

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 706 737**

51 Int. Cl.:

C10G 67/04 (2006.01)

C10G 21/30 (2006.01)

C10G 47/26 (2006.01)

C10G 67/00 (2006.01)

C10G 21/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **31.01.2014 PCT/US2014/014106**

87 Fecha y número de publicación internacional: **07.08.2014 WO14121052**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **31.01.2014 E 14746104 (0)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **17.10.2018 EP 2951272**

54 Título: **Integración de hidro craqueo de residuos y desasfaltado con disolvente**

30 Prioridad:

04.02.2013 US 201313758554

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

01.04.2019

73 Titular/es:

**LUMMUS TECHNOLOGY LLC (100.0%)
1515 Broad Street
Bloomfield, New Jersey 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 2 706 737 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 hidro craqueo de residuos y desasfaltado con disolvente

5 CAMPO DE LA DESCRIPCIÓN

Formas de realización descritas en el presente documento se refieren generalmente a procesos de hidroconversión, incluyendo procesos para hidro craqueo de residuos y otras fracciones de hidrocarburos pesados. Más específicamente, formas de realización descritas en el presente documento se refieren a hidro craqueo de una materia prima de hidrocarburos de residuos, desasfaltado con disolvente de la materia prima de hidrocarburos de residuos no convertida, procesado del aceite desasfaltado hidro craqueado resultante en una unidad de hidro craqueo de residuos separada, y procesado del asfalto de la unidad de desasfaltado con disolvente en una unidad de hidro craqueo de residuos separada.

15 ANTECEDENTES

Como la demanda mundial de gasolina y otros productos refinados ligeros ha aumentado de forma continua, ha habido una tendencia significativa hacia la conversión de compuestos de mayores puntos de ebullición en aquellos de menor. Para cumplir la creciente demanda de más combustibles destilados, las refinerías han investigado diversos reactores, tales como reactores de hidro craqueo, unidades de desulfuración de residuos (RDS) y unidades de desasfaltado con disolvente (SDA), para convertir Residuos, Gasóleos de Vacío (VGO) y otras materias primas del petróleo pesadas en combustibles de aviación y diésel.

Se han desarrollado catalizadores que exhiben excelente selectividad de destilado, actividad de conversión razonable y estabilidad para las materias primas más pesadas. Sin embargo, las tasas de conversión obtenibles por los diversos procesos son limitadas. Por ejemplo, las unidades RDS solas pueden producir un combustible con un 1% en peso de azufre a partir de residuos con alto contenido en azufre, pero las conversiones están limitadas generalmente a 35% a 40%. Otros han propuesto usar unidades SDA para desasfaltar con disolvente la alimentación de residuo y procesar el aceite desasfaltado solo en una Unidad de Hidro craqueo de Residuos (RHU). Además, otros han procesado el residuo de vacío no convertido de una RHU en una unidad SDA y reciclado el aceite desasfaltado (DAO) de nuevo al punto inicial de la RHU. Aun otros han propuesto procesar el asfalto de una SDA directamente en una RHU. Sin embargo, se desean procesos económicos para conseguir elevadas conversiones de hidrocarburos y eliminación del azufre.

30 COMPENDIO

En un aspecto, formas de realización descritas en el presente documento se refieren a un proceso para revalorizar hidrocarburos de residuos. El proceso puede incluir las siguientes etapas: poner en contacto una fracción de hidrocarburos de residuos e hidrógeno con un primer catalizador de hidroconversión en un primer sistema de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición a una intensidad de reacción de 5600°C-MPa-h (10500°F-Bara-h) a 24000°C-MPa-h (44600°F-Bara-h); recuperar un primer efluente del primer sistema de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición; desasfaltar con disolvente una fracción de residuo de vacío para producir una fracción de aceite desasfaltado y una fracción de asfalto; poner en contacto la fracción de aceite desasfaltado e hidrógeno con un segundo catalizador de hidroconversión en un segundo sistema de reactor de hidroconversión a una intensidad de reacción de 11500°C-MPa-h (21500°F-Bara-h) a 40300°C-MPa-h (75500°F-Bara-h); recuperar un segundo efluente del segundo sistema de reacción de hidroconversión; fraccionar el primer efluente del primer sistema de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición y el segundo efluente del segundo sistema de reactor de hidroconversión para recuperar una o más fracciones de hidrocarburos y la fracción de residuo de vacío en un sistema de fraccionamiento común; poner en contacto la fracción de asfalto e hidrógeno con un tercer catalizador en un tercer sistema de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición a una intensidad de reacción de 13500°C-MPa-h (25500°F-Bara-h) a 47000°C-MPa-h (88000°F-Bara-h); recuperar un tercer efluente del tercer sistema de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición; y fraccionar el tercer efluente del tercer sistema de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición para recuperar una o más fracciones de hidrocarburos. El primer y tercer sistemas de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición comprenden uno o más reactores de lecho en ebullición, y el segundo sistema de reactor de hidroconversión incluye un segundo sistema de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición que comprende uno o más reactores de lecho en ebullición. Otras formas de realización del proceso se definen en las reivindicaciones dependientes. Otros aspectos y ventajas serán evidentes a partir de la siguiente descripción y reivindicaciones adjuntas.

55 BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

La Figura 1 es un diagrama de flujos de proceso simplificado de un proceso para revalorizar materias primas de hidrocarburos de residuos de acuerdo con las formas de realización descritas en el presente documento.

La Figura 2 es un diagrama de flujos de proceso simplificado de un proceso para un sistema de reactor de hidroprocesado integrado para usar con un proceso para revalorizar materias primas de hidrocarburos de residuos de acuerdo con formas de realización que no forman parte de la materia objeto reivindicada.

La Figura 3 es un diagrama de flujos de proceso simplificado alternativo de un proceso para un sistema de reactor de hidroprocesado integrado para usar con un proceso para revalorizar materias primas de hidrocarburos de residuos de acuerdo con formas de realización descritas en el presente documento.

65 DESCRIPCIÓN DETALLADA

En un aspecto, formas de realización en el presente documento se refieren a procesos de hidroconversión, incluyendo

procesos para hidrocrackeo de residuos y otras fracciones de hidrocarburos pesados. Más específicamente, formas de realización descritas en el presente documento se refieren a hidrocrackeo de una materia prima de hidrocarburos de residuo, desasfaltado con disolvente de la materia prima de hidrocarburos de residuo no convertida, procesado del aceite desasfaltado hidrocrackeado resultante en una unidad de hidrocrackeo de residuos separada, y procesar el asfalto del desasfaltado con disolvente en una unidad de hidrocrackeo de residuos separada.

Procesos de hidroconversión descritos en el presente documento pueden usarse para hacer reaccionar materias primas de hidrocarburos de residuos 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 reducidos niveles de contaminantes (tales como azufre y/o nitrógeno). Los procesos de hidroconversión pueden incluir, por ejemplo, hidrogenación, desulfuración, desnitrógenación, craqueo, conversión, desmetalización y eliminación de metales, eliminación de Residuo de Carbono de Conradson (CCR) o de asfaltenos, etc.

Tal como se usa en el presente documento, fracciones de hidrocarburos de residuos, o términos similares que se refieren a hidrocarburos de residuos, están definidas como una fracción de hidrocarburos que tiene puntos de ebullición o un intervalo de puntos de ebullición por encima de 340°C pero que podría incluir también el procesado de petróleo crudo pesado completo. Materias primas de hidrocarburos de residuos que pueden usarse con procesos descritos en el presente documento pueden incluir diversas corrientes de refinería y otras corrientes de hidrocarburos tales como colas de destilación atmosférica o a vacío de petróleo, aceites desasfaltados, asfalto de desasfaltado, residuos de destilación de la torre atmosférica o la torre de vacío hidrocrackeados, gasóleos de vacío de destilación directa, gasóleos de vacío hidrocrackeados, aceites en suspensión de craqueo catalítico fluido (FCC), gasóleos de vacío de un proceso de hidrocrackeo de lecho en ebullición, petróleos de esquistos bituminosos, aceites derivados del carbón, arenas bituminosas, aceites de resinas, petróleos brutos de base biológica, aceites negros, así como otras corrientes de hidrocarburos similares, o una combinación de estas, cada una de las cuales pueden ser una corriente de destilación directa, derivada del proceso, hidrocrackeada, parcialmente desulfurada y/o parcialmente desmetalizada. En algunas formas de realización, fracciones de hidrocarburos de residuos pueden incluir hidrocarburos que tienen un punto de ebullición normal de al menos 480°C, al menos 524°C, o al menos 565°C.

Haciendo referencia ahora a la Figura 1, una fracción 10 de hidrocarburos de residuo (residuo) e hidrógeno 21 pueden alimentarse a un sistema 42 de reacción de lecho en ebullición, que puede incluir uno o más reactores de lecho en ebullición dispuestos en serie o en paralelo, donde los hidrocarburos e hidrógeno se ponen en contacto con un catalizador de hidroconversión para hacer reaccionar al menos una porción de residuo con hidrógeno para formar hidrocarburos más ligeros, desmetalizar los metales contenidos en el residuo, eliminar el Residuo de Carbono de Conradson, o convertir de otro modo el residuo en productos útiles.

Los reactores en el reactor 42 de lecho en ebullición pueden operarse a temperaturas en el intervalo de 380°C a 450°C, presiones parciales de hidrógeno en el intervalo de 7 MPa (70 bara) a 17 MPa (170 bara), y velocidades espaciales horarias de líquido (LHSV) en el intervalo de 0,2 h⁻¹ a 2,0 h⁻¹. En los reactores de lecho en ebullición, el catalizador puede mezclarse de nuevo y mantenerse en movimiento aleatorio mediante la recirculación del producto líquido. Esto puede llevarse a cabo separando primero el aceite recirculado de los productos gaseosos. El aceite puede recircularse entonces por medio de una bomba externa o, como se ilustra, mediante una bomba que tiene un impulsor montado en el cabezal inferior del reactor.

Conversiones objetivo en el sistema 42 de reactor de lecho en ebullición pueden estar en el intervalo de 30% en peso a 75% en peso, dependiendo de la materia prima que se procese. En cualquier caso, las conversiones objetivo se mantendrán por debajo del nivel en el que la formación de sedimentos llega a ser excesiva y evitar de este modo continuar las operaciones. Además de convertir los hidrocarburos de residuos en hidrocarburos más ligeros, la eliminación de azufre puede estar en el intervalo de 40% en peso a 65% en peso, la eliminación de metales puede estar en el intervalo de 40% en peso a 65% en peso y la eliminación del Residuo de Carbono de Conradson (CCR) puede estar en el intervalo de 30% en peso a 60% en peso.

La intensidad en el reactor puede definirse como la temperatura promedio del catalizador en grados Celsius o Fahrenheit de los catalizadores cargados en uno o más reactores de hidrocrackeo de lecho en ebullición multiplicada por la presión parcial promedio de hidrógeno de los reactores de hidrocrackeo de lecho en ebullición en Bar absolutos y dividida por la LHSV en los reactores de hidrocrackeo de lecho en ebullición. La intensidad en el reactor del sistema 42 de reactor de lecho en ebullición está en el intervalo de 5600°C-MPa-h (105000°F-Bara-h) a 24000°C-MPa-h (446000°F-Bara-h).

Después de la conversión en el sistema 42 de reactor de lecho en ebullición, los hidrocarburos parcialmente convertidos pueden recuperarse mediante la línea de flujo 44 como un efluente mixto de vapor/líquido y alimentarse a un 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 de descarga que contiene gases de hidrocarburos ligeros y sulfuro de hidrógeno (H₂S), una fracción 50 de nafta ligera, una fracción 52 de nafta pesada, una fracción 54 de keroseno, una fracción 56 diésel, una fracción 58 de gasóleo de vacío ligera, una fracción 60 de gasóleo pesada, y una fracción 62 de residuo de vacío. En algunas formas de realización, la fracción 62 de residuo de vacío puede reciclarse para el procesado posterior, tal como a una unidad 12 de desasfaltado con disolvente (SDA), el sistema 42

de reactor de lecho en ebullición, u otras unidades 70, 20 de reacción descritas más adelante. Cuando la fracción 62 de residuo de vacío es enviada a la unidad SDA 12, una porción de la fracción 60 de gasóleo pesado también puede enviarse a la unidad SDA 12.

5 El sistema 46 de fraccionamiento puede incluir, por ejemplo, un separador de alta presión y alta temperatura (HP/HT) para separar el vapor efluente procedente de los líquidos efluentes. El vapor separado puede dirigirse a través de un enfriamiento de gas, purificación y compresión de gas reciclado, o puede procesarse primero a través de un Sistema de Reactor con Hidroprocesado Integrado (IHRS), que puede incluir uno o más reactores de hidroconversión adicionales, solos o en combinación con destilados externos y/o destilados generados en el proceso de hidro craqueo, y a
10 continuación dirigirse para enfriamiento, purificación y compresión de gas.

En algunas formas de realización, la fracción 62 de residuo de vacío es alimentada a una Unidad 12 de Desasfaltado con Disolvente (SDA). En la SDA 12, la fracción 62 de residuo de vacío se pone en contacto con un disolvente para disolver de forma selectiva asfaltenos e hidrocarburos similares al objeto de producir una fracción 14 de aceite desasfaltado (DAO) y una fracción 15 de asfalto. En otras formas de realización, una porción de la fracción 60 de gasóleo pesado puede ser enviada también a la SDA 12.
15

El desasfaltado con disolvente puede llevarse a cabo en la SDA 12, por ejemplo, poniendo en contacto la alimentación de hidrocarburos de residuo con un disolvente de hidrocarburos ligeros a temperaturas en el intervalo de 38°C a 204°C y presiones manométricas en el intervalo de 0,7 MPa (7 barg) a 7 MPa (70 barg). Disolventes útiles en la SDA 12 pueden incluir hidrocarburos C3, C4, C5, C6 y/o C7, tales como propano, butano, isobuteno, pentano, isopentano, hexano, heptano, o mezclas de los mismos, por ejemplo. El uso del disolvente de hidrocarburos ligeros puede proporcionar un alto incremento (elevado rendimiento de DAO). En algunas formas de realización, la fracción 14 de DAO recuperada de la unidad SDA 12 puede contener 500 ppm en peso a 5000 ppm en peso de asfaltenos (es decir, heptano insoluble), 50 a 150 ppm en peso de metales (tales como Ni, V, y otros), y 5% en peso a 15% en peso de Residuo de Carbono de Conradson (CCR).
20
25

La fracción 14 de DAO y el hidrógeno 23 pueden alimentarse a un sistema 20 de reactor de hidro craqueo, que puede incluir uno o más reactores de hidro craqueo, dispuestos en serie o en paralelo. En el sistema 20 de reactor, la fracción 14 de DAO puede someterse a hidro craqueo a presiones parciales de hidrógeno en el intervalo de 7 MPa (70 bara) a 18 MPa (180 bara), temperaturas en el intervalo de 390°C a 460°C, y LHSV en el intervalo de 0,1 h⁻¹ a 2,0 h⁻¹ en presencia de un catalizador. De acuerdo con la descripción, cuando el sistema 20 de reactor incluye uno o más reactores de lecho en ebullición, el segundo sistema 20 de reactor de hidroconversión es operado en condiciones de mayor intensidad que las del sistema 42 de reactor de lecho en ebullición, haciendo referencia mayor intensidad a una mayor temperatura, una mayor presión, una menor velocidad espacial o combinaciones de las mismas como se indica más adelante.
30
35

Dependiendo de las propiedades de la materia prima de residuo de vacío, el grado en el que se eliminan metales y Residuo de Carbono de Conradson en el sistema 42 de reactor de lecho en ebullición, y el disolvente de SDA usado, el DAO recuperado puede tratarse en un sistema de reacción de lecho fijo o un sistema 20 de reactor de lecho en ebullición, como se ilustra, que puede ser similar al descrito antes para el sistema 42 de reactor de lecho en ebullición con respecto a separaciones gas/líquido y recirculación de catalizador, entre otras similitudes. Por ejemplo, puede usarse un sistema de reactor de lecho fijo en el que el contenido de DAO en metales y el Residuo de Carbono de Conradson sea menor de 80 ppm en peso y 10% en peso, respectivamente, tal como menor de 50 ppm en peso y 7% en peso, respectivamente. Puede usarse un sistema de reactor de lecho en ebullición, por ejemplo, cuando el contenido en metales y Residuo de Carbono de Conradson sean mayores que los listados antes para el sistema de reactor de lecho fijo. En el sistema 20 de reactor de hidro craqueo, el número de reactores usados puede depender de la velocidad de carga, el nivel de conversión de residuo objetivo total, y el nivel de conversión obtenido en el sistema 42 de reactor de lecho en ebullición, entre otras variables. En algunas formas de realización, pueden usarse uno o más reactores de hidro craqueo en el sistema 20 de reactor de hidro craqueo. Para un sistema 20 de reactor de lecho en ebullición, la intensidad en el reactor está en el intervalo de 11500°C-MPa-h (215000°F-Bara-h) a 40300°C-MPa-h (755000°F-Bara-h).
40
45
50

Después de la conversión en el sistema 20 de reactor de hidro craqueo, los hidrocarburos parcialmente convertidos pueden recuperarse a través de la línea de flujo 25 como un efluente mixto de vapor/líquido y alimentarse al sistema 46 de fraccionamiento para recuperar unas o más fracciones de hidrocarburos como se ha descrito antes.
55

La fracción 15 de alquitrán y el hidrógeno 16 pueden alimentarse a un sistema 70 de reactor de lecho en ebullición, que puede incluir uno o más reactores de lecho en ebullición, donde los hidrocarburos y el hidrógeno se ponen en contacto con un catalizador de hidroconversión para que reaccione al menos una porción de asfalto con hidrógeno al objeto de formar hidrocarburos más ligeros, desmetalizar los hidrocarburos de asfalto, eliminar Residuo de Carbono de Conradson, o convertir de otro modo el asfalto en productos útiles. En algunas formas de realización, una porción de la fracción 10 de hidrocarburos de residuo puede alimentarse también al sistema 70 de reactor de lecho en ebullición. La relación de la fracción 10 de hidrocarburos de residuo en el sistema 70 de reactor de lecho en ebullición respecto al sistema 42 de reactor de lecho en ebullición puede variar de 0,1/1 a 10/1. En otras formas de realización, la relación de la fracción 10 de hidrocarburos de residuo en el sistema 70 de reactor de lecho en ebullición respecto al sistema 42 de
60
65

reactor de lecho en ebullición puede ser 1/1.

Los reactores 66 o 166 de hidrot ratamiento de lecho fijo pueden contener catalizadores de hidroprocesado adaptados para reacciones de hidrot ratamiento tales como hidrodeshulfuración, hidrodeshnitrogenación, saturación de olefinas, hidrodeshoxigenación e hidrodesharomatización. Como alternativa, los reactores 66 o 166 de hidrot ratamiento de lecho fijo pueden contener catalizadores de hidroprocesado adaptados para reacciones de hidro craqueo. En otras formas de realización, los reactores 66 o 166 de hidrot ratamiento de lecho fijo pueden contener una mezcla de catalizadores de hidrot ratamiento y catalizadores de hidro craqueo. Ejemplos de catalizadores que pueden usarse, aunque sin estar limitados a los mismos, pueden encontrarse en los documentos US 4.990.243; US 5.215.955; y US 5.177.047. En algunas formas de realización, los reactores 66 o 166 de hidrot ratamiento de lecho fijo pueden no proporcionar desmetalización y los catalizadores de desmetalización pueden no ser necesarios.

Los reactores en el sistema 70 de reactor de lecho en ebullición pueden operarse a temperaturas en el intervalo de 380°C a 450°C, presiones parciales de hidrógeno en el intervalo de 9 MPa (90 bara) a 17 MPa (170 bara), y velocidades espaciales horarias de líquido (LHSV) en el intervalo de 0,15 h⁻¹ a 2,0 h⁻¹. En los reactores de lecho en ebullición, el catalizador puede mezclarse de nuevo y mantenerse en movimiento aleatorio mediante la recirculación del producto líquido. Esto puede llevarse a cabo separando primero el aceite recirculado de los productos gaseosos. El aceite puede recircularse entonces por medio de una bomba externa o, como se ilustra, mediante una bomba que tiene un impulsor montado en el cabezal inferior del reactor.

Conversiones objetivo en el sistema 70 de reactor de lecho en ebullición pueden estar en el intervalo de 30% en peso a 75% en peso, dependiendo de la materia prima que se procese. En cualquier caso, las conversiones objetivo se mantendrán por debajo del nivel en el que la formación de sedimentos llega a ser excesiva y evitar de este modo continuidad de operaciones. Además de convertir los hidrocarburos de residuos en hidrocarburos más ligeros, la eliminación de azufre puede estar en el intervalo de 40% en peso a 65% en peso, la eliminación de metales puede estar en el intervalo de 40% en peso a 65% en peso y la eliminación del Residuo de Carbono de Conradson (CCR) puede estar en el intervalo de 30% en peso a 60% en peso.

La intensidad en el reactor del sistema 70 de reactor de lecho en ebullición está en el intervalo de 13500°C-MPa-h (255000°F-Bara-h) a 47000°C-MPa-h (880000°F-Bara-h).

Después de la conversión en el sistema 70 de reactor de lecho en ebullición, los hidrocarburos parcialmente convertidos pueden recuperarse a través de la línea de flujo 22 como un efluente mixto de vapor/líquido y alimentarse a un sistema 24 de fraccionamiento para recuperar una o más fracciones de hidrocarburos. Como se ilustra, el sistema 24 de fraccionamiento puede usarse para recuperar un gas 26 de descarga, una fracción 28 de nafta ligera, una fracción 30 de nafta pesada, una fracción 32 de keroseno, una fracción 34 diésel, una fracción 36 de gasóleo de vacío ligero, una fracción 38 de gasóleo pesada, y una fracción 40 de residuo de vacío. En algunas formas de realización, la fracción 40 de residuo de vacío puede reciclarse para el procesado posterior. En otras formas de realización, la fracción 40 de residuo de vacío puede mezclarse con una fracción 64 de corte para producir fuelóleo. En algunas formas de realización, el fuelóleo puede tener un contenido en azufre menor de 1,5 por ciento en peso.

El sistema 24 de fraccionamiento puede incluir, por ejemplo, un separador de alta presión y alta temperatura (HP/HT) para separar el vapor efluente procedente de los líquidos efluentes. El vapor separado puede dirigirse a través de un enfriamiento de gas, purificación y compresión de gas reciclado, o puede procesarse primero a través de un Sistema de Reactor con Hidroprocesado Integrado (IHRS), solo o en combinación con destilados externos y/o destilados generados en el proceso de hidro craqueo, y a continuación dirigirse para enfriamiento de gas, purificación y compresión.

El líquido separado del separador HP/HT puede evaporarse súbitamente y dirigirse a un sistema de destilación atmosférica junto con otros productos destilados recuperados de la sección de enfriamiento de gas y purificación. Las colas de destilación de la torre atmosférica, tales como hidrocarburos que tienen un punto de ebullición inicial de al menos 340°C, tal como un punto de ebullición inicial en el intervalo de 340°C a 427°C, pueden procesarse adicionalmente a continuación a través de un sistema de destilación a vacío para recuperar destilados de vacío.

El producto de las colas de la torre de destilación a vacío, tales como hidrocarburos que tienen un punto de ebullición inicial de al menos 480°C, tal como un punto de ebullición inicial en el intervalo de 480°C a 565°C, pueden dirigirse entonces a un depósito después de enfriar, como por intercambio directo de calor o inyección directa de una porción de la alimentación de hidrocarburos de residuo en el producto de las colas de la torre de destilación a vacío.

Catalizadores útiles en los reactores de lecho en ebullición o reactores de hidro craqueo pueden incluir cualquier catalizador útil en los procesos de hidroconversión de hidrot ratamiento o hidro craqueo de una materia prima de hidrocarburos. Un catalizador de hidrot ratamiento, por ejemplo, puede incluir cualquier composición que pueda usarse para catalizar la hidrogenación de materias primas de hidrocarburos al objeto de aumentar su contenido en hidrógeno y/o eliminar contaminantes con heteroátomos. Un catalizador de hidro craqueo, por ejemplo, puede incluir cualquier composición que pueda usarse para catalizar la adición de hidrógeno a moléculas de hidrocarburos grandes o complejos así como el craqueo de las moléculas para obtener moléculas menores de menor peso molecular.

En algunas formas de realización, los efluentes procedentes del sistema 20 de reactor de hidrocrackeo, el sistema 42 de reactor de lecho en ebullición, o el sistema 70 de reactor de lecho en ebullición pueden procesarse antes de entrar en el sistema 24 de fraccionamiento o el sistema 46 de fraccionamiento a través del Sistema de Reactor de Hidroprocesado Integrado (IHRS). El IHRS es un sistema de hidrotreamiento de lecho fijo en línea que utiliza un separador de vapor/líquido de alta presión/alta temperatura (HP/HT V/L) corriente arriba localizado entre el reactor de hidroprocesado de lecho en ebullición y el IHRS corriente abajo. El separador permite una separación entre el residuo no convertido en el efluente líquido del separador HP/HT V/L y los productos de vapor de cabeza que ebullicen por debajo del punto de ebullición normal 538°C (1000°F) que pueden proporcionar una ruta de menor coste para el posterior hidrotreamiento o hidrocrackeo de las fracciones de gasóleos, diésel y nafténicas formadas por crackeo de residuo en el reactor de lecho en ebullición corriente arriba.

El líquido separado del separador HP/HT puede evaporarse súbitamente y dirigirse a un sistema de destilación atmosférica junto con otros productos destilados recuperados de la sección de enfriamiento de gas y purificación. Las colas de la torre de destilación atmosférica, tales como hidrocarburos que tienen un punto de ebullición inicial de al menos 340°C, tal como un punto de ebullición inicial en el intervalo de 340°C a 427°C, pueden procesarse adicionalmente a continuación a través de un sistema de destilación a vacío para recuperar destilados de vacío.

El producto de las colas de la torre de destilación a vacío, tales como hidrocarburos que tienen un punto de ebullición inicial en el intervalo de 480°C a 565°C, pueden dirigirse entonces a un depósito después de enfriar, tal como por intercambio directo de calor o inyección directa de una porción de la alimentación de hidrocarburos de residuo en el producto de las colas de la torre de destilación de vacío.

La Figura 3 ilustra una forma de realización para el IHRS y se describe a continuación, sin embargo, otras formas de realización serán evidentes para los expertos en la técnica en la medida de lo posible. La Figura 2 ilustra una forma de realización que no forma parte de la materia objeto reivindicada, donde el IHRS está instalado corriente abajo de la corriente mezclada derivada mezclando los hidrocarburos parcialmente convertidos recuperados a través de la línea de flujo 44 del sistema 42 de reactor de lecho en ebullición y los hidrocarburos parcialmente recuperados a través de la línea de flujo 25 del sistema 20 de reactor de hidrocrackeo. La Figura 3 ilustra una forma de realización en la que el IHRS está instalado corriente abajo del reactor 70 de hidroprocesado de lecho en ebullición.

Como se muestra en la Figura 2, las corrientes 44 y 25 efluentes del reactor 42 de hidroprocesado 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 HP/HT V/L en el que una corriente vapor que incluye los productos ligeros y destilados que ebullicen por debajo del punto de ebullición normal 538°C (1000°F) y una corriente de líquido que incluye residuo sin convertir pueden separarse y procesarse por separado en equipo corriente abajo. Puede alimentarse una corriente 67 de vapor a un reactor 66 de hidroprocesado en lecho fijo para llevar a cabo el hidrotreamiento, hidrocrackeo o una combinación de los mismos. Una corriente 68 efluente del sistema 66 de reactor de lecho fijo IHRS es alimentada al sistema 46 de fraccionamiento que recupera una corriente 48 de gas de descarga, corriente 50 de keroseno hidrotreatada o hidrocrackeada, corriente 52 de nafta pesada hidrotreatada o hidrocrackeada, corriente 52 de nafta ligera hidrotreatada o hidrocrackeada, corriente 54 de keroseno hidrotreatada o hidrocrackeada, corriente 56 diésel hidrotreatada o hidrocrackeada, como se ha descrito antes. La corriente 63 líquida puede enfriarse en un intercambiador de calor (no mostrado) y despresurizarse en un sistema de reducción de presión (no mostrado) antes de ser alimentada a un sistema 72 de fraccionamiento de vacío que recupera una corriente 58 VGO ligera hidrotreatada o hidrocrackeada, una corriente 60 VGO pesada hidrotreatada o hidrocrackeada y una corriente 62 de residuo de vacío no convertida. En algunas formas de realización, la corriente producto de las colas de la torre de vacío, tal como hidrocarburos que tienen un punto de ebullición inicial de al menos 480°C, tal como un punto de ebullición inicial en el intervalo de 480°C a 565°C, pueden dirigirse a un depósito después de enfriar, tal como por intercambio de calor directo o inyección directa de una porción de la alimentación de hidrocarburos de residuo en el producto de las colas de la torre de destilación a vacío.

Como se muestra en la Figura 3, la corriente 22 de efluente procedente del sistema 70 de reactor de lecho en ebullición puede enfriarse en un intercambiador de calor (no mostrado) y alimentarse a un separador 161 HP/HT V/L donde una corriente de vapor que incluye los productos ligeros y destilados que ebullicen por debajo del punto de ebullición normal 538°C (1000°F) y una corriente de líquido que incluye residuo sin convertir pueden separarse y procesarse por separado en equipo corriente abajo. Una corriente 167 de vapor se alimenta a un reactor 166 de hidroprocesado de lecho fijo para llevar a cabo hidrotreamiento, hidrocrackeo o una combinación de los mismos. Una corriente 168 efluente procedente del sistema 166 de reactor de lecho fijo IHRS puede alimentarse a un sistema 146 de fraccionamiento atmosférico que recupera una corriente 26 de gas de descarga, corriente 28 de nafta ligera hidrotreatada o hidrocrackeada, corriente 30 de nafta pesada hidrotreatada o hidrocrackeada, corriente 32 de keroseno hidrotreatada o hidrocrackeada, corriente 34 diésel hidrotreatada o hidrocrackeada. Una corriente 163 de líquido es enfriada en un intercambiador de calor (no mostrado) y despresurizada en un sistema de reducción de presión (no mostrado) y puede alimentarse a un sistema 172 de fraccionamiento de vacío que recupera una corriente 36 VGO ligera hidrotreatada o hidrocrackeada, una corriente 38 VGO pesada hidrotreatada o hidrocrackeada y una corriente 40 de residuo de vacío no convertida. En algunas formas de realización, la corriente producto de las colas de destilación de la torre de vacío, tal como hidrocarburos que tienen un punto de ebullición inicial de al menos 480°C, tal como un

punto de ebullición inicial en el intervalo de 480°C a 565°C, pueden dirigirse a un depósito después de enfriar, tal como por intercambio de calor directo o inyección directa de una porción de la alimentación de hidrocarburos de residuo en el producto de las colas de destilación de la torre de vacío.

5 Composiciones de catalizador de hidroconversión para su uso en el proceso de hidroconversión de acuerdo con formas de realización descritas en el presente documento son bien conocidos por los expertos en la técnica y algunas están disponibles comercialmente de W.R. Grace & Co., Criterion Catalysts & Technologies, y Albemarle, entre otros. Catalizadores de hidroconversión adecuados pueden incluir uno o más elementos seleccionados de los Grupos 4-12 de la Tabla Periódica de los Elementos. En algunas formas de realización, catalizadores de hidroconversión de acuerdo con formas de realización descritas en el presente documento pueden comprender, consistir en, o consistir esencialmente en uno o más de níquel, cobalto, tungsteno, molibdeno, y combinaciones de los mismos, bien no soportados o soportados sobre un sustrato poroso tal como sílice, alúmina, titania, o combinaciones de los mismos. Como se suministra por un fabricante o resultado de un proceso de regeneración, los catalizadores de hidroconversión pueden estar en la forma de óxidos metálicos, por ejemplo. En algunas formas de realización, los catalizadores de hidroconversión pueden estar en la forma de óxidos metálicos, por ejemplo. En algunas formas de realización, los catalizadores de hidroconversión pueden estar presulfurados y/o preacondicionados para la introducción en el reactor(es) de hidrocrqueo.

20 Catalizadores de hidrotreatmento de destilado que pueden ser útiles incluyen catalizadores seleccionados de los elementos conocidos por proporcionar actividad de hidrogenación catalítica. Generalmente se elige al menos un componente metálico seleccionado de elementos del Grupo 8-10 y/o de elementos del Grupo 6. Elementos del Grupo 6 pueden incluir cromo, molibdeno y tungsteno. Elementos del Grupo 8-10 pueden incluir hierro, cobalto, níquel, rutenio, rodio, paladio, osmio, iridio y platino. La cantidad(es) de componente(s) de hidrogenación en el catalizador varían adecuadamente de 0,5% a 10% en peso de componente(s) metálico(s) del Grupo 8-10 y de 5% a 25% en peso de componente(s) metálico(s) del Grupo 6, calculado como óxido(s) metálico(s) por 100 partes en peso de catalizador total, donde los porcentajes en peso están basados en el peso del catalizador antes de sulfurar. Los componentes de hidrogenación en el catalizador pueden estar en la forma oxídica y/o sulfúrica. Si una combinación de al menos un componente metálico del Grupo 6 y uno del Grupo 8 están presentes como óxidos (mixtos), se someterá a un tratamiento de sulfuración antes del uso apropiado en hidrocrqueo. En algunas formas de realización, el catalizador comprende 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 catalizadores que contienen níquel y molibdeno, níquel y tungsteno, platino y/o paladio.

35 Un catalizador de hidrotreatmento de un residuo que puede ser útil incluye catalizadores compuestos generalmente de un componente de hidrogenación, seleccionado de elementos del Grupo 6 (tales como molibdeno y/o tungsteno) y elementos del Grupo 8-10 (tales como cobalto y/o níquel), o una mezcla de los mismos, que puede estar soportado sobre un soporte de alúmina. Opcionalmente está presente óxido de fósforo (Grupo 15) como un ingrediente activo. Un catalizador típico puede contener de 3 a 35% en peso de componentes de hidrogenación, con un aglutinante de alúmina. El tamaño de las pellas de catalizador puede variar de 0,67 mm (1/32 pulgada) a 3,17 mm (1/8 pulgada), y pueden ser de una forma esférica, extrudida, trilobulada o cuadrilobulada. En algunas formas de realización, la alimentación que pasa a través de la zona de catalizador entra en contacto primero con un catalizador preseleccionado para eliminar metales, aunque también puede haber cierta cantidad de azufre, nitrógeno y compuestos aromáticos. Las posteriores capas de catalizador pueden usarse para eliminación de azufre y nitrógeno, aunque también cabría esperar que catalizarán la eliminación de metales y/o reacciones de craqueo. La capa(s) de catalizador para desmetalización, cuando están presentes, pueden comprender catalizadores que tienen un tamaño promedio de poros que varía de $1,25 \times 10^{-8}$ a $2,25 \times 10^{-8}$ m (125 a 225 Angstroms) y un volumen de poros que varía de 0,5-1,1 cm³/g. Las capas de catalizador para desnitrógenación/desulfuración pueden comprender catalizadores que tienen un tamaño promedio de poros que varía de $1,00 \times 10^{-8}$ a $1,90 \times 10^{-8}$ m (100 a 190 Angstroms) con un volumen de poros de 0,5-1,1 cm³/g. La patente de Estados Unidos número 4.990.243 describe un catalizador de hidrotreatmento que tiene un tamaño de poros de al menos $6,00 \times 10^{-9}$ m (60 Angstroms), y preferiblemente de $7,50 \times 10^{-9}$ a $1,20 \times 10^{-8}$ m (75 Angstroms a 120 Angstroms). Un catalizador de desmetalización útil para el presente proceso se describe, por ejemplo, en la patente de Estados Unidos número 4.976.848. Igualmente, catalizadores útiles para desulfuración de corrientes pesadas se describen, por ejemplo, en las patentes de Estados Unidos números 5.215.955 y 5.177.047. Catalizadores útiles para desulfuración de destilados medios, corrientes de gasóleo de vacío o corrientes de naftas se describen, por ejemplo, en la patente de Estados Unidos número 4.990.243.

60 Catalizadores de hidrotreatmento de residuos útiles incluyen catalizadores que tienen una base refractaria porosa constituida de alúmina, sílice, fósforo, o diversas combinaciones de estos. Pueden usarse 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 de reactor dispuestos en capas. Los catalizadores en la capa(s) inferior(es) pueden tener buena actividad de desmetalización. Los catalizadores también tienen actividad de hidrogenación y desulfuración, y puede ser ventajoso usar catalizadores de gran tamaño de poro para maximizar la eliminación de metales. Catalizadores que tienen estas características no son óptimos para la eliminación de Residuo de Carbono de Conradson y azufre. El tamaño promedio de poros para el catalizador en la capa o capas inferiores normalmente será al menos $6,00 \times 10^{-9}$ m (60 Angstroms) y en muchos casos será considerablemente mayor. El catalizador puede contener un metal o combinación de metales tales como níquel, molibdeno o cobalto. Catalizadores

útiles en la capa o capas inferiores se describen en las patentes de Estados Unidos números 5.071.805, 5.215.955 y 5.472.928. Por ejemplo, los catalizadores descritos en la patente de Estados Unidos número 5.472.928 y que tienen al menos un 20% de los poros en el intervalo de $1,30 \times 10^{-8}$ a $1,70 \times 10^{-8}$ m (130 a 170 Angstroms), basado en el método de absorción de nitrógeno, pueden ser útiles en las capas de catalizador inferiores. Los catalizadores presentes en la capa o capas superiores de la zona de catalizador tendrán una mayor actividad de hidrogenación cuando se comparan con catalizadores en la capa o capas inferiores. Por consiguiente, catalizadores útiles en la capa o capas superiores pueden estar caracterizados por menores tamaños de poro y mayor eliminación de Residuo de Carbono de Conradson, actividad de desnitrógenación y desulfuración. Típicamente, los catalizadores contendrán metales tales como, por ejemplo, níquel, tungsteno y molibdeno para potenciar la actividad de hidrogenación. Por ejemplo, los catalizadores descritos en la patente de Estados Unidos número 5.472.928 y que tienen al menos un 30% de los poros en el intervalo de $9,00 \times 10^{-9}$ a $1,35 \times 10^{-8}$ m (95 a 135 Angstroms), basado en el método de absorción de nitrógeno, pueden ser útiles en las capas de catalizador superiores. Los catalizadores pueden ser catalizadores conformados o catalizadores esféricos. Además, pueden usarse catalizadores densos, menos quebradizos en las zonas de catalizador fijo ascendente para minimizar la ruptura de las partículas del catalizador y el arrastre de material en forma de partículas en el producto recuperado del reactor.

Un experto en la técnica reconocerá que las diversas capas de catalizador pueden no estar constituidas solo de un único catalizador, sino que pueden estar compuestas de una mezcla de diferentes catalizadores para conseguir el nivel óptimo de eliminación de metales o de Residuo de Carbono de Conradson y desulfuración de dicha capa. Aunque se producirá cierto grado de hidrogenación en la porción inferior de la zona, la eliminación de Residuo de Carbono de Conradson, nitrógeno y azufre tiene lugar principalmente en la capa o capas superiores. Evidentemente, también tendrá lugar eliminación de otros metales. El catalizador o mezcla de catalizadores específica seleccionada para cada capa, el número de capas en la zona, el volumen proporcional en el lecho de cada capa, y las condiciones de hidrotreamiento específicas seleccionadas dependerán de la materia prima que se esté procesando por la unidad, el producto deseado a recuperar, así como consideraciones comerciales tales como el coste del catalizador. Todos estos parámetros están dentro de la experiencia de un experto que participe en la industria del refino de petróleo y no será necesaria aquí mayor explicación.

Aunque se ha descrito antes con respecto a dos sistemas 24, 46 de fraccionamiento separados, formas de realización descritas en el presente documento también contemplan el fraccionamiento de efluentes 22, 44 y 25 en un sistema de fraccionamiento común. Por ejemplo, los efluentes pueden ser alimentados en un circuito de enfriamiento, purificación y compresión de gas común antes del posterior procesado en una torre atmosférica y una torre de vacío como se ha descrito antes. El uso de un esquema de separación combinado puede proporcionar una inversión de capital reducida, cuando se desee, pero puede dar lugar a la producción de una única fracción de fuelóleo que tiene un nivel de azufre intermedio al conseguido por el procesado separado.

Como se ha descrito antes, formas de realización descritas en el presente documento procesan de forma efectiva residuo de vacío y corrientes intermedias a través de varios reactores de hidrocrqueo, operando cada uno a diferentes intensidades y procesando diferentes composiciones de alimentación con un SDA localizado en el proceso, que extiende los límites de conversión de residuo por encima de los que pueden alcanzarse por el hidrocrqueo de residuo solo. Además, las mayores conversiones pueden alcanzarse usando menos volumen de reactor catalítico al comparar con otros esquemas propuestos para conseguir conversiones similares. Como resultado, formas de realización descritas en el presente documento pueden proporcionar conversiones comparables o mayores pero requiriendo un menor requerimiento de inversión de capital. Adicionalmente, formas de realización descritas en el presente documento pueden usarse para producir un fuelóleo que tiene menos de un 1% en peso de azufre a partir de una alimentación de residuo que contiene alto contenido en azufre maximizando al mismo tiempo la conversión general.

Los esquemas de procesado generales descritos en el presente documento pueden llevarse a cabo usando bajos volúmenes de reactor mientras que se alcanzan todavía conversiones elevadas. Igualmente, otras ventajas resultantes pueden incluir: velocidades reducidas de consumo de catalizador debido a los metales rechazados en el asfalto de la unidad SDA; reducida inversión de capital; y eliminación o reducción significativa en la necesidad de inyección de corriente ascendente de aceite en suspensión de los reactores de lecho en ebullición, entre otras ventajas.

Aunque la descripción incluye un número limitado de formas de realización, los expertos en la técnica, que tienen el beneficio de esta descripción, apreciarán que pueden concebirse otras formas de realización que no se apartan del ámbito de la presente descripción. Por consiguiente, el ámbito estará limitado únicamente por las reivindicaciones adjuntas.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para revalorizar hidrocarburos de residuos, comprendiendo el proceso:

5 poner en contacto una fracción (10) de hidrocarburos de residuo e hidrógeno (21) con un primer catalizador de hidroconversión en un primer sistema (42) de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición a una intensidad de reacción de 5600°C-MPa-h (105000°F-Bara-h) a 24000°C-MPa-h (446000°F-Bara-h);
 10 recuperar un primer efluente (44) del primer sistema (42) de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición; desasfaltar con disolvente una fracción (62) de residuo de vacío para producir una fracción (14) de aceite desasfaltado y una fracción (15) de asfalto;
 poner en contacto la fracción (14) de aceite desasfaltado e hidrógeno (23) con un segundo catalizador de hidroconversión en un segundo sistema (20) de reactor de hidroconversión a una intensidad de reacción de 11500°C-MPa-h (215000°F-Bara-h) a 40300°C-MPa-h (755000°F-Bara-h);
 15 recuperar un segundo efluente (25) del segundo sistema (20) de reactor de hidroconversión; y fraccionar el primer efluente (44) del primer sistema (42) de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición y el segundo efluente (25) del segundo sistema (20) de reactor de hidroconversión para recuperar una o más fracciones de hidrocarburos (48, 50, 52, 54, 56, 58, 60) y la fracción (62) de residuo de vacío en un sistema (46) de fraccionamiento común;
 20 poner en contacto de la fracción (15) de asfalto e hidrógeno (16) con un tercer catalizador de hidroconversión en un tercer sistema (70) de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición a una intensidad de reacción de 13500°C-MPa-h (255000°F-Bara-h) a 47000°C-MPa-h (880000°F-Bara-h);
 recuperar un tercer efluente (22) del tercer sistema (70) de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición; y
 25 fraccionar el tercer efluente (22) del tercer sistema (70) de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición para recuperar una o más fracciones de hidrocarburos (26, 28, 30, 32, 34, 36, 38), donde los sistemas (42, 70) primero y tercero de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición comprenden uno o más reactores de lecho en ebullición, y donde el segundo sistema (20) de reactor de hidroconversión incluye un segundo sistema de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición que comprende uno o más reactores de lecho en ebullición.

30 2. El proceso de la reivindicación 1, que comprende además:
 mezclar la fracción (15) de asfalto con un diluyente antes de poner en contacto con hidrógeno (16).

35 3. El proceso de la reivindicación 2, donde el diluyente comprende al menos uno de una segunda porción de una fracción de hidrocarburos de residuo, fracciones de aceite recicladas de FCC, aceites en suspensión, extractos aromáticos y gasóleos de destilación directa de vacío.

40 4. El proceso de la reivindicación 1, donde la fracción (14) de aceite desasfaltado tiene un contenido en metales mayor de 80 ppm en peso y un contenido en Residuo de Carbono de Conradson mayor de 10% en peso.

45 5. El proceso de la reivindicación 1, que comprende además reciclar la fracción (62) de residuo de vacío a al menos uno de desasfaltado con disolvente, un sistema de destilación a vacío, el primer sistema (42) de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición, el segundo sistema (20) de reactor de hidroconversión, y el tercer sistema (70) de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición.

50 6. El proceso de la reivindicación 1, donde la fracción (10) de hidrocarburos de residuo comprende al menos uno de residuos de destilación a vacío o atmosférica de petróleo, aceites desasfaltados, asfalto de desasfaltado, colas de una torre de destilación atmosférica hidrocraqueada o torre de destilación a vacío, gasóleo de destilación a vacío de destilación directa, gasóleo de destilación a vacío hidrocraqueado, aceites en suspensión de craqueo catalítico fluido (FCC), gasóleo de destilación a vacío de un proceso de lecho en ebullición, petróleo de esquistos bituminosos, aceites derivados del carbón, petróleos brutos de base biológica, arenas bituminosas, aceites de resinas, aceites negros.

55 7. El proceso de la reivindicación 1, donde la puesta en contacto en el primer sistema (42) de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición da como resultado una conversión en el intervalo de 30% en peso a 75% en peso, la eliminación de azufre está en el intervalo de 40% en peso a 65% en peso, la eliminación de metales está en el intervalo de 40% en peso a 65% en peso y la eliminación del Residuo de Carbono de Conradson está en el intervalo de 30% en peso a 60% en peso.

60 8. El proceso de la reivindicación 1, donde un fuelóleo producido mediante el fraccionamiento del tercer efluente (22) del sistema de reactor de hidroconversión de lecho en ebullición tiene un contenido en azufre de 1,5% en peso o menos.

65 9. El proceso de la reivindicación 1, donde una conversión total de la fracción (10) de hidrocarburos de residuo está en el intervalo de 75% en peso a 90% en peso.

- 5 10. El proceso de la reivindicación 1, donde la relación de la alimentación de la fracción de asfalto procesada en el tercer sistema (70) de hidroconversión de lecho en ebullición respecto al primer sistema (42) de hidroconversión de lecho en ebullición está en el intervalo de 0,1/1 a 10/1.
11. El proceso de la reivindicación 1, donde un disolvente usado en una unidad (12) de desasfaltado con disolvente es un hidrocarburo ligero que contiene de 3 a 7 átomos de carbono.
- 10 12. El proceso de la reivindicación 1, donde un disolvente usado en una unidad (12) de desasfaltado con disolvente es al menos uno de un disolvente aromático, una mezcla de gasóleos, y una nafta ligera procedente del primer, segundo o tercer efluente, o importada.
13. El proceso de la reivindicación 1, donde el fraccionamiento del tercer efluente (22) comprende además:
- 15 separar el tercer efluente (22) en un separador (161) para producir una fracción (167) de vapor y una fracción (163) de líquido;
fraccionar la fracción (163) de líquido para recuperar la fracción (40) de residuo de vacío en un primer sistema (172) de fraccionamiento;
- 20 poner en contacto la fracción (167) de vapor con un cuarto catalizador de hidroconversión en un cuarto sistema (166) de reactor de hidroconversión;
recuperar un cuarto efluente (168) del cuarto sistema (166) de reactor de hidroconversión; y
fraccionar el cuarto efluente (168) para recuperar una o más fracciones de hidrocarburos (26, 28, 30, 32, 34) en un segundo sistema (146) de fraccionamiento.

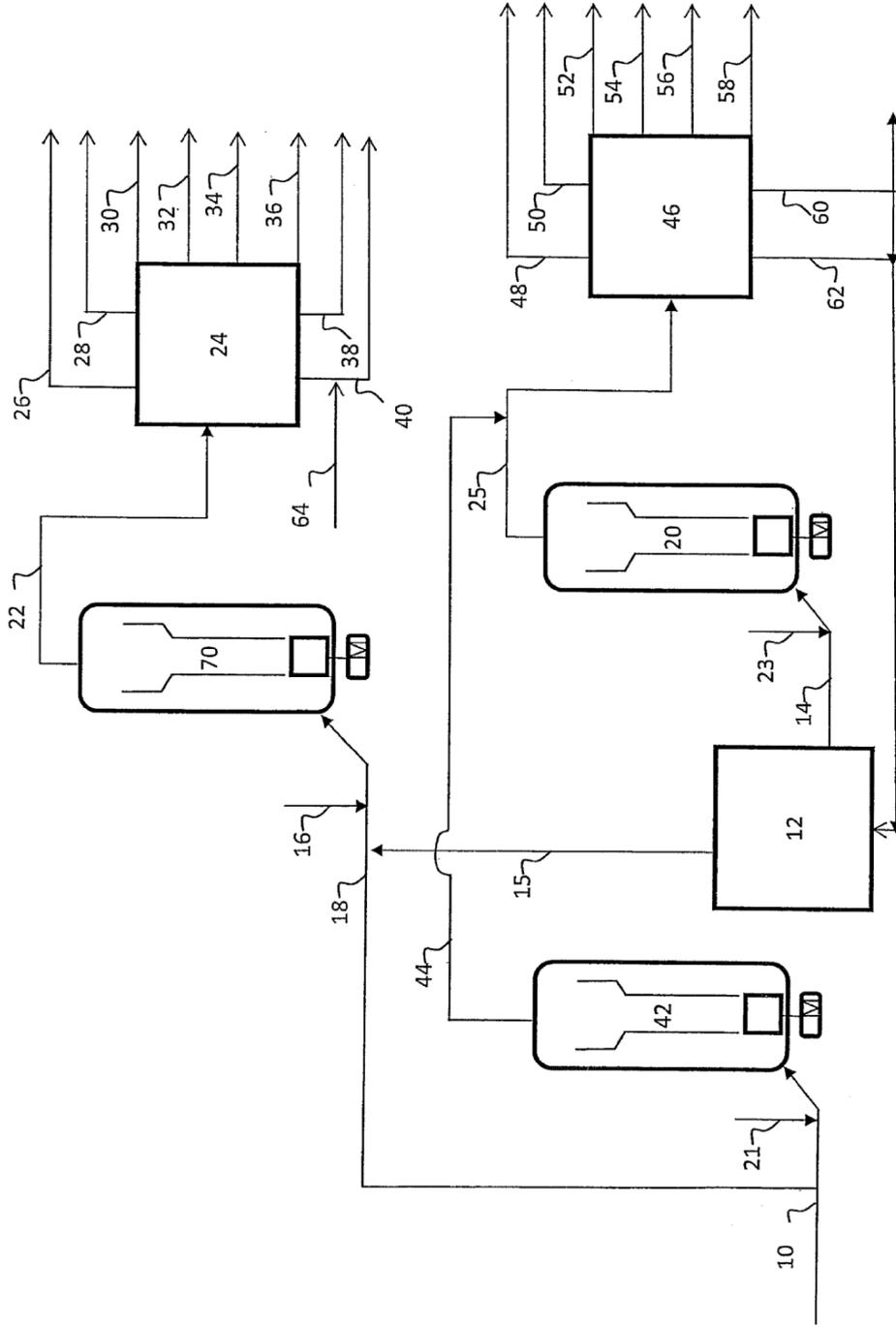


Figura 1

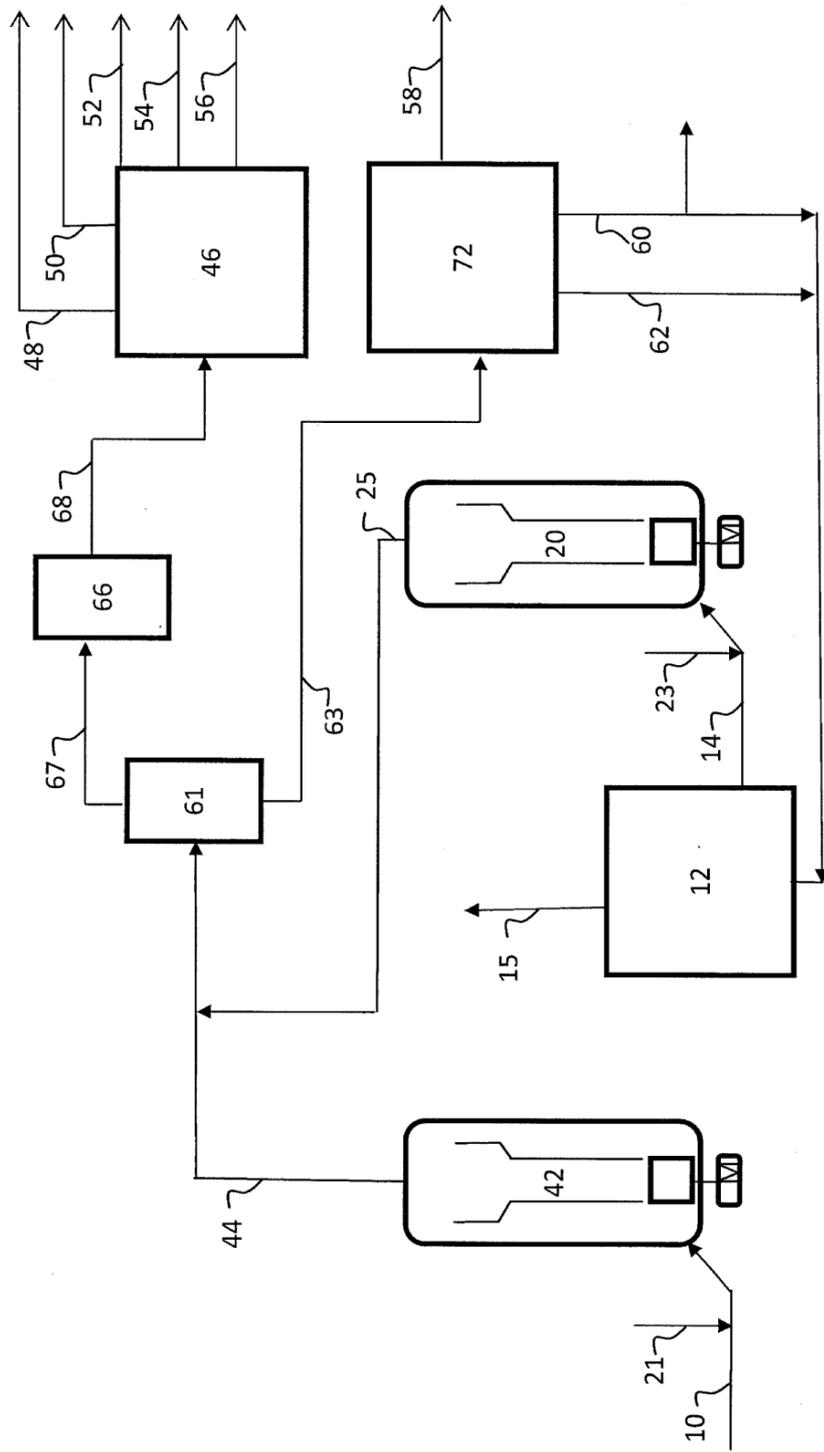


Figura 2

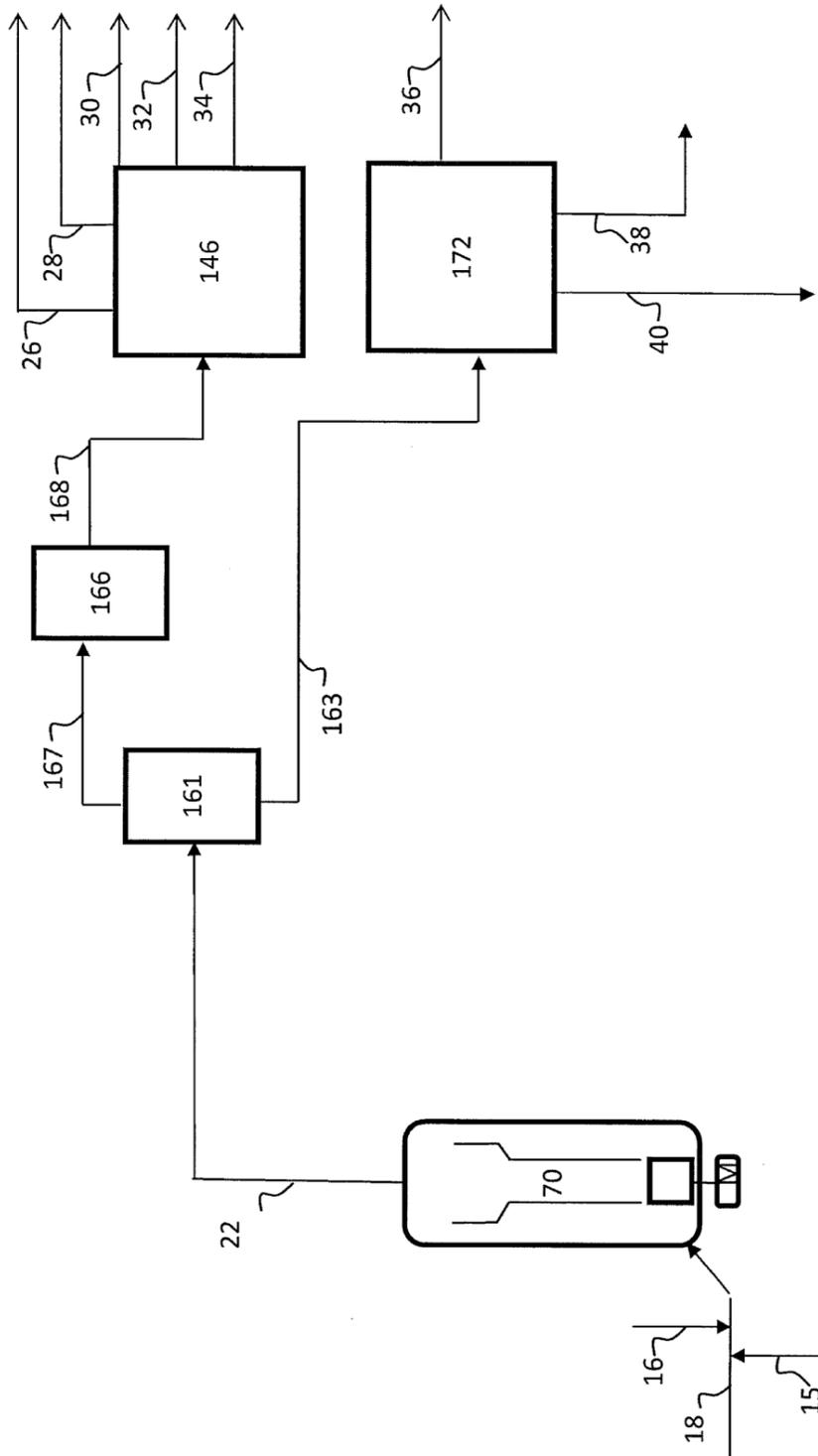


Figura 3