión de reacción (bar)	75	90	90
WHSV (h ⁻¹)	0,8 - 0,9	0,85 - 1,0	0,59 - 0,67
Temperatura de lecho (°C)	375	375	373 - 376
Alimentación de H ₂ /alimentación (NI/I)	1175	925	2400 - 2750

WHSV = Velocidad espacial por hora en peso

Los productos de estos procedimientos se fraccionaron para producir un corte ligero y un corte medio. Las muestras para medir las propiedades de los productos se prepararon combinando una parte del corte medio en diésel según la norma EN 590 en diversas razones de mezclado. Las propiedades de las muestras se muestran en las tablas 2 y 3 a continuación.

Se midieron la composición y las propiedades del producto del segundo procedimiento. Los resultados de los análisis se resumen en la tabla 4, junto con los valores convencionales del diésel según la norma EN 590.

Tabla 2. Propiedades de las muestras

Descripción	Unidad	Método	CTO HDO Corte medio, 100%	CTO HDO Corte medio, 5% Diésel según EN590, 95%	CTO HDO Corte medio, 10% Diésel según EN590, 90%	CTO HDO Corte medio, 15% Diésel según EN590, 85%	CTO HDO Corte medio, 20% Diésel según EN590, 80%	Diésel según EN590, 100%
Punto de inflamación	°C	SFS EN ISO 2719	66,0	62,0	63,0	62,0	61,0	59,
Punto de turbidez	°C	ISO 3015: 1992	12,0	-6,0	-5,0	-5,0	-3,0	-5,0
Punto de obstrucción de filtros en frío	°C	SFS-EN 116	7,0	-12,0	-12,0	-10,0	-9,0	-16,0
IBP*	°C	EN ISO 3405	135,5	172,5	171,9	169,5	171,3	170,9
95% recuperado	% (v/v)	EN ISO 3405	nd*	346,4	348,7	351,5	356,9	349,35
FBP	°C	EN ISO 3405	nd*	354,9	357,3	364,5	373,6	358,67
Residuo		EN ISO 3405	nd*	1,4	1,4	1,4	1,4	1,4

IBP = Punto de ebullición inicial
FBP = Punto de ebullición final

COMENTARIOS:

* No detectado, la destilación terminó tras una destilación del 91% a 381°C de temperatura. El 9% del residuo pesado no puede destilarse en presión de aire normal

Tabla 3. Propiedades de las muestras

Descripción	Unidad	Método	CTO H2O+HW Corte medio, 100%	CTO HW Corte medio, 100%	CTO HW Corte medio, 5%	CTO HW Corte medio, 10%	CTO HW Corte medio, 15%	CTO HW Corte medio, 20%	Diésel según EN590, 100%
Punto de inflamación	°C	SFS EN ISO 2719	56,0	60,5	59,5	59,5	59,5	59,0	59,5
Punto de turbidez	°C	ISO 3015: 1992	-8,0	-2,0	-5,0	-6,0	-6,0	-7,0	-5,0
Punto de obstrucción de filtros en frío	°C	SFS-EN 116	-11,0	-7,0	-18,0	-17,0	-17,0	-16,0	-16,0
IBP	°C	EN ISO 3405	160,0	161,5	173,6	171,7	173,2	170,6	170,9
95% recuperado	% (v/v)	EN ISO 3405		321,5	349,4	348,7	348,5	348,2	349,35
FBP	°C	EN ISO 3405	336,0	347,6	359,3	359,0	360,0	360,5	358,67
Residuo		EN ISO 3405		1,3	1,4	1,4	1,4	1,4	1,4

Tabla 4. Resultados de análisis en comparación con la norma EN590

Prueba	Unidad	Método	Calidad E según la norma EN590		CTO HW Corte medio, 100%
			mín	máx	
Número de cetano		EN ISO 5165	51,0		63,4
Índice de cetano		EN ISO 4264	46,0		63,7
Destilación:		EN ISO 3405			
Recuperado a 180°	% (v/v)			10	3,4
Recuperado a 250°	% (v/v)			< 65	24,9
Recuperado a 340°	% (v/v)		95		96,3
Recuperado a 350°	% (v/v)		85		97,8
Punto de ebullición final	C				347,4
Viscosidad a 40°	mm ² /s	EN ISO 2104	2,0	4,5	2,701
Punto de inflamación	°C	EN ISO 2719	60		60
Punto de turbidez	°C	EN 23015	-5		-1
Punto de obstrucción de filtros en frío	°C	EN 116	-15		-7
(en el 10% de residuo de destilación)	% (m/m)	EN ISO 10370		0,30	Menos de 0,10
Corrosión en tira de cobre (3 h a 50°)		EN ISO 2160	1a	1a	Clase 1a
Contaminación total	mg/kg	EN 12662		24	Menos de 6,0
Hidrocarburos aromáticos policíclicos	% (m/m)	EN 12916		11,0	1,6

A partir de las tablas anteriores, es obvio que el corte medio de CTO HDO es bajo como un componente de combinación en lo que se refiere a las propiedades de destilación y de flujo en frío. Los cortes medios de CTO HW y CTO HW+HDO funcionan bien y el punto de turbidez de la combinación se mejora y el punto de obstrucción de filtros en frío se mantiene dentro de la calidad E según la norma EN 590 sin alterar las propiedades de destilación. Los puntos de turbidez (CP) y los puntos de obstrucción de filtros en frío (CFPP) de las muestras se presentan en la figura 3.

En el procedimiento según la invención, los compuestos de brea pueden procesarse para dar lugar a productos de combustible para transporte valiosos, mientras que en el procedimiento de hidrodesoxigenación convencional, el componente de brea no puede recuperarse en el producto de destilación. También es obvio a partir de los resultados y es una clara ventaja de la presente invención que en CTO HW y CTO HW+HDO la fracción pesada se convierte para formar una parte de las fracciones de combustible, mientras que en el procedimiento de CTO HDO conocido la fracción pesada ni siquiera puede separarse del producto de partida.

Resultará obvio para un experto en la técnica que, a medida que la tecnología avanza, el concepto inventivo puede implementarse de diversos modos. La invención y sus realizaciones no se limitan a los ejemplos descritos anteriormente, sino que pueden variar dentro del alcance de las reivindicaciones.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para producir componentes combustibles a partir de un material de origen biológico, que comprende las etapas siguientes

a) evaporar el material de origen biológico para retirar impurezas del material de origen biológico para producir material biológico purificado,

b) hidroprocesar dicho material biológico purificado en presencia de gas hidrógeno y al menos un catalizador para formar una mezcla de compuestos hidrocarbonados,

c) separar compuestos gaseosos de dicha mezcla de compuestos hidrocarbonados para obtener compuestos hidrocarbonados líquidos,

d) fraccionar dichos compuestos hidrocarbonados líquidos para obtener componentes combustibles,

caracterizado porque el material de origen biológico se selecciona del grupo que consiste en aceites de pescado tales como aceite de arenque del Báltico, aceite de salmón, aceite de arenque, aceite de atún, aceite de anchoa, aceite de sardina y aceite de caballa; aceites vegetales tales como aceite de colza, aceite de canola, aceite de bogol, aceite de bogol en bruto, aceite de semilla de girasol, aceite de soja, aceite de maíz, aceite de cáñamo, aceite de semilla de lino, aceite de oliva, aceite de semilla de algodón, aceite de mostaza, aceite de palma, aceite de cacahuete, aceite de ricino, aceite de semilla de *Jatropha*, aceite de semilla de *Pongamia pinnata*, aceite de palmiste y aceite de coco; y grasas animales tales como manteca, sebo, manteca fundida y sebo fundido, y grasas y aceites de calidad para alimentación recirculados y de desecho, así como grasas, ceras y aceites producidos mediante ingeniería genética; ceras animales tales como cera de abeja, cera china (cera de insecto), cera de goma laca, y lanolina (cera de lana); ceras vegetales tales como cera de palma de carnauba, cera de palma de uricuri, aceite de semilla de jojoba, aceite de candelilla, cera de esparto, cera de Japón, aceite de salvado de arroz, terpenos, terpineoles y triglicéridos o mezclas de los mismos

caracterizado porque:

(I) la evaporación se lleva a cabo en dos etapas de evaporación, por medio de lo cual en la primera etapa de la evaporación se retiran el agua y los componentes ligeros a una temperatura de 50 - 250°C y una presión de 5 - 100 mbar; y en la segunda etapa se minimiza la fracción que contiene brea mediante la evaporación del producto líquido de la primera etapa de evaporación a una temperatura de 200 - 450°C y una presión de 0 - 50 mbar; o

(II) la evaporación se lleva a cabo en tres etapas de evaporación, por medio de lo cual en la primera etapa, se retiran el agua y los componentes ligeros a una temperatura de 50 - 250°C y una presión de 5 - 100 mbar; y en la segunda etapa se evapora el producto líquido de la primera etapa de evaporación a una temperatura de 180 - 350° y una presión de 0,1 - 40 mbar; y en la tercera etapa se minimiza la fracción que contiene brea mediante la evaporación de la fracción líquida de la segunda etapa de evaporación a una temperatura de 200 - 450°C y una presión de 0 - 50 mbar.

2. El procedimiento según la reivindicación 1, en el que el procedimiento comprende además una etapa e) para recircular una parte de los compuestos hidrocarbonados líquidos obtenidos de la separación o el fraccionamiento de vuelta al hidroprocesamiento.

3. El procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque la evaporación se realiza en un evaporador usando tecnología de evaporación de película fina.

4. El procedimiento según la reivindicación 3, caracterizado porque el evaporador se selecciona del grupo de evaporador de película fina, evaporador de película descendente, evaporador de recorrido corto y destilador molecular de placa.

5. El procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque el material de origen biológico se selecciona del grupo que consiste en aceite de bogol y aceite de bogol en bruto.

6. El procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque el hidroprocesamiento se lleva a cabo en una sola etapa y el catalizador es un catalizador que contiene metales del grupo VI o mezclas o combinaciones de los mismos, catalizador que es capaz de convertir material biológico de alimentación en componentes combustibles.

7. El procedimiento según la reivindicación 6, caracterizado porque el catalizador es NiW o una mezcla o combinación de catalizadores de NiW y NiMo sobre un soporte seleccionado de Al₂O₃, zeolita, zeolita-Al₂O₃,

y $\text{Al}_2\text{O}_3\text{-SiO}_2$.

- 5 8. El procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores 1 a 7, caracterizado porque el hidroprocesamiento se lleva a cabo en dos etapas y el catalizador en la primera etapa es cualquier catalizador que contenga metales del grupo VIII y /o VIB del sistema periódico sobre un soporte adecuado capaz de convertir hidrocarburos en n-parafinas y el catalizador en la segunda etapa es un catalizador que se selecciona del grupo de Pt ,Pd y NiW soportado por Al_2O_3 , zeolita, zeolita- Al_2O_3 o $\text{Al}_2\text{O}_3\text{-SiO}_2$.
- 10 9. El procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque la evaporación se lleva a cabo en dos etapas de evaporación, por medio de lo cual en la primera etapa de la evaporación se retiran el agua y los componentes ligeros a una temperatura de 120 - 200°C y una presión de 10 - 55 mbar; y en la segunda etapa se minimiza la fracción que contiene brea mediante la evaporación del producto líquido de la primera etapa de evaporación a una temperatura de 300 - 390°C y una presión de 0,01 - 15 mbar.
- 15 10. El procedimiento según las reivindicaciones 1 a 8, caracterizado porque la evaporación se lleva a cabo en tres etapas de evaporación, por medio de lo cual en la primera etapa, se retiran el agua y los componentes ligeros a una temperatura de 120 - 200° y una presión de 10 - 55 mbar; y en la segunda etapa se evapora el producto líquido de la primera etapa de evaporación a una temperatura de 200 - 270° y una presión de 20 0,1 - 20 mbar; y en la tercera etapa se minimiza la fracción que contiene brea mediante la evaporación de la fracción líquida de la segunda etapa de evaporación a una temperatura de 300 - 390° y una presión de 0,01 - 10 mbar.
- 25 11. El procedimiento según la reivindicación 10, por medio del cual el material purificado recuperado de la tercera etapa se combina con el material purificado de la segunda etapa y se usa como material de alimentación para hidroprocesamiento.
- 30 12. El procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque se realiza una etapa de purificación adicional entre la etapa de evaporación a) y la etapa de hidroprocesamiento b).
- 35 13. El procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque los compuestos gaseosos separados comprenden gas hidrógeno, sulfuro de hidrógeno, gases combustibles ligeros, principalmente más ligeros que hidrocarburos C5.
- 40 14. El procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque la evaporación comprende más de una etapa de evaporación y porque los componentes ligeros se retiran de la primera etapa de evaporación.
- 45 15. El procedimiento según la reivindicación 14, caracterizado porque el condensado de la primera etapa de evaporación se recupera y se alimenta a una segunda etapa de evaporación.
16. El procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque los componentes combustibles obtenidos son una fracción que contiene gasolina y/o nafta y una fracción que contiene destilado medio.

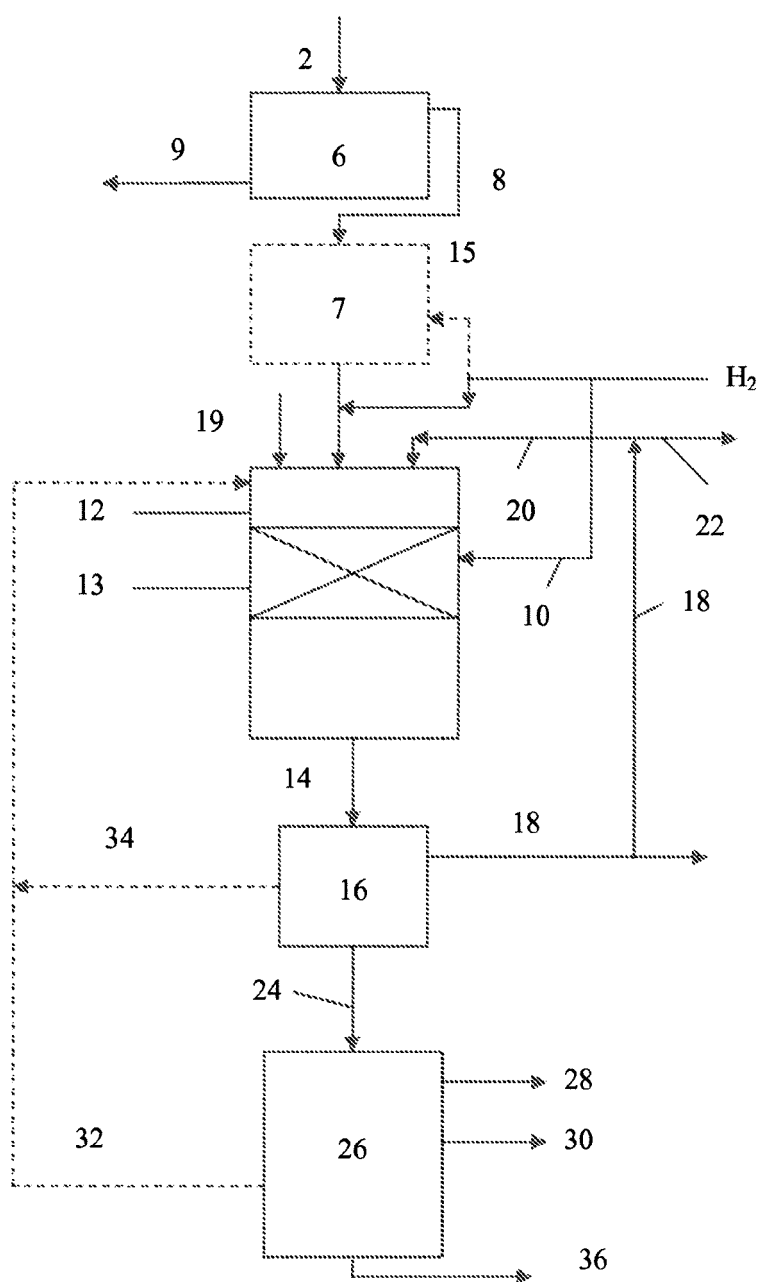


FIG. 1

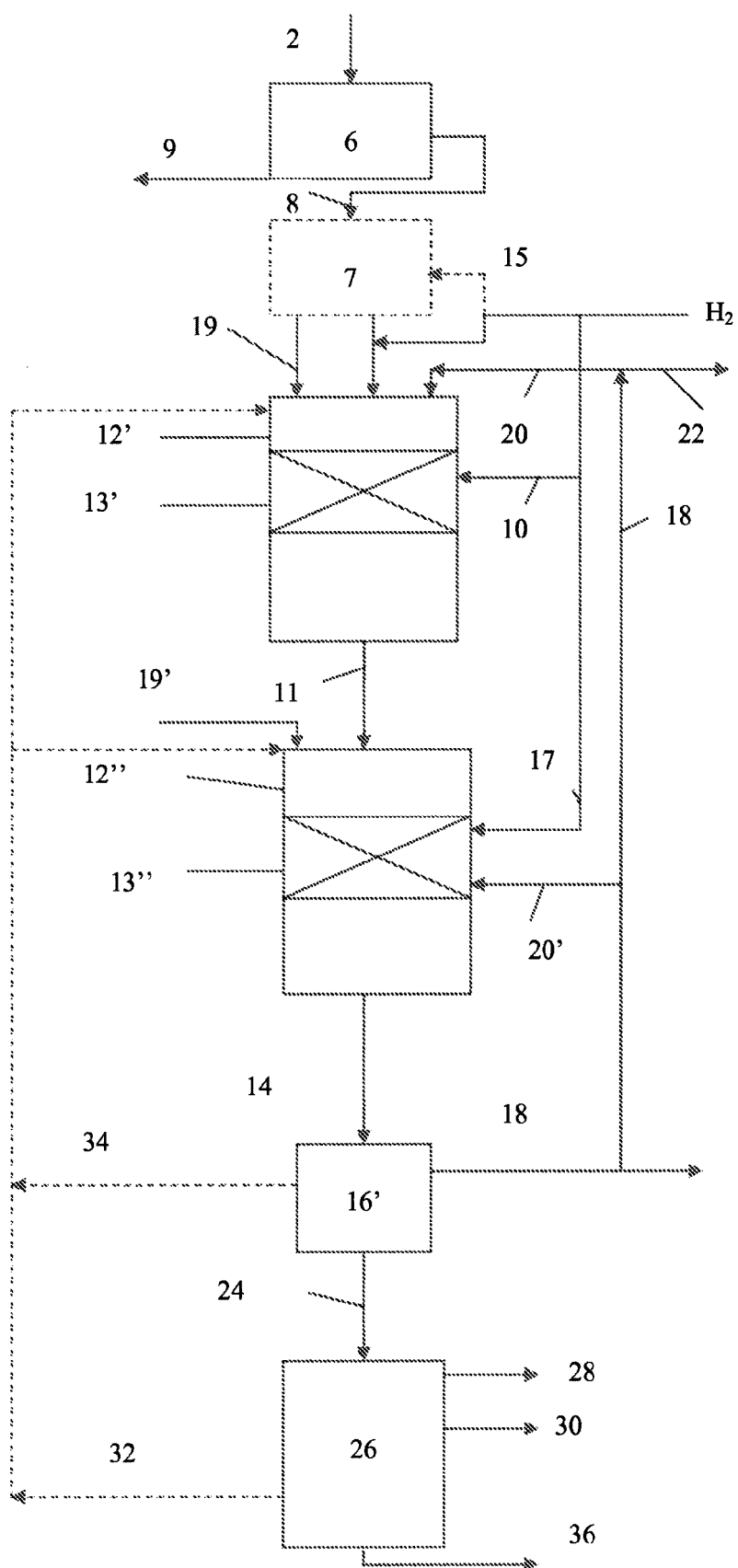


FIG. 2

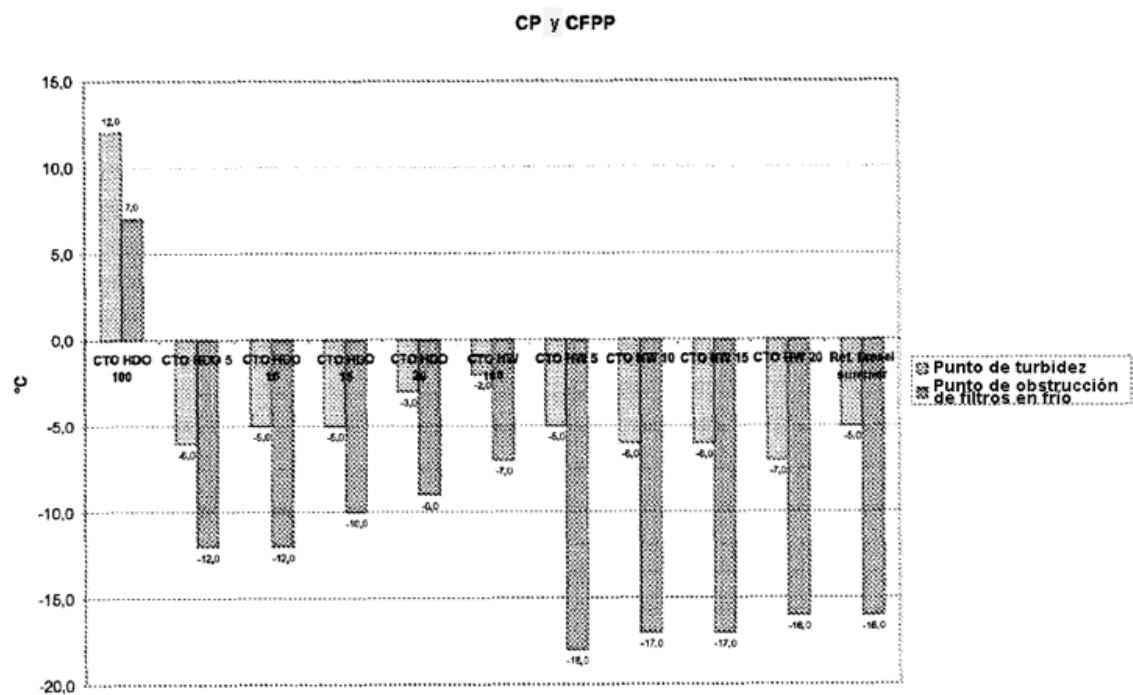


FIG. 3