

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 568 004**

51 Int. Cl.:

C10G 47/26 (2006.01)

C10G 45/22 (2006.01)

B01J 8/22 (2006.01)

C10G 45/04 (2006.01)

C10G 45/16 (2006.01)

C10G 47/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **24.07.2012 E 12744152 (5)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **02.03.2016 EP 2737023**

54 Título: **Proceso en lecho en ebullición para materia prima que contiene hidrógeno disuelto**

30 Prioridad:

29.07.2011 US 201161513055 P

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

27.04.2016

73 Titular/es:

**SAUDI ARABIAN OIL COMPANY (100.0%)
Box 5000
Dhahran 31311, SA**

72 Inventor/es:

KOSEOGLU, OMER, REFA

74 Agente/Representante:

ISERN JARA, Jorge

ES 2 568 004 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

Proceso en lecho en ebullición para materia prima que contiene hidrógeno disuelto

5 Antecedentes de la invención

Campo de la invención

10 Esta invención se refiere a procesos para la conversión de una materia prima líquida en compuestos hidrocarbonados de bajo peso molecular en un reactor de hidroprocesamiento de lecho en ebullición.

Descripción de la técnica relacionada

15 Los objetivos comunes de las operaciones de hidrocrackeo o hidroprocesamiento son eliminar impurezas tales como el azufre, nitrógeno y/o metales, en particular en materias primas de residuos, y el craqueo de la alimentación pesada en hidrocarburos de menor peso molecular que tengan bajos puntos de ebullición para obtener combustibles de transporte tales como la gasolina y el diésel. Las reacciones que se producen en las operaciones de hidrocrackeo/hidroprocesamiento incluyen hidrodesulfuración (HDS), la reducción de residuos de carbono (CRR), la eliminación de nitrógeno (HDN), y el craqueo.

20 En una refinería, es deseable minimizar el tiempo de inactividad para la sustitución o regeneración de catalizador. Además, la economía del proceso en general requiere un sistema versátil capaz de manejar corrientes de alimentación con diferentes niveles de contaminantes tales como azufre, nitrógeno, metales y/o compuestos organometálicos, tales como las que se encuentran en un gasóleo de vacío, aceites desasfaltados y residuos.

25 Hay tres tipos comunes de reactores usados en la industria del refinado: de lecho fijo, en ebullición, y móvil. La decisión de usar un tipo particular de reactor se basa en una serie de criterios, incluyendo las características de la materia prima, el porcentaje de conversión deseado, la flexibilidad, la longitud de recorrido, y la calidad del producto requerida.

30 Los procesos de hidroprocesamiento especializados en los que se añade hidrógeno a una corriente de alimentación de un reactor de hidroprocesamiento se enseñan en la solicitud de patente de Estados Unidos n.º 2006/0144756 A1, en la que se afirma que la disolución de hidrógeno de una materia prima en un reactor de hidroprocesamiento permite la sustitución de los reactores de lecho de goteo tradicionales por reactores tubulares más pequeños.

35 El reactor de lecho en ebullición se desarrolló para superar los problemas de taponamiento asociados habitualmente a los reactores de lecho fijo durante el procesamiento de materias primas relativamente pesadas y a medida que aumentan los requisitos de conversión, por ejemplo, para el residuo de vacío. En un reactor de lecho en ebullición, el catalizador se encuentra en un lecho expandido, contrarrestando de ese modo problemas de taponamiento asociados a reactores de lecho fijo. La naturaleza fluidizada del catalizador en un reactor de lecho en ebullición también permite la sustitución del catalizador en línea de una pequeña parte del lecho. Esto da como resultado una alta actividad neta del lecho que no varía con el tiempo.

40 Las tecnologías de lecho fijo presentan problemas considerables en el tratamiento de cargas particularmente pesadas que contienen una cantidad de heteroátomos, metales y asfaltenos relativamente alta, ya que estos contaminantes provocan la rápida desactivación del catalizador y el taponamiento del reactor. Se pueden usar varios reactores de lecho fijo conectados en serie para lograr una conversión relativamente alta de materias primas pesadas que hierven por encima 370 °C, pero dichos diseños requieren una gran inversión de capital y, para ciertas materias primas, son poco prácticos a nivel comercial, por ejemplo, la sustitución del catalizador cada 3-4 meses.

50 Por lo tanto, para el tratamiento de estas cargas pesadas, se han desarrollado y se encuentran en funcionamiento en todo el mundo reactores de lecho en ebullición. Estos reactores tienen numerosas ventajas en cuanto al rendimiento y la eficiencia, en particular con crudos pesados. Los primeros procesos y sistemas de lecho en ebullición fueron descritos por Johanson en las patentes de Estados Unidos 2.987.465 y 3.197.288. La patente de Estados Unidos n.º 6.270.654 B1 describe un proceso para el hidroprocesamiento de un lecho en ebullición que usa un reactor con un conducto interno de flujo descendente y una unidad de separación de fases para la corriente de producto.

55 En general, un reactor de lecho en ebullición incluye las corrientes de líquidos, sólidos y gases que fluyen de forma concurrente a través de un recipiente cilíndrico orientado verticalmente que contiene el catalizador. El catalizador se pone en movimiento en el líquido y tiene un volumen bruto dispersado a través del medio líquido que es mayor que el volumen de la masa de catalizador en estado estacionario. Los reactores de lecho en ebullición se incorporan en diversas operaciones de refinería, incluidos los procesos para la mejora de hidrocarburos líquidos pesados y la conversión de carbón en aceites sintéticos.

65

Normalmente, una fase de hidrocarburo líquido y una fase de hidrógeno gaseoso se pasan ascendentemente a través del lecho de partículas de catalizador a una velocidad tal que las partículas son forzadas a moverse a medida que los fluidos pasan ascendentemente a través del lecho. El nivel de expansión del lecho catalítico está determinado, al menos en parte, por el caudal del líquido de recirculación más bajo, que está controlado por una bomba del lecho en ebullición. Durante el funcionamiento en estado estable (es decir, el estado del lecho en ebullición), la mayor parte del catalizador no sube por encima de un cierto nivel en el reactor que se predetermina durante el diseño del reactor. Este nivel se establece para evitar que las partículas de catalizador abandonen el reactor o para interferir con el funcionamiento eficiente de los ciclones que están instalados en el interior del reactor para separar partículas arrastradas de catalizador procedentes de la mezcla de gas-líquido. Al principio se puede cargar más catalizador en el reactor debido a la falta de acumulación de gas y la viscosidad del líquido. Estos criterios de diseño se encuentran dentro de la experiencia rutinaria en la técnica. Una parte sustancial de los vapores y líquidos del producto pasan a través del nivel superior de las partículas de catalizador en una zona esencialmente libre de catalizador y se eliminan en la proximidad de la parte superior del reactor.

Cantidades importantes de hidrógeno gaseoso y vapores de hidrocarburos ligeros suben a través de la zona de reacción en la zona libre de catalizador. El líquido se recircula a la parte inferior del reactor y se extrae del reactor como producto neto de esta zona libre de catalizador. Una parte determinada del vapor se separa de la corriente de recirculación de líquido antes de pasarse a través del conducto de recirculación extraído mediante la succión de la bomba de ebullición. Sin embargo, los gases o vapores presentes en la corriente de recirculación de la parte inferior disminuyen materialmente la capacidad de la bomba de recirculación. La presencia de vapores también reduce el tiempo de residencia del líquido en el reactor y la presión parcial límite de hidrógeno.

Ciertos reactores empleados en el proceso de hidrocrackeo catalítico con un lecho en ebullición de partículas de catalizador están diseñados con un conducto de recirculación vertical central que sirve como conducto de flujo descendente, o tubo de bajada, para la recirculación de líquido desde la zona libre de catalizador por encima del lecho catalítico en ebullición para la succión de una bomba de recirculación para recircular el líquido a través de la zona de reacción catalítica.

La Fig. 1 ilustra esquemáticamente un sistema y un aparato 100 de la técnica anterior en el que el líquido se recircula internamente con un conducto de recirculación de flujo descendente. El aparato 100 incluye un reactor de lecho en ebullición 160 y una bomba de ebullición 164. El reactor de lecho en ebullición 160 incluye una entrada 130 para recibir una mezcla de hidrógeno gaseoso y la materia prima y una salida 166 para la descarga del efluente producto. La bomba de ebullición 164 está en comunicación fluida con el reactor de lecho en ebullición 160 e incluye una entrada 162 para recibir el efluente recirculado procedente del reactor de lecho en ebullición 160 y una salida 163 para la descarga del efluente recirculado a una mayor presión.

En la puesta en práctica del sistema 100, se introduce una mezcla de hidrógeno gaseoso y materia prima en el reactor de lecho en ebullición 160 a través de la entrada 130 para la reacción que incluye la conversión de la materia prima en hidrocarburos de menor peso molecular. El efluente líquido de reacción fluye continuamente hacia abajo en el conducto de flujo descendente situado en el interior del reactor de lecho en ebullición 160, y se recircula de nuevo al reactor de lecho en ebullición 160 a presión elevada mediante una bomba de ebullición 164. El efluente producto se recupera a través de la salida 166.

Como alternativa, el líquido reciclado se puede obtener de un separador de vapor situado corriente abajo del reactor o se puede obtener de una corriente inferior del separador atmosférico. La recirculación de líquido sirve para bullir y estabilizar el lecho catalítico, y mantener la uniformidad de la temperatura en todo el reactor.

La Fig. 2 ilustra esquemáticamente un sistema y un aparato 200 con un sistema de recirculación externa que incluye un reactor de lecho en ebullición 260, una bomba de ebullición 264 y un separador de alta presión 280. El reactor de lecho en ebullición 260 incluye una entrada 230 para introducir una mezcla de hidrógeno gaseoso y materia prima y una salida 266 para la descarga de efluentes producto. El separador de alta presión 280 incluye una entrada en comunicación fluida con la salida 266 para la recepción de efluente producto, una salida 282 para descargar una corriente de producto gaseoso y una salida 284 para descargar una corriente de líquido. La bomba de ebullición 264 incluye una entrada 262 en comunicación fluida con la salida del separador de alta presión para recibir al menos una parte de la corriente de líquido, y una salida 263 para la descarga de la corriente de recirculación a presión elevada.

En la puesta en práctica del sistema 200, se introduce una mezcla de hidrógeno gaseoso y materia prima en el reactor de lecho en ebullición 260 a través de la entrada 230 para la reacción que incluye la conversión de la materia prima en hidrocarburos de menor peso molecular. El efluente de reacción se transporta al separador de alta presión 280 para obtener una corriente de gas 282 y una corriente de líquido 284. Al menos una parte de la corriente de líquido 284 se recircula como corriente 288 hacia el reactor de lecho en ebullición 260 a través de la bomba de ebullición 264. La parte restante de la corriente 284 se puede recuperar como corriente de producto 286 o se somete a otros procesos de refinado.

La expansión del lecho catalítico es un factor importante en el reactor de lecho en ebullición. En el proceso, la expansión del lecho está controlada por la velocidad de la bomba de recirculación. Ciertos sistemas incluyen un

lecho caracterizado por una serie de detectores del nivel del lecho y uno o más detectores adicionales para determinar un nivel anormalmente alto del lecho (interfaz). El nivel de la interfaz se detecta, por ejemplo, con un detector de densidad que incluye una fuente de radiación en un punto interior dentro del reactor y/o una fuente de detección en la pared del reactor.

5 Aunque generalmente se usan los procesos del lecho en ebullición para la conversión de materias primas de residuos de vacío más pesados, también se pueden usar para limpiar o tratar una materia prima de gasóleo de vacío de menor punto de ebullición. Las ventajas de los procesos de lecho en ebullición incluyen la calidad del producto y la uniformidad del caudal, un menor tiempo de inactividad y una menor inversión de capital.

10 El volumen y la relación entre longitud y diámetro son conocidos por ser factores en el diseño del reactor de lecho en ebullición que afectan a la carga del catalizador. Para un reactor de volumen determinado, cuanto mayor sea la relación entre longitud y diámetro, más catalizador se podrá introducir en el reactor.

15 Las tasas de acumulación de gases y líquidos son características importantes del proceso que contribuyen al rendimiento del sistema. Unas tasas de acumulación de gas elevadas provocan una disminución en el tiempo de permanencia del líquido, lo que disminuye el rendimiento del proceso. La tasa de acumulación de gas en un reactor de lecho en ebullición puede ser de hasta el 40 %.

20 Aunque hay numerosos tipos de diseños de reactores de lecho en ebullición, existen problemas a la hora de proporcionar un proceso de un reactor de lecho en ebullición más eficiente y eficaz y lograr un mejor rendimiento del reactor que elimine o minimice la acumulación del gas en el sistema de recirculación y su efecto adverso sobre el bomba de recirculación.

25 Sumario de la invención

El proceso de acuerdo con la reivindicación 1 de la presente invención aborda los problemas anteriores y proporciona otras ventajas. Se reduce al mínimo el problema de la acumulación de gas de los reactores de lecho en ebullición típicos de diseño tradicional.

30 La invención se refiere a un proceso para la conversión de una materia prima de hidrocarburos líquidos según la reivindicación 1.

35 El proceso de la invención resuelve los problemas relacionados con la acumulación de gas y aquellos asociados a la menor eficacia de la bomba de recirculación debido a la presencia de gas en la corriente de recirculación que se encuentran normalmente en los reactores de lecho en ebullición de hidroprocesamiento de la técnica anterior.

Breve descripción de los dibujos

40 La invención se describirá a continuación con más detalle y con referencia a los dibujos adjuntos en los que los elementos iguales o similares se designarán con el mismo número, y en los que:

La Fig. 1 es un diagrama esquemático de un reactor de lecho en ebullición convencional de la técnica anterior con recirculación interna;

45 La Fig. 2 es un diagrama esquemático de un reactor de lecho en ebullición convencional de la técnica anterior con recirculación externa;

Las Figs. 3A, 3B (no de acuerdo con la invención) y la Fig. 3C son diagramas esquemáticos de procesos de lecho en ebullición con recirculación interna y un sistema de recirculación directa (Fig. 3A), un sistema combinado de adición de hidrógeno como recirculación y como materia prima (Fig. 3B) y un sistema de adición de hidrógeno como materia prima combinado con un sistema de separación por recirculación (Fig. 3C); y

50 Las Figs. 4A-4C (no de acuerdo con la invención) son diagramas esquemáticos de procesos de lecho en ebullición con recirculación externa y un sistema de recirculación directa (Fig. 4A), un sistema combinado de adición de hidrógeno como recirculación y como materia prima (Fig. 4B) y un sistema de adición de hidrógeno como materia prima combinado con un sistema de separación por recirculación (Fig. 4C).

55 Descripción detallada de la invención

De acuerdo con el proceso de la invención, una parte sustancial del hidrógeno gaseoso requerido para las reacciones de hidroprocesamiento/hidrocraqueo se disuelve en la materia prima líquida. Se usa un aparato distribuidor de hidrógeno para el tratamiento de la materia prima aguas arriba del reactor de lecho en ebullición para disolver al menos una parte sustancial del hidrógeno gaseoso de reacción requerido en la materia prima líquida para producir una corriente combinada de materia prima/hidrógeno como afluente del reactor de lecho en ebullición.

65 En la puesta en práctica del proceso de la invención, la acumulación de gas en el reactor de lecho en ebullición es inferior al 40 % en volumen del volumen total de líquido que pasa a través del reactor, y preferentemente inferior al 10 % en volumen, y más preferentemente inferior al 1 % en volumen del volumen líquido.

También en la puesta en práctica del proceso de la invención, la corriente de recirculación de lecho en ebullición contiene menos del 10 % en volumen de vapores, preferentemente menos del 1,0 % en volumen, y más preferentemente menos del 0,1 % en volumen de vapores.

5 Las Figs. 3A, 3B (no de acuerdo con la invención) y la Fig. 3C representan el aparato reactor de lecho en ebullición de tipo recirculación interna adaptado para recibir una carga 320 que incluye al menos una parte sustancial del hidrógeno necesario en solución con la materia prima.

10 El aparato para el proceso generalmente incluye un distribuidor de hidrógeno 314, un recipiente de vaporización instantánea 322, un recipiente reactor de lecho en ebullición 360, y una o más bombas 364a, 364b y 364c.

15 Una corriente de alimentación 310 se mezcla con un exceso de hidrógeno gaseoso 312 en un recipiente distribuidor 314 para disolver una cantidad deseada de hidrógeno en el líquido y producir una materia prima de hidrocarburo líquido enriquecido en hidrógeno. La corriente de hidrógeno gaseoso 312 incluye hidrógeno fresco 316 e hidrógeno recirculado 318.

20 En ciertas realizaciones, se usa una columna como recipiente distribuidor de hidrógeno en el que se inyecta hidrógeno gaseoso en una o más ubicaciones, al menos uno de los cuales es hacia la parte inferior de la columna. La materia prima líquida se puede introducir desde la parte inferior o superior de la columna. El hidrógeno gaseoso se inyecta a través de distribuidores de hidrógeno hacia la columna para la mezcla íntima y promover la saturación de la materia prima con hidrógeno disuelto.

25 La corriente combinada 320, que incluye materia prima enriquecida en hidrógeno y exceso de hidrógeno gaseoso, se transporta a la zona de vaporización instantánea 322 en la que el exceso de hidrógeno y otros gases (por ejemplo, fracciones de materia prima ligera) se vaporizan instantáneamente como corriente 324. Una parte de la corriente 324 se recircula como corriente 318 con la materia prima de hidrógeno fresco 316. La parte restante de los gases de vaporización instantánea se descarga del sistema en forma de corriente de purga 326, que se puede distribuir o recoger para otras aplicaciones de refinería y/o petroquímicas (no mostrado).

30 La corriente de alimentación hidrocarbonada enriquecida en hidrógeno 330 que contiene el hidrógeno disuelto se introduce en un reactor de lecho en ebullición 360 para las reacciones de hidroprocesamiento. La corriente de producto de efluentes del reactor 366 se descarga del reactor de lecho en ebullición y se introduce en uno o más recipientes de separación (no mostrados) para la recuperación del producto.

35 Como alternativa, la corriente de producto 366 se puede transportar a uno o más sistemas reactores de lecho en ebullición aguas abajo, que pueden incluir una o más de las operaciones unitarias asociadas descritas en el presente documento, por ejemplo, un recipiente de vaporización instantánea aguas arriba, un recipiente de vaporización instantánea aguas abajo, y/o uno o más aparatos distribuidores de hidrógeno adicionales.

40 Las realizaciones de las Figs. 3A y 3B, no de acuerdo con la invención, y la realización de la Fig. 3C se pueden implementar de forma individual o en diversas combinaciones con el sistema de adición de hidrógeno como materia prima. En la Fig. 3A se representa un proceso de lecho en ebullición con un sistema de recirculación directa. En la Fig. 3B se representa un proceso de lecho en ebullición con un sistema combinado de adición de hidrógeno como recirculación y como materia prima. En la Fig. 3C se representa un proceso de lecho en ebullición con un sistema de adición de hidrógeno como materia prima combinado con un sistema de separación por recirculación.

45 En particular, en referencia a la Fig. 3A, que representa una realización no de acuerdo con la invención, la materia prima de hidrocarburo enriquecido con hidrógeno 330 del recipiente de vaporización instantánea 322 se carga en el reactor de lecho en ebullición 360. En el reactor de lecho en ebullición tipo recirculación interna, el efluente de recirculación líquido 362a se aspira a través del conducto descendente en comunicación fluida con la zona libre de catalizador por encima del lecho catalítico mediante la fuerza de extracción de una bomba de ebullición 364a. La corriente de recirculación 363a procedente de la bomba de ebullición 364a se devuelve al lecho catalítico, con la presión del fluido que provoca la expansión del lecho catalítico.

50 En referencia a la Fig. 3B, que representa una realización no de acuerdo con la invención, el efluente de recirculación interna 362b se pasa al distribuidor de hidrógeno gaseoso 314 y se combina con la corriente de alimentación 310 para la saturación de hidrógeno. La corriente saturada de hidrógeno combinada 330 se transporta al reactor de lecho en ebullición con la presión del fluido conferida por la bomba del lecho en ebullición 364b que provoca la expansión del lecho catalítico.

55 En referencia a la Fig. 3C, la materia prima de hidrocarburo enriquecido con hidrógeno 330 del recipiente de vaporización instantánea 322 se cargó en el reactor de lecho en ebullición 360. El efluente de recirculación interna 362c se pasa a través de un recipiente separador 370 con la incorporación de hidrógeno opcional por medio de la corriente 378. El separador de la parte inferior 374 se pasa a través de una bomba de ebullición 364c y se devuelve una corriente de recirculación 363c al reactor de lecho en ebullición 360. La presión del fluido conferida a la corriente de recirculación 363c por la bomba de ebullición 364c provoca la expansión del lecho catalítico. Una parte de

separador superior 372 que incluye hidrógeno de recirculación y gases ligeros se purga del sistema, y una parte 376 se recircula y se mezcla con efluente de recirculación 362c junto con hidrógeno de reposición opcional por medio de la corriente 378.

5 En otra realización no de acuerdo con las invenciones descritas en las Figs. 4A-4C, reactores de lecho en ebullición de tipo recirculación externa están adaptados para recibir una carga 420 que incluye al menos una parte sustancial del hidrógeno necesario en solución con la materia prima.

10 El aparato para el proceso generalmente incluye un distribuidor de hidrógeno 414, un recipiente de vaporización instantánea 422, un recipiente de reactor de lecho en ebullición 460, un recipiente de separación de recirculación 480, y una o más bombas de ebullición 464a, 464b y 464c.

15 Una corriente de alimentación 410 se mezcla con el hidrógeno gaseoso 412 en un recipiente distribuidor 414 para disolver una cantidad adecuada de hidrógeno en la mezcla de líquido y producir una materia prima de hidrocarburo líquido enriquecido en hidrógeno. La corriente de hidrógeno gaseoso 412 incluye hidrógeno fresco 416 e hidrógeno recirculado 418.

20 En ciertas realizaciones, se usa una columna como recipiente distribuidor de hidrógeno, en la que se inyecta hidrógeno gaseoso en uno o más sitios, por lo menos uno de ellos hacia la parte inferior de la columna. La materia prima líquida se puede introducir desde la parte inferior o superior de la columna. El hidrógeno gaseoso se inyecta a través de distribuidores de hidrógeno en la columna para su mezcla adecuada para promover la formación de una materia prima que contiene hidrógeno disuelto.

25 La corriente combinada 420, que incluye materia prima enriquecida en hidrógeno y exceso de hidrógeno gaseoso, se transporta a la zona de vaporización instantánea 422 en la que el exceso de hidrógeno y otros gases, por ejemplo, las fracciones de materia prima ligera, se vaporizan instantáneamente como corriente 424. Una parte de la corriente 424 se recircula como corriente 418 con la materia prima de hidrógeno fresco 416. La parte restante de los gases sometidos a vaporización instantánea se descarga del sistema como corriente de purga 426, que se puede distribuir o recoger para otras aplicaciones de refinería y/o petroquímicas (no mostrado).

30 La corriente de alimentación hidrocarbonada enriquecida en hidrógeno 430 que contiene una cantidad adecuada de hidrógeno disuelto se introduce en el reactor de lecho en ebullición 460 para reacciones de hidroprocesamiento.

35 La corriente del producto efluente del reactor del lecho en ebullición 466 se envía a un recipiente de separación de recirculación 480 para la vaporización instantánea de la corriente de productos de gas 482 y recuperar una corriente de productos de líquido 484, una parte de la cual se recircula. Una parte de la corriente de productos de líquido 486 se extrae del proceso y se pasa a uno o más recipientes de separación (no mostrados) para la recuperación del producto. Como alternativa, la corriente de producto 486 se puede transportar a uno o más sistemas reactores de lecho en ebullición aguas abajo, que pueden incluir una o más de las operaciones unitarias asociadas mostradas en el presente documento, por ejemplo, un recipiente de vaporización instantánea aguas arriba, un recipiente de vaporización instantánea aguas abajo, y/o uno o más aparatos distribuidores de hidrógeno adicionales.

45 Las diversas realizaciones no de acuerdo con la invención de las Figs. 4A, 4B y 4C se pueden implementar de forma individual o en diversas combinaciones con el sistema de adición de hidrógeno como materia prima. En la Fig. 4A se representa un proceso de lecho en ebullición con un sistema de recirculación directa. En la Fig. 4B se representa un proceso de lecho en ebullición con un sistema combinado de adición de hidrógeno como recirculación y como materia prima. En la Fig. 4C se representa un proceso de lecho en ebullición con un sistema de adición de hidrógeno como materia prima combinado con un sistema de separación por recirculación.

50 En particular, en referencia a la Fig. 4A, se cargó materia prima hidrocarbonada enriquecida en hidrógeno 430 procedente del recipiente de vaporización instantánea 422 en el reactor de lecho en ebullición 460. En el reactor de lecho en ebullición de tipo recirculación externa, la corriente de efluente 466 se separa en una fracción de producto 482 y una fracción de líquido 484 en el recipiente de separación de recirculación 480. Una parte 488a de la corriente de productos líquidos 484 sirve como corriente de recirculación externa 463a que se carga en la parte inferior del recipiente del reactor 460 a través de una bomba de ebullición 464a, con la presión del fluido que provoca la expansión del lecho catalítico.

60 En referencia a la Fig. 4B, se cargó materia prima hidrocarbonada enriquecida en hidrógeno 430 procedente del recipiente de vaporización instantánea 422 en el reactor de lecho en ebullición 460. El efluente de recirculación externo 478b se pasa al distribuidor de hidrógeno gaseoso 414 y se combina con la corriente de alimentación 410 para la saturación de hidrógeno. La corriente saturada de hidrógeno combinada 430 se transporta al reactor de lecho en ebullición con la presión del fluido conferida por la bomba de ebullición 464b que provoca la expansión del lecho catalítico.

65 En referencia a la Fig. 4C, se cargó materia prima de hidrocarburo enriquecido con hidrógeno 430 procedente del recipiente de vaporización instantánea 422 en el reactor de lecho en ebullición 460. El efluente de recirculación

externo 488c se pasa a través de un recipiente separador 470 con la incorporación de hidrógeno opcional por medio de la corriente 478. La parte inferior del separador 474 se pasa a través de una bomba de ebullición 464c y se devuelve una corriente de recirculación 463c al reactor de lecho en ebullición 460. La presión del fluido conferida a la corriente de recirculación 463c por la bomba de ebullición 464c provoca la expansión del lecho catalítico. Una parte de la zona superior del separador 472 que incluye hidrógeno de recirculación y gases ligeros se purga del sistema, y una parte 476 se recircula y se mezcla con el efluente de recirculación 488c junto con hidrógeno de reposición opcional por medio de la corriente 478.

En general, las condiciones operativas para el reactor de lecho en ebullición incluyen una temperatura en el intervalo de 350 °C a 500 °C, en ciertas realizaciones de 400 °C a 450 °C; una presión en el intervalo de 50 a 300 kg/cm² (4,9-29,4 MPa), en ciertas realizaciones de 100 a 250 kg/cm² (9,8-24,5 MPa) y en otras realizaciones de 150 a 200 kg/cm² (14,7-19,6 MPa); y una relación de recirculación a materia prima en el intervalo de 1:1 a 40:1, en ciertas realizaciones de 1:1 a 20:1.

Para la saturación de la materia prima, se usa un caudal de hidrógeno de hasta aproximadamente 10.000 pies cúbicos normales por barril (SCFB) (1780 m³/m³) de alimentación, en ciertas realizaciones de 500 a 10.000 SCFB (89 a 1780 m³/m³), y en otras realizaciones de 1500 a 5000 SCFB (267 a 890 m³/m³), el caudal que se determina por la naturaleza y las características de la materia prima.

Según el proceso de la invención, mediante el uso de una materia prima hidrocarbonada enriquecida en hidrógeno que contiene al menos una parte sustancial del hidrógeno necesario para las reacciones de hidroprocesamiento (en ciertas realizaciones una alimentación combinada esencialmente de una sola fase y corriente de hidrógeno) como alimentación a través del reactor de lecho catalítico en ebullición, se alivian los problemas asociados al aparato de bomba de ebullición relacionados con el exceso de gas en la recirculación.

El funcionamiento del reactor de lecho en ebullición se optimiza a medida que se disuelve al menos una parte sustancial del hidrógeno necesario para las reacciones de hidroprocesamiento en la fase líquida con la corriente de alimentación. En ciertas realizaciones, se proporciona un sistema esencialmente de dos fases de catalizador y líquido para minimizar los requisitos de volumen de reactor, aumentar la carga de catalizador y el volumen de líquido, y reducir la tasa de acumulación de gas.

Dado que se minimiza o esencialmente se elimina el exceso de hidrógeno gaseoso en el sistema, la corriente de recirculación y por tanto el líquido de recirculación tendrán una fase gaseosa reducida en comparación con los sistemas de lecho en ebullición de hidroprocesamiento convencionales, lo que aumenta la eficiencia de la bomba de recirculación de lecho en ebullición y minimiza la necesidad de bombas de ebullición diseñadas para manejar una fase gaseosa sustancial. Además, los niveles reducidos de hidrógeno en exceso reducirán al mínimo la probabilidad de acumulación de gas, y el volumen del reactor se puede usar de manera más eficaz, por ejemplo, en ciertas realizaciones con un incremento efectivo del volumen del reactor de hasta el 40 % aproximadamente.

Una característica de los reactores de lecho en ebullición es que la adición/retirada de catalizador se produce de forma regular, y en ciertas operaciones, de forma continua o semi-continua sin interrumpir el funcionamiento del reactor. Cualquier desactivación del catalizador provocada por una posible falta de hidrógeno en comparación con los sistemas convencionales sin la incorporación de hidrógeno en solución con la materia prima líquida se compensa al menos parcialmente por la sustitución parcial regular de catalizador. Por lo tanto, la duración del ciclo del reactor de lecho en ebullición se fija por el horario de inspección y parada del refinador, no por la actividad del catalizador.

Los reactores de lecho en ebullición operan a temperatura constante, mientras que los reactores de lecho fijo operan sobre un amplio intervalo de temperaturas. La caída de presión es relativamente baja en el reactor de lecho en ebullición como resultado de la ebullición.

Las características de retromezcla del proceso del reactor de lecho en ebullición ofrecen una mejor dispersión de reactivo y dan lugar a unas condiciones del lecho casi isotérmicas. La temperatura de reacción está controlada por la temperatura de la alimentación, lo que resulta en una operación a temperatura isotérmica en todo el reactor. Esto elimina la necesidad de un enfriamiento rápido del hidrógeno gaseoso en el reactor. La operación isotérmica (sin requisito de enfriamiento rápido) en el proceso de lecho en ebullición aumentará la flexibilidad del procesamiento de la materia prima, y se pueden procesar materias primas relativamente más pesadas en los reactores de lecho en ebullición de acuerdo con el presente sistema y proceso.

Ejemplo (no de acuerdo con la invención):

Un residuo de vacío derivado de petróleo crudo pesado árabe, cuyas características se proporcionan en la Tabla 1, se somete a hidrocrqueo en un reactor de lecho en ebullición de una sola etapa a 440 °C, 150 bares (15 MPa) de presión parcial de hidrógeno, 0,3 litros de aceite por litro de volumen del reactor y con 0,8 kg de catalizador por tonelada de residuo de vacío. El caudal total de hidrógeno gaseoso se ajusta a cuatro veces la velocidad a la que se consume hidrógeno en el proceso. El reactor de lecho en ebullición se hizo funcionar a una relación de recirculación a materia prima de 10:1.

Tabla 1

Propiedad/Composición	Unidad	Valor
Densidad	kg/l	1,04
Azufre	% en p	5,3
Nitrógeno	ppm en peso	4000
CCR	% en p	25
1050 °C +	% en p	91

5 El balance de materia total para el proceso que está configurado como se muestra en la Fig. 3B se proporciona en la Tabla 2.

Tabla 2

Componente/Corriente	310	316	312	320	324	326	318	330	366	362b
Hidrógeno		93	381	381	288	0	288	93		
H ₂ S									510	
NH ₃									30	
CH ₄									85	
C ₂ H ₆									86	
C ₃ H ₈									150	
C ₄ H ₁₀									120	
C ₅ -180									810	
180 °C-240 °C									537	
240 °C-370 °C									1634	
370 °C-520 °C	900			900				900	2340	
520 °C +	9100			48.000				48.000		38.900
Total	10.000	93	381	49.281	288	0	288	48.993	6302	38.900

10 La conversión total de los hidrocarburos que hierven por encima de 520 °C fue del 61 % en peso y en el proceso se logró una hidrodesulfuración del 92 % en peso. Dado que el hidrógeno se disuelve en la materia prima, el hidrógeno en fase gaseosa se eliminó en el reactor de lecho en ebullición, lo que dio lugar a un ahorro del 30-40 % en volumen del espacio del reactor que se requería previamente para la acumulación de gas en el sistema de tres fases de la técnica anterior.

15

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para la conversión de una materia prima de hidrocarburo líquido en compuestos hidrocarbonados de menor peso molecular en un reactor de hidroprocesamiento catalítico de lecho en ebullición,
 5 en el que el reactor de lecho en ebullición incluye un conducto de recirculación interna de flujo descendente en comunicación fluida con la región esencialmente libre de catalizador por encima del lecho catalítico para la recepción de hidrocarburos más pesados que los productos recuperados; comprendiendo el proceso:
- 10 mezclar la materia prima de hidrocarburo líquido con un exceso de hidrógeno gaseoso en una zona de mezcla para disolver una parte del hidrógeno gaseoso en la materia prima de hidrocarburo líquido para producir una materia prima de hidrocarburo líquido enriquecido en hidrógeno;
 15 transportar la materia prima de hidrocarburo líquido enriquecido en hidrógeno y el hidrógeno no disuelto a una zona de vaporización instantánea en la que al menos una parte del hidrógeno gaseoso disuelto se somete a vaporización instantánea;
 hacer pasar la materia prima de hidrocarburo líquido enriquecido en hidrógeno de la zona de vaporización instantánea a la entrada de alimentación del reactor de lecho en ebullición para la reacción que incluye la conversión de la materia prima en hidrocarburos de menor peso molecular;
 20 recuperar productos de hidrocarburos convertidos de menor peso molecular de una región esencialmente libre de catalizador del reactor de lecho en ebullición;
 hacer pasar los hidrocarburos desde el conducto de recirculación interna de flujo descendente en la parte inferior del reactor de lecho en ebullición a una zona de separación y recirculación externa que incluye un recipiente de separación externa o de vaporización instantánea en comunicación fluida con el conducto de recirculación interna de flujo descendente y una salida en comunicación fluida con una bomba de ebullición de recirculación para el paso de
 25 la parte inferior del recipiente de separación o de vaporización instantánea a la entrada del reactor de lecho en ebullición; en el que una parte de una corriente superior que contiene gases ligeros e hidrógeno se recupera de la zona de separación y recirculación externa y se recircula al recipiente de separación externa o de vaporización instantánea;
 hacer pasar la parte inferior del recipiente de separación externa o de vaporización instantánea del que se han retirado el hidrógeno y los gases ligeros hacia la bomba de ebullición de recirculación; y
 30 hacer pasar la parte inferior del recipiente de separación o de vaporización instantánea desde la bomba de ebullición de recirculación a la entrada del reactor de lecho en ebullición.
2. El proceso de la reivindicación 1, en el que la acumulación de gas en el reactor de lecho en ebullición está en el
 35 intervalo de menos del 40 % en volumen al 10 % en volumen del volumen líquido total.
3. El proceso de la reivindicación 1, en el que la acumulación de gas en el reactor de lecho en ebullición es inferior al 1 % en volumen.
- 40 4. El proceso de la reivindicación 1, en el que la corriente de recirculación del lecho en ebullición contiene un volumen de vapores que está en el intervalo de menos del 10 % en volumen a menos del 1 % en volumen del volumen total de líquido.
5. El proceso de la reivindicación 1, en el que la corriente de recirculación del lecho en ebullición contiene un
 45 volumen de vapores que es inferior al 0,1 % en volumen del volumen total de líquido.
6. El proceso de la reivindicación 1, en el que el reactor de lecho en ebullición se hace funcionar a una temperatura en el intervalo de 350 °C a 500 °C.
- 50 7. El proceso de la reivindicación 1, en el que el reactor de lecho en ebullición se hace funcionar a una temperatura en el intervalo de 400 °C a 450 °C.
8. El proceso de la reivindicación 1, en el que el reactor de lecho en ebullición se hace funcionar a una presión en el
 55 intervalo de 50 a 300 kg/cm² (4,9-29,4 MPa).
9. El proceso de la reivindicación 1, en el que el reactor de lecho en ebullición se hace funcionar a una presión en el intervalo de 100 a 250 kg/cm² (9,8-24,5 MPa).
- 60 10. El proceso de la reivindicación 1, en el que el reactor de lecho en ebullición se hace funcionar a una presión en el intervalo de 150 a 200 kg/cm² (14,7-19,6 MPa).
11. El proceso de la reivindicación 1, en el que la zona de mezcla y saturación de hidrógeno y materia prima se hace funcionar a un caudal de hidrógeno en el intervalo de 500 a 10.000 pies cúbicos normales por barril (SCFB) (89 a
 65 1780 m³/m³) de materia prima.

12. El proceso de la reivindicación 1, en el que la zona de mezcla y saturación de hidrógeno y materia prima se hace funcionar a un caudal de hidrógeno en el intervalo de 1500 a 5000 SCFB (267 a 890 m³/m³).

5 13. El proceso de la reivindicación 1, en el que el hidrógeno se incorpora a los hidrocarburos por la parte inferior del reactor de lecho en ebullición aguas arriba de la zona de separación y recirculación externa.

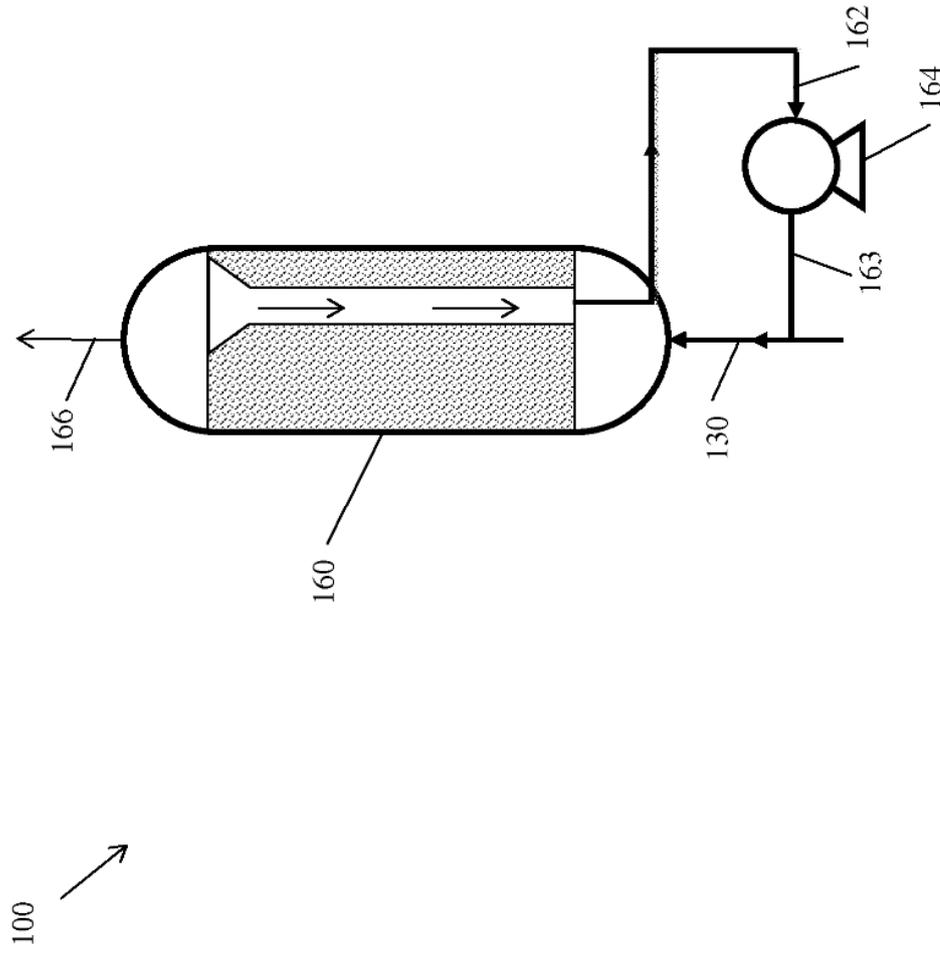


FIG. 1 (Técnica Anterior)

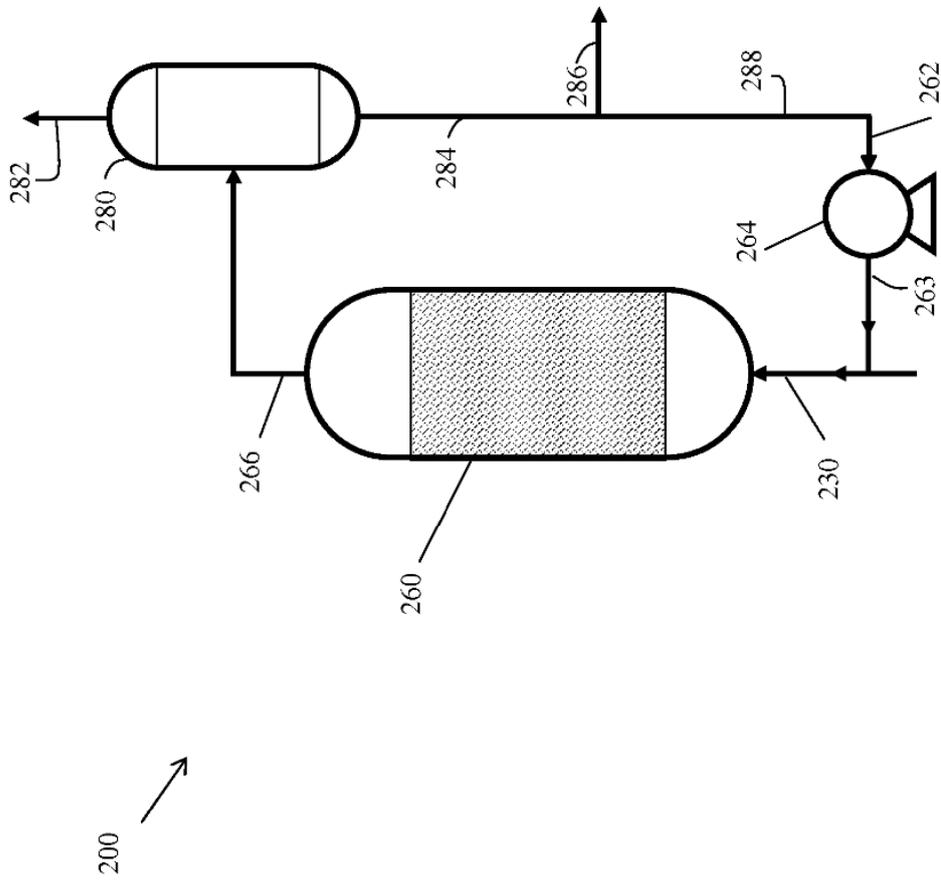


FIG. 2 (Técnica Anterior)

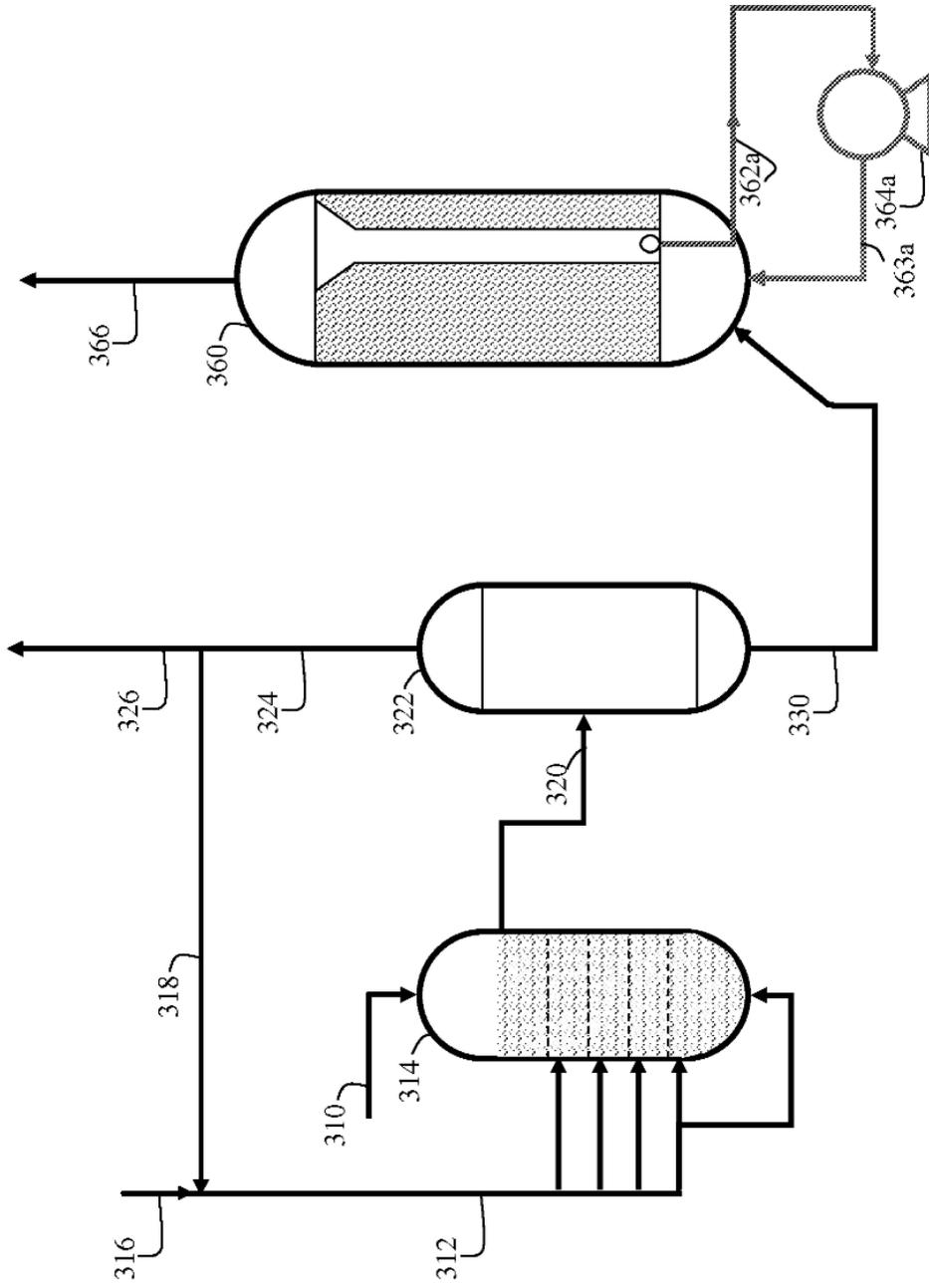


FIG. 3A

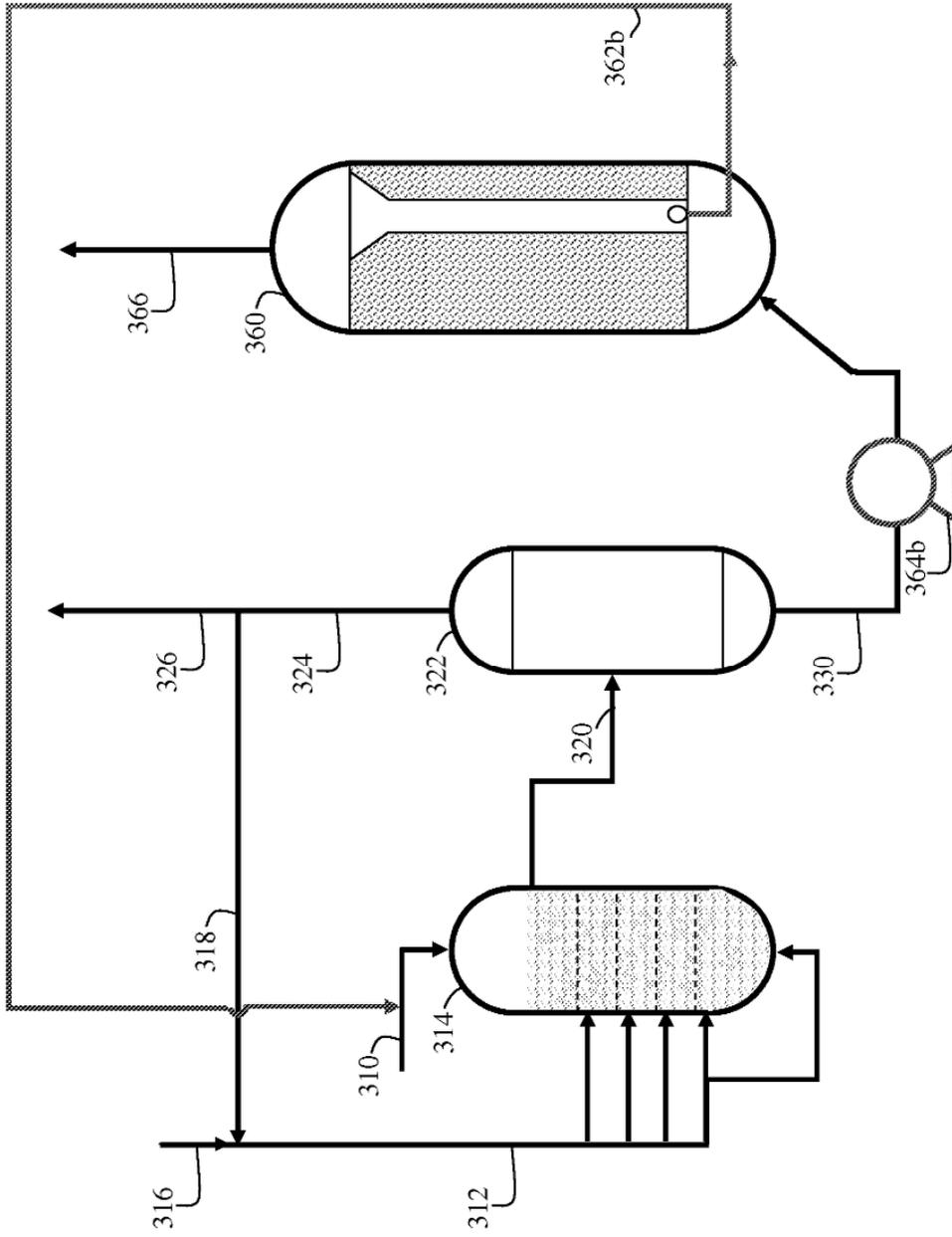


FIG. 3B

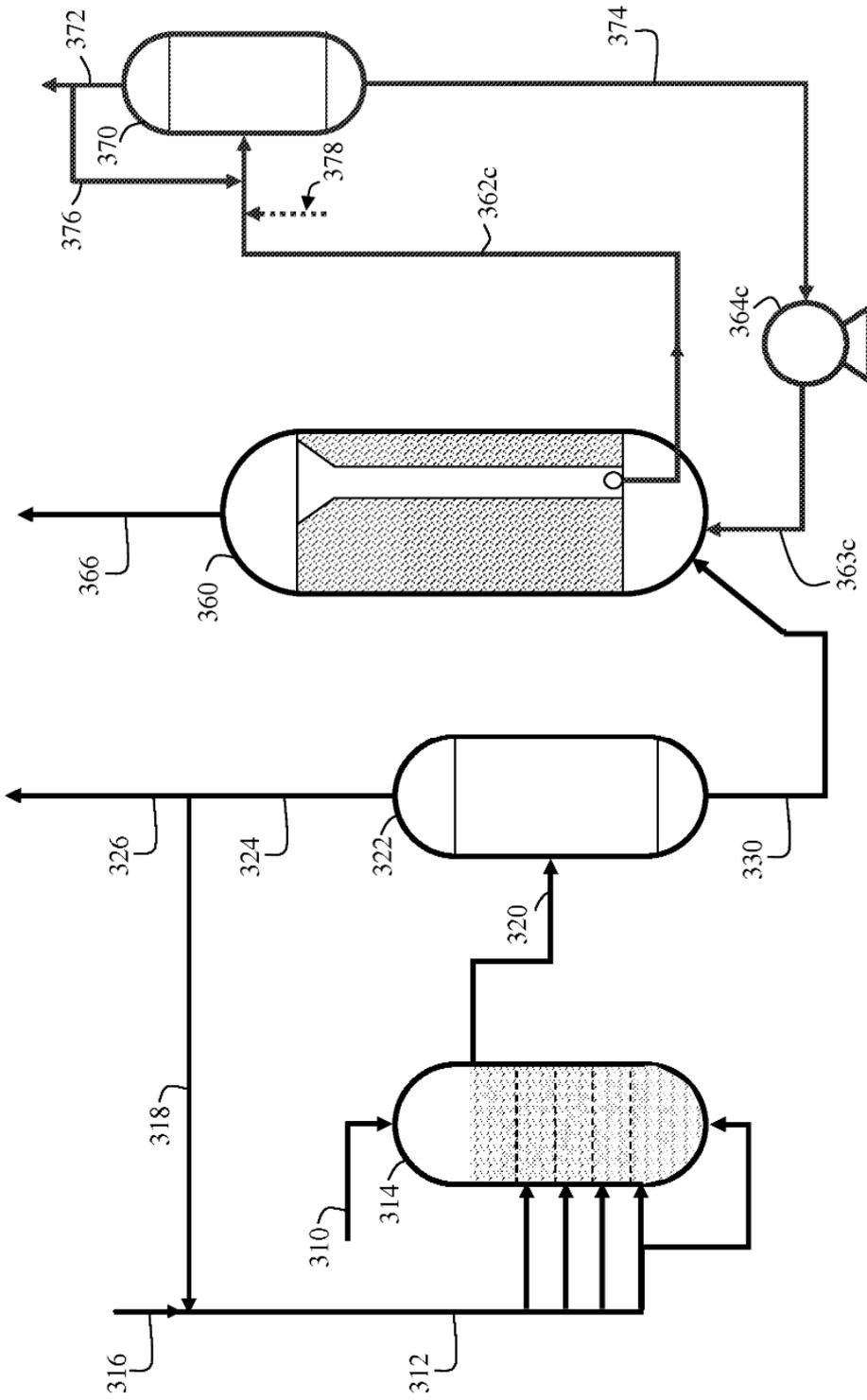


FIG. 3C

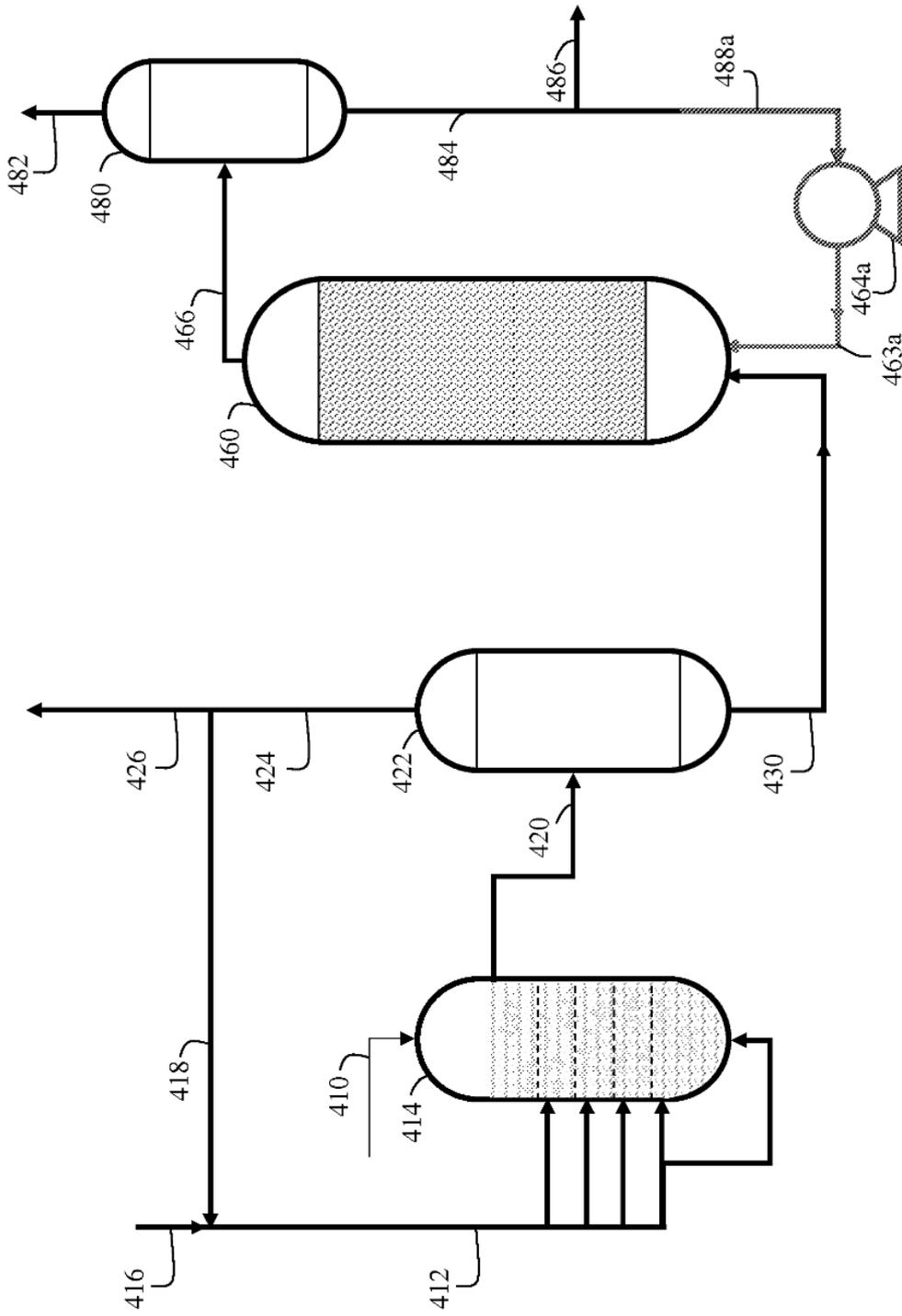


FIG. 4A

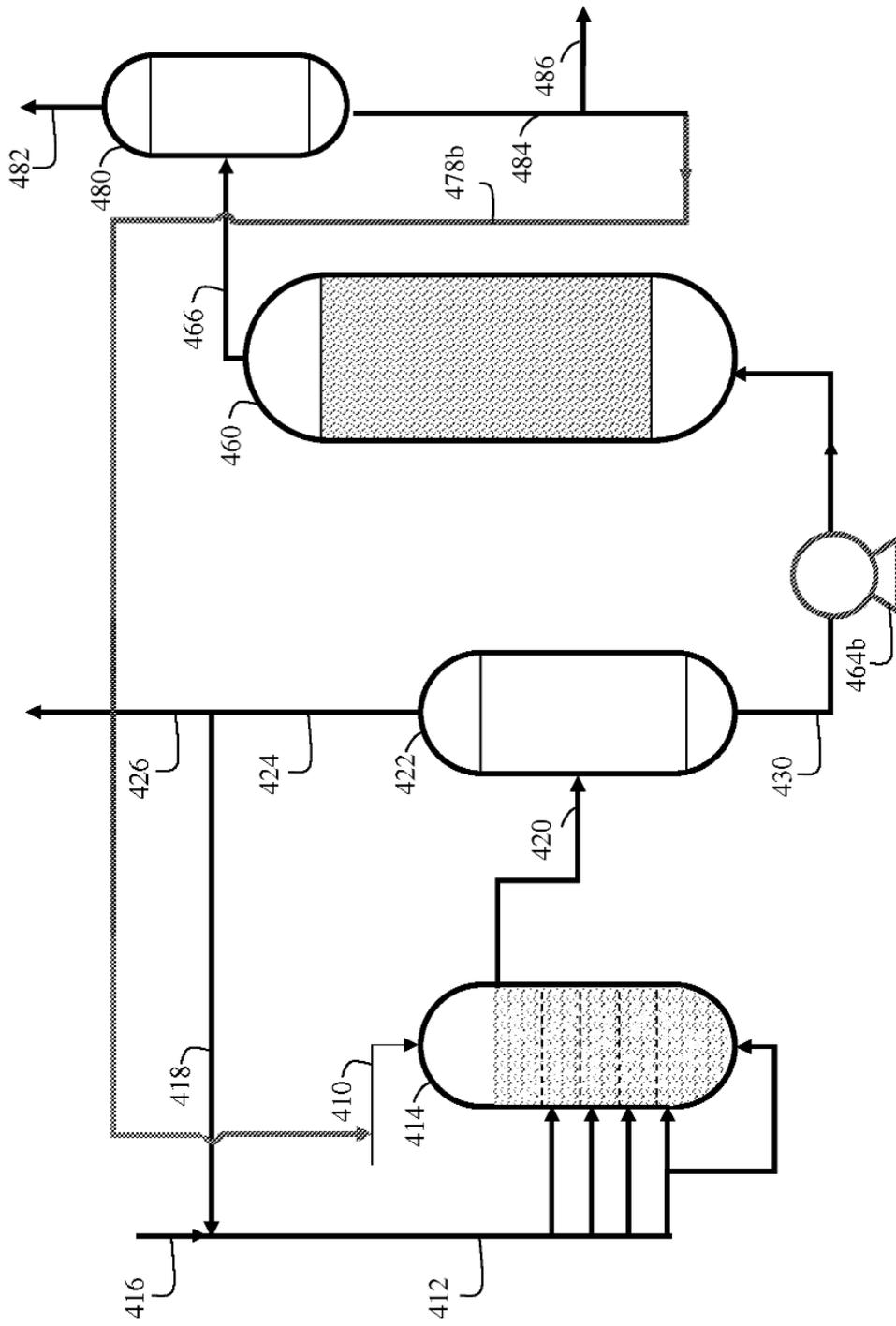


FIG. 4B

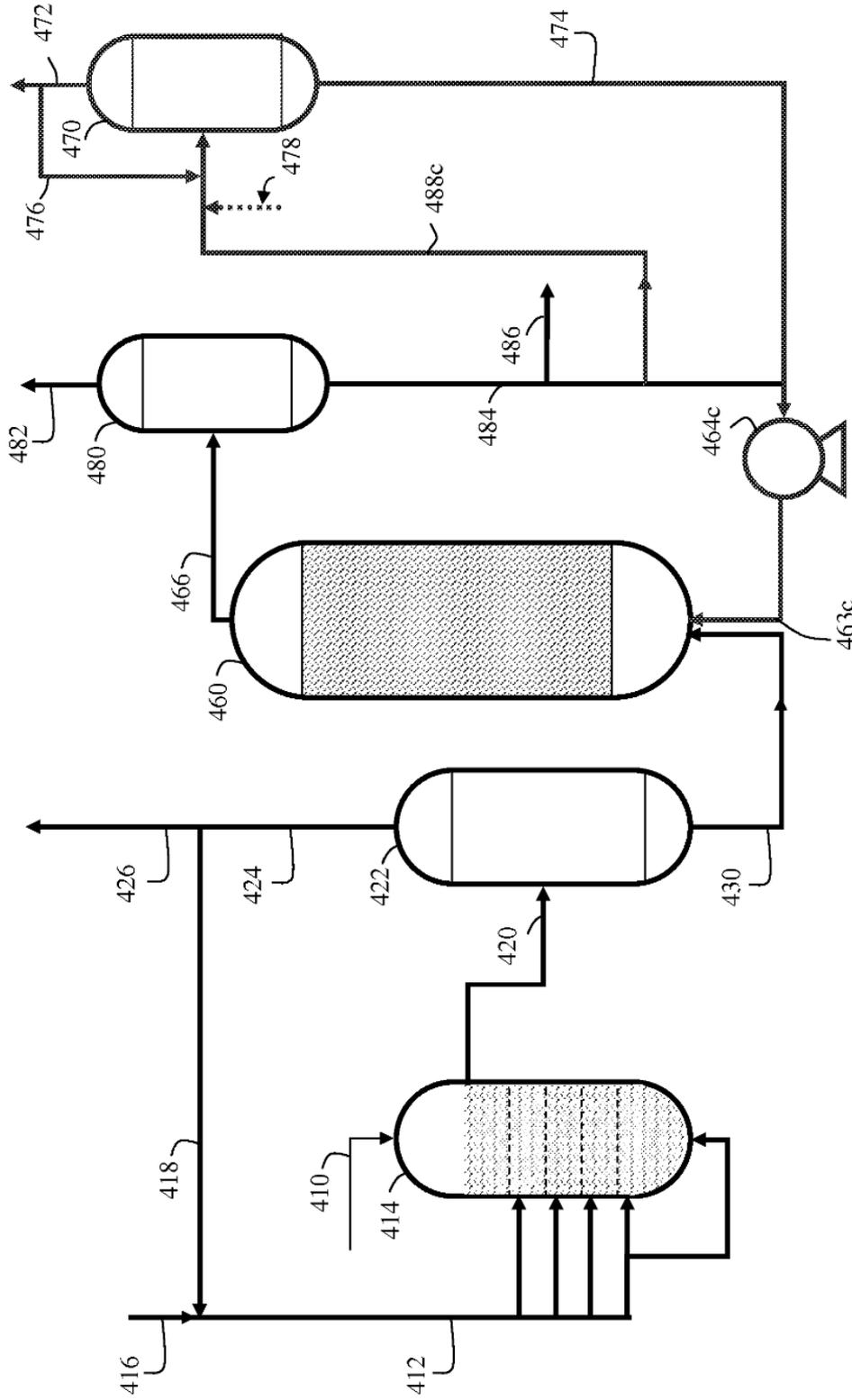


FIG. 4C