

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 780 685**

51 Int. Cl.:

**C10G 65/02** (2006.01)

**C10G 47/00** (2006.01)

**C10G 65/12** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **05.03.2014 PCT/US2014/020730**

87 Fecha y número de publicación internacional: **02.10.2014 WO14158890**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **05.03.2014 E 14775041 (8)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **25.12.2019 EP 2970792**

54 Título: **Integración de hidrocraqueo e hidrotreatmento de residuos**

30 Prioridad:

**14.03.2013 US 201361784568 P**

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

**26.08.2020**

73 Titular/es:

**LUMMUS TECHNOLOGY LLC (100.0%)  
1515 Broad Street  
Bloomfield, NJ 07003-3096, US**

72 Inventor/es:

**BALDASSARI, MARIO, C.;  
MUKHERJEE, UJJAL, K.;  
OLSEN, ANN-MARIE y  
GREENE, MARVIN, I.**

74 Agente/Representante:

**ELZABURU, S.L.P**

ES 2 780 685 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

Integración de hidrocrackeo e hidrotratamiento de residuos

### Campo de la descripción

5 La presente descripción se refiere generalmente a procedimientos de hidroconversión que incluyen procedimientos para hidrocrackear residuos y otras fracciones de hidrocarburos pesados. Más específicamente, se describe el hidrocrackeo de una materia prima hidrocarbonada de residuo no destilable procesando el hidrocarburo del residuo no destilable hidrocrackeado resultante en una unidad de hidrotratamiento de residuos separada y procesando el producto de la unidad de hidrotratamiento en una unidad de hidrocrackeo de residuos separada.

### Antecedentes

10 A medida que la demanda mundial de gasolina y otros productos ligeros de refinería ha continuado aumentando ha habido una tendencia significativa hacia la conversión de compuestos de ebullición más alta en otros de ebullición más baja. Para satisfacer la creciente demanda de combustibles destilados, las refinerías han investigado varios reactores, como los reactores de hidrocrackeo, las unidades de desulfuración residual (RDS, por sus siglas en inglés) y las unidades de desasfaltado con disolventes (SDA, por sus siglas en inglés), para convertir residuos no destilables, gasóleo de vacío (VGO, por sus siglas en inglés) y otras materias primas de petróleo pesado para combustibles para aviones y diésel.

20 Se han desarrollado catalizadores con selectividad para destilado excelente, actividad de conversión razonable y estabilidad para materias primas más pesadas. Sin embargo, las tasas de conversión alcanzables por los diversos procedimientos son limitadas. Por ejemplo, las unidades de RDS solas pueden producir un combustible con el 1 % en peso de azufre a partir de residuos no destilables con alto contenido de azufre, pero las conversiones generalmente están limitadas a un porcentaje de aproximadamente el 35 % al 40 %. Otras han propuesto utilizar unidades de SDA para desasfaltar con disolvente la alimentación de residuo no destilable y procesar el aceite desasfaltado solo en una unidad de hidrocrackeo de residuo no destilable (RHU, por sus siglas en inglés). Además, otras han procesado el residuo no destilable de vacío no convertido de una RHU en una unidad de SDA y han reciclado el aceite desasfaltado (DAO, por sus siglas en inglés) devuelto al extremo frontal de la RHU. Otras más han propuesto procesar la pez de la SDA directamente en una RHU. No obstante, se desean procedimientos económicos para lograr altas conversiones de hidrocarburos y eliminación de azufre.

En el documento US 2010/0065474 A1 se hace referencia a sistemas y métodos para hidroprocesar materia prima de aceite pesado con depósitos reducidos de aceite pesado.

30 En el documento US 2005/0241991 A1 se hace referencia a un sistema de hidroprocesamiento de lecho en ebullición y también a un método para mejorar un sistema de hidroprocesamiento de lecho en ebullición preexistente.

En el documento US 7,938,952 B2 se hace referencia a un procedimiento de hidroconversión integrado para convertir alimentaciones de residuos pesados atmosféricos o de vacío.

### Resumen

35 La invención es como se especifica en la reivindicación 1 y en la reivindicación 10. En un aspecto, se describe un procedimiento para mejorar los hidrocarburos del residuo no destilable. El procedimiento puede incluir los siguientes pasos: poner en contacto una fracción de hidrocarburos del residuo no destilable e hidrógeno con un primer catalizador de hidroconversión en un primer sistema reactor de hidroconversión de lecho en ebullición; recuperar un primer efluente del primer sistema de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición; poner en contacto el primer efluente y el hidrógeno con un segundo catalizador de hidroconversión en un segundo sistema de reactor de hidroconversión; recuperar un segundo efluente del segundo sistema de reactor de hidroconversión; poner en contacto el segundo efluente y el hidrógeno con un tercer catalizador de hidroconversión en un segundo sistema de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición; recuperar un tercer efluente del segundo sistema de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición y fraccionar el tercer efluente del segundo sistema de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición para recuperar una o más fracciones de hidrocarburos.

45 En otro aspecto, se describe un sistema para mejorar los hidrocarburos del residuo no destilable. El sistema puede incluir lo siguiente: un primer sistema de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición para poner en contacto una fracción de hidrocarburo del residuo no destilable e hidrógeno con un primer catalizador de hidroconversión para producir un primer efluente; un segundo sistema de reactor de hidroconversión para poner en contacto el primer efluente y el hidrógeno con un segundo catalizador de hidroconversión para producir un segundo efluente; un segundo sistema de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición para poner en contacto el segundo efluente y el hidrógeno con un tercer catalizador de hidroconversión para producir un tercer efluente y una unidad de fraccionamiento para fraccionar el tercer efluente para recuperar una o más fracciones de hidrocarburos y la fracción del residuo no destilable de vacío.

55 En otro aspecto, se describe un procedimiento para mejorar los hidrocarburos del residuo no destilable. El

procedimiento puede incluir los siguientes pasos: poner en contacto una fracción de hidrocarburo del residuo no destilable e hidrógeno con un primer catalizador de hidroconversión en un primer sistema de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición; recuperar un primer efluente del primer sistema de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición; poner en contacto el primer efluente y el hidrógeno con un segundo catalizador de hidroconversión en un segundo sistema de reactor de hidroconversión; recuperar un segundo efluente del segundo sistema de reactor de hidroconversión; poner en contacto el segundo efluente y el hidrógeno con un tercer catalizador de hidroconversión en un tercer sistema de reactor de hidroconversión; recuperar un tercer efluente del tercer sistema de reactor de hidroconversión; combinar el segundo efluente y el tercer efluente para formar una alimentación combinada; alimentar la alimentación combinada a un separador para producir una fracción de vapor y una fracción líquida; fraccionar la fracción líquida para recuperar la fracción del residuo no destilable de vacío en un primer sistema de fraccionamiento; poner en contacto la fracción de vapor con un cuarto catalizador de hidroconversión en un cuarto sistema de reactor de hidroconversión; recuperar un cuarto efluente del tercer sistema de reactor de hidroconversión; fraccionar el cuarto efluente para recuperar una o más fracciones de hidrocarburos en un segundo sistema de fraccionamiento.

En otro aspecto, se describe un sistema para mejorar los hidrocarburos del residuo no destilable. El sistema puede incluir lo siguiente: un primer sistema de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición para poner en contacto una fracción de hidrocarburo del residuo no destilable e hidrógeno con un primer catalizador de hidroconversión para producir un primer efluente; un segundo sistema de reactor de hidroconversión para poner en contacto el primer efluente y el hidrógeno con un segundo catalizador de hidroconversión para producir un segundo efluente; un segundo sistema de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición para poner en contacto el segundo efluente y el hidrógeno con un tercer catalizador de hidroconversión para producir un tercer efluente y un separador para separar una fracción combinada del segundo efluente y el tercer efluente para recuperar una fracción líquida y una fracción de vapor; una unidad de fraccionamiento para fraccionar el líquido para recuperar la fracción del residuo no destilable de vacío; un cuarto sistema de reactor de hidroconversión para poner en contacto la fracción de vapor con un cuarto catalizador de hidroconversión para producir un cuarto efluente y una unidad de fraccionamiento para fraccionar el cuarto efluente para recuperar una o más fracciones de hidrocarburos.

Otros aspectos y ventajas serán evidentes a partir de la siguiente descripción y las reivindicaciones adjuntas.

#### Breve descripción de los dibujos

La figura 1 es un diagrama de flujo de procedimiento simplificado de un procedimiento para mejorar las materias primas hidrocarbonadas del residuo no destilable.

La figura 2 es un diagrama de flujo de procedimiento simplificado de un procedimiento para mejorar las materias primas hidrocarbonadas del residuo no destilable.

La figura 3 es un diagrama de flujo de procedimiento simplificado de un procedimiento para un sistema de reactor de hidroprocesamiento integrado que se utilizará con un procedimiento para mejorar las materias primas hidrocarbonadas del residuo no destilable.

La figura 4 es un diagrama de flujo de procedimiento simplificado de un procedimiento para un sistema de reactor de hidroprocesamiento integrado que se utilizará con un procedimiento para mejorar las materias primas hidrocarbonadas del residuo no destilable.

#### Descripción detallada

En un aspecto, se describen procedimientos de hidroconversión que incluyen procedimientos para hidrocrackear residuos y otras fracciones de hidrocarburos pesados. Más específicamente, se describe el hidrocrackeo de una materia prima hidrocarbonada del residuo no destilable, el hidrotratamiento del hidrocarburo del residuo no destilable hidrocrackeado, el procesamiento del producto hidrocrackeado resultante en una unidad de hidrocrackeo de residuos separada y el procesamiento de la pez del desasfaltado con disolvente en una unidad de hidrocrackeo de residuos separada.

Los procedimientos de hidroconversión descritos en la presente memoria pueden usarse para hacer reaccionar las materias primas hidrocarbonadas del residuo no destilable en condiciones de temperaturas y presiones elevadas en presencia de hidrógeno y uno o más catalizadores de hidroconversión para convertir la materia prima en productos de menor peso molecular con niveles de contaminantes reducidos (como azufre y/o nitrógeno). Los procedimientos de hidroconversión pueden incluir, por ejemplo, hidrogenación, desulfuración, desnitrogenación, craqueo, conversión, desmetalización y eliminación de metales, residuo de carbono de Conradson (CCR, por sus siglas en inglés) o eliminación de asfaltenos, etc.

Como se usa en la presente memoria, las fracciones de hidrocarburos del residuo no destilable o términos similares que se refieren a hidrocarburos del residuo no destilable se definen como una fracción de hidrocarburos que tienen puntos de ebullición o un intervalo de ebullición por encima de aproximadamente 340 °C, pero también podría incluir el procesamiento de crudo pesado completo. Las materias primas hidrocarbonadas del residuo no destilable que pueden usarse con los procedimientos descritos en la presente memoria pueden incluir diversas corrientes de refinería

y otras corrientes de hidrocarburos tales como residuos no destilables atmosféricos o de vacío de petróleo, aceites desasfaltados, pez desasfaltadora, colas de torre atmosférica o torre de vacío hidrocraqueadas, gasóleos de vacío de flujo directo, gasóleos de vacío hidrocraqueados, aceites de lodos fluidos craqueados catalíticamente (FCC, por sus siglas en inglés), gasóleos de vacío de un procedimiento de hidrocrqueo de lecho en ebullición, aceites derivados del esquisto bituminoso, aceites derivados del carbón, betún de arenas alquitranadas, aceites de resina, aceites brutos bioderivados, aceites negros, así como otras corrientes de hidrocarburos similares, o una combinación de estas, cada una de las cuales puede ser corriente de flujo directo, derivada del procedimiento, hidrocraqueada, parcialmente desulfurada y/o parcialmente desmetalizada. Las fracciones de hidrocarburos del residuo no destilable pueden incluir hidrocarburos que tienen un punto de ebullición normal de al menos 480 °C, al menos 524 °C o al menos 565 °C.

Con referencia ahora a la figura 1, una fracción (residuo no destilable) 10 de hidrocarburos del residuo no destilable e hidrógeno 21 pueden alimentarse a un sistema 42 de reactor de lecho en ebullición, que puede incluir uno o más reactores de lecho en ebullición dispuestos en serie o en paralelo, donde los hidrocarburos y el hidrógeno están en contacto con un catalizador de hidroconversión para hacer reaccionar al menos una porción del residuo no destilable con hidrógeno para formar hidrocarburos más ligeros, desmetalizar los metales contenidos en el residuo no destilable, eliminar el residuo de carbono Conradson o convertir de otro modo el residuo no destilable en productos útiles. Si bien se muestra como un tren de reactor único, la fracción (residuo no destilable) 10 de hidrocarburos del residuo no destilable puede procesarse en múltiples trenes de reactores paralelos. Los trenes de reactores múltiples pueden incluir secciones comunes a los trenes paralelos, tales como, entre otros, fraccionamiento, manejo de catalizador y secciones de recuperación. La fracción (residuo no destilable) 10 de hidrocarburo del residuo no destilable alimentada al sistema 42 de reactor de lecho en ebullición puede controlarse mediante un tambor de compensación que opera con control de flujo.

La fracción (residuo no destilable) 10 de hidrocarburo del residuo no destilable puede precalentarse. El precalentamiento se puede realizar mediante intercambio de calor con varias corrientes (cortes laterales) desde un sistema de fraccionamiento atmosférico o de vacío. La fracción (residuo no destilable) 10 de hidrocarburo del residuo no destilable también se puede calentar usando hornos o cualquier aparato de intercambio de calor de alimentación/efluente conocido para proporcionar la temperatura de entrada de alimentación deseada al reactor 42 de lecho en ebullición.

El hidrógeno 21 puede ser una corriente de gas rica en hidrógeno que puede ser una corriente de reciclaje purificada con hidrógeno de reposición. El hidrógeno 21 puede precalentarse antes de mezclarlo con la fracción (residuo no destilable) 10 de hidrocarburo del residuo no destilable.

Los reactores en el reactor 42 de lecho en ebullición pueden operar a temperaturas en el intervalo de aproximadamente 380 °C a aproximadamente 450 °C, presiones parciales de hidrógeno en el intervalo de aproximadamente 7 MPa (70 bara) a aproximadamente 17 MPa (170 bara) y velocidades espaciales horarias del líquido (LHSV, por sus siglas en inglés) en el intervalo de aproximadamente 0.2 h<sup>-1</sup> a aproximadamente 2.0 h<sup>-1</sup>. Dentro de los reactores de lecho en ebullición, el catalizador puede volver a mezclarse y mantenerse en movimiento aleatorio mediante la recirculación del producto líquido. Esto se puede lograr separando primero el aceite recirculado de los productos gaseosos. El aceite puede recircularse luego por medio de una bomba externa o, como se ilustra, por una bomba que tiene un impulsor montado en la cabeza inferior del reactor.

Las conversiones objetivo en el sistema 42 de reactor de lecho en ebullición pueden estar en el intervalo de aproximadamente el 30 % en peso a aproximadamente el 50 % en peso, dependiendo de la materia prima que se procesa. En cualquier caso, las conversiones objetivo deben mantenerse por debajo del nivel donde la formación de sedimentos se vuelve excesiva y, por lo tanto, evitar la continuidad de las operaciones. Además de convertir los hidrocarburos del residuo no destilable en hidrocarburos más ligeros, la eliminación de azufre puede estar en el intervalo de aproximadamente el 40 % en peso a aproximadamente el 65 % en peso, la eliminación de metales puede estar en el intervalo de aproximadamente el 50 % en peso al 80 % en peso y la eliminación del residuo de carbono Conradson (CCR) puede estar en el intervalo de aproximadamente el 30 % en peso a aproximadamente el 60 % en peso.

La severidad del reactor puede definirse como la temperatura promedio del catalizador en grados Fahrenheit de los catalizadores cargados en uno o más reactores de hidrocrqueo de lecho en ebullición multiplicado por la presión parcial de hidrógeno promedio de los reactores de hidrocrqueo de lecho en ebullición en bar absoluto y dividido por la LHSV en los reactores de hidrocrqueo de lecho en ebullición. La severidad del reactor del sistema 42 de reactor de lecho en ebullición puede estar en el intervalo de aproximadamente 105 000 °F-Bara-H a aproximadamente 446 000 °F-Bara-H.

Después de la conversión en el sistema 42 de reactor de lecho en ebullición, los hidrocarburos 44 parcialmente convertidos pueden tratarse con hidrógeno 23 en un sistema 12 de reactor de lecho fijo, como se ilustra. El sistema 12 de reactor de lecho fijo puede incluir más de un reactor, ya sea en paralelo o en serie. En el sistema 12 de reactor de lecho fijo, el número de reactores utilizados puede depender de la velocidad de carga, el nivel de conversión de residuos objetivo global y el nivel de conversión alcanzado en el sistema 42 de reactor de lecho en ebullición, entre otras variables. Se pueden usar uno o dos reactores en el sistema 12 de reactor de lecho fijo. En algunos ejemplos, el hidrógeno 23 puede ser una combinación de gas de reciclaje frío y caliente del sistema 12 de reactor de lecho fijo.

El sistema 12 de reactor de lecho fijo puede incluir un catalizador de hidroprocesamiento. En otras realizaciones, el sistema 12 de reactor de lecho fijo incluye un catalizador de hidrodesmetalización.

Las conversiones objetivo en el sistema 12 de reactor de lecho fijo pueden estar en el intervalo de aproximadamente el 50 % en peso a aproximadamente el 55 % en peso, dependiendo de la materia prima que se procesa. En cualquier caso, las conversiones objetivo deben mantenerse por debajo del nivel donde la formación de sedimentos se vuelve excesiva y, por lo tanto, evitar la continuidad de las operaciones. Además de convertir los hidrocarburos del residuo no destilable en hidrocarburos más ligeros, la eliminación de azufre puede estar en el intervalo de aproximadamente el 85 % en peso a aproximadamente el 87 % en peso, la eliminación de metales puede estar en el intervalo de aproximadamente el 50 % en peso al 80 % en peso y la eliminación del residuo de carbono Conradson (CCR) puede estar en el intervalo de aproximadamente el 65 % en peso a aproximadamente el 70 % en peso.

Después de la conversión en el sistema 12 de reactor de lecho fijo, los hidrocarburos parcialmente convertidos pueden recuperarse a través de la línea 14 de flujo como un efluente mixto vapor/líquido junto con hidrógeno 25 alimentado a un sistema 20 de reactor de hidrocrackeo, que puede incluir uno o más reactores de hidrocrackeo, dispuestos en serie o en paralelo. En el sistema 20 de reactor de hidrocrackeo, los hidrocarburos 14 parcialmente convertidos pueden hidrocrackearse a presiones parciales de hidrógeno en el intervalo de aproximadamente 7 MPa (70 bara) a aproximadamente 18 MPa (180 bara), temperaturas en el intervalo de aproximadamente 390 °C a aproximadamente 460 °C y LHSV en el intervalo de aproximadamente 0.1 h<sup>-1</sup> a aproximadamente 2.0 h<sup>-1</sup> en presencia de un catalizador. Las condiciones de operación en el sistema 20 de reactor de hidrocrackeo pueden ser similares a las descritas anteriormente para el sistema 42 de reactor de lecho en ebullición. Cuando el sistema 20 de reactor de hidrocrackeo incluye uno o más reactores de lecho en ebullición, los reactores de lecho en ebullición pueden operar en condiciones de mayor severidad que aquellos en el sistema 42 de reactor, mayor severidad que se refiere a una temperatura más alta, una presión más alta, una velocidad espacial más baja o combinaciones de las mismas.

El número de reactores usados en el sistema 20 de reactor de hidrocrackeo puede depender de la velocidad de carga, el nivel de conversión de residuos objetivo global y el nivel de conversión alcanzado en el sistema 42 de reactor de lecho en ebullición y el reactor 12 de lecho fijo, entre otras variables. Se pueden usar uno o dos reactores de hidrocrackeo en el sistema 20 de reactor de hidrocrackeo. Para el sistema 20 de reactor de hidrocrackeo, la severidad del reactor puede estar en el intervalo de aproximadamente 215 000 °F-bara-h a aproximadamente 755 000 °F-bara-h.

Después de la conversión en el sistema 20 de reactor de hidrocrackeo, los hidrocarburos parcialmente convertidos pueden recuperarse a través de la línea 27 de flujo como un efluente mixto vapor/líquido y alimentarse al sistema 46 de fraccionamiento para recuperar una o más fracciones de hidrocarburos. Como se ilustra, el sistema 46 de fraccionamiento puede usarse para recuperar un gas 48 liberado que contiene gases de hidrocarburos ligeros y sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S), una fracción 50 de nafta ligera, una fracción 52 de nafta pesada, una fracción 54 de queroseno, una fracción 56 de diésel, una fracción 58 de gasóleo de vacío ligero, una fracción 60 de gasóleo pesado y una fracción 62 de residuo no destilable de vacío.

El sistema 46 de fraccionamiento puede incluir, por ejemplo, un separador de alta presión y alta temperatura (AP/AT) para separar el efluente vapor de los líquidos efluentes. El vapor separado puede transferirse a través de la compresión de gas de enfriamiento, purificación y reciclaje, o puede procesarse primero a través de un sistema de reactor de hidroprocesamiento integrado (IHRS, por sus siglas en inglés), que puede incluir uno o más reactores de hidroconversión adicionales, solos o junto con destilados externos y/o destilados generados en el procedimiento de hidrocrackeo, y posteriormente transferirse para enfriamiento, purificación y compresión de gas.

El sistema de fraccionamiento también puede incluir un separador de alta presión y temperatura media (AP/TM) y un separador de alta presión y baja temperatura (AP/BT). El vapor del separador AP/AT puede enfriarse precalentando el gas hidrógeno reciclado y el aceite de alimentación o generando vapor a alta presión antes de ingresar en el separador de AP/TM. El vapor del separador de AP/TM puede mezclarse con agua de lavado para evitar la sublimación de sales de amonio y luego enfriarse con aire. La cantidad de agua de lavado se ajusta para limitar la concentración de sales de amonio en el agua del efluente. Después de enfriar al aire, una mezcla trifásica ingresa en el separador de AP/BT que separa la mezcla en una fase de vapor, líquido y agua. El agua ácida recuperada se descarga y se transfiere a los límites de la batería. El vapor se trata para eliminar el sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S).

El líquido separado del separador de AP/AT puede separarse súbitamente por evaporación y transferirse a un sistema de destilación atmosférica junto con otros productos destilados recuperados de la sección de enfriamiento y purificación de gas. Las colas de la torre atmosférica, como los hidrocarburos que tienen un punto de ebullición inicial de al menos aproximadamente 340 °C, como un punto de ebullición inicial en el intervalo de aproximadamente 340 °C a aproximadamente 427 °C, pueden procesarse luego a través de un sistema de destilación a vacío para recuperar destilados a vacío.

El sistema de destilación atmosférica puede incluir un horno de alimentación de la torre atmosférica para calentar la alimentación. La alimentación también puede ser despojada de H<sub>2</sub>S para reducir el contenido de H<sub>2</sub>S de la cola de las torres a menos de 10 ppm en peso. La torre atmosférica también puede incluir un tambor de reflujo atmosférico para condensar agua y separar líquidos hidrocarbonados y vapor no condensado. El líquido hidrocarbonado condensado se devuelve a la torre atmosférica. Un corte lateral de queroseno se puede dividir en un bombeo superior

y una alimentación del separador de queroseno. El bombeo superior puede vaporizar un divisor de nafta en una sección de recuperación de productos finales ligeros. El gas de destilado de cabeza del separador de queroseno se devuelve a la torre atmosférica y las colas se bombean a los límites de la batería externa (OSBL, por sus siglas en inglés) como producto de queroseno. Un corte lateral de diésel se puede dividir en un bombeo inferior y una alimentación del divisor de diésel. El bombeo inferior puede vaporizar el estabilizador de nafta en la sección de recuperación de productos finales ligeros antes de regresar a la torre atmosférica. El destilado de cabeza del divisor de diésel se devuelve a la torre atmosférica y las colas se bombean a los OSBL como producto diésel.

Las colas atmosféricas se dejan descender a condiciones de vacío y entrar en la zona de separación súbita por evaporación de la alimentación de una torre de vacío del sistema de destilación a vacío. La alimentación se separa en vapor y líquido en la zona de separación súbita por evaporación de la torre de vacío.

El producto de cola de la torre de vacío, como hidrocarburos que tienen un punto de ebullición inicial de al menos aproximadamente 480 °C, como un punto de ebullición inicial en el intervalo de aproximadamente 480 °C a aproximadamente 565 °C, se puede transferir luego al tanque después de enfriamiento, como por intercambio directo de calor o por inyección directa de una porción de la alimentación de hidrocarburos del residuo no destilable en el producto de cola de la torre de vacío. Una porción del producto de cola de la torre de vacío puede devolverse a la torre de vacío para enfriar rápidamente el líquido de cola. El destilado de cabeza de la torre de vacío se puede enfriar de manera que el líquido hidrocarbonado se separe del agua que se bombea a los OSBL.

La sección de recuperación de productos finales ligeros incluye un estabilizador de nafta que elimina el material menos C4 como un destilado de cabeza para su posterior tratamiento en un absorbedor. Las colas del estabilizador de nafta se envían a un divisor de nafta para proporcionar productos de nafta ligeros y pesados.

Los catalizadores útiles en los reactores de lecho en ebullición o reactores de hidrocrackeo pueden incluir cualquier catalizador útil en los procedimientos de hidroconversión de hidrotratamiento o hidrocrackeo de una materia prima hidrocarbonada. Un catalizador de hidrotratamiento, por ejemplo, puede incluir cualquier composición de catalizador que pueda usarse para catalizar la hidrogenación de materias primas hidrocarbonadas para aumentar su contenido de hidrógeno y/o eliminar contaminantes de heteroátomos. Un catalizador de hidrocrackeo, por ejemplo, puede incluir cualquier composición de catalizador que pueda usarse para catalizar la adición de hidrógeno a moléculas de hidrocarburo grandes o complejas, así como el crackeo de las moléculas para obtener moléculas más pequeñas, de menor peso molecular.

Debido a que el contenido de compuestos organometálicos de la fracción (residuo no destilable) 10 de hidrocarburo del residuo no destilable puede variar se pueden utilizar realizaciones alternativas del procedimiento mostrado en la figura 1. El diagrama de flujo del procedimiento de la figura 1 que muestra un sistema 42 de reactor de lecho en ebullición antes de un reactor 12 de lecho fijo puede usarse cuando el contenido de los compuestos organometálicos en el residuo 10 no destilable excede del contenido de aproximadamente 75 ppm a aproximadamente 100 ppm. El catalizador de reposición se puede alimentar continuamente al sistema 42 de reactor de lecho en ebullición sin tener que detener el procedimiento. El sistema 42 de reactor de lecho en ebullición puede incluir un catalizador de desmetalización y el reactor de lecho fijo puede incluir catalizador de hidrotratamiento.

Cuando el contenido de los compuestos organometálicos de la fracción (residuo no destilable) 10 de hidrocarburo del residuo no destilable varía de aproximadamente 50 ppm a aproximadamente 75 ppm, puede usarse el diagrama de flujo del procedimiento de la figura 2. El reactor 12 de lecho fijo puede colocarse antes del sistema 42 de reactor de lecho en ebullición. El reactor 12 de lecho fijo puede incluir un catalizador de hidrodeshmetalización. La corriente 14 desmetalizada y parcialmente desulfurada puede alimentarse al sistema 20 de reactor de hidrocrackeo para hidrocrackeo y eliminación mayores de heteroátomos a bajas velocidades de reposición del catalizador. El reactor 12 de lecho fijo puede operar en modo flujo ascendente. Cuando el catalizador de hidrodeshmetalización se desactiva, el residuo 10 no destilable puede desviarse del reactor 12 de lecho fijo y entrar en el sistema 42 de reactor de lecho en ebullición. El sistema 42 de reactor de lecho en ebullición no se apagará y el reactor 12 de lecho fijo podrá descargarse y recargarse con catalizador fresco. Los hidrocarburos 44 parcialmente convertidos se combinarán luego con hidrógeno 25 y se alimentarán al sistema 20 de reactor de hidrocrackeo como se describió anteriormente.

Se pueden usar tuberías y válvulas para proporcionar una disposición flexible del reactor 12 de lecho fijo y el sistema 42 de reactor de lecho en ebullición, es decir, el reactor 12 de lecho fijo antes del sistema 42 de reactor de lecho en ebullición o el sistema 42 de reactor de lecho en ebullición antes del reactor 12 de lecho fijo y el equipo asociado aguas abajo. Estas disposiciones flexibles permiten cambiar las alimentaciones de fracción (residuo no destilable) 10 de hidrocarburo del residuo no destilable mientras se utiliza el mismo equipo. Se puede suponer que las corrientes y el equipo con el mismo número de referencia en numerosas figuras son iguales.

Los efluentes del sistema 20 de reactor de hidrocrackeo, el sistema 42 de reactor de lecho en ebullición o el sistema 12 de reactor de lecho fijo pueden procesarse antes de ingresar en el sistema 46 de fraccionamiento a través de un sistema de reactor de hidroprocesamiento integrado (IHRS). El IHRS es un sistema de hidrotratamiento de lecho fijo en línea que utiliza un separador de vapor/líquido de alta presión/alta temperatura (AP/AT V/B) aguas arriba ubicado entre el reactor de hidroprocesamiento de lecho en ebullición y el IHRS aguas abajo. El separador permite una separación entre el residuo no destilable no convertido en el efluente líquido del separador AP/AT V/B y los productos

de vapor de destilado de cabeza que hierven por debajo del punto de ebullición normal de aproximadamente 538 °C (1000 °F) que puede proporcionar una transferencia de menor coste para hidrotratamiento adicional o hidrocrackeo de las fracciones de gasóleo, diésel y nafta formadas por el craqueo de residuo no destilable en el reactor de lecho en ebullición aguas arriba.

5 Las figuras 3 y 4 ilustran dos IHRS y se describen a continuación. La figura 3 es una ilustración donde el IHRS se instala aguas abajo de la corriente mezclada derivada por la mezcla de los hidrocarburos parcialmente convertidos recuperados a través de la línea 44 de flujo del sistema 42 de reactor de lecho en ebullición y los hidrocarburos parcialmente convertidos recuperados a través de la línea 27 de flujo desde el sistema 20 de reactor de hidrocrackeo. La figura 4 es una ilustración en la que el IHRS está instalado aguas abajo del reactor 20 de hidroprocesamiento de lecho en ebullición.

10 Como se muestra en la figura 3, las corrientes 44 y 27 de efluente del reactor 42 de hidroprocesamiento de lecho en ebullición y el sistema 20 de reactor de hidrocrackeo, respectivamente, pueden enfriarse en un intercambiador de calor (no mostrado) y alimentarse a un separador 61 de AP/AT V/B donde una corriente de vapor que incluye los productos ligeros y los destilados que hierven por debajo del punto de ebullición normal de aproximadamente 538 °C (1000 °F) y una corriente líquida que incluye residuo no destilable no convertido pueden separarse y procesarse por separado en el equipo aguas abajo. Se puede alimentar una corriente 67 de vapor a un reactor 66 de hidroprocesamiento de lecho fijo para llevar a cabo el hidrotratamiento, el hidrocrackeo o una combinación de los mismos. Una corriente 68 de efluente del sistema 66 de reactor de lecho fijo IHRS se alimenta al sistema 46 de fraccionamiento que recupera una corriente 48 de gas liberado, una corriente 50 de nafta hidrotratada o hidrocrackeada ligera, una corriente 52 de nafta hidrotratada o hidrocrackeada pesada, una corriente 54 de queroseno hidrotratado o hidrocrackeado, una corriente 56 de diésel hidrotratado o hidrocrackeado, como se describió anteriormente. La corriente 63 líquida puede enfriarse en un intercambiador de calor (no mostrado) y despresurizarse en un sistema de bajada de presión (no mostrado) antes de ser alimentada a un sistema 72 de fraccionamiento a vacío que recupera una corriente 58 VGO hidrotratada o hidrocrackeada ligera, una corriente 60 VGO hidrotratada o hidrocrackeada pesada y una corriente 62 de residuo no destilable de vacío no convertido. La corriente de producto de cola de la torre de vacío, como hidrocarburos que tienen un punto de ebullición inicial de al menos aproximadamente 480 °C, como un punto de ebullición inicial en el intervalo de aproximadamente 480 °C a aproximadamente 565 °C, se pueden transferir al tanque después de enfriamiento, como por intercambio directo de calor o por inyección directa de una porción de la alimentación de hidrocarburos del residuo no destilable en el producto de cola de la torre de vacío.

15 Como se muestra en la figura 4, la corriente 27 de efluente del sistema 20 de reactor de lecho en ebullición puede enfriarse en un intercambiador de calor (no mostrado) y alimentarse a un separador 161 de AP/AT V/B donde una corriente de vapor que incluye los productos ligeros y destilados que hierven por debajo del punto de ebullición normal de aproximadamente 538 °C (1000 °F) y una corriente de líquido que incluye residuo no destilable no convertido se pueden separar y procesar por separado en el equipo aguas abajo. Una corriente 167 de vapor se alimenta a un reactor 166 de hidroprocesamiento de lecho fijo para llevar a cabo hidrotratamiento, hidrocrackeo o una combinación de los mismos. Una corriente 168 de efluente del sistema 166 de reactor de lecho fijo IHRS puede alimentarse a un sistema 146 de fraccionamiento atmosférico que recupera una corriente 48 de gas liberado, una corriente 50 de nafta hidrotratada o hidrocrackeada ligera, una corriente 52 de nafta hidrotratada o hidrocrackeada pesada, una corriente 54 de queroseno hidrotratado o hidrocrackeado, una corriente 56 de diésel hidrotratado o hidrocrackeado. Una corriente 163 líquida se enfría en un intercambiador de calor (no mostrado) y se despresuriza en un sistema de descarga de presión (no mostrado) y se puede alimentar a un sistema 172 de fraccionamiento a vacío que recupera una corriente 58 de VGO hidrotratada o hidrocrackeada ligera, una corriente 60 de VGO hidrotratada o hidrocrackeada pesada y una corriente 62 de residuo no destilable de vacío no convertido. En algunas realizaciones, la corriente de producto de cola de la torre de vacío, como hidrocarburos que tienen un punto de ebullición inicial de al menos aproximadamente 480 °C, como un punto de ebullición inicial en el intervalo de aproximadamente 480 °C a aproximadamente 565 °C, luego se puede transferir al tanque después de enfriamiento, como por intercambio directo de calor o por inyección directa de una porción de la alimentación de hidrocarburos de residuo no destilable en el producto de cola de la torre de vacío.

20 Las composiciones catalíticas de hidroconversión para usar en el procedimiento de hidroconversión de acuerdo con las realizaciones descritas en la presente memoria son conocidas por los expertos en la materia y varias están disponibles comercialmente de W. R. Grace & Co., Criterion Catalysts & Technologies y Albemarle, entre otros. Los catalizadores de hidroconversión adecuados pueden incluir uno o más elementos seleccionados de los grupos 4-12 de la tabla periódica de los elementos. Los catalizadores de hidroconversión descritos en la presente memoria pueden comprender esencialmente uno o más de níquel, cobalto, tungsteno, molibdeno y combinaciones de los mismos, consistir o consistir esencialmente en uno o más de los mismos y combinaciones de los mismos, no soportados o soportados en un sustrato poroso como sílice, alúmina, titania o combinaciones de los mismos. Según lo suministrado por un fabricante o como resultado de un procedimiento de regeneración, los catalizadores de hidroconversión pueden estar en forma de óxidos metálicos, por ejemplo. Los catalizadores de hidroconversión se pueden sulfurar previamente y/o acondicionar previamente antes de la introducción en el reactor o en los reactores de hidrocrackeo.

Los catalizadores de hidrotratamiento de destilado que pueden ser útiles incluyen catalizadores seleccionados de aquellos elementos que se sabe que proporcionan actividad de hidrogenación catalítica. Generalmente se elige al

menos un componente metálico seleccionado de los elementos de los grupos 8-10 y/o de los elementos del grupo 6. Los elementos del grupo 6 pueden incluir cromo, molibdeno y tungsteno. Los elementos de los grupos 8-10 pueden incluir hierro, cobalto, níquel, rutenio, rodio, paladio, osmio, iridio y platino. La(s) cantidad(es) de componente(s) de hidrogenación en el catalizador varía(n) adecuadamente desde aproximadamente el 0,5 % a aproximadamente el 10 % en peso de componente(s) de metal de los grupos 8-10 y de aproximadamente el 5 % a aproximadamente el 25 % en peso de componente(s) de metal(es) del grupo 6 calculada(s) como óxido(s) metálico(s) por 100 partes en peso del catalizador total, donde los porcentajes en peso se basan en el peso del catalizador antes de la sulfuración. Los componentes de hidrogenación en el catalizador pueden estar en forma oxidica y/o sulfídica. Si una combinación de al menos un componente metálico del grupo 6 y del grupo 8 está presente como óxidos (mixtos) se someterá a un tratamiento de sulfuración antes del uso adecuado en el hidrocrackeo. El catalizador puede comprender uno o más componentes de níquel y/o cobalto y uno o más componentes de molibdeno y/o tungsteno o uno o más componentes de platino y/o paladio. Son útiles los catalizadores que contienen níquel y molibdeno, níquel y tungsteno, platino y/o paladio.

Los catalizadores de hidrotreatmento de residuos que pueden ser útiles incluyen catalizadores generalmente compuestos de un componente de hidrogenación seleccionado de elementos del grupo 6 (como molibdeno y/o tungsteno) y elementos de los grupos 8-10 (como cobalto y/o níquel), o una mezcla de los mismos, que puede estar soportado sobre un soporte de alúmina. El óxido de fósforo (grupo 15) está presente opcionalmente como ingrediente activo. Un catalizador típico puede contener del 3 % al 35 %, en peso, de componentes de hidrogenación, con un aglutinante de alúmina. Los gránulos de catalizador pueden variar en tamaño desde 0.80 mm (1/32) pulgada a 3.17 mm (1/8 pulgada) y pueden tener forma esférica, extruida, trilobulada o cuadrilobulada. En algunas realizaciones, la alimentación que pasa a través de la zona del catalizador entra en contacto primero con un catalizador preseleccionado para la eliminación de metales, aunque también puede ocurrir algo de eliminación de azufre, nitrógeno y compuestos aromáticos. Las capas de catalizador posteriores se pueden usar para la eliminación de azufre y nitrógeno, aunque también se esperaría que catalizaran la eliminación de metales y/o reacciones de craqueo. La(s) capa(s) de catalizador para la desmetalización, cuando está(n) presente(s), puede(n) comprender catalizador(es) que tienen un tamaño de poro promedio que varíe de  $1,25 \cdot 10^{-8}$  m a  $2,25 \cdot 10^{-8}$  m (de 125 a 225 Angstroms) y un volumen de poro que varíe de  $0,5 \text{ cm}^3/\text{g}$  a  $1,1 \text{ cm}^3/\text{g}$ . La(s) capa(s) de catalizador para desnitrógenación/desulfuración puede(n) comprender catalizador(es) que tenga(n) un tamaño de poro promedio que varíe de  $1,00 \cdot 10^{-8}$  m a  $1,90 \cdot 10^{-8}$  m (de 100 a 190 Angstroms) con un volumen de poro de  $0,5 \text{ cm}^3/\text{g}$  a  $1,1 \text{ cm}^3/\text{g}$ . En la patente de EE.UU. No. 4,990,243 se describe un catalizador de hidrotreatmento que tiene un tamaño de poro de al menos aproximadamente  $6,00 \cdot 10^{-9}$  m (60 Angstroms) y preferiblemente de aproximadamente  $7,50 \cdot 10^{-9}$  m (75 Angstroms) a aproximadamente  $1,20 \cdot 10^{-8}$  m (120 Angstroms). Un catalizador de desmetalización útil para el presente procedimiento se describe, por ejemplo, en la patente de EE. UU. No. 4,976,848. Asimismo, los catalizadores útiles para la desulfuración de corrientes pesadas se describen, por ejemplo, en las patentes de EE. UU. Nos. 5,215,955 y 5,177,047. Los catalizadores útiles para la desulfuración de destilado medio, corrientes de gasóleo de vacío y corrientes de nafta se describen, por ejemplo, en la patente de EE. UU. No. 4,990,243.

Los catalizadores de hidrotreatmento de residuos útiles incluyen catalizadores que tienen una base refractaria porosa constituida por alúmina, sílice, fósforo o varias combinaciones de estos. Se pueden usar uno o más tipos de catalizadores como catalizador de hidrotreatmento de residuos y cuando se usan dos o más catalizadores los catalizadores pueden estar presentes en la zona del reactor como capas. Los catalizadores en la capa o las capas inferiores pueden tener una buena actividad de desmetalización. Los catalizadores también pueden tener actividad de hidrogenación y desulfuración y puede ser ventajoso usar catalizadores de gran tamaño de poro para maximizar la eliminación de metales. Los catalizadores que tienen estas características no son óptimos para la eliminación de residuos de carbono de Conradson y azufre. El tamaño de poro promedio para el catalizador en la capa o las capas inferiores generalmente será de al menos 60 Angstroms y en muchos casos será considerablemente mayor. El catalizador puede contener un metal o una combinación de metales como níquel, molibdeno o cobalto. Los catalizadores útiles en la capa o las capas inferiores se describen en las patentes de EE. UU. Nos. 5,071,805; 5,215,955 y 5,472,928. Por ejemplo, esos catalizadores como se describe en la patente de EE. UU. No. 5,472,928 y tener al menos el 20 % de los poros en el intervalo de  $1,30 \cdot 10^{-8}$  m a  $1,70 \cdot 10^{-8}$  m (de 130 a 170 Angstroms), basado en el método del nitrógeno, puede ser útil en las capas de catalizadores inferiores. Los catalizadores presentes en la capa o las capas superiores de la zona del catalizador deberían tener una mayor actividad de hidrogenación en comparación con la de los catalizadores en la capa o las capas inferiores. En consecuencia, los catalizadores útiles en la capa o las capas superiores pueden caracterizarse por tamaños de poro más pequeños y una mayor actividad de eliminación, desnitrógenación y desulfuración de residuos de carbono Conradson. Típicamente, los catalizadores contendrán metales tales como, por ejemplo, níquel, tungsteno y molibdeno para mejorar la actividad de hidrogenación. Por ejemplo, esos catalizadores como se describe en la patente de EE. UU. No. 5,472,928 y que tienen al menos el 30 % de los poros en el intervalo de  $9,50 \cdot 10^{-9}$  m a  $1,35 \cdot 10^{-8}$  m (de 95 a 135 Angstroms), basado en el método del nitrógeno, pueden ser útiles en las capas de catalizadores superiores. Los catalizadores pueden ser catalizadores conformados o catalizadores esféricos. Además, se pueden usar catalizadores densos, menos friables en las zonas de catalizador fijas de flujo ascendente para minimizar la rotura de las partículas de catalizador y el arrastre de partículas en el producto recuperado del reactor.

Un experto en la materia reconocerá que las diversas capas de catalizador pueden no estar constituidas por un solo catalizador, sino que pueden estar compuestas por una mezcla de diferentes catalizadores para lograr el nivel óptimo

- de metales o la eliminación y desulfuración de residuos de carbono de Conradson para esa capa. Si bien se producirá algo de hidrogenación en la parte inferior de la zona, la eliminación del residuo de carbono de Conradson, nitrógeno y azufre, puede tener lugar principalmente en la capa o las capas superiores. Obviamente, también tendrá lugar la eliminación de metales adicionales. El catalizador específico o la mezcla de catalizadores seleccionados para cada capa, el número de capas en la zona, el volumen proporcional en el lecho de cada capa y las condiciones específicas de hidrot ratamiento seleccionadas dependerán de la materia prima que procese la unidad, el producto deseado para ser recuperado, así como consideraciones comerciales como el coste del catalizador. Todos estos parámetros están dentro de la habilidad de una persona dedicada a la industria de refino de petróleo y no deberían necesitar más detalles aquí.
- 10 Como se describió anteriormente, se describen en la presente memoria procesamientos eficaces de residuos de vacío y corrientes intermedias a través de múltiples reactores de hidro craqueo, operando cada uno con diferentes severidades y procesando diferentes composiciones de alimentación con un SDA ubicado dentro del procedimiento, extendiendo los límites de conversión de residuos por encima de los que pueden ser alcanzados por hidro craqueo de residuos solo. Además, las conversiones más altas se pueden lograr usando menos volumen de reactor catalítico en comparación con otros esquemas propuestos para lograr conversiones similares. Como resultado, los procedimientos descritos en la presente memoria pueden proporcionar conversiones comparables o superiores, pero requieren un requisito de inversión de capital menor. Además, los procedimientos descritos en la presente memoria pueden usarse para producir un fuelóleo que tenga menos del 1 % en peso de azufre a partir de una alimentación de residuos con alto contenido de azufre mientras se maximiza la conversión global.
- 20 Los esquemas de procesamiento generales descritos en la presente memoria pueden realizarse usando volúmenes de reactor bajos mientras aún se alcanzan altas conversiones. Asimismo, otras ventajas resultantes pueden incluir: tasas reducidas de consumo de catalizador debido al rechazo de metales en el asfalto de la unidad SDA; inversión de capital reducida y eliminación o reducción significativa de la necesidad de inyección de aceite en suspensión aguas arriba de los reactores de lecho en ebullición, entre otras ventajas.
- 25 En consecuencia, el alcance debe estar limitado solo por las reivindicaciones anejas.

## REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para mejorar los hidrocarburos de residuo no destilable, comprendiendo el procedimiento:
  - poner en contacto una fracción (10) de hidrocarburo de residuo no destilable e hidrógeno (21) con un primer catalizador de hidroconversión en un primer sistema (42) de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición;
  - 5 recuperar un primer efluente (44) del primer sistema (42) de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición;
  - poner en contacto el primer efluente (44) y el hidrógeno (23) con un segundo catalizador de hidroconversión en un segundo sistema de reactor de hidroconversión;
  - recuperar un segundo efluente (14) del segundo sistema de reactor de hidroconversión;
  - 10 poner en contacto el segundo efluente (14) y el hidrógeno (25) con un tercer catalizador de hidroconversión en un segundo sistema (20) de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición;
  - recuperar un tercer efluente (27) del segundo sistema (20) de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición y fraccionar el tercer efluente (27) del segundo sistema (20) de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición para recuperar una o más fracciones (48-62) de hidrocarburos,
  - en donde el segundo sistema de reactor de hidroconversión comprende un reactor de lecho fijo.
- 15 2. El procedimiento de la reivindicación 1, que comprende además reciclar una fracción (62) de hidrocarburos de residuo no destilable de vacío a al menos uno del primer sistema (42) de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición, el segundo sistema de reactor de hidroconversión y el segundo sistema (20) de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición.
- 20 3. El procedimiento de la reivindicación 1, que comprende además reciclar una fracción (58) de hidrocarburo de gasóleo de vacío a al menos uno del primer sistema (42) de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición, el segundo sistema de reactor de hidroconversión y el segundo sistema (20) de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición.
- 25 4. El procedimiento de la reivindicación 1, en donde la fracción (10) de hidrocarburos de residuo no destilable comprende al menos uno de residuos no destilables atmosféricos o de vacío de petróleo, aceites desasfaltados, pez de desasfaltador, cola de torre atmosférica o de torre de vacío hidrocraqueada, gasóleo de vacío de flujo directo, gasóleo de vacío hidrocraqueado, aceites de lodos fluidos craqueados catalíticamente (FCC), gasóleo de vacío de un procedimiento de lecho en ebullición, aceites derivados de esquisto, aceites derivados del carbón, aceites brutos bioderivados, betún de arenas alquitranadas, aceites de resina, aceites negros.
- 30 5. El procedimiento de la reivindicación 1, en donde una porción del primer efluente, una porción del segundo efluente y el tercer efluente se alimentan a un sistema de fraccionamiento común.
6. El procedimiento de la reivindicación 1, en donde una porción del primer efluente (44) y una porción del tercer efluente (27) se alimentan a un sistema (46; 72) de fraccionamiento común.
7. El procedimiento de la reivindicación 1, en donde la temperatura en el segundo sistema (20) de hidroconversión de lecho en ebullición es mayor que la temperatura en el primer sistema (42) de hidroconversión de lecho en ebullición.
- 35 8. El procedimiento de la reivindicación 1, que comprende además separar el primer efluente (44) en un producto (63) líquido y un producto (67) de vapor, en donde poner en contacto el primer efluente e hidrógeno comprende poner en contacto el producto líquido y el hidrógeno con el segundo catalizador de hidroconversión.
9. El procedimiento de la reivindicación 1, en donde el fraccionamiento comprende:
  - 40 alimentar el tercer efluente (27) a un separador (161) para producir una fracción (167) de vapor y una fracción (163) líquida;
  - fraccionar la fracción (163) líquida para recuperar la fracción (162) de residuo no destilable de vacío en un primer sistema (172) de fraccionamiento;
  - poner en contacto la fracción (167) de vapor con un cuarto catalizador de hidroconversión en un cuarto sistema (166) de reactor de hidroconversión;
  - 45 recuperar un cuarto efluente (168) del cuarto sistema (166) de reactor de hidroconversión;
  - fraccionar el cuarto efluente (168) para recuperar una o más fracciones (48-56) de hidrocarburos en un segundo sistema (146) de fraccionamiento,

en donde el primer sistema (172) de fraccionamiento es un sistema de fraccionamiento a vacío, el segundo sistema (146) de fraccionamiento es un sistema de fraccionamiento atmosférico y el cuarto sistema (166) de reactor de hidroconversión es un reactor de hidroprocesamiento de lecho fijo.

10. Un sistema para mejorar los hidrocarburos de residuo no destilable, comprendiendo el sistema:

5 un primer sistema (42) de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición para poner en contacto una fracción (10) de hidrocarburo de residuo no destilable e hidrógeno (21) con un primer catalizador de hidroconversión para producir un primer efluente (44);

un segundo sistema de reactor de hidroconversión para poner en contacto el primer efluente (44) y el hidrógeno (23) con un segundo catalizador de hidroconversión para producir un segundo efluente (14);

10 un segundo sistema (20) de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición para poner en contacto el segundo efluente (14) y el hidrógeno (25) con un tercer catalizador de hidroconversión para producir un tercer efluente (27) y

una unidad (46) de fraccionamiento para fraccionar el tercer efluente (27) para recuperar una o más fracciones (48-60) de hidrocarburos y la fracción (62) de residuo no destilable de vacío,

15 en donde el segundo sistema de reactor de hidroconversión incluye un sistema (12) de reactor de hidroconversión de lecho fijo.

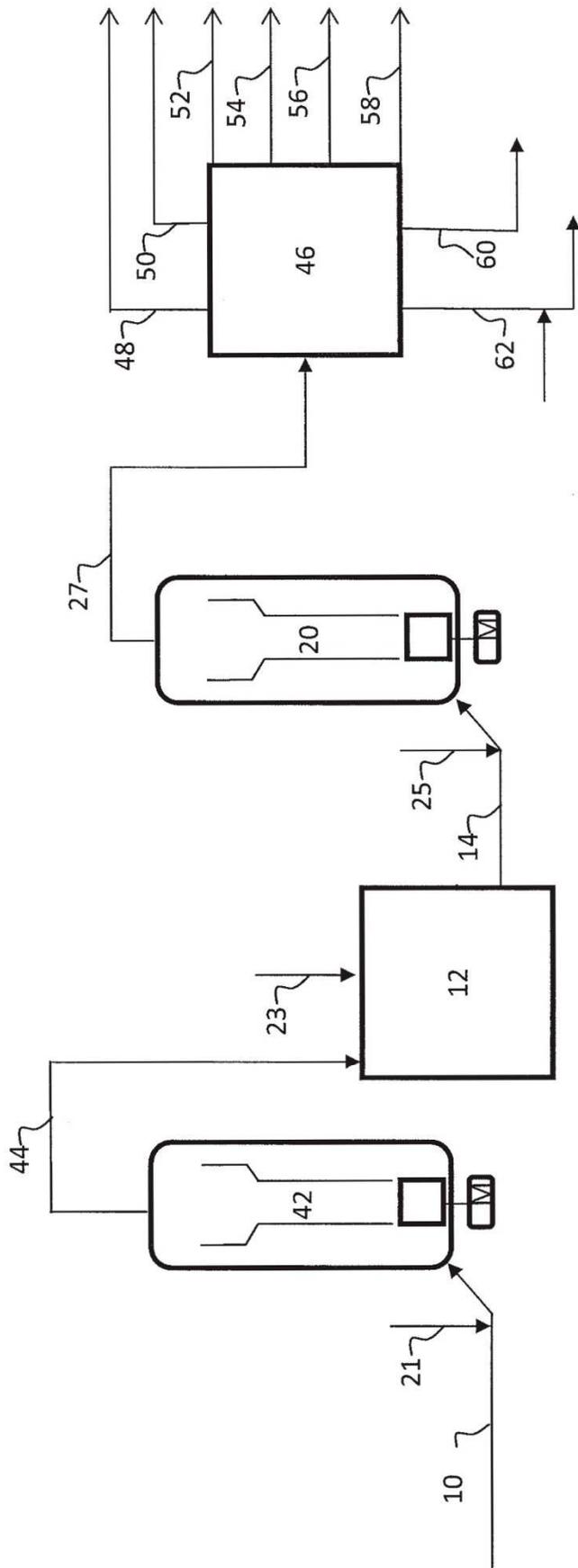


Figura 1

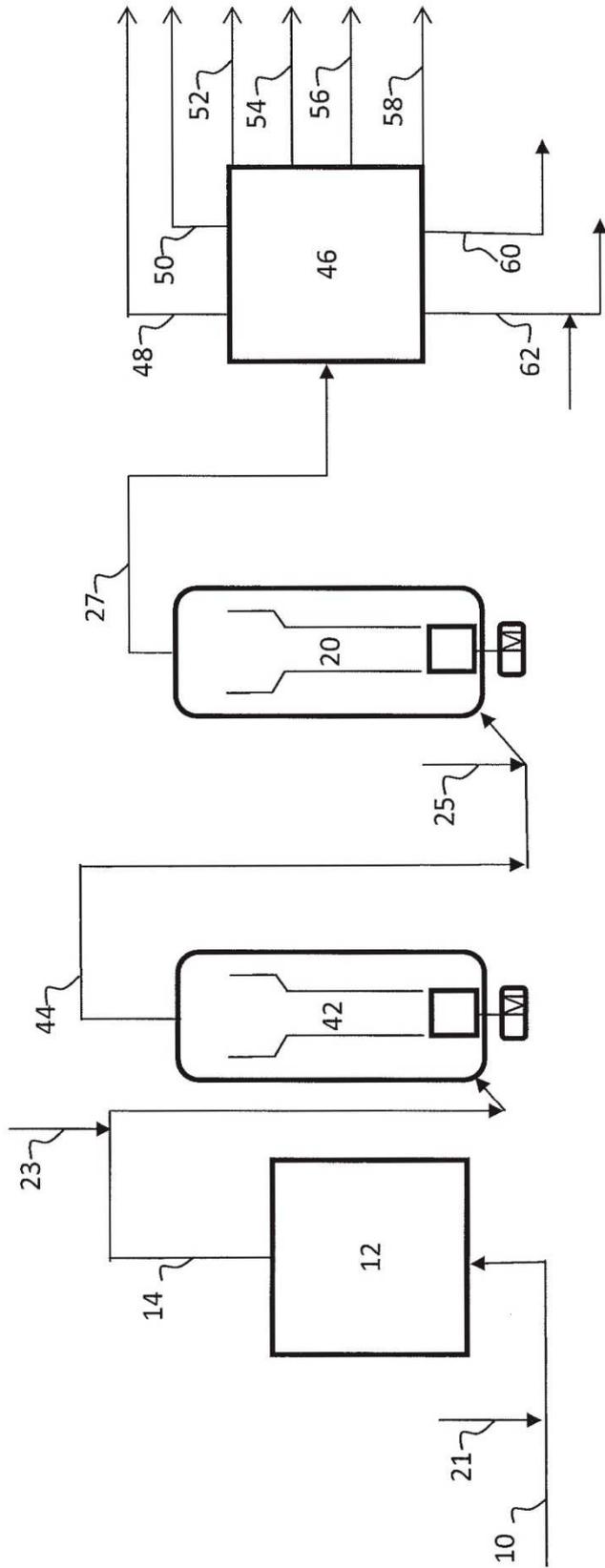


Figura 2

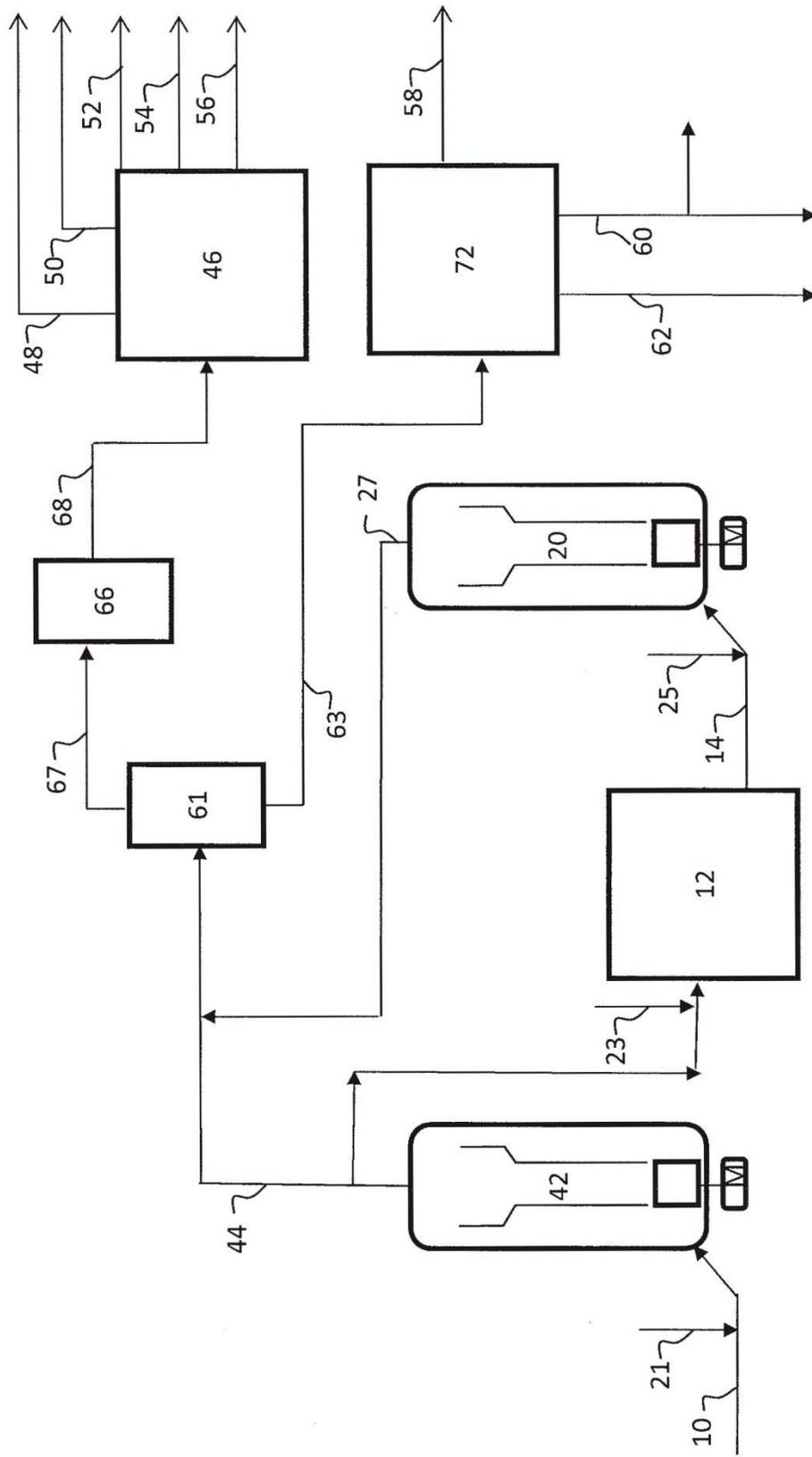


Figura 3

