

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 856 200**

51 Int. Cl.:

C10G 21/00 (2006.01)

C10G 47/00 (2006.01)

C10G 67/04 (2006.01)

C10G 67/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **16.06.2010** **E 12181854 (6)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **30.12.2020** **EP 2562235**

54 Título: **Hidrocrqueo de residuos con múltiples etapas**

30 Prioridad:

23.06.2009 US 490089

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

27.09.2021

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. y
GUPTA, AVINASH

74 Agente/Representante:

ELZABURU, S.L.P

ES 2 856 200 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

Hidro craqueo de residuos con múltiples etapas

Antecedentes de la invención

Campo de la Invención

- 5 Las realizaciones descritas en el presente documento se refieren generalmente a procesos de mejora de las materias primas de petróleo.

Antecedentes

- 10 Los compuestos de hidrocarburos son útiles para varios propósitos. En particular, los compuestos de hidrocarburos son útiles, entre otras cosas, como combustibles, disolventes, desengrasantes, agentes de limpieza y precursores de polímeros. La fuente más importante de compuestos de hidrocarburos es el petróleo crudo. El refinado del petróleo crudo en fracciones separadas de compuestos de hidrocarburos es una técnica de procesamiento bastante conocida.

- 15 Los aceites crudos varían ampliamente en su composición y propiedades físicas y químicas. Los crudos pesados se caracterizan por una viscosidad relativamente alta, una baja gravedad API y un alto porcentaje de componentes de alto punto de ebullición (es decir, que tienen un punto de ebullición normal mayor que 510 °C (950 °F)).

- 20 Los productos de petróleo refinados generalmente tienen mayores proporciones promedio del hidrógeno respecto al carbono en una base molecular. Por lo tanto, la mejora de la fracción de hidrocarburos de una refinería de petróleo generalmente se clasifica en una de las dos siguientes categorías: adición de hidrógeno y separación de carbono. La adición de hidrógeno se realiza mediante procesos tales como el hidro craqueo y el hidrotratamiento. Los procesos de separación del carbono típicamente producen una corriente de material alto en carbono separado que puede ser un líquido o un sólido; por ejemplo, depósitos de coque.

- 25 Los procesos de hidro craqueo se pueden usar para mejorar los materiales de alto punto de ebullición, como los residuos, que suelen estar presentes en el petróleo crudo pesado al convertirlos en materiales de menor punto de ebullición más valiosos. Por ejemplo, al menos una porción de la alimentación residual a un reactor de hidro craqueo puede convertirse en un producto de reacción de hidro craqueo. El residuo sin reaccionar se puede recuperar del proceso de hidro craqueo y se puede retirar o reciclar al reactor de hidro craqueo para aumentar la conversión total de residuos.

- 30 La conversión de residuos en un reactor de hidro craqueo puede depender de una variedad de factores, incluida la composición de la materia prima; el tipo de reactor utilizado; la severidad de la reacción, incluyendo las condiciones de temperatura y presión; la velocidad espacial del reactor; y el tipo de catalizador y rendimiento. En particular, la severidad de la reacción se puede usar para aumentar la conversión. Sin embargo, a medida que aumenta la severidad de la reacción, pueden ocurrir reacciones secundarias dentro del reactor de hidro craqueo que producen varios subproductos en forma de precursores de coque, sedimentos, otros depósitos y subproductos que forman una fase líquida secundaria. La formación excesiva de tales sedimentos puede dificultar el procesamiento posterior y puede desactivar el catalizador de hidro craqueo por envenenamiento, coquización o incrustación. La desactivación del catalizador de hidro craqueo no solo puede reducir significativamente la conversión de residuos, sino que también puede requerir cambios más frecuentes de los caros catalizadores. La formación de una fase líquida secundaria no solo desactiva el catalizador de hidro craqueo, sino que también limita la conversión máxima, lo que da como resultado un mayor consumo de catalizador que puede invertir la fluidización del catalizador. Esto conduce a la formación de "zonas calientes" dentro del lecho del catalizador, lo que exacerba la formación de coque y desactiva aún más el catalizador de hidro craqueo.

- 45 La formación de sedimentos dentro del reactor de hidro craqueo también es una función importante de la calidad de la materia prima. Por ejemplo, los asfaltenos, que pueden estar presentes en la alimentación de residuos al sistema del reactor de hidro craqueo, son especialmente propensos a formar sedimentos cuando se someten a condiciones operativas severas. Por lo tanto, puede ser deseable la separación de los asfaltenos del residuo para aumentar la conversión.

- 50 Un tipo de proceso que se puede usar para eliminar tales asfaltenos de la alimentación de residuos pesados de hidrocarburos es el desasfaltado de disolventes. Por ejemplo, el desasfaltado de disolventes generalmente implica la separación física de los hidrocarburos más ligeros y los hidrocarburos más pesados, incluidos los asfaltenos, en función de sus afinidades relativas con el disolvente. Se puede usar un disolvente ligero, tal como un hidrocarburo C₃ a C₇, para disolver o suspender los hidrocarburos más ligeros, comúnmente referidos como aceite desasfaltado, permitiendo que los asfaltenos se precipiten. Las dos fases se separan entonces y el disolvente se recupera. Se puede obtener información adicional sobre las condiciones de desasfaltado del disolvente, los disolventes y las operaciones en las patentes de EE. UU. Nos. 4.239.616; 4.440.633; 4.354.922; 4.354.928; y 4.536.283.

Se dispone de varios métodos para integrar el desasfaltado de disolventes con el hidro craqueo para eliminar los asfaltenos de los residuos. Uno de tales procesos se describe en las patentes de EE.UU. nº 7.214.308 y 7.279.090. Estas patentes describen el contacto con la alimentación de residuos en un sistema de desasfaltado con disolvente para separar los asfaltenos del aceite desasfaltado. El aceite desasfaltado y los asfaltenos se hacen reaccionar a continuación cada uno en sistemas de reactores de hidro craqueo separados.

En general, pueden lograrse conversiones de residuos moderadas (aproximadamente del 65% al 70% como se describe en la patente de EE. UU. No. 7.214.308) utilizando tales procesos, ya que tanto el aceite desasfaltado como los asfaltenos se someten a hidro craqueo por separado. Sin embargo, el hidro craqueo de los asfaltenos, tal como se describe, se produce con ambas altas severidad y conversión, y puede presentar retos especiales, como se discutió anteriormente. Por ejemplo, operar el hidro craqueador de asfaltenos con una severidad alta para aumentar la conversión también puede causar una alta tasa de formación de sedimentos y una alta tasa de necesidad de reemplazo del catalizador. Por el contrario, el funcionamiento del hidro craqueador de asfaltenos a baja severidad suprimirá la formación de sedimentos, pero la conversión por pasos de los asfaltenos será baja. Para lograr una mayor conversión global de los residuos, dichos procesos requieren típicamente que una alta tasa de reciclaje de los residuos sin reaccionar vuelva a uno o más de los reactores de hidro craqueo. Dicho reciclado de alto volumen puede aumentar significativamente el tamaño del reactor de hidro craqueo y/o del sistema de desasfaltado de disolventes aguas arriba. El documento US 4,176,048 describe un proceso para el procesamiento de los residuos.

Por consiguiente, existe aún la necesidad de conseguir procesos de hidro craqueo de residuos mejorados que alcancen una conversión de residuos alta, reduzcan el tamaño global del equipo del reactor de hidro craqueo y/o del desasfaltado de disolventes, y requieran cambios menos frecuentes del catalizador de hidro craqueo.

Sumario de la descripción

El proceso de la invención se define en las reivindicaciones adjuntas.

Breve descripción de los dibujos

La Figura 1 es un diagrama de flujo simplificado de un proceso de hidro craqueo y desasfaltado de acuerdo con las realizaciones descritas en el presente documento.

La Figura 2 es un diagrama de flujo simplificado de un proceso de hidro craqueo y desasfaltado según las realizaciones descritas en este documento.

La Figura 3 es un diagrama de flujo simplificado de un proceso para procesar residuos para su comparación con procesos de acuerdo con realizaciones descritas en este documento.

La Figura 4 es un diagrama de flujo simplificado de un proceso de hidro craqueo y desasfaltado según las realizaciones descritas en el presente documento.

Descripción detallada

Las realizaciones descritas en el presente documento se refieren en general al proceso para mejorar las materias primas de petróleo. En un aspecto, las realizaciones descritas en este documento se refieren a un proceso para hidro craqueo y desasfaltado de residuos. En otro aspecto, las realizaciones descritas en este documento se refieren a un proceso integrado para mejorar el residuo que incluye múltiples etapas de hidro craqueo.

Las materias primas de residuos de hidrocarburos (residuos) útiles en las realizaciones y descritas en este documento pueden incluir varias fracciones de crudo pesado y de refinería. Por ejemplo, los materiales de alimentación de hidrocarburos residuales pueden incluir alimentaciones de hidrocarburos de residuos limpios, residuos atmosféricos o de vacío de petróleo, fondos de torres atmosféricas o de torres de vacío de hidro craqueados, gasóleo de vacío de ciclo directo, aceites gaseosos de vacío hidro craqueados, aceites de lodos o aceites de ciclo craqueados catalíticamente por fluidos (FCC) así como otras corrientes de hidrocarburos similares, o una combinación de las mismas, cada una de las cuales puede ser de una corriente continua, derivada del proceso, hidro craqueada, parcialmente desulfurada y/o con bajo contenido en metales. Las materias primas de los residuos anteriores pueden incluir varias impurezas, incluyendo asfaltenos, metales, azufre orgánico, nitrógeno orgánico y residuo de carbono de Conradson (CCR). El punto de ebullición inicial del residuo es típicamente mayor que aproximadamente 350 °C.

Los procesos de acuerdo con las realizaciones descrita en el presente documento para la conversión de materiales de alimentación de hidrocarburos residuales en hidrocarburos más ligeros incluyen, inicialmente, el hidro craqueo de la materia prima residual, incluidos los asfaltenos contenidos en ésta. La alimentación residual total, incluidos los asfaltenos, puede hacerse reaccionar con hidrógeno sobre un catalizador de hidro craqueo en una primera etapa de reacción de hidro craqueo para convertir al menos una porción de los hidrocarburos en moléculas más ligeras, incluida la conversión de, al menos, una porción de los asfaltenos. Para mitigar la formación de sedimentos, la reacción de hidro craqueo de la primera etapa puede realizarse a temperaturas y presiones que puedan evitar altas tasas de formación de sedimentos y ensuciamiento del catalizador (es decir, condiciones de reacción de "severidad

moderada"). La conversión de residuos en la primera etapa de la reacción puede estar en el intervalo de aproximadamente 30% en peso a aproximadamente 75% en peso en algunas realizaciones.

El producto de reacción de la primera etapa se separa para recuperar al menos una fracción de hidrocarburo destilado y una fracción residual que incluye una alimentación residual sin reaccionar, asfaltenos y cualquier producto del intervalo de ebullición residual resultante del hidrocrackeo de los asfaltenos contenidos en la materia prima residual. Las fracciones de hidrocarburos destilados recuperados pueden incluir, entre otras, destilados atmosféricos, tales como hidrocarburos que tienen una temperatura de ebullición normal de menos de aproximadamente 340 °C, y destilados de vacío, tales como hidrocarburos que tienen una temperatura de ebullición normal de aproximadamente 468 °C a aproximadamente 579 °C.

La fracción residual se separa en una unidad de desasfaltado de disolventes para recuperar la fracción de aceite desasfaltado y una fracción de asfaltenos. La unidad de desasfaltado con disolventes puede ser, por ejemplo, como se describe en una o más de las patentes de EE. UU. Nos. 4.239.616, 4.440.633, 4.354.922, 4.354.928, 4.536.283 y 7.214.308. En la unidad de desasfaltado de disolventes, se puede usar un disolvente de hidrocarburo ligero para disolver selectivamente los componentes deseados de la fracción de residuos y rechazar los asfaltenos. En algunas realizaciones, el disolvente de hidrocarburo ligero puede ser un hidrocarburo de C₃ a C₇, y puede incluir propano, butano, isobutano, pentano, isopentano, hexano, heptano y sus mezclas.

La fracción de aceite desasfaltado se hace reaccionar con hidrógeno sobre un catalizador de hidrocrackeo en una segunda etapa de reacción de hidrocrackeo para convertir al menos una porción de los hidrocarburos en moléculas más ligeras. El producto de reacción de la segunda etapa de reacción de hidrocrackeo se separa junto con el producto de reacción de la primera etapa de hidrocrackeo para recuperar los hidrocarburos del rango de destilado producidos tanto en la primera como en la segunda etapa de reacción de hidrocrackeo.

Los procesos de acuerdo con las realizaciones descritos en el presente documento incluyen una unidad de desasfaltado de disolvente corriente abajo de la primera etapa de reacción de hidrocrackeo, que proporciona la conversión de al menos una parte de los asfaltenos en hidrocarburos más ligeros y más valiosos. El hidrocrackeo de asfaltenos en la primera etapa de reacción puede proporcionar conversiones de residuos totales que pueden ser mayores que aproximadamente 60% en peso en algunas realizaciones; superiores al 85% en peso en otras realizaciones; y superiores al 95% en peso en otras realizaciones más. Además, debido a la conversión de al menos una porción de los asfaltenos corriente arriba, el tamaño requerido para las unidades de desasfaltado de disolventes utilizadas en las realizaciones puede ser menor de lo que se requeriría cuando toda la alimentación residual se procesa inicialmente.

Los catalizadores utilizados en la primera y segunda etapas de reacción pueden ser iguales o diferentes. Los catalizadores adecuados de hidrotratamiento e hidrocrackeo útiles en la primera y segunda etapas de reacción pueden incluir uno o más elementos seleccionados de los Grupos 4-12 de la Tabla Periódica de los Elementos. En algunas realizaciones, los catalizadores de hidrotratamiento e hidrocrackeo según las realizaciones en este documento descritas pueden comprender, consistir o consistir esencialmente en uno o más de níquel, cobalto, wolframio, molibdeno y sus combinaciones, ya sea sin soporte o soportados sobre un sustrato poroso como la sílice, alúmina, titania, o sus combinaciones. Según lo suministrado por el fabricante o como resultado del proceso de regeneración, los catalizadores de hidroconversión pueden estar en forma de óxidos metálicos, por ejemplo. Si es necesario o deseable, los óxidos metálicos se pueden convertir en sulfuros metálicos antes o durante el uso. En algunas realizaciones, los catalizadores de hidrocrackeo pueden estar previamente sulfurados y/o acondicionados antes de su introducción en el reactor de hidrocrackeo.

La primera etapa de reacción de hidrotratamiento e hidrocrackeo puede incluir uno o más reactores en serie y/o en paralelo. Los reactores adecuados para su uso en la primera etapa de reacción de hidrotratamiento e hidrocrackeo pueden incluir cualquier tipo de reactor de hidrocrackeo. Se prefieren los reactores de lecho en ebullición y los reactores de lecho fluidizado debido al procesamiento de asfaltenos en la primera etapa de reacción. En algunas realizaciones, la primera etapa de reacción de hidrocrackeo incluye solo un único reactor de lecho en ebullición.

La segunda etapa de reacción de hidrocrackeo puede incluir uno o más reactores en serie y/o en paralelo. Los reactores adecuados para su uso en la segunda etapa de reacción de hidrocrackeo pueden incluir cualquier tipo de reactor de hidrocrackeo, incluidos reactores de lecho en ebullición, reactores de lecho fluidizado y reactores de lecho fijo, entre otros. Los asfaltenos pueden estar presentes en el aceite desasfaltado solo en un grado menor, por lo que se puede usar una amplia variedad de tipos de reactores en la segunda etapa de reacción. Por ejemplo, se puede considerar un reactor de lecho fijo cuando los metales y el residuo de carbono de Conradson de la fracción de aceite desasfaltado que se alimenta a la segunda etapa de reacción de hidrocrackeo es menor que 80 ppm en peso y 10%, respectivamente. El número de reactores requeridos puede depender de la velocidad de alimentación, el nivel de conversión de residuos objetivo y el nivel de conversión alcanzado en la primera etapa de reacción de hidrocrackeo.

El fraccionamiento de los efluentes de la primera y segunda etapas de reacción se logra en un sistema de fraccionamiento común colocado intermedio a las dos etapas de reacción de hidrocrackeo. Además, se contempla

que el producto de reacción de la segunda etapa se puede separar junto con o independientemente del producto de reacción de la reacción de la primera etapa.

La reacción de hidrocrqueo en cada una de las etapas de reacción primera y segunda se puede llevar a cabo a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 360 °C a aproximadamente 480 °C; desde aproximadamente 400 °C hasta aproximadamente 450 °C en otras realizaciones. Las presiones en cada una de las etapas de reacción primera y segunda pueden estar en el intervalo de aproximadamente 7 MPa (70 bares) a aproximadamente 23 MPa (230 bares) en algunas realizaciones; de aproximadamente 10 a aproximadamente 18 MPa (de 100 bares a aproximadamente 180 bares) en otras realizaciones. Las reacciones de hidrocrqueo también pueden llevarse a cabo a una velocidad espacial horaria de líquidos (LHSV) en el intervalo de aproximadamente 0,1 h⁻¹ a aproximadamente 3,0 h⁻¹ en algunas realizaciones; desde aproximadamente 0,2 h⁻¹ hasta aproximadamente 2 h⁻¹ en otras realizaciones.

En algunas realizaciones, las condiciones operativas en la primera etapa de reacción pueden ser menos severas que las utilizadas en la segunda etapa de reacción, evitando así las tasas excesivas de reemplazo del catalizador. Por consiguiente, también se reduce la sustitución global del catalizador (es decir, para ambas etapas combinadas). Por ejemplo, la temperatura en la primera etapa de reacción puede ser menor que la temperatura en la segunda etapa de reacción. Las condiciones de operación se pueden seleccionar en función de la materia prima residual, incluido el contenido de impurezas en la materia prima residual y el nivel deseado de impurezas que se eliminarán en la primera etapa, entre otros factores. En algunas realizaciones, la conversión de residuos en la primera etapa de reacción puede estar en el intervalo de aproximadamente 30 a aproximadamente 60% en peso; de aproximadamente 45 a aproximadamente 55% en peso en otras realizaciones; y menos del 50% en peso en otras realizaciones más. Además del hidrocrqueo del residuo, la eliminación de azufre y metal puede estar en el intervalo de aproximadamente 40% a aproximadamente 75%, y la eliminación de carbono de Conradson puede estar en el intervalo de aproximadamente 30% a aproximadamente 60%. En otras realizaciones, al menos uno de una temperatura operativa y una presión operativa en la primera etapa de reacción puede ser mayor que la utilizada en la segunda etapa de reacción.

Aunque la conversión de residuos en la primera etapa de reacción se puede reducir a propósito para evitar el ensuciamiento del catalizador, las conversiones de residuos totales para los procesos de acuerdo con las realizaciones descritas en el presente documento pueden ser mayores del 80% debido a la conversión parcial de asfaltenos en la primera etapa de reacción y la conversión de DAO en la segunda etapa de reacción. Usando esquemas de flujo de proceso de acuerdo con las realizaciones descritas en el presente documento, se pueden lograr conversiones de residuos globales de al menos 80%, 85%, 90% o más, lo cual es una mejora significativa respecto a lo que se puede lograr con un sistema de hidrocrqueo de dos etapas solo.

Con referencia ahora a la Figura 1, se ilustra un diagrama de flujo de proceso simplificado de procesos para procesar residuos de acuerdo con las realizaciones descritas en el presente documento. Las bombas, válvulas, intercambiadores de calor y otros equipos no se muestran para facilitar la ilustración de las realizaciones descritas en este documento.

Un residuo e hidrógeno pueden alimentarse a través de las líneas de flujo 10 y 12, respectivamente, a una primera etapa de reacción de hidrocrqueo 14 que contiene un catalizador de hidrocrqueo y que funciona a una temperatura y presión suficientes para convertir al menos una parte del residuo en hidrocarburos más ligeros. El efluente del reactor de la primera etapa se puede recuperar a través de la línea de flujo 16. Como se describió anteriormente, el efluente de la primera etapa puede incluir productos de reacción y residuos sin reaccionar, que pueden incluir componentes de alimentación sin reaccionar tales como asfaltenos, y asfaltenos hidrocrqueados que tienen varios puntos de ebullición, incluidos aquellos en el intervalo de ebullición de la materia prima residual.

Una fracción de aceite desasfaltado e hidrógeno pueden alimentarse a través de las líneas de flujo 18 y 20, respectivamente, a una segunda etapa de reacción de hidrocrqueo 22 que contiene un catalizador de hidrocrqueo y que opera a una temperatura y presión para convertir al menos una porción del aceite desasfaltado en hidrocarburos más ligeros. El efluente del reactor de la segunda etapa se puede recuperar a través de la línea de flujo 24.

El efluente de la primera etapa y el efluente de la segunda etapa en las líneas de flujo 16, 24 pueden luego alimentarse a un sistema de separación 26. En el sistema de separación 26, los efluentes de la primera y segunda etapa se pueden fraccionar para recuperar al menos una fracción de hidrocarburo destilado y una fracción de hidrocarburo que incluye el residuo sin reaccionar, los asfaltenos y compuestos con intervalos de ebullición similares formados a partir del hidrocrqueo de los asfaltenos. Las fracciones de hidrocarburos destilados se pueden recuperar a través de una o más líneas de flujo 28.

La fracción de hidrocarburo que incluye el residuo sin reaccionar y los asfaltenos pueden alimentarse a través de la línea de flujo 30 a la unidad de desasfaltado del disolvente 32 para producir una fracción de asfaltenos recuperada a través de la línea de flujo 34 y una fracción de aceite desasfaltado. La fracción de aceite desasfaltado se puede recuperar de la unidad 32 de desasfaltado con disolvente a través de la línea de flujo 18 y alimentar a la segunda etapa de reacción de hidrocrqueo 22, como se describe anteriormente.

Con referencia ahora a la Figura 2, se ilustra un diagrama de flujo de proceso simplificado de procesos para procesar residuos de acuerdo con las realizaciones en el presente documento, donde los números similares representan partes similares. Como se describe para la Figura 1, el efluente del reactor de la primera etapa y el efluente del reactor de la segunda etapa pueden alimentarse a través de las líneas de flujo 16, 24 al sistema de separación 26. En esta realización, el sistema de separación 26 puede incluir un separador de alta temperatura y alta presión 40 (separador de HP/HT) para separar el líquido y el vapor del efluente. El vapor separado se puede recuperar a través de la línea de flujo 42, y el líquido separado se puede recuperar a través de la línea de flujo 44.

El vapor puede dirigirse luego a través de la línea de flujo 42 a un sistema de enfriamiento de gas, purificación y compresión de reciclado 46. Un gas que contiene hidrógeno se puede recuperar del sistema 46 a través de la línea de flujo 48, una parte de la cual se puede reciclar a los reactores 14, 16. Los hidrocarburos condensados durante el enfriamiento y la purificación pueden recuperarse a través del flujo 50 y combinarse con el líquido separado en la línea de flujo 44 para su posterior procesamiento. La corriente líquida combinada 52 puede luego alimentarse a una torre de destilación atmosférica 54 para separar la corriente en una fracción que incluye hidrocarburos que hierven en un intervalo de destilados atmosféricos y una primera fracción de fondo que incluye hidrocarburos que tienen un punto de ebullición normal de al menos 340 °C. Los destilados atmosféricos pueden recuperarse a través de la línea de flujo 56, y la primera fracción de fondo puede recuperarse a través de la línea de flujo 58.

La primera fracción del fondo puede luego ser alimentada a un sistema de destilación al vacío 60 para separar la primera fracción del fondo en una fracción que incluye hidrocarburos que hierven en un intervalo de destilados al vacío y una segunda fracción del fondo que incluye hidrocarburos que tienen un punto de ebullición normal de al menos 480 °C. Los destilados de vacío pueden recuperarse a través de la línea de flujo 62, y la segunda fracción del fondo puede recuperarse a través de la línea de flujo 30 y procesarse en la unidad de desasfaltado de disolvente 32 como se describe anteriormente.

Puede ser necesario reducir la temperatura de la segunda fracción del fondo antes de alimentar la segunda fracción del fondo a la unidad de desasfaltado del disolvente 32. La segunda fracción del fondo puede enfriarse mediante intercambio de calor directo o indirecto. Debido al ensuciamiento de los sistemas de intercambio de calor indirecto que a menudo se produce con los residuos de la torre de vacío, se puede preferir el intercambio de calor directo, y se puede realizar, por ejemplo, poniendo en contacto la segunda fracción del fondo con al menos una parte de la primera fracción del fondo y una porción de la alimentación residual limpia, tal como puede alimentarse a través de las líneas de flujo 64 y 66, respectivamente.

Como se ilustra en la Figura 2, los procesos descritos en este documento pueden incluir un sistema de enfriamiento, purificación y compresión de gas independiente 46. En otras realizaciones, la fracción de vapor recuperada a través de la línea de flujo 42, o al menos una parte de la misma, puede procesarse en un sistema común de enfriamiento, purificación y compresión de gases, integrando el procesamiento de los gases con otras unidades de hidrop procesamiento en el sitio.

Aunque no se ilustra, al menos una porción de los asfaltenos recuperados a través de la línea de flujo 34 se puede reciclar a la primera etapa del reactor de hicrocraqueo en algunas realizaciones. El procesamiento o el uso de asfaltenos recuperados a través de la línea de flujo 34 se puede realizar utilizando otros procesos diversos conocidos por los expertos en la técnica. Por ejemplo, los asfaltenos se pueden mezclar con un cortador como el aceite de lodo FCC y usarse como fuel oil, o procesarse solos o en combinación con otras alimentaciones para unidades de coquización o gasificación retrasadas, o peletizarse en gránulos de asfalto.

Ejemplos

Los siguientes ejemplos se derivan de técnicas de modelado.

En los ejemplos que se presentan a continuación, la Figura 3 (Ejemplo comparativo 1) es un proceso para procesar residuos, una unidad LC-FINING independiente diseñada para producir fuel oil estable con bajo contenido de azufre, donde los datos del reactor se basan en los datos reales de rendimiento de la planta comercial. La Figura 4 (Ejemplo 1) es un proceso para procesar residuos de acuerdo con las realizaciones descritas en este documento. La siguiente descripción y los datos comparativos, incluidos los parámetros de reacción clave presentados en la Tabla 1, proporcionan una comparación entre el proceso independiente y un proceso integrado de acuerdo con las realizaciones descritas en este documento.

Ejemplo comparativo 1

Un sistema comparativo 300 para procesar residuos se ilustra en la Figura 3, e incluye una sección de reacción 302 y un sistema de separación 304. La sección de reacción 302, por ejemplo, puede incluir una única etapa de reacción de craqueo, como un sistema de reacción LC-FINING que tiene tres reactores en serie. El residuo y el hidrógeno se alimentan a través de las líneas de flujo 306 y 308, respectivamente, a la sección del reactor 302 para el craqueo/mejora del residuo. El efluente de la sección del reactor 302 se alimenta luego a través de la línea de flujo 310 al sistema de separación 304 para fraccionar el efluente del reactor en las fracciones deseadas, que incluyen destilados atmosféricos y destilados al vacío, recuperados a través de las líneas de flujo 312 y 314, respectivamente, y un residuo de vacío, recuperado a través de la línea de flujo 316.

Como se ilustra en la Figura 3, el sistema de separación 304 incluye un separador de alta temperatura y alta presión 320, un sistema de enfriamiento, purificación y compresión de gases 322, una torre de fraccionamiento atmosférico 324 y una torre de fraccionamiento de vacío 326. El hidrógeno limpio o de reposición se alimenta al sistema de enfriamiento, purificación y compresión de gases 322 a través de la línea de flujo 330, se mezcla con el hidrógeno sin reaccionar y otros gases ligeros recuperados en el sistema de gases 322, y se envía a la sección del reactor 302 a través de la línea de flujo 308.

La velocidad de alimentación total de los residuos (a través de la línea de flujo 306) a la sección del reactor 302 es de aproximadamente 3974 m³ por día de corriente (25000 barriles por día de corriente (BPSD)). La Sección 302 del reactor funciona a una temperatura y presión suficientes para hacer reaccionar aproximadamente el 62% del residuo. La separación del efluente del reactor recuperado a través de la línea de flujo 310 da como resultado la recuperación de aproximadamente 1311 m³ por día de corriente (8250 BPSD) de destilados atmosféricos a través de la línea de flujo 312, 1211 m³ por día de corriente (7620 BPSD) de destilados al vacío a través de la línea de flujo 314, y 1599 m³ por día de corriente (10060 BPSD) de residuos al vacío a través de la línea de flujo 316. En total se alcanza una conversión de aproximadamente el 62%.

Ejemplo 1

Un proceso para procesar residuos de acuerdo con realizaciones se simula con un diagrama de flujo como se ilustra en la Figura 4, que es similar a la Figura 2. Como tales, los números de referencia para la Figura 2 se utilizan para representar los mismos componentes en la Figura 4, y la descripción del flujo del proceso no se repite en este documento. Al igual que en la Figura 3, el hidrógeno limpio/compuesto se alimenta a través de la línea de flujo 12 al sistema de enfriamiento, purificación y compresión de gas 46. La etapa de reacción 14 incluye un reactor, y la etapa de reacción 22 incluye dos reactores en serie.

La velocidad de alimentación total del residuo (a través de la línea de flujo 10) a la etapa 14 del primer reactor es aproximadamente 6359 m³ por día de corriente (40000 BPSD). La primera etapa del reactor 14 funciona a una temperatura y presión suficientes para que reaccione aproximadamente el 52% del residuo. La segunda etapa del reactor 22 se opera a una temperatura y presión suficientes para que reaccione aproximadamente el 85% de la alimentación de DAO. La separación combinada de los efluentes de la primera y la segunda etapa recuperados a través de las líneas de flujo 16 y 24, respectivamente, da como resultado la recuperación de 2833 m³ por día de corriente (17825 BPSD) de destilados atmosféricos recuperados a través de la línea de flujo 56, 2821 m³ por día de corriente (17745 BPSD) de destilados al vacío recuperados a través de la línea de flujo 62, y 3609 m³ por día de corriente (22705 BPSD) de residuos al vacío recuperados a través de la línea de flujo 34. El residuo al vacío luego se procesa en la unidad de desasfaltado de disolventes 32, operando a aproximadamente 75% de elevación y recuperación, y se alimenta a través de la línea de flujo 18 de aproximadamente 2707 m³ por día de corriente (17030 BPSD) DAO a la segunda etapa de reacción 22. Se logra una conversión total de residuos de aproximadamente 84,3%.

Como se muestra en los ejemplos anteriores, la conversión total de residuos se puede aumentar en más de un 22% a un 84,3% usando procesos de acuerdo con las realizaciones descritas en este documento (Ejemplo 1) en comparación con una unidad LC-FINING independiente (Ejemplo comparativo 1). Los resultados del Ejemplo 1 y del Ejemplo comparativo 1 se comparan adicionalmente en la Tabla 1.

Tabla 1.

	Ejemplo comparativo 1	Ejemplo 1	Ejemplo 1
Etapa	-	1	2
Conversión de residuos, 975 + vol%	62	52	85
Hidrodesulfuración lograda, % en peso	83	60	80
Capacidad total de alimentación, m ³ por día de flujo (BPSD)	3974 (25000)	6359 (40000)	2707 (17030)
LHSV 1/h	X	2,2X	1,5X
Cantidad de reactores	3	1	2
Temperatura de funcionamiento del reactor, °C	Y	Y + 15	Y + 23
Consumo de hidrógeno químico, SCFH	Z	1,25Z	0,82Z
Volumen total del reactor, m ³	A	0,72A	0,45A
Tasa de adición de catalizador, g/m ³ (lbs/Bbl)	B	0,75B	0,25B

La conversión, la temperatura del reactor y la velocidad espacial horaria del líquido del reactor para el funcionamiento de los reactores tanto en el Ejemplo 1 como en el Ejemplo comparativo 1 están limitados por la estabilidad del fuel oil, que normalmente debe tener un contenido de sedimentos inferior al 0,15% en peso medido por la prueba de filtración en caliente de Shell (es decir, IP-375).

Los parámetros del sistema de reacción para el Ejemplo 1 están respaldados por los datos obtenidos de las pruebas de la planta piloto tanto del residuo de vacío de ejecución recta como de la DAO derivada del residuo de vacío hidrocraqueado no convertido. Como resultado de la reducción de la conversión de residuos del reactor de la primera etapa 14, se puede aumentar la severidad de la operación térmica (es decir, la temperatura del reactor y la velocidad espacial), en comparación con los reactores del Ejemplo comparativo 1, produciendo fuel oil estable con bajo contenido de azufre y sin afectar significativamente la formación de sedimentos. Esto, en combinación con la mayor severidad térmica en la que se puede operar la etapa de conversión de DAO, permite procesar un 60% más de la alimentación de residuos al vacío a un 22% más de conversión, mientras que solo requiere un aumento del 18% en el volumen del reactor. Como resultado de la mayor conversión que se puede lograr con el esquema de flujo del Ejemplo 1, la producción atmosférica y de destilado al vacío se incrementa de 64% en volumen a 89% en volumen, basado en la alimentación de residuos limpios al vacío.

Además, debido a la reducción de la eliminación de metales en la primera etapa de reacción y al rechazo de metales en el paso SDA (asfalto recuperado a través de la corriente 34), la velocidad de adición de catalizador unitario (es decir, lbs por barril de alimentación de residuos al vacío) se puede reducir en 15 % o más. De manera similar, como resultado de la reducción de CCR y la conversión de asfaltenos en la primera etapa de reacción y el subsiguiente rechazo de asfaltenos en el paso de SDA, la producción de gas ligero y el consumo de hidrógeno químico unitario se reducen en un 10 a 15% de lo que sería de otro modo si la misma conversión se lograra sin la integración de una Unidad SDA.

Como se describió anteriormente, las realizaciones descritas en el presente documento proporcionan la conversión eficiente de hidrocarburos pesados en hidrocarburos más ligeros a través de un proceso integrado de hidrocrqueo y desasfaltado de disolventes.

En un aspecto, los procesos de acuerdo con las realizaciones descritas en el presente documento pueden ser útiles para lograr una conversión de la alimentación global alta en un proceso de hidrocrqueo, tal como una conversión mayor del 60%, 85% o 95%.

En otro aspecto, los procesos de acuerdo con las realizaciones descritas en el presente documento pueden proporcionar la reducción del tamaño requerido del equipo de procesamiento, que incluye al menos uno de un reactor de hidrocrqueo y una unidad de desasfaltado de disolventes. Las altas conversiones obtenidas pueden resultar en tasas de reciclaje relativas menores a las requeridas por los procesos de la técnica anterior para lograr conversiones globales altas. Además, el hidrocrqueo de al menos una porción de los asfaltenos en la primera etapa de reacción puede proporcionar menores velocidades de alimentación, uso de solventes, etc., asociados con la unidad de desasfaltado de solventes en comparación con los procesos de la técnica anterior.

En otro aspecto más, los procesos de acuerdo con las realizaciones descritas en el presente documento pueden proporcionar una disminución de las tasas de incrustación del catalizador, extendiendo así los tiempos de ciclo del catalizador y la vida útil del catalizador. Por ejemplo, las condiciones de operación en la primera zona de reacción pueden seleccionarse para minimizar la formación de sedimentos y el ensuciamiento del catalizador que, de lo contrario, puede ocurrir al hidrocrqueo de asfaltenos.

Se pueden realizar reducciones significativas en los costos de capital y de operación debido a uno o más de los bajos requisitos de reciclaje, el uso eficiente del catalizador y la conversión parcial de asfaltenos antes del desasfaltado de los disolventes.

La eliminación de asfaltenos entre las etapas de reacción puede dar como resultado, además, un problema de deposición de sedimentos menor en el equipo asociado con la separación de líquidos del vapor en el circuito de efluente del reactor, incluido el equipo en la sección de fraccionamiento.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para procesar residuos, que comprende:

someter a hidrocrqueo un residuo en una primera etapa de reacción (14) de hidrocrqueo para formar un efluente de primera etapa;

5 someter a hidrocrqueo una fracción de aceite desasfaltado en una segunda etapa de reacción (22) de hidrocrqueo para formar un efluente de la segunda etapa;

fraccionar el efluente de la primera etapa y el efluente de la segunda etapa en un sistema de fraccionamiento común (26; 40) colocado entre medias de la primera etapa de reacción (14) de hidrocrqueo y la segunda etapa de reacción (22) de hidrocrqueo para recuperar al menos una fracción de hidrocarburo destilado y una fracción de hidrocarburo residual;

10 alimentar la fracción de hidrocarburo residual a una unidad de desasfaltado de disolvente (32) para proporcionar una fracción de asfaltenos y la fracción de aceite desasfaltado,

2. El proceso de la reivindicación 1, en el que el hidrocrqueo de un residuo comprende:

alimentar hidrógeno y el residuo a un primer reactor que contiene un primer catalizador de hidrocrqueo;

15 poner en contacto el residuo y el hidrógeno en presencia del primer catalizador de hidrocrqueo en condiciones de temperatura y presión para someter a craqueo al menos una porción del residuo; y

recuperar el efluente de la primera etapa del primer reactor;

en el que el hidrocrqueo de una fracción de aceite desasfaltado comprende:

20 alimentar hidrógeno y la fracción de aceite desasfaltado a un segundo reactor que contiene un segundo catalizador de hidrocrqueo;

poner en contacto la fracción de aceite desasfaltado y el hidrógeno en presencia del segundo catalizador de hidrocrqueo en condiciones de temperatura y presión que sometan a craqueo al menos una porción del aceite desasfaltado; y

recuperar el efluente de la segunda etapa del segundo reactor, y

25 3. El proceso de la reivindicación 1 o la reivindicación 2, en el que al menos una de una temperatura operativa y una presión operativa en la segunda etapa de reacción de hidrocrqueo (22) es mayor que una temperatura operativa y una presión operativa de la primera etapa de reacción de hidrocrqueo (14).

4. El proceso de la reivindicación 1 o la reivindicación 2, en el que al menos una porción de asfaltenos en el residuo se someten a hidrocrqueo en la primera etapa de reacción de hidrocrqueo (14).

30 5. El proceso de la reivindicación 1 o la reivindicación 2, que comprende además operar la primera etapa de reacción de hidrocrqueo (14) a una temperatura y presión para someter a hidrocrqueo el residuo con una conversión de aproximadamente 30% en peso a aproximadamente 75% en peso del residuo.

6. El proceso de la reivindicación 1 o la reivindicación 2, que comprende además operar la primera etapa de reacción de hidrocrqueo (14) a una temperatura y presión para someter a hidrocrqueo el residuo con una conversión total de residuo de al menos 60% en peso.

35 7. El proceso de la reivindicación 6, en el que la conversión total de residuos es de al menos 95% en peso.

8. El proceso de la reivindicación 1, en el que la fracción de hidrocarburos residuales comprende hidrocarburos con un punto de ebullición normal de al menos 340 °C.

9. El proceso de la reivindicación 1 o la reivindicación 2, en el que la primera etapa de reacción de hidrocrqueo (14) comprende un solo reactor de lecho ebulldo.

40 10. El proceso de la reivindicación 1 o la reivindicación 2, en el que la segunda etapa de reacción de hidrocrqueo (22) comprende al menos uno de un reactor de lecho ebulldo y un reactor de lecho fijo.

11. El proceso de la reivindicación 2, en el que el fraccionamiento comprende:

45 fraccionar el efluente de la primera etapa en un sistema de separación (26) para formar al menos una fracción de hidrocarburo destilado y una primera fracción de hidrocarburo residual; y

fraccionar el efluente de la segunda etapa en el sistema de separación (26) para formar al menos una fracción de hidrocarburo destilado y una segunda fracción de hidrocarburo residual.

12. El proceso de la reivindicación 2, en el que el fraccionamiento comprende:

5 separar los efluentes de la primera y la segunda etapa en un separador de alta temperatura y alta presión (40) para proporcionar un producto en fase gaseosa y un producto en fase líquida;

separar el producto en fase líquida en una torre de destilación atmosférica (54) para recuperar una fracción que comprende hidrocarburos en ebullición en un intervalo de destilados atmosféricos y una primera fracción del fondo que comprende hidrocarburos que tienen un punto de ebullición normal de al menos 340 °C;

10 separar la fracción del fondo en una torre de destilación al vacío (60) para recuperar una fracción que comprende hidrocarburos en ebullición en un intervalo de destilados al vacío y una segunda fracción del fondo que comprende hidrocarburos que tienen una temperatura de ebullición de al menos 480 °C;

alimentar la segunda fracción del fondo a la unidad de desasfaltado de disolventes (32) como la fracción de hidrocarburo residual,

13. El proceso de la reivindicación 12, que comprende además

15 enfriar el producto en fase gaseosa para recuperar una fracción de gas que contiene hidrógeno y una fracción de destilado; y

alimentar la fracción de destilado a la separación del producto en fase líquida.

14. El proceso de la reivindicación 13, que comprende además reciclar al menos una porción del hidrógeno recuperado a al menos uno del primer reactor y el segundo reactor.

20 15. El proceso de la reivindicación 12, que comprende además enfriar la segunda fracción del fondo mediante intercambio de calor directo con al menos una de una porción de la parte residual y una porción de la primera fracción del fondo.

25 16. El proceso de la reivindicación 2, en el que al menos uno de una temperatura de operación y una presión de operación en el segundo reactor es menor que una temperatura de operación y una presión de operación del primer reactor.

17. El proceso de la reivindicación 2, en el que la fracción de hidrocarburo residual comprende hidrocarburos con un punto de ebullición normal de al menos 480 °C.

30 18. El proceso de la reivindicación 2, en el que el fraccionamiento comprende alimentar el efluente de la primera etapa y el efluente de la segunda etapa en el sistema de fraccionamiento común (26, 40), donde el efluente de la segunda etapa se separa junto con o independientemente del efluente de la primera etapa.

Figura 1

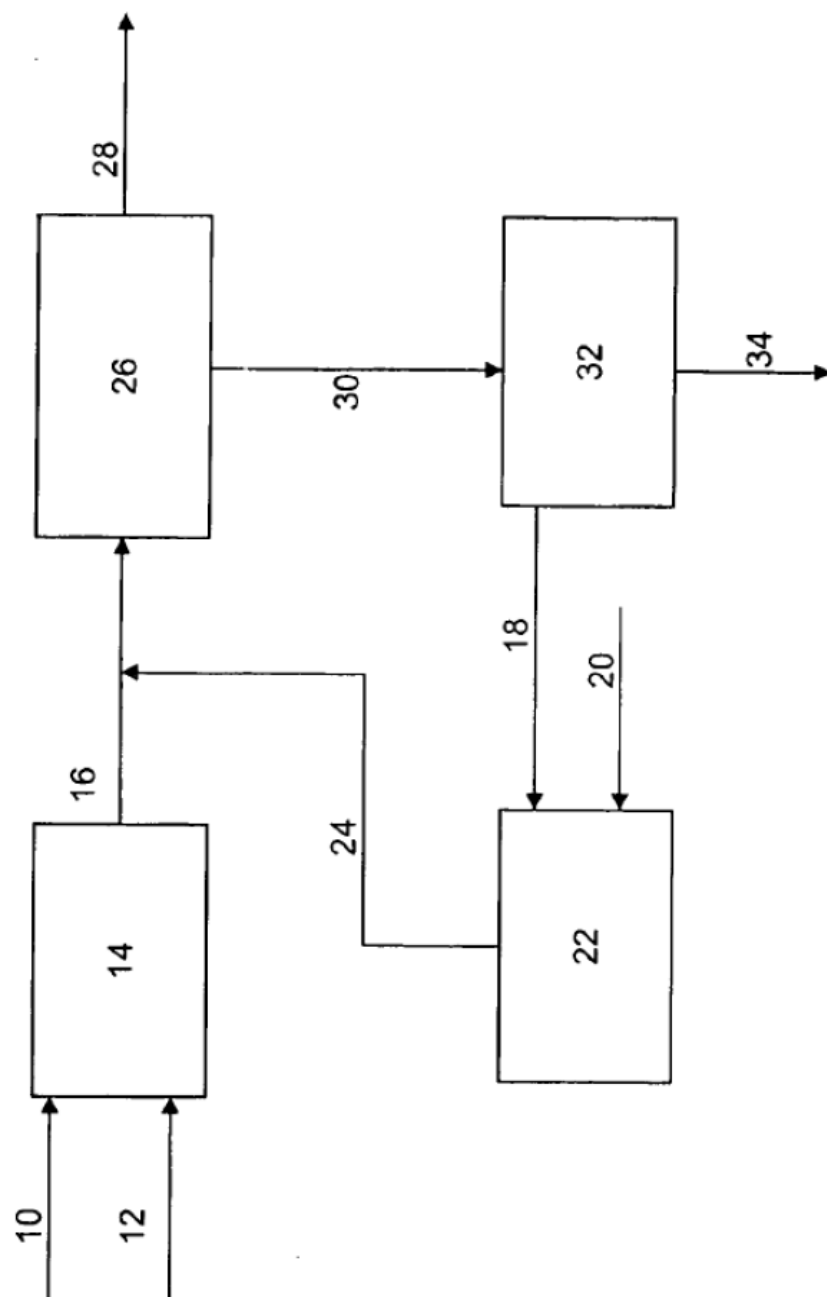


Figura 2

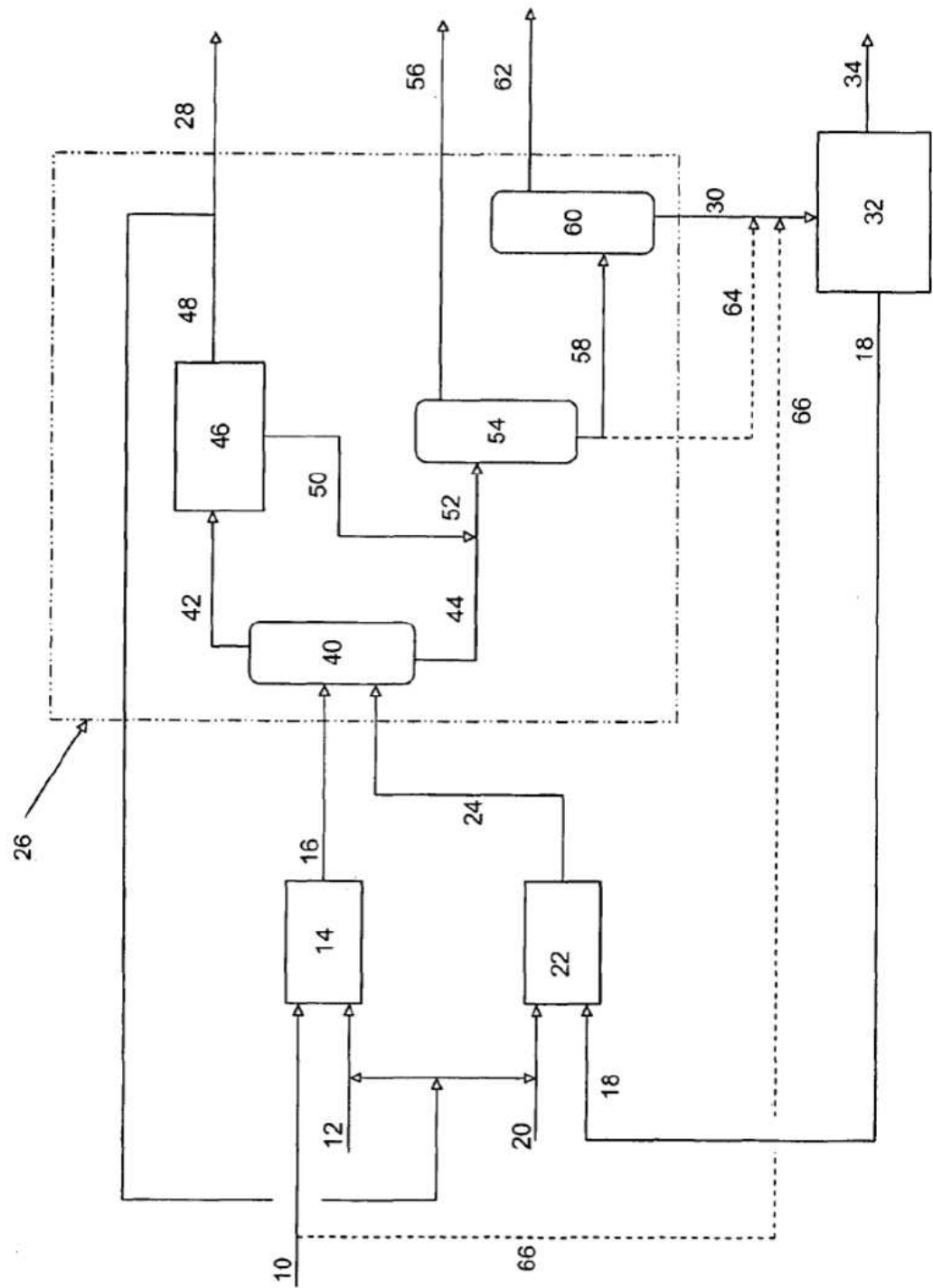


Figura 3 (Ejemplo comparativo)

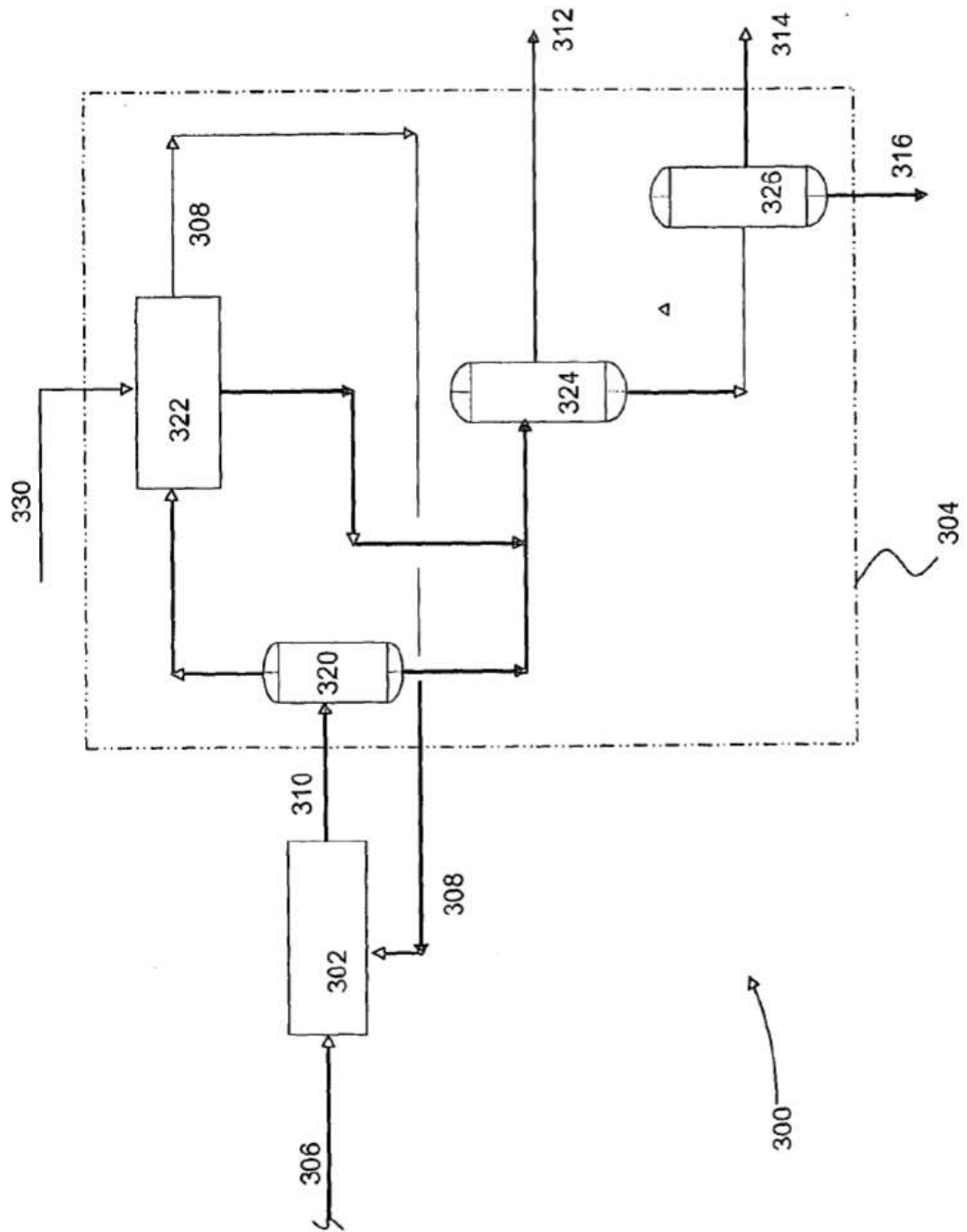


Figura 4

