

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 656 417**

51 Int. Cl.:

C10G 31/06 (2006.01)

C10G 49/00 (2006.01)

C10G 65/12 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **27.10.2015 E 15306717 (8)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **25.10.2017 EP 3018188**

54 Título: **Método de conversión de cargas petrolíferas que comprende una etapa de hidrot ratamiento en lecho fijo, una etapa de hidro craqueo en lecho en ebullición, una etapa de maduración y una etapa de separación de los sedimentos para la producción de fueles con un bajo contenido de sedimentos**

30 Prioridad:

04.11.2014 FR 1460627

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

27.02.2018

73 Titular/es:

**IFP ENERGIES NOUVELLES (100.0%)
1 & 4 avenue de Bois-Préau
92500 Rueil-Malmaison, FR**

72 Inventor/es:

**WEISS, WILFRIED y
CORRE, THIBAUT**

74 Agente/Representante:

ISERN JARA, Jorge

ES 2 656 417 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

Método de conversión de cargas petrolíferas que comprende una etapa de hidrotratamiento en lecho fijo, una etapa de hidrocrackeo en lecho en ebullición, una etapa de maduración y una etapa de separación de los sedimentos para la producción de fueles con un bajo contenido de sedimentos

La presente invención se refiere al refinado y la conversión de las fracciones pesadas de hidrocarburos que contienen, entre otras, impurezas de azufre. De forma más particular se refiere a un método de conversión de cargas pesadas petrolíferas de tipo residuo atmosférico y/o residuo a vacío para la producción de fracciones pesadas que se pueden utilizar como bases de fueles, en particular bases de fueles de depósito, con un bajo contenido de sedimentos. El método de acuerdo con la invención también permite producir destilados atmosféricos (nafta, queroseno y diésel), destilados a vacío y gases ligeros (C1 a C4).

Las exigencias de calidad de los combustibles marinos se describen en la norma ISO 8217. La especificación que se refiere al azufre se atribuye en lo sucesivo a las emisiones de SO_x (Anexo VI de la convención MARPOL de la Organización Marítima Internacional) y se traduce en una recomendación de contenido de azufre inferior o igual a un 0,5 % en peso fuera de las Zonas de Control de las Emisiones de Azufre (ZCES o Emissions Control Areas / ECA en inglés) como objetivo en 2020-2025, e inferior o igual a un 0,1 % en peso en las ZCES. Otra recomendación muy estricta es el contenido de sedimentos después de envejecimiento de acuerdo con la norma ISO 10307-2 (también conocida con el nombre IP390) que debe ser inferior o igual a un 0,1 %.

El contenido de sedimentos de acuerdo con la norma ISO 10307-1 (también conocida con el nombre IP375) es diferente del contenido de sedimento después de envejecimiento de acuerdo con la norma ISO 10307-2 (también conocida con el nombre IP390). El contenido de sedimentos después de envejecimiento de acuerdo con la norma ISO 10307-2 es una especificación mucho más estricta y corresponde a la especificación que se aplica a los fueles de depósito.

De acuerdo con el Anexo VI de la convención MARPOL, un barco puede utilizar por lo tanto un fuel con azufre en el momento en el que el navío esterificado con un sistema de tratamiento de gases de combustión que permite reducir las emisiones de óxido de azufre.

En los documentos de patente FR 2764300 y EP 0665282 se describieron métodos de refinado y de conversión cargas pesadas petrolíferas que comprenden una primera etapa de hidrotratamiento en lecho fijo y a continuación una etapa de hidrocrackeo en lecho en ebullición. El documento de patente EP 0665282 describe un método de hidrotratamiento de aceites pesados que tiene como objeto prolongar el periodo de duración de los reactores. El método que se describe en el documento de patente FR 2764300 describe un método que tiene como objeto obtener carburantes (gasolina y diésel) que tengan en particular un bajo contenido de azufre. Las cargas tratadas en este método no contienen asfaltenos.

El documento WO 2014/096704 A1 desvela un método de tratamiento de una carga de hidrocarburo que contiene al menos una fracción de hidrocarburos que tienen un contenido de azufre de al menos un 0,1 % en peso, una temperatura inicial de ebullición de al menos 340 °C y una temperatura final de ebullición de al menos 440 °C que permite obtener una fracción de hidrocarburo líquida que tiene un contenido de sedimentos después de envejecimiento inferior o igual a un 0,1 % en peso, comprendiendo dicho método las etapas siguientes: a) una etapa de hidrotratamiento en lecho fijo, en la que la carga de hidrocarburo y el hidrógeno se ponen en contacto sobre un catalizador de hidrotratamiento, b) una etapa opcional de separación del efluente obtenido en la etapa a) de hidrotratamiento en al menos una fracción ligera de hidrocarburos que contiene bases de carburante y una fracción pesada que contiene compuestos en ebullición a al menos 350 °C, c) una etapa de hidrocrackeo de al menos una parte del efluente obtenido en la etapa a) o de al menos una parte de la fracción pesada obtenida en la etapa b), en al menos un reactor que contiene un catalizador soportado en lecho en ebullición, d) una etapa de separación del efluente obtenido en la etapa c) para obtener al menos una fracción gaseosa y al menos una fracción líquida pesada, e) una etapa de separación de los sedimentos para obtener una fracción de hidrocarburo líquida que tiene un contenido de sedimentos después de envejecimiento inferior o igual a un 0,1 % en peso. Los fueles utilizados en el transporte marítimo comprenden generalmente destilados atmosféricos, destilados a vacío, residuos atmosféricos y residuos a vacío obtenidos a partir de destilación directa u obtenidos por método de refinado, en particular métodos de hidrotratamiento y conversión, pudiendo ser estos cortes utilizados solos o en mezcla. Estos métodos muy conocidos para su adaptación a cargas pesadas cargadas con impurezas producen sin embargo fracciones de hidrocarburos que comprende finos de catalizadores y sedimentos que se deben extraer para satisfacer una calidad tal como el fuel de depósito.

Los sedimentos pueden ser asfaltenos precipitados. Inicialmente en la carga, las condiciones de conversión y en particular la temperatura hacen que experimenten reacciones (desalquilación, polimerización...) que conducen a su precipitación. Independientemente de la naturaleza de la carga, estos fenómenos intervienen generalmente durante el uso de condiciones severas que dan lugar a tasas de conversión (para los compuestos que tienen ebullición a más de 540 °C : 540+ °C) elevadas, es decir, superiores a un 30, 40 o un 50 %.

La solicitante en estas investigaciones ha explicado un nuevo método que integra una etapa de maduración y de separación de sedimentos corriente debajo de una etapa de hidrotatamiento en lecho fijo y una etapa de hidrocrqueo. De manera sorprendente, se encontró que un método de este tipo permitía obtener fracciones de hidrocarburos líquidos que presentan un bajo contenido de sedimentos después de envejecimiento, pudiendo ser dichas fracciones utilizadas de forma ventajosa total o parcialmente como fuel o como base que responden a futuras especificaciones, es decir, 1 contenido de sedimentos después de envejecimiento inferior o igual a un 0,1 % en peso.

Uno de los objetos de la presente invención es proponer un método de conversión de cargas pesadas petrolíferas para la producción de fueles y bases de fueles, en particular fueles de depósito y bases de fueles de depósito, con un bajo contenido de sedimentos después de envejecimiento inferior o igual a un 0,1 % en peso.

Otro objeto de la presente invención es producir en conjunto, por medio del mismo método, destilados atmosféricos (nafta, queroseno, diésel), destilados a vacío y/o gases ligeros (en C1 a C4). Las bases de tipo nafta y diésel pueden tener valor en refinería para la producción de carburantes para automóvil y aviación, tales como por ejemplo supercarburantes, carburantes para propulsión y gasóleos.

Descripción resumida de las figuras

La figura 1 Representa una vista esquemática del método de acuerdo con la invención, que presenta una zona de hidrotatamiento, una zona de separación del efluente de la zona de hidrotatamiento, una zona de hidrocrqueo y una zona de separación del efluente de la zona de hidrocrqueo y una zona de maduración y separación de sedimentos.

La figura 2 representa una vista esquemática del método de acuerdo con la invención en una variante en la que la zona de separación del efluente de la zona de hidrotatamiento está simplificada.

La figura 3 representa una vista esquemática del método sin zona de separación del efluente de la zona de hidrotatamiento.

Descripción detallada

Carga

La carga tratada en el método de acuerdo con la invención es de forma ventajosa una carga de hidrocarburo que presenta una temperatura inicial de ebullición de al menos 340 °C y una temperatura final de ebullición de al menos 440 °C. De preferencia, su temperatura inicial de ebullición es de al menos 350 °C, preferentemente de al menos 375 °C, y su temperatura final de ebullición es de al menos 450 °C, preferentemente de al menos 460 °C, más preferentemente de al menos 540 °C, e incluso más preferentemente de al menos 600 °C.

La carga de hidrocarburo de acuerdo con la invención se puede elegir entre residuos atmosféricos, residuos a vacío obtenidos por destilación directa, petróleos crudos, petróleos crudos cortados, resinas de desasfaltado, asfaltos o breas de desasfaltado, residuos obtenidos de los métodos de conversión, extractos aromáticos obtenidos de las cadenas de producción de bases para lubricantes, tierras bituminosas o sus derivados, esquistos bituminosos o sus derivados, aceites de roca madre o sus derivados, tomados solos o en mezcla. En la presente invención, las cargas que se tratan son de preferencia residuos atmosféricos o residuos a vacío, o mezclas de estos residuos.

La carga de hidrocarburo tratada en el método puede contener, entre otros, impurezas de azufre. El contenido de azufre puede ser de al menos un 0,1 % en peso, de al menos un 0,5 % en peso, preferentemente de al menos un 1 % en peso, más preferentemente de al menos un 4 % en peso, incluso más preferentemente de al menos un 5 % en peso. De forma ventajosa, la carga puede contener al menos un 1 % de asfaltenos en C7 y al menos 5 ppm de metales, de preferencia al menos un 2 % de asfaltenos en C7 y al menos 25 ppm de metales.

Estas cargas se pueden utilizar de forma ventajosa como tales. Como alternativa, se pueden diluir con una co-carga. Esta co-carga puede ser una fracción de hidrocarburo o una mezcla de fracciones de hidrocarburo más ligeras, que de preferencia se pueden elegir entre los productos obtenidos a partir de un método de craqueo catalítico en lecho fluido (FCC o « Fluid Catalytic Cracking » de acuerdo con la terminología anglosajona), un aceite de corte ligero (LCO o « light cycle oil » de acuerdo con la terminología anglosajona), un aceite de corte pesado (HCO o « heavy cycle oil » de acuerdo con la terminología anglosajona), un aceite decantado, un residuo de FCC, una fracción de gasóleo, en particular una fracción obtenida por destilación atmosférica o a vacío, como por ejemplo gasóleo a vacío, o que incluso puede provenir de otro método de refinado. La co-carga también puede ser de forma ventajosa uno o varios cortes obtenidos a partir del método de licuefacción de carbón o de biomasa, extractos aromáticos, o cualquiera de los otros cortes de hidrocarburos o incluso cargas no petrolíferas tales como aceite de pirólisis. La carga de hidrocarburo pesado de acuerdo con la invención puede representar al menos un 50 %, preferentemente un 70 %, más preferentemente al menos un 80 %, e incluso más preferentemente al menos un 90 % en peso de la carga de hidrocarburo total tratado con el método de acuerdo con la invención.

El método de acuerdo con la invención comprende por lo tanto una primera etapa a) de hidrot ratamiento en lecho fijo, opcionalmente una etapa b) de separación del efluente obtenido en la etapa a) de hidrot ratamiento en una fracción ligera y una fracción pesada, seguido por una etapa c) de hidrocraqueo en lecho en ebullición de al menos una parte del efluente obtenido en la etapa a) o de al menos una parte de la fracción pesada obtenida en la etapa b), una etapa d) de separación del efluente obtenido en la etapa c) para obtener al menos una fracción gaseosa y al menos una fracción líquida pesada y por último una etapa e) de maduración y una etapa f) de separación realizada sobre la fracción líquida pesada que permite obtener una fracción de hidrocarburo líquida que tiene un contenido de sedimentos después de envejecimiento inferior o igual a un 0,1 % en peso.

El objeto del hidrot ratamiento es a la vez refinar, es decir, reducir ligeramente el contenido de metales, azufre y otras impurezas, a la vez que se mejora la proporción de hidrógeno con respecto a carbono (H/C) y a la vez que se transforma la carga de hidrocarburo más o menos parcialmente en cortes más ligeros. El efluente obtenido en la etapa a) de hidrot ratamiento en lecho fijo a continuación se puede enviar a la etapa c) de hidrocraqueo en lecho en ebullición ya sea directamente, ya sea después de haber sido sometido a una etapa de separación de las fracciones ligeras. La etapa c) permite una conversión parcial de la carga con el fin de producir un efluente que comprende en particular partículas de catalizadores y de sedimentos que se deben retirar para satisfacer una calidad de producto tal como que le fuel de depósito. El método de acuerdo con la invención se caracteriza por el hecho de que comprende una etapa de maduración e) y una etapa de separación f) realizadas en condiciones que permiten mejorar la eficacia de separación de los sedimentos y por lo tanto tener fueles o bases de fueles que presentan un contenido de sedimentos después de envejecimiento inferior o igual a un 0,1 % en peso.

Uno de los intereses de la secuencia de un hidrot ratamiento en lecho fijo, y a continuación de un hidrocraqueo en lecho en ebullición reside en el hecho de que la carga del reactor de hidrocraqueo en lecho en ebullición ya está al menos parcialmente hidrot ratada. De este modo, es posible obtener una conversión equivalente de los efluentes de hidrocarburo de mejor calidad, en particular con contenidos de azufre más bajos. Además, el consumo de catalizador en el reactor de hidrocraqueo en lecho en ebullición está fuertemente reducido con respecto a un método sin hidrot ratamiento previo en lecho fijo.

Etap a) de hidrot ratamiento

La carga de acuerdo con la invención se somete de acuerdo con el método de la presente invención a una etapa a) de hidrot ratamiento en lecho fijo en la que la carga y el hidrógeno se ponen en contacto sobre un catalizador de hidrot ratamiento.

Por hidrot ratamiento, comúnmente denominado HDT, se hace referencia a los tratamientos catalíticos con aporte de hidrógeno que permiten refinar, es decir, reducir ligeramente el contenido de metales, azufre y otras impurezas, las cargas de hidrocarburo, a la vez que se mejora la proporción de hidrógeno con respecto a carbono de la carga y transformando la carga más o menos parcialmente en cortes más ligeros. El hidrot ratamiento comprende en particular reacciones de hidrodeshidrogenación (comúnmente denominada HDS), reacciones de hidrodeshidrogenación (comúnmente denominada HDN) y reacciones de hidrodeshidrogenación (normalmente denominada HDM), acompañadas por reacciones de hidrogenación, hidrodeshidrogenación, hidrodeshidrogenación, hidroisomerización, hidrodeshidrogenación, hidrocraqueo, hidrodeshidrogenación y reducción del carbono Conradson.

De acuerdo con una variante preferente, la etapa a) de hidrot ratamiento comprende una primera etapa a1) de hidrodeshidrogenación (HDM) realizada en una o varias zonas de hidrodeshidrogenación en lechos fijos y una segunda etapa a2) posterior de hidrodeshidrogenación (HDS) realizada en una o varias zonas de hidrodeshidrogenación en lechos fijos. En el transcurso de dicha primera etapa a1) de hidrodeshidrogenación, la carga y el hidrógeno se ponen en contacto sobre un catalizador de hidrodeshidrogenación, en condiciones de hidrodeshidrogenación, y a continuación en el transcurso de dicha segunda etapa a2) de hidrodeshidrogenación, el efluente de la primera etapa a1) de hidrodeshidrogenación se pone en contacto con un catalizador de hidrodeshidrogenación, en condiciones de hidrodeshidrogenación. Este método, conocido con el nombre de HYVAHL-FTM, se describe por ejemplo en el documento de patente US 5417846.

El experto en la materia comprende fácilmente que, en la etapa de hidrodeshidrogenación, se realizan reacciones de hidrodeshidrogenación pero en paralelo también una parte de otras reacciones de hidrot ratamiento y en particular de hidrodeshidrogenación. Además, en la etapa de hidrodeshidrogenación, se realizan reacciones de hidrodeshidrogenación pero en paralelo también una parte de otras reacciones de hidrot ratamiento y en particular de hidrodeshidrogenación. El experto en la materia comprende que la etapa de hidrodeshidrogenación comienza en el punto en el que comienza la etapa de hidrot ratamiento, es decir, en el punto en el que la concentración de metales es máxima. El experto en la materia comprende que la etapa de hidrodeshidrogenación termina en el punto en el que se termina la etapa de hidrot ratamiento, es decir, en el punto en el que la eliminación del azufre es más difícil. Entre la etapa de hidrodeshidrogenación y la etapa de hidrodeshidrogenación, el experto en la materia define en ocasiones una zona de transición en la que se producen todos los tipos de reacción de hidrot ratamiento.

La etapa a) de hidrot ratamiento de acuerdo con la invención se realiza en condiciones de hidrot ratamiento. Esta se puede realizar de forma ventajosa a una temperatura comprendida entre 300 °C y 500 °C, de preferencia entre

350 °C y 420 °C y con una presión parcial de hidrógeno comprendida entre 5 MPa y 35 MPa, de preferencia entre 11 MPa y 20 MPa. La temperatura se ajusta habitualmente en función del nivel deseado de hidrotreamiento y de la duración del tratamiento pretendido. Lo más a menudo, la velocidad espacial de la carga de hidrocarburo, comúnmente denominada WH, que se define como el caudal volumétrico de la carga dividido entre el volumen total del reactor, puede estar comprendida en un intervalo que varía de 0,1 h⁻¹ a 5 h⁻¹, preferentemente de 0,1 h⁻¹ a 2 h⁻¹, y más preferentemente de 0,1 h⁻¹ a 0,45 h⁻¹. La cantidad de hidrógeno mezclada en la carga puede estar comprendido entre 100 y 5000 metros cúbicos normales (Nm³) por metro cúbico (m³) de carga líquida, preferentemente entre 200 Nm³/m³ y 2000 Nm³/m³, y más preferentemente entre 300 Nm³/m³ y 1500 Nm³/m³. La etapa a) de hidrotreamiento se puede realizar industrialmente en uno o varios reactores de corriente descendente de líquido.

Los catalizadores de hidrotreamiento utilizados son de preferencia catalizadores conocidos. Se puede tratar de catalizadores granulares y comprenden, sobre un soporte, al menos un metal o compuesto metálico que tiene un grupo funcional hidrodeshidrogenante. De forma ventajosa estos catalizadores pueden ser catalizadores que comprenden al menos un metal del grupo VIII, elegido generalmente entre el grupo constituido por níquel y cobalto, y/o al menos un metal del grupo VIB, de preferencia molibdeno y/o tungsteno. Por ejemplo se puede usar un catalizador que comprende de un 0,5 % a un 10 % en peso de níquel, de preferencia de un 1 % a un 5 % en peso de níquel (expresado como óxido de níquel NiO), y de un 1 % a un 30 % en peso de molibdeno, de preferencia de un 5 % a un 20 % en peso de molibdeno (expresado como óxido de molibdeno MoO₃) sobre un soporte mineral. Este soporte se puede elegir por ejemplo entre el grupo constituido por alúmina, sílice, sílices-alúminas, magnesia, arcillas y mezclas de al menos dos de estos minerales. De forma ventajosa, este soporte puede incluir otros compuestos dopantes, en particular óxidos elegidos entre el grupo formado por óxido de boro, circonio, cerina, óxido de titanio, anhídrido fosfórico y una mezcla de estos óxidos. Lo más a menudo se utiliza un soporte de alúmina y muy a menudo un soporte de alúmina dopada con fósforo y boro. Cuando el anhídrido fosfórico, P₂O₅, está presente, su concentración es inferior a un 10 % en peso. Cuando el trióxido de boro, B₂O₃, está presente, su concentración es inferior a un 10 % en peso. La alúmina utilizada puede ser una alúmina γ (gamma) o η (eta). Lo más a menudo este catalizador se presenta en forma de extruídos. El contenido total de óxidos de metales de los grupos VIB y VIII puede ser de un 5 % a un 40 % en peso y en general de un 7 % a un 30 % en peso y la proporción ponderal expresada como óxido metálico entre metal (o metales) del grupo VIB con respecto a metal (o metales) del grupo VIII está comprendida en general entre 20 y 1, y lo más a menudo entre 10 y 2.

En el caso de una etapa de hidrotreamiento que incluía una etapa de hidrodeshidrogenación (HDM) y a continuación una etapa de hidrodeshidrosulfuración (HDS), de preferencia se utilizan catalizadores específicos adaptados a cada etapa.

Los catalizadores que se pueden utilizar en la etapa de hidrodeshidrogenación se indican por ejemplo en los documentos de patente EP 0113297, EP 0113284, US 5221656, US 5827421, US 7119045, US 5622616 y US 5089463. En los reactores permutables se utilizan de preferencia catalizadores de HDM.

Los catalizadores que se pueden utilizar en la etapa de hidrodeshidrosulfuración se indican por ejemplo en los documentos de patente EP 0113297, EP 0113284, US 6589908, US 4818743 o US 6332976.

También se puede utilizar un catalizador mixto, activo en hidrodeshidrogenación y en hidrodeshidrosulfuración, a la vez para la sección de hidrodeshidrogenación y para la sección de hidrodeshidrosulfuración tal como se describe en el documento de patente FR 2940143.

Antes de la inyección de la carga, los catalizadores utilizados en el método de acuerdo con la presente invención se someten de preferencia a un tratamiento desulfuración *in situ* o *ex situ*.

Etapa b) opcional de separación

La etapa de separación del efluente obtenido en la etapa a) de hidrotreamiento es opcional.

En el caso en el que la etapa de separación del efluente obtenido en la etapa a) de hidrotreamiento no se realice, al menos una parte del efluente obtenido en la etapa a) de hidrotreamiento se introduce en la sección permitiendo la realización de la etapa c) de hidrocrackeo en lecho en ebullición sin cambiar de composición química y sin pérdida de presión significativa. Por « pérdida de presión significativa », se hace referencia a una pérdida de presión provocada por una provocada por una válvula o una turbina de reposo, que se podría calcular como una pérdida de presión de más de un 10 % de la presión total. El experto en la materia generalmente utiliza estas pérdidas de presión o reposo durante las etapas de separación.

Cuando la etapa de separación se realiza sobre el efluente obtenido en la etapa a) de hidrotreamiento, ésta se completa opcionalmente con otras etapas de separación suplementarias, permitiéndose para al menos una fracción ligera y al menos una fracción pesada.

Por « fracción ligera », se hace referencia a una fracción en la que al menos un 90 % de los compuestos tienen un punto de ebullición inferior a 350 °C.

Por « fracción pesada », se hace referencia a una fracción en la que al menos un 90 % de los compuestos tienen un punto de ebullición superior o igual a 350 °C. De preferencia, la fracción ligera obtenida durante la etapa b) de separación comprende una fase gaseosa y al menos una fracción ligera de hidrocarburos de tipo nafta, queroseno y/o diésel. La fracción pesada comprende de preferencia una fracción de destilado a vacío y una fracción de residuo a vacío y/o una fracción de residuo atmosférico.

La etapa b) de separación se puede realizar con cualquier método conocido por el experto en la materia. Este método se puede elegir entre una separación a presión alta o baja, una destilación a presión alta o baja, una separación a presión alta o baja, y las combinaciones de estos diferentes métodos que puedan funcionar con diferentes presiones y temperaturas.

De acuerdo con un primer modo de realización de la presente invención, el efluente obtenido en la etapa a) de hidrotatamiento se somete a una etapa b) de separación con descompresión. De acuerdo con este modo de realización, la separación se realiza de preferencia en una sección de fraccionamiento que en primer lugar puede comprender un separador de alta presión y alta temperatura (HPHT), y opcionalmente un separador de alta presión y baja temperatura (HPBT), seguido a continuación opcionalmente por una sección de destilación atmosférica y/o una sección de destilación a vacío. El efluente de la etapa a) se puede enviar alguna sección de fraccionamiento, generalmente en un separador HPHT que permite obtener una fracción ligera y una fracción pesada que contiene principalmente compuestos en ebullición a al menos 350 °C. De manera general, la separación no se realiza de preferencia de acuerdo con un punto de corte preciso, se parece más bien a una separación de tipo instantáneo (o flash de acuerdo con la terminología anglosajona). El punto de corte de la separación se sitúa de forma ventajosa entre 200 y 400 °C.

De preferencia, dicha fracción pesada a continuación se puede fraccionar por destilación atmosférica en al menos una fracción de destilado atmosférico, que contiene de preferencia al menos una fracción ligera de hidrocarburos de tipo nafta, queroseno y/o diésel, y una fracción de residuo atmosférico. Al menos una parte de la fracción de residuo atmosférico también se puede fraccionar por destilación a vacío en una fracción de destilado a vacío, que contiene de preferencia gasóleo a vacío, y una fracción de residuo a vacío. Al menos una parte de la fracción de residuo a vacío y/o de la fracción de residuo atmosférico se envía de forma ventajosa a la etapa c) de hidrocraqueo. Una parte del residuo a vacío también se puede reciclar en la etapa a) de hidrotatamiento.

De acuerdo con un segundo modo de realización, el efluente obtenido en la etapa a) de hidrotatamiento se somete a una etapa b) de separación sin descompresión. De acuerdo con este modo de realización, el efluente de la etapa a) de hidrotatamiento se envía a una sección de fraccionamiento, generalmente- HPHT, que tiene un punto de corte entre 200 y 400 °C que permitió obtener al menos una fracción ligera y al menos una fracción pesada. De manera general, la separación no se realiza de preferencia de acuerdo con un punto de corte preciso, se parece más bien a una separación de tipo instantáneo (o flash de acuerdo con la terminología anglosajona). La fracción pesada se puede enviar a continuación directamente a la etapa c) de hidrocraqueo.

La fracción ligera se puede someter a otras etapas de separación. De forma ventajosa, se puede someter a una destilación atmosférica que permite obtener una fracción gaseosa, al menos una fracción ligera de hidrocarburos líquidos de tipo nafta, queroseno y/o diésel y una fracción de destilado a vacío, pudiendo ser la última enviada al menos en parte a la etapa c) de hidrocraqueo. Otra parte del destilado a vacío se puede utilizar como agente de fluidez de un fuel. Otra parte del destilado a vacío puede tener valor al someterse a una etapa de hidrocraqueo y/o de craqueo catalítico en lecho fluidizado.

La separación sin descompresión permite una mejor integración térmica y se traduce en una economía de energía y de equipo. Además, este modo de realización presenta ventajas técnico-económicas dado que no es necesario aumentar la presión de los flujos después de separación antes de la etapa de hidrocraqueo posterior. Al ser el fraccionamiento intermedio sin descompresión más sencillo que el fraccionamiento con descompresión, el coste de inversiones se reduce por lo tanto de forma ventajosa.

Las fracciones gaseosas obtenidas en la etapa de separación se someten de preferencia a un tratamiento de purificación para recuperar el hidrógeno y reciclarlo hacia los reactores de hidrotatamiento y/o de hidrocraqueo. La presencia de la etapa de separación entre la etapa a) de hidrotatamiento y la etapa c) de hidrocraqueo, permite de forma ventajosa colocar dos circuitos de hidrógeno independientes, uno relacionado con el hidrotatamiento, el otro con el hidrocraqueo, y que, de acuerdo con la necesidad, se pueden unir el uno al otro. El aporte adicional de hidrógeno se puede realizar a nivel de la sección de hidrotatamiento o al nivel de la sección de hidrocraqueo o al nivel de los dos. El hidrógeno de reciclaje puede alimentar la sección de hidrotatamiento o la sección de hidrocraqueo o las dos. Un compresor puede ser opcionalmente común para los dos circuitos de hidrógeno. El hecho de poder unir los dos circuitos de hidrógeno permite una optimización de la gestión del hidrógeno y limitar las inversiones en términos de compresores y/o unidades de purificación de los efluentes gaseosos. Los diferentes modos de realización de la gestión del hidrógeno que se pueden utilizar en la presente invención se describen en la solicitud de patente FR 2957607.

La fracción ligera obtenida al final de la etapa b) de separación, que comprenden hidrocarburos de tipo nafta, queroseno y/o diésel u otros, en particular GPL y gasóleo a vacío, puede tener valor de acuerdo con los métodos que son bien conocidos por el experto en la materia. Los productos obtenidos se pueden integrar en formulaciones de carburantes (también denominadas « pools » carburantes de acuerdo con la terminología anglosajona) o se pueden someter a etapas de refinado suplementarias. La fracción o fracciones de nafta, queroseno, gasóleo y gasóleo a vacío se pueden someter a uno o varios tratamientos, por ejemplo hidrot ratamiento, hidro craqueo, alquilación, isomerización, reformado catalítico, craqueo catalítico o térmico, para dirigirlos de forma separada o en mezcla a las especificaciones requeridas que pueden llevarse sobre el contenido de azufre, sobre el punto de humo, sobre el índice de octano, de cetano, y otros.

Etapa c) de hidro craqueo en lecho en ebullición

Al menos una parte del efluente obtenido en la etapa a) de hidrot ratamiento o al menos una parte de la fracción pesada obtenida en la etapa b) se envía de acuerdo con el método de la presente invención a una etapa c) de hidro craqueo que se realiza en al menos un reactor, de forma ventajosa dos reactores, que contiene al menos un catalizador soportado en lecho en ebullición. Dicho reactor de funcionar en corriente ascendente de líquido y de gas. El objeto principal del hidro craqueo es convertir la carga de hidrocarburo pesado en cortes más ligeros a la vez que se refina parcialmente.

De acuerdo con un modo de realización de la presente invención, una parte de la carga de hidrocarburo inicial se puede inyectar directamente en la entrada de la sección de hidro craqueo c) en lecho en ebullición, en mezcla con el efluente de la sección de hidrot ratamiento a) en lecho fijo o la fracción pesada obtenida en la etapa b), sin que esta parte de la carga de hidrocarburo se haya tratado en la sección de hidrot ratamiento a) en lecho fijo. Este modo de realización se puede asemejar a un cortocircuito parcial de la sección de hidrot ratamiento a) en lecho fijo.

De acuerdo con una variante, una co-carga se puede introducir en la entrada de la sección de hidro craqueo c) en lecho en ebullición con el efluente de la sección de hidrot ratamiento a) en lecho fijo o la fracción pesada obtenida en la etapa b). Esta co-carga se puede elegir entre residuos atmosféricos, residuos a vacío obtenidos por destilación directa, aceites desasfaltados, extractos aromáticos obtenidos de las cadenas de producción de bases para lubricantes, fracciones de hidrocarburo o una mezcla de fracciones de hidrocarburo que se pueden elegir entre los productos obtenidos a partir de un método de craqueo catalítico en lecho fluido, en particular un aceite de corte ligero (LCO), un aceite de corte pesado (HCO), un aceite decantado, o que puede provenir de destilación, fracciones de gasóleos en particular las obtenidas por destilación atmosférica o a vacío, como por ejemplo el gasóleo a vacío.

De acuerdo con otra variante y en el caso en el que la sección de hidro craqueo presenta varios reactores en lecho en ebullición, esta co-carga se puede inyectar en parte o totalmente en uno de los reactores corriente abajo del primer reactor.

El hidrógeno necesario para la reacción de hidro craqueo ya puede estar presente en cantidad suficiente en el efluente obtenido en la etapa a) de hidrot ratamiento inyectado en la entrada de la sección de hidro craqueo c) en lecho en ebullición. Sin embargo es preferente prever un aporte de hidrógeno suplementario en la entrada de la sección de hidro craqueo c). En el caso en el que la sección de hidro craqueo presenta varios reactores en lecho en ebullición, en la entrada de cada reactor se puede inyectar hidrógeno. El hidrógeno inyectado puede ser un flujo adicional y/o un flujo de reciclaje.

La tecnología de lecho en ebullición es bien conocida por el experto en la materia. En el presente documento solo se describirán las principales condiciones de funcionamiento. Las tecnologías de lechos en ebullición utilizan clásicamente catalizadores soportados en forma de extruídos cuyo diámetro es generalmente del orden de 1 milímetro o inferior. Los catalizadores permanecen en el interior de los reactores y no se evacúan con los productos, excepto durante las fases de apoyo y de extracción de catalizadores necesarias para mantener la actividad catalítica. Los niveles de temperatura pueden ser elevados con el fin de obtener conversiones elevadas a la vez que se minimizan las cantidades de catalizadores usados. La actividad catalítica se puede mantener constante gracias a la sustitución en línea de catalizador. Por lo tanto no es necesario parar la unidad para cambiar el catalizador usado, ni aumentar las temperaturas de reacción durante el ciclo para compensar la desactivación. Además, el hecho de trabajar en condiciones de funcionamiento constantes permite obtener de forma ventajosa rendimientos y cualidades de los productos constantes durante el ciclo. Además, dado que el catalizador se mantiene en agitación mediante un reciclaje importante de líquido, la pérdida de carga en el reactor permanece baja y constante. Debido al desgaste de los catalizadores en los reactores, los productos que salen de los reactores deben contener partículas de finos de catalizador.

Las condiciones de la etapa c) de hidro craqueo en lecho en ebullición pueden ser condiciones clásicas de hidro craqueo en lecho en ebullición de una carga de hidrocarburo. se puede funcionar bajo una presión absoluta comprendida entre 2,5 MPa y 35 MPa, preferentemente entre 5 MPa y 25 MPa, más preferentemente entre 6 MPa y 20 MPa, e incluso más preferentemente entre 11 MPa y 20 MPa a una temperatura comprendida entre 330 °C y 550 °C, preferentemente entre 350 °C y 500 °C. La velocidad espacial (WH) y la presión parcial de hidrógeno son parámetros que se fijan en función de las características del producto a tratar y de la conversión deseada. La WH se

sitúa generalmente en un intervalo que varía de $0,1 \text{ h}^{-1}$ a 10 h^{-1} , preferentemente de $0,2 \text{ h}^{-1}$ a 5 h^{-1} y más preferentemente de $0,2 \text{ h}^{-1}$ a 1 h^{-1} . La cantidad de hidrógeno mezclada en la carga es habitualmente de 50 a 5000 metros cúbicos normales (Nm^3) por metro cúbico (m^3) de carga líquida, lo más a menudo de $100 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$ a $1500 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$ y de preferencia de $200 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$ a $1200 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$.

5 Se puede utilizar un catalizador granular clásico de hidrocrqueo que comprende, sobre un soporte amorfo, al menos un metal o compuesto de metal que tenga un grupo funcional hidrodeshidrogenante. Este catalizador puede ser un catalizador que comprende metales del grupo VIII, por ejemplo níquel y/o cobalto, lo más a menudo en asociación con al menos un metal del grupo VIB, por ejemplo molibdeno y/o tungsteno. Por ejemplo se puede usar un catalizador que comprenda de un 0,5 % a un 10 % en peso de níquel y de preferencia de un 1 % a un 5 % en peso de níquel (expresado como óxido de níquel NiO) y de un 1 % a un 30 % en peso de molibdeno, de preferencia de un 5 % a un 20 % en peso de molibdeno (expresado como óxido de molibdeno MoO_3) sobre un soporte mineral amorfo. Este soporte se puede elegir por ejemplo entre el grupo formado por alúmina, sílice, sílices-alúminas, magnesia, arcillas y mezclas de al menos dos de estos minerales. Este soporte puede incluir otros compuestos y por ejemplo óxidos elegidos entre el grupo formado por óxido de boro, circonio, cerina, óxido de titanio, anhídrido fosfórico. Lo más a menudo se utiliza un soporte de alúmina y muy a menudo un soporte de alúmina dopada con fósforo y boro. Cuando el anhídrido fosfórico, P_2O_5 , está presente, su concentración es habitualmente inferior a un 20 % en peso y lo más menudo inferior a un 10 % en peso. Cuando el trióxido de boro, B_2O_3 , está presente, su concentración es habitualmente inferior a un 10 % en peso. La alúmina utilizada es habitualmente una alúmina γ (gamma) o η (eta). Este catalizador se puede presentar en forma de extruídos. El contenido total de óxidos de metales de los grupos VI y VIII puede estar comprendido entre un 5 % y un 40 % en peso, de preferencia entre un 7 % y un 30 % en peso, y la proporción ponderal expresada como óxido metálico entre metal (o metales) del grupo VI con respecto a metal (o metales) del grupo VIII está comprendida entre 20 y 1, de preferencia entre 10 y 2.

25 El catalizador usado se puede sustituir en parte por un catalizador recién preparado, generalmente por extracción en la parte baja del reactor e introducción en la parte alta del reactor de catalizador recién preparado un nuevo a intervalos de tiempos regulares, es decir, por ejemplo, es decir, por ejemplo por aspiración o de manera continua o casi continua. También se puede introducir el catalizador por la parte baja y extraerlo de la parte superior del reactor. Por ejemplo, se puede introducir un catalizador recién preparado todos los días. La tasa de reemplazo del catalizador usado por catalizador recién preparado puede ser, por ejemplo, de aproximadamente 0,05 kilogramos a aproximadamente 10 kilogramos por metro cúbico de carga. Esta extracción y reemplazo se realizan usando dispositivos que permiten el funcionamiento continuo de esta etapa de hidrocrqueo. El reactor de hidrocrqueo generalmente comprende una bomba de recirculación que permite el mantenimiento del catalizador en lecho en ebullición por reciclaje continuo de al menos una parte del líquido extraído en la cabeza del reactor y reinyectado en la parte baja del reactor. También es posible enviar el catalizador usado extraído del reactor a una zona de regeneración en la que el carbono y el azufre que contiene se eliminan antes de su reinyección en la etapa (b) de hidrocrqueo.

40 La etapa c) de hidrocrqueo de acuerdo con el método de la invención se puede realizar en las condiciones del método de H-OIL® tal como se describe por ejemplo en el documento de patente US 6270654.

45 El hidrocrqueo en lecho en ebullición se puede realizar en un solo reactor o en varios reactores, de preferencia dos, colocados en serie. El hecho de utilizar al menos dos reactores en lecho en ebullición en serie permite obtener productos de mejor calidad y con un rendimiento mejor. Además, el hidrocrqueo en dos reactores permite tener una capacidad de funcionamiento mejor a nivel de la flexibilidad de las condiciones de funcionamiento y del sistema catalítico. De preferencia, la temperatura del segundo reactor en lecho en ebullición es al menos $5 \text{ }^\circ\text{C}$ más elevada que la del primer reactor en lecho en ebullición. La presión del segundo reactor puede ser de 0,1 MPa a 1 MPa más baja que para el primer reactor para permitir la salida de al menos una parte del efluente obtenido a partir de la primera etapa sin que sea necesario un bombeo. Las diferentes condiciones de funcionamiento en términos de temperatura en los dos reactores de hidrocrqueo se seleccionan para poder controlar la hidrogenación y la conversión de la carga en productos deseados en cada reactor.

55 En el caso en el que la etapa c) de hidrocrqueo se realiza en dos subetapas c1) y c2) en dos reactores colocados en serie, el efluente obtenido al final de la primera subetapa c1) se puede someter opcionalmente a una etapa de separación de la fracción ligera y de la fracción pesada, y al menos una parte, de preferencia la totalidad, de dicha fracción pesada se puede tratar en la segunda subetapa c2) de hidrocrqueo. Esta separación se realiza de forma ventajosa en un separador inter-etapas, tal como se describe por ejemplo en el documento de patente US 6270654, y permite en particular evitar el sobrecraqueo de la fracción ligera en el segundo reactor de hidrocrqueo. También es posible transferir la totalidad o parte del catalizador usado extraído del reactor de la primera subetapa (b1) de hidrocrqueo, funciona a temperatura más baja, directamente al reactor de la segunda subetapa (b2), que funciona a temperatura más elevada, o transferir la totalidad o parte del catalizador usado extraído del reactor de la segunda subetapa (b2) directamente al reactor de la primera subetapa (b1). Este sistema de cascada se describe por ejemplo en el documento de patente US 4816841.

La etapa de hidrocrackeo camiseta de realizar con varios reactores en paralelo (generalmente todos) en el caso de gran capacidad. La etapa de hidrocrackeo también puede comprender varias etapas en serie, opcionalmente separadas por un separador inter-etapas, estando formada cada etapa por uno o varios reactores en paralelo.

5 Etapa d) de separación del efluente de hidrocrackeo

El método de acuerdo con la invención puede comprender además una etapa d) de separación que permite la obtención de al menos una fracción gaseosa y al menos una fracción líquida pesada.

10 El efluente obtenido al final de la etapa c) de hidrocrackeo comprende una fracción líquida y una fracción gaseosa que contiene los gases, en particular H_2 , H_2S , NH_3 , e hidrocarburos en C1-C4. Esta fracción gaseosa se puede separar del efluente con la ayuda de dispositivos de separación bien conocidos por el experto en la materia, en particular con la ayuda de uno o varios globos de separación que pueden funcionar a diferentes presiones y temperaturas, opcionalmente asociados por medio de separación con vapor o con hidrógeno y con una o varias columnas de destilación. El efluente obtenido al final de la etapa c) de hidrocrackeo se separa de forma ventajosa en al menos un globo separador en al menos una fracción gaseosa y al menos una fracción líquida pesada. Estos separadores pueden ser por ejemplo separadores de alta presión y alta temperatura (HPHT) y/o separadores de alta presión y baja temperatura (HPBT).

20 Después de una refrigeración opcional, esta fracción gaseosa se trata de preferencia en un medio de purificación de hidrógeno con el fin de recuperar el hidrógeno no consumido durante las reacciones de hidrotreamiento y de hidrocrackeo. El medio de purificación de hidrógeno puede ser un lavado con aminas, una membrana, un sistema de tipo PSA, o varios de estos medios colocados en serie. El hidrógeno purificado entonces se puede reciclar de forma ventajosa en el método de acuerdo con la invención, después de una recompresión opcional. El hidrógeno se puede introducir en la entrada de la etapa a) de hidrotreamiento y/o en diferentes lugares en el transcurso de la etapa a) de hidrotreamiento y/o en la entrada de la etapa c) de hidrocrackeo y/o en diferentes lugares en el transcurso de la etapa c) de hidrocrackeo.

30 La etapa d) de separación también debe comprender una destilación atmosférica y/o una destilación a vacío. De forma ventajosa, la etapa de separación d) comprende además al menos una destilación atmosférica, en la que la o las fracciones de hidrocarburo líquido o hidrocarburos líquidos obtenido u obtenidos después de separación se fracciona o fraccionan por destilación atmosférica en al menos una fracción de destilado atmosférico y al menos una fracción de residuo atmosférico. La fracción de destilado no sérico puede contener bases de carburante (nafta, queroseno y/o diésel) que puede tener valor comercialmente, por ejemplo en refinería para la producción de carburantes de automóvil y de aviación.

40 Además, la etapa de separación d) del método de acuerdo con la invención también puede comprender además al menos una destilación a vacío en la que la o las fracciones de de hidrocarburo líquido o hidrocarburos líquidos obtenido u obtenidos después de separación y/o la fracción de residuo atmosférico obtenida después de destilación atmosférica se fracciona o fraccionan por destilación a vacío en al menos una fracción de destilado a vacío y al menos una fracción de residuo a vacío. De manera preferente, la etapa d) de separación comprende en primer lugar una destilación atmosférica, en la que la o las fracciones de hidrocarburo líquido o hidrocarburos líquidos obtenido u obtenidos después de separación se fracciona o fraccionan por destilación atmosférica en al menos una fracción de destilado atmosférico y al menos una fracción de residuo atmosférico, y a continuación una destilación a vacío en la que la fracción de residuo atmosférico obtenida después de destilación atmosférica se fracciona por destilación a vacío en al menos una fracción de destilado a vacío y al menos una fracción de residuo a vacío. La fracción de destilado a vacío contiene por lo general fracciones de tipo gasóleo a vacío.

50 Al menos una parte de la fracción de residuo a vacío se puede reciclar en la etapa c) de hidrocrackeo.

Etapa e) : Maduración de los sedimentos

55 La fracción líquida pesada obtenida al final de la etapa d) de separación contiene sedimentos orgánicos que resultan de las condiciones de hidrotreamiento y de hidrocrackeo y residuos de catalizadores. Una parte de los sedimentos está formada por asfaltenos precipitados en las condiciones de hidrotreamiento y de hidrocrackeo y se analizan como sedimentos existentes (IP375).

60 En función de las condiciones de hidrocrackeo, el contenido de sedimentos en la fracción líquida pesada varía. Desde un punto de vista analítico, se distinguen los sedimentos existentes (IP375) y los sedimentos después de envejecimiento (IP390) que incluyen los sedimentos potenciales. Sin embargo, las condiciones de hidrocrackeo exhaustivas, es decir, cuando la tasa de conversión es por ejemplo superior a un 40 o un 50 %, provocan la formación de sedimentos existentes y de sedimentos potenciales.

65 Con el fin de obtener un fuel o una base de fuel que responda a las recomendaciones de un contenido de sedimentos después de envejecimiento (IP390) inferior o igual a un 0,1 %, el método de acuerdo con la invención comprende una etapa de maduración que permite mejorar la eficacia de separación de los sedimentos y así como

obtener fueles o bases de fueles estables, es decir, un contenido de sedimentos después de envejecimiento inferior o igual a un 0,1 % en peso.

5 La etapa de maduración de acuerdo con la invención permite formar el conjunto de los sedimentos existentes y potenciales (al convertir los sedimentos potenciales en sedimentos existentes) con el fin de separar los de forma más eficaz y por lo tanto respetar el contenido de sedimentos después de envejecimiento (IP390) de un máximo de un 0,1 % en peso.

10 La etapa de maduración de acuerdo con la invención se realiza de forma ventajosa durante un tiempo de permanencia comprendido entre 1 y 1500 minutos, de preferencia entre 25 y 300 minutos, de manera más preferente entre 60 y 240 minutos, a una temperatura entre 50 y 350 °C, de preferencia entre 75 y 300 °C y de manera más preferente entre 100 y 250 °C, una presión inferior a 20 MPa, de preferencia inferior a 10 MPa, más preferentemente inferior al 3 MPa e incluso más preferentemente inferior a 1,5 MPa.

15 La etapa de maduración se puede realizar con la ayuda de un intercambiador o un horno de calentamiento seguido de uno o varios condensador(es) en serie o en paralelo tal(es) como un globo horizontal o vertical, opcionalmente con una función de decantación para eliminar una parte de los sólidos más pesados, y/o un reactor de pistón. También se puede usar tanque agitado y calentado, y puede estar provisto de una distracción en la parte inferior para eliminar una parte de los sólidos más pesados.

20 De forma ventajosa, la etapa e) de maduración de la fracción líquida pesada obtenida en la etapa d) se realiza en presencia de un gas inerte y/o un gas oxidante.

25 La etapa e) de maduración se puede realizar en presencia de un gas inerte tal como nitrógeno, o en presencia de un gas oxidante tal como oxígeno, o en presencia de una mezcla que contenga un gas inerte y un gas oxidante tal como el de o aire empobrecido con nitrógeno. La utilización de un gas oxidante permite acelerar el proceso de maduración.

30 En el caso en el que la etapa de maduración se realiza en presencia de un gas inerte y/u oxidante, dicho gas se pone en mezcla con la fracción líquida pesada obtenida en la etapa d) antes de la etapa de maduración y a continuación separación de este gas después que la maduración con el fin de obtener una fracción líquida a la salida de la etapa e) de maduración. Una utilización de gas/líquido de este tipo se puede realizar por ejemplo en una columna de burbujeo. De acuerdo con otra realización, el gas inerte y/u oxidante también se puede introducir durante la etapa e) de maduración, por ejemplo por medio de una inyección repetida (inyección de gas por la parte baja) en un tanque agitado lo que permite favorecer el contacto de gas/líquido.

35 Al final de la etapa e) de maduración, se obtiene al menos una fracción de hidrocarburo con un contenido enriquecido de sedimentos existentes que se envía en la etapa f) de separación de los sedimentos.

40 Etapa f) : Separación de los sedimentos

El método de acuerdo con la invención comprende además una etapa f) de separación de sedimentos y residuos de catalizadores para obtener una fracción de hidrocarburo líquida que tiene un contenido de sedimentos después de envejecimiento inferior o igual a un 0,1 % en peso.

45 La fracción líquida pesada obtenida al final de la etapa e) de maduración contiene sedimentos orgánicos de tipo asfaltenos precipitados que resultan de las condiciones de hidrocrqueo y de maduración. Esta fracción pesada también puede contener finos de catalizadores obtenidos a partir del desgaste de los catalizadores de tipo extruído en la realización del reactor de hidrocrqueo.

50 Por lo tanto, al menos una parte de la fracción líquida pesada obtenida en la etapa e) de maduración se somete a una separación de los sedimentos y de los restos de catalizadores, por medio de al menos un medio de separación física elegido entre un filtro, una membrana de separación, un lecho de sólidos filtrante de tipo orgánico o inorgánico, una precipitación electrostática, un sistema de centrifugación, una decantación, una extracción por medio de un tornillo sin fin. Una combinación, en serie y/o en paralelo, de varios medios de separación del mismo tipo o de tipo diferente se puede usar durante esta etapa f) de separación de los sedimentos y residuos de catalizadores. Una de estas técnicas de separación de sólido-líquido puede necesitar la utilización periódica de una fracción ligera de aclarado, al final del método o no, que permite por ejemplo la limpieza de un filtro y la evacuación de los sedimentos.

60 La fracción líquida pesada obtenida en la etapa f) con un contenido reducido de sedimentos puede servir de forma ventajosa como base de fuel o como fuel, en particular como base de fuel de depósito o como fuel de depósito, que tiene un contenido de sedimentos después de envejecimiento inferior a un 0,1 % en peso. De forma ventajosa, dicha fracción líquida pesada se mezcla con una o varias bases de fluidez elegidas entre el grupo formado por aceites de corte ligero de un craqueo catalítico, aceites de corte pesado de un craqueo catalítico, residuo de un craqueo catalítico, un queroseno, un gasóleo, un destilado vacío y/o un aceite decantado.

65

Fluidez

Las fracciones de hidrocarburos líquidos se pueden utilizar, al menos en parte, de forma ventajosa como bases de
 5 fuel o como fuel, en particular como base de fuel de depósito o como fuel de depósito con un contenido de
 sedimentos después de envejecimiento inferior o igual a un 0,1 % en peso.

Por « fuel », en la invención se hace referencia a una fracción de hidrocarburo que se puede utilizar como
 combustible. Por « base de fuel », en la invención se hace referencia a una fracción de hidrocarburo que, mezclada
 10 con otras bases, constituye un fuel.

Para obtener un fuel, las fracciones de hidrocarburos líquidos obtenidas en la etapa f) se pueden mezclar con una o
 varias bases de fluidez elegidas entre el grupo formado por aceites de corte ligero de un craqueo catalítico, aceites
 de corte pesado de un craqueo catalítico, residuo de un craqueo catalítico, un queroseno, un gasóleo, un destilado
 15 vacío y/o un aceite decantado. De preferencia, se utilizará queroseno, gasóleo y/o destilado vacío producido con el
 método de la invención.

Descripción detallada de las figuras

Las figuras siguientes describen ejemplos de realización de la invención sin limitar su alcance.

La figura 1 representa un método de acuerdo con la invención con separación del efluente de la zona de
 hidrot ratamiento con descompresión. La introducción de la carga (10) hasta la salida del efluente (42) representa la
 zona de hidrot ratamiento y esta zona se describe de forma resumida ya que el experto en la materia puede conocer
 20 numerosas variantes.

En la figura 1, la carga (10), calentada previamente en el recinto (12), mezclada con hidrógeno reciclado (14) y con
 hidrógeno de apoyo (24) calentado previamente en el recinto (16), se introduce por la conducción (18) en la zona de
 guardia representada por los dos reactores Ra y Rb. Estos reactores son generalmente reactores permutables en el
 sentido en el que funcionan de acuerdo con una serie de ciclos que comprenden cada uno cuatro etapas sucesivas:

- una primera etapa (etapa i) en el transcurso de la cual la carga atraviesa sucesivamente el reactor Ra, y a
 25 continuación el reactor Rb,
- una segunda etapa (etapa ii) en el transcurso de la cual la carga atraviesa únicamente el reactor Rb, estando el
 30 reactor Ra cortocircuitado para regeneración y/o reemplazo del catalizador,
- una tercera etapa (etapa iii) en el transcurso de la cual la carga atraviesa sucesivamente el reactor Rb, y a
 35 continuación el reactor Ra,
- una cuarta etapa (etapa iv) en el transcurso de la cual la carga atraviesa únicamente el reactor Ra, estando el
 40 reactor Rb cortocircuitado para regeneración y/o reemplazo del catalizador. A continuación el ciclo puede volver
 a comenzar.

El efluente que sale del o de los reactores de guardia (Ra, Rb) se mezcló opcionalmente de nuevo con el hidrógeno
 45 que llega por la conducción (65) en un reactor de HDM (32) que contiene un lecho fijo de catalizador. Por razones de
 legibilidad, en la figura se representa un único reactor de HDM (32) y un único reactor de HDS (38), pero la sección
 de HDM y de HDS puede comprender varios reactores de HDM y de HDS en serie.

El efluente del reactor de HDM se trasvasa por la conducción (34), y a continuación se envía al primer reactor de
 50 HDS (38) en el que atraviesa un lecho fijo de catalizador.

El efluente obtenido en la etapa de hidrot ratamiento se puede enviar por la línea (42) a un separador de alta presión
 y alta temperatura (HPHT) (44) a partir del que se recupera una fracción gaseosa (46) y una fracción líquida (48). La
 fracción gaseosa (46) se envía, generalmente a través de un intercambiador (no representado) o un aereorefrigerador
 55 (50) para refrigerar en un separador de alta presión y baja temperatura (HPBT) (52) a partir del que se recupera una
 fracción gaseosa (54) que contiene los gases (H₂, H₂S, NH₃, hidrocarburos en C1-C4, ...) y una fracción líquida (56).
 La fracción gaseosa (54) obtenida en el separador de baja presión y baja temperatura (HPBT) (52) se puede tratar
 en una unidad de purificación de hidrógeno (58) a partir de la que se recupera el hidrógeno (60) para reciclarlo a
 60 través del compresor (62) y la línea (65) con los reactores (32) y/o (38) a través de la línea (14) con los reactores
 permutables (Ra, Rb). La fracción líquida (56) obtenida en el separador de baja presión y baja temperatura (HPBT)
 (52) se deja reposar en el dispositivo (68) y a continuación se envía hacia el sistema de fraccionamiento (70). La
 fracción líquida (48) obtenida en el separador de alta presión y alta temperatura (HPHT) (44) de forma ventajosa se
 65 deja reposar en el dispositivo (72) y a continuación se envía hacia el sistema de fraccionamiento (70). Las fracciones
 (56) y (48) se pueden enviar juntas, después del reposo, al fraccionamiento (70).

El sistema de fraccionamiento (70) comprender de forma ventajosa un sistema de destilación atmosférica para producir un efluente gaseoso (74), al menos una fracción denominada ligera (76) y que contiene en particular nafta, queroseno y diésel y una fracción de residuo atmosférico (78).

5 Una parte de la fracción de residuo atmosférico se puede enviar por la línea (80) a los reactores de hidrocrqueo (98, 102). Toda o parte de la fracción de residuo atmosférico (78) se envía a una columna de destilación a vacío (82) para recuperar una fracción (84) que contiene el residuo a vacío y una fracción de destilado a vacío (86) que contiene gasóleo a vacío.

10 La fracción de residuo a vacío (84), mezclada opcionalmente con una parte de la fracción de residuo atmosférico (80) y/o con una parte de la fracción de destilado a vacío (86), se mezcla con hidrógeno reciclado (88) opcionalmente completada con hidrógeno de apoyo (90) calentada previamente en el horno (91). Esta atraviesa opcionalmente un horno (92). Opcionalmente, se puede introducir una co-carga (94).

15 La fracción pesada a continuación se introduce a través de la línea (96) en la etapa de hidrocrqueo en la parte baja del primer reactor (98) en lecho en ebullición que funciona en corriente ascendente de líquido y de gas y que contiene un catalizador de hidrocrqueo de tipo soportado. Opcionalmente, el efluente convertido (104) obtenido a partir del reactor (98) se puede someter a una separación de la fracción ligera (106) en un separador inter-etapas (108).

20 Todo o parte del efluente obtenido (110) a partir del separador inter-etapas (108) se mezcla de forma ventajosa con el hidrógeno suplementario (157), si fuera necesario previamente precalentado (no se representa). A continuación esta mezcla se inyecta por la conducción (112) en un segundo reactor de hidrocrqueo (102) también en lecho en ebullición que funciona en corriente ascendente de líquido y de gas que contiene un catalizador de hidrocrqueo de tipo soportado.

25 Las condiciones de funcionamiento, en particular la temperatura, en este reactor se eligen para alcanzar el nivel de conversión buscado, tal como esto se ha descrito anteriormente.

30 El efluente de los reactores de hidrocrqueo se envía por la línea (134) en un separador de alta presión y alta temperatura (HPHT) (136) a partir del que se recupera una fracción gaseosa (138) y una fracción líquida pesada (140).

35 La fracción gaseosa (138) generalmente se envía a través de un intercambiador (no representado) o un aerorefrigerador (142) para refrigeración en un separador de alta presión y baja temperatura (HPBT) (144) a partir del que se recupera una fracción gaseosa (146) que contiene los gases (H₂, H₂S, NH₃, hidrocarburos en C1-C4...) y una fracción líquida (148).

40 La fracción gaseosa (146) del separador de alta presión y baja temperatura (HPBT) (144) se trata de forma ventajosa en la unidad de purificación de hidrógeno (150) a partir de la que se recupera el hidrógeno (152) para reciclarlo a través del compresor (154) y la línea (156) y/o la línea (157) en la sección de hidrocrqueo.

45 La fracción líquida (148) del separador de alta presión y baja temperatura (HPBT) (144) se deja reposar en el dispositivo (160) y a continuación se envía hacia el sistema de fraccionamiento (172).

Opcionalmente, un separador de presión media (no representado) después del regulador de presión (160) se puede instalar para recuperar una fase de vapor que se envía a la unidad de purificación (150) y/o a una unidad de purificación Media de presión dedicada (no representado), y una fase líquida que se conduce a la sección de fraccionamiento (172).

50 La fracción líquida pesada (140) obtenida a partir de la separación de alta presión y alta temperatura (HPHT) (136) se deja reposar en el dispositivo (174) y a continuación se envía hacia el sistema de fraccionamiento (172). Opcionalmente, un separador de presión media (no representado) después del regulador de presión (174) se puede instalar para recuperar una fase de vapor que se envía a la unidad de purificación (150) y/o a una unidad de purificación media de presión dedicada (no representada), y una fase líquida que se conduce a la sección de fraccionamiento (172).

55 Las fracciones (148) y (140) se pueden enviar juntas, después del reposo, al sistema (172). El sistema de fraccionamiento (172) comprende un sistema de destilación atmosférica para producir un efluente gaseoso (176), al menos una fracción denominada ligera (178), que contiene en particular nafta, queroseno y diésel, y una fracción de residuo atmosférico (180).

60 Toda o parte de la fracción de residuo atmosférico (180) se puede enviar a una columna de destilación a vacío (184) para recuperar una fracción que contiene el residuo a vacío (186) y una fracción de destilado a vacío (188) que contiene gasóleo a vacío.

65

La fracción de residuo atmosférico (182) y/o la fracción de residuo a vacío (186) se someten a una etapa de maduración y de separación de los sedimentos y de los residuos de catalizadores con el fin de constituir las bases de fuel buscadas.

5 Una fracción de tipo residuo atmosférico (182) opcionalmente se calienta previamente en un horno o un Intercambiador (205) con el fin de alcanzar la temperatura necesaria para la maduración (conversión de los sedimentos potenciales en sedimentos existentes) que se produce en el condensador (207). El condensador (207) tiene como función asegurar un tiempo de permanencia necesario para la maduración, por lo que se puede tratar de una bomba horizontal o vertical, una bandeja de tampón, un tanque agitado o un reactor de pistón. La función de calefacción se puede integrar en el condensador en el caso de un tanque calentado agitado de acuerdo con un modo de realización que no se representa. El condensador (207) también puede permitir una decantación con el fin de evacuar una parte de los sólidos (208). El flujo (209) obtenido a partir de la maduración a continuación se somete a una separación de sólido-líquido (191) con el fin de obtener una fracción (212) con un contenido reducido de sedimentos y una fracción (211) rica en sedimentos. De manera similar, una fracción de tipo residuo a vacío (186) opcionalmente se calienta previamente en un horno o un intercambiador (213) con el fin de alcanzar la temperatura necesaria para la maduración que se produce en el condensador (215). El condensador (215) tiene como función asegurar un tiempo de permanencia necesario para la maduración, por lo que se puede tratar de una bomba horizontal o vertical, una bandeja de tampón, un tanque agitado o un reactor de pistón. La función de calefacción se puede integrar en el condensador en el caso de un tanque calentado agitado de acuerdo con un modo de realización que no se representa. El condensador (215) también puede permitir una decantación con el fin de evacuar una parte de los sólidos (216). El flujo (217) obtenido a partir de la maduración a continuación se somete a una separación de sólido-líquido (192) con el fin de obtener una fracción (219) con un contenido reducido de sedimentos y una fracción (218) rica en sedimentos.

25 De acuerdo con un modo no representado, los dispositivos de maduración (207) y (215) pueden funcionar en presencia de un gas, en particular un gas inerte u oxidante, o una mezcla de gas inerte y de gas oxidante. En el caso de usar gas durante la maduración, un dispositivo no representado permitirá separar el gas del líquido.

30 De acuerdo con un modo no representado, también es posible realizar una etapa de maduración y de separación de los sedimentos y de los residuos de catalizadores sobre una fracción obtenida en la etapa de separación del efluente de hidrocrackeo, por ejemplo sobre un corte pesado obtenido a partir de un separador, por ejemplo sobre el flujo (140) antes o después del regulador de presión (174). Un modo ventajoso no representado puede consistir en realizar la etapa de maduración y de separación de los sedimentos sobre el flujo recuperado en el fondo de una columna de separación. Cuando la etapa de maduración y de separación de los sedimentos y de los residuos de catalizadores funciona corriente arriba de una columna de destilación, esta columna está menos sujeta a obstrucciones.

40 Al menos una parte de los flujos (188) y/o (212) y/o (219) constituye una o varias bases de los fueles buscados, en particular bases para fueles de depósitos con bajo contenido de azufre y bajo contenido de sedimentos. Una parte de los flujos (188) y/o (212) y/o (219), antes o después de la etapa de maduración y de separación de los sedimentos, se puede reciclar a través de la línea (190) en la etapa de hidrocrackeo, o corriente arriba de la etapa de hidrotreatmento (línea no representada).

45 El reciclaje de un corte de tipo gasóleo a vacío (188) corriente arriba del hidrotreatmento puede permitir disminuir la viscosidad de la carga y por lo tanto facilitar el bombeo. El reciclaje de un corte de tipo residuo atmosférico (212) o de tipo residuo a vacío (219) corriente arriba del hidrotreatmento o del hidrocrackeo puede permitir aumentar la conversión global.

50 La figura 2 representa otro método de acuerdo con la invención con separación del efluente de la zona de hidrotreatmento sin descompresión. A continuación no se describirán más que esencialmente las diferencias entre el método de acuerdo con la figura 2 y el método de acuerdo con la figura 1, las etapas de hidrotreatmento, hidrocrackeo y separación después del hidrocrackeo (y sus signos de referencias) siendo además estrictamente idénticas.

55 El efluente tratado en los reactores de hidrotreatmento se envía por la línea (42) en un separador de alta presión y alta temperatura (HPHT) (44) a partir del que se recupera una fracción más ligera (46) y una fracción residual (48).

60 La fracción residual (48) se envía directamente después de un paso opcional en un horno (92) en la sección de hidrocrackeo.

La fracción más ligera (46) se envía, generalmente a través de un intercambiador (no representado) o un aerorefrigerador (50) para refrigerar en un separador de alta presión y baja temperatura (HPBT) (52) a partir del que se recupera una fracción gaseosa (54) que contiene los gases (H_2 , H_2S , NH_3 , hidrocarburos en C1-C4...) y una fracción líquida (56).

65

La fracción gaseosa (54) del separador de alta presión y baja temperatura (HPBT) (52) se trata en la unidad de purificación de hidrógeno (58) a partir de la que se recupera el hidrógeno (60) para reciclarlo a través del compresor (154) y las líneas (64) y (156) en la sección de hidrot ratamiento y/o en la sección de hidro craqueo.

5 Los gases que contienen compuestos de nitrógeno, azufre y oxígeno indeseables se evacúan de forma ventajosa de la instalación (flujo (66)). En esta configuración, un solo compresor (154) se utiliza para alimentar la totalidad de los reactores que necesitan hidrógeno.

10 La fracción líquida (56) obtenida en el separador de baja presión y baja temperatura (HPBT) (52) se deja reposar en el dispositivo (68) y a continuación se envía hacia el sistema de fraccionamiento (70).

15 El sistema de fraccionamiento (70) comprende un sistema de destilación atmosférica para producir un efluente gaseoso (74), al menos una fracción denominada ligera (76) y que contiene en particular nafta, queroseno y diésel y una fracción de residuo atmosférico (195).

Una parte de la fracción de residuo atmosférico se puede enviar, por medio de una bomba no representada, por la línea (195) a los reactores de hidro craqueo (98, 102), mientras que otra parte de la fracción de residuo atmosférico (194) se puede enviar hacia otro método (hidro craqueo o FCC o hidrot ratamiento).

20 Una variante no representada pero aproximada del esquema de la figura 2 puede consistir en no utilizar sistema de fraccionamiento (70) ni dejar en reposo la fracción líquida (56) obtenida a partir del separador frío (52). La fracción líquida (56) entonces se envía hacia la sección de hidro craqueo opcionalmente por medio de una bomba en mezcla con la fracción pesada (48) obtenida a partir del separador (44).

25 La figura 3 representa otro método de acuerdo con la invención sin etapa de separación del efluente de hidrot ratamiento. A continuación no se describirán más que esencialmente las diferencias entre el método de acuerdo con la figura 3 y los métodos de acuerdo con las figuras 1 y 2, las etapas de hidrot ratamiento, hidro craqueo y separación después del hidro craqueo (y sus signos de referencias) siendo además estrictamente idénticas. En el modo de realización sin etapa de separación del efluente de hidrot ratamiento, el efluente (42) del reactor de hidrot ratamiento en lecho fijo (38) se inyecta sin separación y sin descompresión en el reactor de hidro craqueo (98), a través de equipos térmicos opcionales (43), (92) que permiten ajustar la temperatura de entrada del reactor de hidro craqueo. Durante la separación del efluente de la sección de hidro craqueo (134), un gas rico en hidrógeno se recupera y se recicla hacia la sección hidrot ratamiento y la sección de hidro craqueo.

35 Ejemplos

Ejemplo comparativo y de acuerdo con la invención

40 El ejemplo siguiente ilustra la invención sin limitar su alcance en modo alguno. Se trató un residuo a vacío (RSV Oural) que contenía un 87,0 % en peso de compuestos en ebullición a una temperatura superior a 520 °C, con una densidad de 9,5° API y un contenido de azufre de un 2,72 % en peso.

La carga se sometió a una etapa de hidrot ratamiento que incluía dos reactores permutables. Las condiciones de funcionamiento se proporcionan en la tabla 1.

45

Tabla 1 : Condiciones de funcionamiento de lecho fijo en etapa de hidrot ratamiento

Catalizadores HDM y HDS	NiMo sobre alúmina
Temperatura (°C)	370
Presión parcial de H ₂ (MPa)	15
VVH (h ⁻¹ , Sm ³ /h de carga recién preparada /m ³ de catalizador lecho fijo)	0,18
H ₂ / HC que entra en sección de lecho fijo sin incluir el consumo de H ₂ (Nm ³ / m ³ de carga recién preparada)	1000

50 El efluente del hidrot ratamiento a continuación se somete a una etapa de separación que permite recuperar una fracción ligera (gas) y una fracción pesada que contienen la mayoría de compuestos en ebullición a más de 350 °C (fracción 350 °C+).

La fracción pesada (fracción 350 °C+) a continuación se trata en una etapa de hidro craqueo que comprende dos reactores sucesivos en lechos en ebullición con dos intervalos de temperatura.

55

Las condiciones de funcionamiento de la etapa de hidrocrackeo se proporcionan en la tabla 2.

Tabla 2 : Condiciones de funcionamiento de la sección de hidrocrackeo

	2 lechos en ebullición	2 lechos en ebullición
Catalizadores	NiMo sobre alúmina	NiMo sobre alúmina
Temperatura R1 (°C)	418	423
Temperatura R2 (°C)	428	431
Presión parcial de H ₂ (MPa)	13,5	13,5
VVH "reactores" (h ⁻¹ , Sm ³ /h de carga recién preparada /m ³ de reactores)	0,3	0,3
WH "catalizadores en lecho en ebullición" (h ⁻¹ , Sm ³ /h de carga recién preparada /m ³ de catalizadores en lecho en ebullición)	0,6	0,6
Concentración de catalizador "suspensión" (ppm de precursor en la carta de entrada en lechos de "suspensión")	-	-
H ₂ / HC que entra en sección de hidrocrackeo sin incluir el consumo de H ₂ (Nm ³ / m ³ de carga recién preparada)	600	600

5 Los efluentes de la etapa de hidrocrackeo a continuación se sometieron a una etapa de separación que permitía separar una fracción gaseosa y una fracción líquida pesada por medio de separadores y de columnas de destilación atmosférica y a vacío. Además, previamente a la etapa de destilación a vacío, la fracción líquida pesada se somete a un tratamiento de acuerdo con 2 variantes:

- 10
- una etapa de separación de los sedimentos y residuos de catalizadores que comprende un filtro poroso metálico de marca Pall® (no conforme, de acuerdo con la técnica anterior),
 - una etapa de maduración realizada durante 4 h a 150 °C y de separación de los sedimentos y residuos de catalizadores que comprende un filtro (de acuerdo con la invención).

15 Los rendimientos y los contenidos de azufre de cada fracción obtenida en los efluentes que salen de las secuencias globales se proporcionan en la tabla 3 que sigue a continuación:

20 Tabla 3 : Rendimiento y contenido de azufre del efluente de la sección de hidrocrackeo (% en peso / carga)

Productos	Hidrotratamiento en lecho fijo + separación + Hidrocrackeo 2 lechos en ebullición (418/428 °C)		Hidrotratamiento en lecho fijo + separación + Hidrocrackeo 2 lechos en ebullición (423/431 °C)	
	Rdt (% en peso)	S (% en peso)	Rdt (% en peso)	S (% en peso)
NH ₃	0,7	0	0,7	0
H ₂ S	2,7	94,12	2,7	94,12
C1-C4 (gas)	3,8	0	4,0	0
Nafta (PI - 150 °C)	8,0	0,02	9,3	0,02
Diésel (150 °C - 350 °C)	22,7	0,05	24,6	0,05
Destilado a vacío (350 °C - 520 °C)	29,5	0,26	31,5	0,28
Residuo a vacío (520 °C+)	34,3	0,43	29,3	0,47

Las condiciones de funcionamiento de la etapa de hidro craqueo acopladas a las diferentes variantes de tratamiento (separación de los sedimentos con o sin etapa de maduración) de la fracción líquida pesada obtenida a partir de la destilación atmosférica tienen un impacto sobre la estabilidad de los efluentes obtenidos. Esto se ilustra mediante los contenidos de sedimentos después de envejecimiento medidos en residuos atmosféricos (corte a 350 °C+) después de la etapa de separación de los sedimentos.

5

Los rendimientos de los tres esquemas de tratamiento se resumen en la tabla 4 que sigue a continuación:

Tabla 4 : Resumen de los rendimientos

10

	Hidrotratamiento en lecho fijo + separación + Hidro craqueo 2 lechos en ebullición (418/428 °C)		Hidrotratamiento en lecho fijo + separación + Hidro craqueo 2 lechos en ebullición (423/431 °C)	
Consumo de H ₂ (% en peso/carga)	1,7		1,8	
Tasa de Hidrodesulfuración (%)	91		91	
Tasa de Conversión (%)	61		66	
Maduración	No		No	Si
Separación de los sedimentos	Si		Si	Si
Contenido de sedimentos después de envejecimiento (IP390) en el corte a 350 °C+ obtenido a partir de la separación de los sedimentos	< 0,1		0,4	< 0,1

La etapa de maduración previamente a la separación de los sedimentos permite formar el conjunto de los sedimentos potenciales y también permite su separación eficaz. Sin la maduración, más allá de un cierto nivel de conversión que conduce a la obtención de muchos sedimentos potenciales, la etapa de separación de los sedimentos no es suficientemente eficaz para que el contenido de sedimentos después de envejecimiento (IP390) sea inferior a un 0,1 % en peso, es decir el contenido máximo exigido para los fueles de depósito.

15

REIVINDICACIONES

1. Método de tratamiento de una carga de hidrocarburo que contiene al menos una fracción de hidrocarburos que tiene un contenido de azufre de al menos un 0,1 % en peso, una temperatura inicial de ebullición de al menos 340 °C y una temperatura final de ebullición de al menos 440 °C que permite obtener una fracción de hidrocarburo líquida que tiene un contenido de sedimentos después de envejecimiento inferior o igual a un 0,1 % en peso, comprendiendo dicho método las etapas siguientes:
- a) una etapa de hidrotratamiento en lecho fijo, en la que la carga de hidrocarburo y el hidrógeno se ponen en contacto sobre un catalizador de hidrotratamiento,
 - b) una etapa opcional de separación del efluente obtenido en la etapa a) de hidrotratamiento en al menos una fracción ligera de hidrocarburos que contiene bases de carburante y una fracción pesada que contiene compuestos en ebullición a al menos 350 °C,
 - c) una etapa de hidrocraqueo de al menos una parte del efluente obtenido en la etapa a) o de al menos una parte de la fracción pesada obtenida en la etapa b), en al menos un reactor que contiene un catalizador soportado en lecho en ebullición,
 - d) una etapa de separación del efluente obtenido en la etapa c) para obtener al menos una fracción gaseosa y al menos una fracción líquida pesada,
 - e) una etapa de maduración de la fracción líquida pesada obtenida en la etapa d) de separación que permite la transformación de una parte de los sedimentos potenciales en sedimentos existentes, realizada durante un periodo de tiempo comprendido entre 1 y 1500 minutos, a una temperatura comprendida entre 50 y 350 °C, y una presión inferior a 20 MPa,
 - f) una etapa de separación de los sedimentos de la fracción líquida pesada obtenida en la etapa e) de maduración para obtener una fracción de hidrocarburo líquida que tiene un contenido de sedimentos después de envejecimiento inferior o igual a un 0,1 % en peso.
2. Método de acuerdo con la reivindicación 1 en el que la etapa a) de hidrotratamiento comprende una primera etapa a1) de hidrodeshidrogenación realizada en una o varias zonas de hidrodeshidrogenación en lechos fijos y una segunda etapa a2) posterior de hidrosulfuración realizada en una o varias zonas de hidrosulfuración en lechos fijos.
3. Método de acuerdo con una u otra de las reivindicaciones 1 y 2, en el que la etapa de hidrotratamiento a) se realiza a una temperatura comprendida entre 300 °C y 500 °C, bajo una presión parcial de hidrógeno comprendida entre 5 MPa y 35 MPa, con una velocidad espacial de la carga de hidrocarburo comprendida en un intervalo que varía de $0,1 \text{ h}^{-1}$ a 5 h^{-1} , y la cantidad de hidrógeno mezclada en la carga está comprendida entre $100 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$ y $5000 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$.
4. Método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, en el que la etapa de hidrocraqueo c) se realiza bajo una presión absoluta comprendida entre 5 MPa y 35 MPa, a una temperatura comprendida entre 330 °C y 550 °C, con una velocidad espacial comprendida en un intervalo que varía de $0,1 \text{ h}^{-1}$ a 10 h^{-1} , y la cantidad de hidrógeno mezclada en la carga es de $50 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$ a $5000 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$.
5. Método de acuerdo con una de las reivindicaciones precedentes en el que la etapa de maduración de la fracción líquida pesada obtenida en la etapa d) se realiza en presencia de un gas inerte y/o un gas oxidante.
6. Método de acuerdo con una de las reivindicaciones precedentes en el que la etapa f) de separación se realiza por medio de al menos un medio de separación elegido entre un filtro, una membrana de separación, un lecho de sólidos filtrante de tipo orgánico o inorgánico, una precipitación electrostática, un sistema de centrifugación, una decantación, una extracción por medio de un tornillo sin fin.
7. Método de acuerdo con una de las reivindicaciones precedentes en el que la carga tratada se elige entre residuos atmosféricos, residuos a vacío obtenidos por destilación directa, petróleo crudos, petróleo crudos cortados, aceites desasfaltados, resinas de desasfaltado, asfaltos o breas de desasfaltado, residuos obtenidos de los métodos de conversión, extractos aromáticos obtenidos de las cadenas de producción de bases para lubricantes, tierras bituminosas o sus derivados, esquistos bituminosos o sus derivados, tomados solos o en mezcla.
8. Método de acuerdo con una de las reivindicaciones precedentes en el que las fracciones de hidrocarburo líquidas obtenidas en la etapa f) se mezclan con una o varias bases de fluidez elegidas entre el grupo que consiste en aceites de corte ligero de un craqueo catalítico, aceites de corte pesado de un craqueo catalítico, residuo de un craqueo catalítico, un queroseno, un gasóleo, un destilado vacío y/o un aceite decantado.

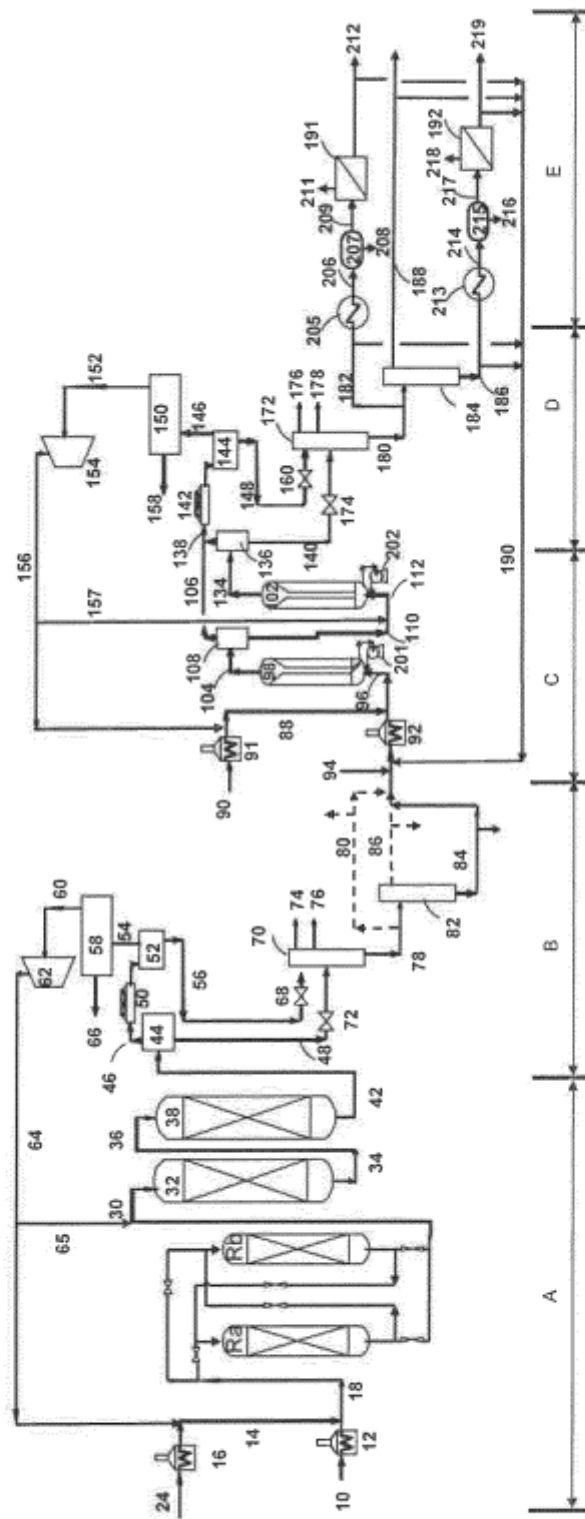


FIGURA 1

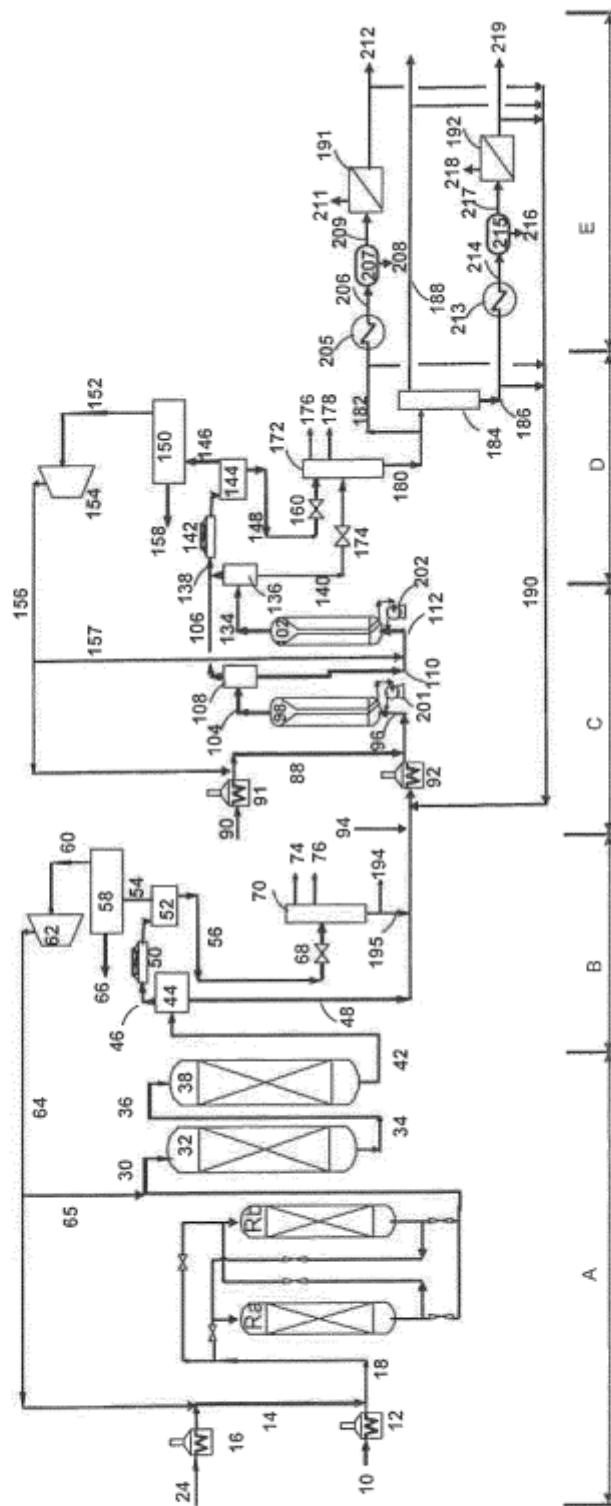


FIGURA 2

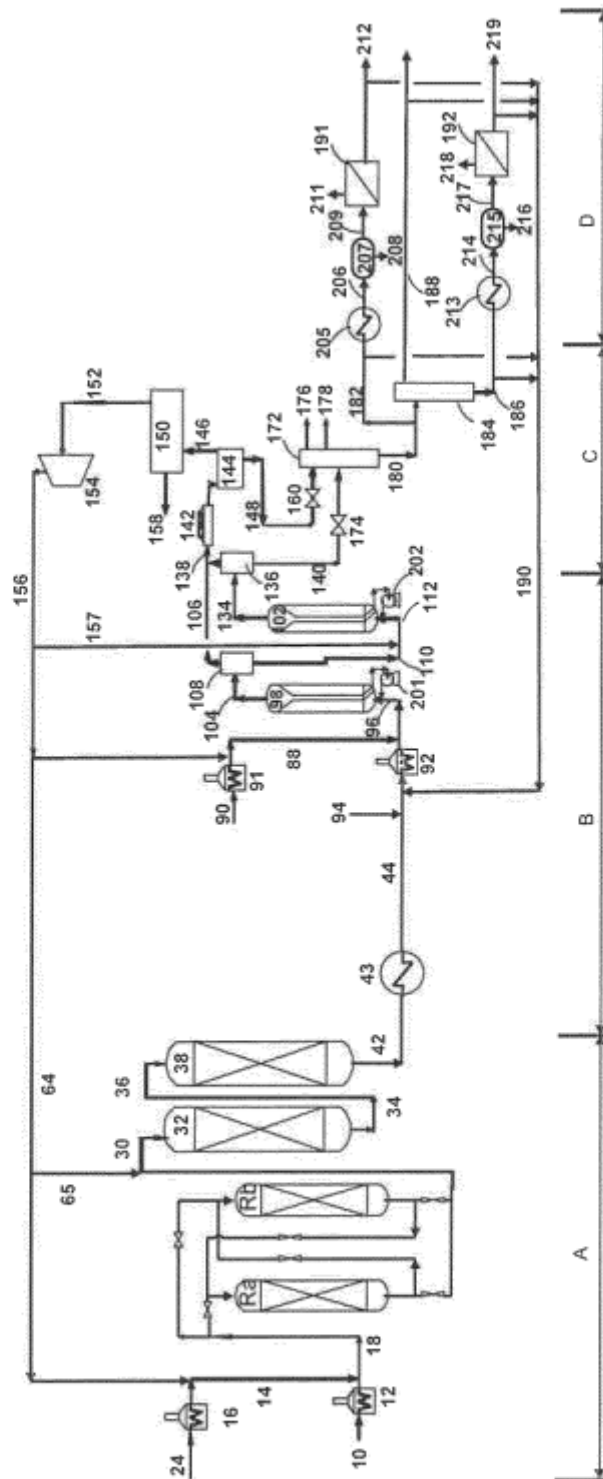


FIGURA 3