

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **3 013 621**

51 Int. Cl.:

C10G 51/02 (2006.01)
C10G 11/18 (2006.01)
B01J 8/18 (2006.01)
B01J 8/24 (2006.01)
B01J 8/00 (2006.01)
C10G 9/32 (2006.01)
B01J 8/12 (2006.01)
B01J 8/26 (2006.01)
B01J 8/32 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **08.07.2020 PCT/US2020/041148**
- 87 Fecha y número de publicación internacional: **21.01.2021 WO21011252**
- 96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **08.07.2020 E 20841069 (6)**
- 97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **25.12.2024 EP 3999616**

54 Título: **Procedimiento y aparato de craqueo catalítico fluido para maximizar el rendimiento de olefinas ligeras y otras aplicaciones**

30 Prioridad:

15.07.2019 US 201916511645

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
14.04.2025

73 Titular/es:

LUMMUS TECHNOLOGY LLC (100.00%)
1515 Broad Street
Bloomfield, NJ 07003, US

72 Inventor/es:

CHEN, LIANG;
LOEZOS, PETER;
MARRI, RAMA, RAO;
TOMSULA, BRYAN;
HOOD, JON, A.;
SINGH, HARDIK;
DORSEY, MICHAEL y
BRECKENRIDGE, JUSTIN

74 Agente/Representante:

GONZÁLEZ PECES, Gustavo Adolfo

ES 3 013 621 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

Procedimiento y aparato de craqueo catalítico fluido para maximizar el rendimiento de olefinas ligeras y otras aplicaciones

Campo de la divulgación

- 5 Las formas de realización aquí expuestas se refieren en general a sistemas y procedimientos para mejorar la productividad y/o la flexibilidad de los sistemas de catalizadores mixtos. Algunas formas de realización aquí divulgadas están relacionadas con un aparato y un procedimiento de craqueo catalítico fluido para maximizar la conversión de una alimentación de hidrocarburos pesados, como gasóleo de vacío y/o residuos de petróleo pesado en un rendimiento muy elevado de olefinas ligeras, como propileno y etileno, aromáticos y gasolina con alto índice de octano.

Antecedentes

- 15 En los últimos tiempos, la producción de olefinas ligeras mediante procedimientos de craqueo catalítico fluido (FCC) se ha considerado una de las propuestas más atractivas. Además, existe una demanda cada vez mayor de componentes petroquímicos básicos como el propileno, el etileno y los aromáticos (benceno, tolueno, xilenos, etc.). Además, la integración de las refinerías de petróleo con un complejo petroquímico se ha convertido en una opción preferida tanto por razones económicas como medioambientales.

- 20 Las tendencias mundiales también muestran que hay una mayor demanda de destilados medios (gasóleo) que de productos derivados de la gasolina. Para maximizar los destilados medios del procedimiento de FCC, es necesario hacer funcionar el FCC a una temperatura de reactor más baja y con una formulación de catalizador diferente. El inconveniente de este cambio es la disminución del rendimiento de las olefinas ligeras debido a que la unidad de FCC funciona a una temperatura del reactor mucho más baja. Esto también reducirá la materia prima para las unidades de alquilación.

- 25 En las dos últimas décadas se han desarrollado varios procedimientos catalíticos de lecho fluidizado adaptados a las cambiantes demandas del mercado. Por ejemplo, el documento US7479218 divulga un sistema de reactor catalítico fluidizado en el que un reactor elevador se divide en dos secciones de radios diferentes con el fin de mejorar la selectividad para la producción de olefinas ligeras. La primera parte del reactor elevador, de radios menores, se emplea para craquear moléculas de alimentación pesadas hasta la gama de las naftas. La parte de radios mayores, la segunda parte del reactor elevador se emplea para el craqueo posterior de los productos de la gama de nafta en olefinas ligeras como propileno, etileno, etc. Aunque el concepto del sistema del reactor es bastante sencillo, el grado de selectividad hacia las olefinas ligeras es limitado por las siguientes razones: (1) las corrientes de alimentación de la gama de naftas entran en contacto con catalizadores parcialmente coquizados o desactivados; (2) la temperatura en la segunda parte de la sección de reacción es mucho más baja que en la primera zona debido a la naturaleza endotérmica de la reacción en ambas secciones; y (3) falta de la elevada energía de activación necesaria para el craqueo de la alimentación ligera en comparación con la

- 35 de los hidrocarburos pesados.
- Los documentos US6106697, US7128827 y US7323099 emplean unidades de craqueo catalítico fluido (FCC) de dos etapas que permiten un alto grado de control para el craqueo selectivo de flujos de alimentación de hidrocarburos pesados y de la gama de naftas. En la unidad FCC de 1ª etapa, que consta de un reactor elevador, una columna de despojo y un regenerador para convertir las alimentaciones de gasóleo/hidrocarburos pesados en productos de la gama de ebullición de la nafta, en presencia de un catalizador de zeolita de poros grandes de tipo Y. Una unidad FCC de 2ª etapa con un conjunto similar de recipientes/configuración se utiliza para el craqueo catalítico de las corrientes de nafta reciclada de la 1ª etapa. Por supuesto, la unidad FCC de 2ª etapa emplea un catalizador de tipo ZSM-5 (zeolita de poro pequeño) para mejorar la selectividad hacia las olefinas ligeras. Aunque este esquema proporciona un alto grado de control sobre la alimentación, el catalizador y la selección y optimización de la ventana operativa en un sentido amplio, el procesamiento de la alimentación de nafta en la 2ª etapa produce muy poco coque que es insuficiente para mantener el equilibrio térmico. Esto exige calor de fuentes externas para tener la temperatura adecuada en el regenerador para lograr una buena combustión y suministrar calor para la vaporización de la alimentación y la reacción endotérmica. Normalmente, el aceite de antorcha se quema en la 2ª etapa del regenerador FCC, lo que provoca una desactivación excesiva del catalizador debido a las mayores temperaturas de las partículas del catalizador y a los puntos calientes.

- 55 El documento US7658837 divulga un procedimiento y un dispositivo para optimizar los rendimientos de los productos de FCC utilizando una parte de un lecho de despojo convencional como despojador reactivo. Este concepto de despojo reactivo del segundo reactor compromete en cierta medida la eficacia del despojo y, por tanto, puede provocar un aumento de la carga de coque en el regenerador. También es probable que el rendimiento y la selectividad del producto se vean afectados debido al contacto de la alimentación con el catalizador coquizado o desactivado. Además, las temperaturas del despojador reactivo no pueden modificarse de forma independiente porque la temperatura superior del elevador se controla directamente para mantener un conjunto de condiciones deseadas en el elevador.

El documento US2007/0205139 divulga un procedimiento para inyectar la alimentación de hidrocarburos a través de un primer distribuidor situado en la sección inferior del elevador para maximizar el rendimiento de gasolina. Cuando el objetivo es maximizar las olefinas ligeras, la alimentación se inyecta en la sección superior del elevador a través de un sistema de distribución de alimentación similar con la intención de disminuir el tiempo de residencia de los vapores de hidrocarburo en el elevador.

El documento WO2010/067379 pretende aumentar los rendimientos de propileno y etileno inyectando corrientes de C_4 y de nafta de olefinas en la zona de elevación del elevador, por debajo de la zona de inyección de alimentación de hidrocarburos pesados. Estas corrientes no sólo mejoran el rendimiento de olefinas ligeras, sino que también actúan como medios para el transporte de catalizadores en lugar de vapor. Este concepto ayuda a reducir el grado de desactivación térmica del catalizador. Sin embargo, carece de flexibilidad para variar las condiciones de funcionamiento, como la temperatura y el WHSV en la zona de elevación, que son críticas para el craqueo de estos vapores de alimentación ligeros. Es probable que esto dé lugar a una selectividad inferior a las olefinas ligeras deseadas.

El documento US6869521 divulga que el contacto de una alimentación derivada de un producto de FCC (en particular nafta) con un catalizador en un segundo reactor que funciona en régimen de fluidización rápida es útil para promover las reacciones de transferencia de hidrógeno y también para controlar las reacciones de craqueo catalítico.

El documento US7611622 divulga un procedimiento de FCC que emplea elevadores duales para convertir una materia prima que contiene C_3/C_4 en aromáticos. La primera y la segunda alimentación de hidrocarburos se suministran a los respectivos 1° y 2° elevadores en presencia de un catalizador enriquecido con galio y el 2° elevador funciona a una temperatura de reacción más alta que el primero.

El documento US5944982 divulga un procedimiento catalítico con elevadores dobles para producir gasolina de bajo contenido en azufre y alto octanaje. El segundo elevador se utiliza para procesar el reciclado de la nafta pesada y los petróleos de ciclo ligero después del hidrotratamiento para maximizar el rendimiento y el octanaje de la gasolina.

El documento US20060231461 divulga un procedimiento que maximiza la producción de petróleo de ciclo ligero (LCO) o producto destilado medio y olefinas ligeras. Este procedimiento emplea un sistema de dos reactores en el que el primer reactor (elevador) se utiliza para el craqueo de alimentación de gasóleo en predominantemente LCO y un segundo reactor de lecho denso concurrente se utiliza para el craqueo de la nafta reciclada del primer reactor. Este procedimiento está limitado por la selectividad del catalizador y carece del nivel deseado de olefinas en la nafta debido al funcionamiento del primer reactor a temperaturas de reacción sustancialmente más bajas.

El documento US6149875 trata de la eliminación de contaminantes de la alimentación, como el Concarbon y los metales, con adsorbente. El catalizador de FCC se separa del adsorbente utilizando las diferencias entre la velocidad de transporte/terminal del catalizador de FCC y del adsorbente.

El documento US7381322 divulgó un aparato y un procedimiento para separar el catalizador de un adsorbente metálico en un despojador y separador, antes de una etapa de regeneración para eliminar los efectos adversos de los metales contaminantes depositados en el adsorbente. Esta patente emplea la diferencia de velocidad mínima/de burbujeo y la aplicación es principalmente para segregar el catalizador de FCC del adsorbente.

El documento US 2018/079973 describe un procedimiento y un sistema para el craqueo de un hidrocarburo en el que se utilizan dos partículas, en el que la primera partícula tiene un tamaño promedio de partícula menor y/o es menos densa que la segunda partícula, y en el que la primera partícula y la segunda partícula pueden ser independientemente partículas catalíticas o no catalíticas. Los documentos US 2014/014555 A1 y US 4116814 A describen otros procedimientos y sistemas que incluyen el uso y la separación de dos catalizadores.

Resumen

Se ha descubierto que es posible utilizar un esquema de dos reactores para craquear hidrocarburos, incluido el craqueo de una fracción de C_4 , una fracción de C_5 más ligera, una fracción de nafta, metanol, etc. para la producción de olefinas ligeras, donde el esquema de dos reactores no tiene limitaciones en cuanto a selectividad y operabilidad, cumple los requisitos de equilibrio térmico y además mantiene un bajo recuento de piezas. Las formas de realización divulgadas y seleccionadas aquí utilizan un reactor elevador convencional en combinación con un reactor de lecho fluidizado de flujo mixto (por ejemplo, que incluye flujos de catalizador tanto en contra-corriente como en co-corriente) diseñado para maximizar la producción de olefinas ligeras. Los efluentes del reactor elevador y del reactor de flujo mixto se procesan en un recipiente común de separación del catalizador, y los catalizadores utilizados en cada uno de los reactores elevador y de flujo mixto pueden regenerarse en un recipiente común de regeneración del catalizador. Este esquema de flujo es eficaz para mantener una actividad de craqueo elevada, supera los problemas de equilibrio térmico y también mejora el rendimiento y la selectividad de las olefinas ligeras a partir de diversas corrientes de hidrocarburos, aunque

simplifica el enfriamiento del producto y el hardware de la unidad, como se describirá con más detalle más adelante.

El aparato y los procedimientos aquí divulgados utilizan una técnica significativamente diferente a la divulgada en las patentes anteriores (como las patentes US6149875 y US7381322) para separar mezclas de partículas. El propósito de la presente divulgación también es diferente; las divulgaciones de la técnica anterior se centran en eliminar los contaminantes del catalizador mediante la introducción de un adsorbente. Sin embargo, la presente invención pretende mejorar la conversión, la selectividad y el balance térmico concentrando un catalizador seleccionado en un reactor, como concentrando el ZSM-5/11 en el segundo reactor.

En un aspecto, las formas de realización aquí divulgadas se refieren a un procedimiento para la conversión de hidrocarburos, tal como se define en la reivindicación 1. El procedimiento incluye la alimentación de una mezcla de primeras partículas y segundas partículas desde un regenerador a un recipiente de transporte o reactor elevador. Las primeras partículas tienen un tamaño medio de partícula menor y/o son menos densas que las segundas partículas, y las primeras partículas y las segundas partículas pueden ser independientemente partículas catalíticas o no catalíticas. El procedimiento también incluye la alimentación de una fracción de hidrocarburo y un fluido portador reactivo y/o no reactivo al recipiente de transporte o reactor elevador, el contacto de la fracción de hidrocarburo con la mezcla de primeras partículas y segundas partículas para convertir al menos una parte de la fracción de hidrocarburo, y la recuperación de un producto superior del recipiente de transporte o reactor elevador que comprende la fracción de hidrocarburo convertida, el fluido portador y/o un producto de reacción del fluido portador, las segundas partículas y las primeras partículas.

El producto superior se alimenta a un recipiente de separación integrado. El recipiente de separación integrado incluye una carcasa. Se dispone un dispositivo de separación de sólidos dentro de la carcasa para separar las segundas partículas del producto superior y proporcionar una primera corriente que comprende la fracción de hidrocarburo convertida, las primeras partículas y el fluido portador y/o un producto de reacción del fluido portador, y una segunda corriente, que comprende las segundas partículas separadas. Uno o más ciclones también se disponen dentro de la carcasa, los ciclones previstos para separar la primera corriente para recuperar una fracción de sólidos que comprende las primeras partículas, y una fracción de vapor que comprende la fracción de hidrocarburo convertida y el fluido portador y/o un producto de reacción del fluido portador. Además, se dispone un recipiente interno dentro de la carcasa para recibir la segunda corriente que comprende las segundas partículas separadas. Se forma una región anular entre la carcasa y el recipiente interno para recibir la fracción de sólidos que comprende las primeras partículas. El recipiente de separación también incluye una salida de vapor para recuperar la fracción de vapor, una primera salida de sólidos, para recuperar la fracción de sólidos de la región anular, y una segunda salida de sólidos, para recuperar las segundas partículas separadas del recipiente interno.

El procedimiento también incluye la recuperación de la fracción de sólidos de la región anular a través de la primera salida de sólidos. Además, las segundas partículas separadas se recuperan a través de la segunda salida de sólidos.

En algunas formas de realización, la fracción de sólidos que comprende las primeras partículas separadas puede alimentarse desde la región anular al regenerador. Las segundas partículas separadas del recipiente interno pueden alimentarse al recipiente de transporte o al reactor elevador, donde las segundas partículas separadas se mezclan con la mezcla de primeras partículas y segundas partículas del regenerador.

En algunas formas de realización, las segundas partículas separadas pueden alimentarse desde el recipiente interno al regenerador. La fracción de sólidos que comprende las primeras partículas separadas puede ser alimentada desde la región anular al recipiente de transporte o al reactor elevador, en los que las segundas partículas separadas se mezclan con la mezcla de primeras partículas y segundas partículas procedentes del regenerador.

En otras formas de realización, las segundas partículas separadas pueden alimentarse desde el recipiente interno a un reactor adicional. Las segundas partículas separadas pueden ponerse en contacto en el reactor adicional con una segunda materia prima de hidrocarburo para craquear la segunda materia prima de hidrocarburo.

En otro aspecto, las formas de realización del presente documento se refieren a un sistema para el craqueo de hidrocarburos como se define en la reivindicación 7. El sistema incluye un regenerador, un reactor elevador y un recipiente de separación integrado. El reactor elevador está configurado para recibir una mezcla de primeras partículas y segundas partículas procedentes del regenerador, en el que las primeras partículas tienen un tamaño promedio de partícula menor y/o son menos densas que las segundas partículas, y en el que las primeras partículas y las segundas partículas pueden ser independientemente partículas catalíticas o no catalíticas. El reactor elevador también está configurado para recibir una fracción de hidrocarburo y un fluido portador reactivo y/o no reactivo, poner en contacto la fracción de hidrocarburo con la mezcla de primeras partículas y segundas partículas para convertir al menos una parte de la fracción de hidrocarburo y producir un

producto superior del reactor elevador que comprenda la fracción de hidrocarburo convertida, el fluido portador y/o un producto de reacción del fluido portador, las segundas partículas y las primeras partículas.

El recipiente de separación integrado configurado para recibir el producto superior incluye una carcasa. Un dispositivo de separación de sólidos está dispuesto dentro de la carcasa, y está configurado para separar las segundas partículas del producto superior para proporcionar una primera corriente, que comprende la fracción de hidrocarburo convertida, las primeras partículas y el fluido portador y/o un producto de reacción del fluido portador, y para proporcionar una segunda corriente, que comprende las segundas partículas separadas. Uno o más ciclones están también dispuestos dentro de la carcasa, y provistos para separar la primera corriente para proporcionar una fracción de sólidos, que comprende las primeras partículas, y una fracción de vapor, que comprende la fracción de hidrocarburo convertida y el fluido portador y/o un producto de reacción del fluido portador. También se dispone un recipiente interno dentro de la carcasa, y se configura para recibir la segunda corriente que comprende las segundas partículas separadas. Se forma una región anular entre la carcasa y el recipiente interno, y se configura para recibir la fracción de sólidos que comprende las primeras partículas. El recipiente de separación integrado también incluye una salida de vapor para recuperar la fracción de vapor. El sistema también incluye una línea de flujo para alimentar la fracción de sólidos desde la región anular al regenerador; y una línea de flujo para aumentar una concentración de las segundas partículas dentro del reactor elevador alimentando las segundas partículas separadas desde el recipiente interno al reactor elevador, en el que las segundas partículas separadas se mezclan con la mezcla de primeras partículas y segundas partículas del regenerador. En algunas formas de realización, el sistema también puede incluir un controlador configurado para ajustar una relación de división de vapor en el dispositivo de separación de sólidos para arrastrar una parte del segundo catalizador en la primera corriente. Una o más formas de realización están dirigidas a un sistema para el craqueo de hidrocarburos tal como se define en las reivindicaciones dependientes.

En resumen, la mayor parte del estado de la técnica incluía configuraciones de elevador/reactor duales o esquemas de procedimiento /aparatos de craqueo catalítico fluido de dos etapas. El segundo reactor/reactor paralelo utilizado para procesar la alimentación ligera (nafta o/y corrientes de C4) son reactores de tipo elevador de flujo neumático concurrente o reactores de lecho denso. Es bien sabido en la técnica que el ZSM-5 es preferible como catalizador/aditivo para convertir las corrientes de nafta/C4 en propileno y etileno. Sin embargo, en los procedimientos que emplean dos reactores, el segundo reactor también recibe catalizador Y-zeolita con pequeñas fracciones de aditivo ZSM-5. En otros esquemas de procedimiento, se emplean conceptos de reactor-regenerador tipo FCC para maximizar las olefinas ligeras a partir de corrientes de nafta/C4. Tales esquemas plantean problemas de balance térmico debido a la insuficiente producción de coque. Los procedimientos y sistemas aquí divulgados consideran la separación de catalizadores, como el aditivo ZSM-5 o ZSM-11 de Y-zeolita y ZSM-5/ZSM-11, en una mezcla, para tener una concentración óptima de ZSM-5 u 11 en el segundo reactor que procesa la alimentación ligera. Además, la integración de dicho reactor adicional/segundo con una unidad de FCC convencional ayuda esencialmente a superar estos inconvenientes (selectividad del producto y balance térmico en particular) de la parte anterior y aumenta sustancialmente la conversión global y el rendimiento de olefinas ligeras y aumenta la capacidad de procesar materias primas más pesadas.

Otros aspectos y ventajas se desprenderán de la siguiente descripción y de las reivindicaciones adjuntas.

Breve descripción de los dibujos

La figura 1 es un diagrama de flujo de procedimiento simplificado de un sistema para craquear hidrocarburos y producir olefinas ligeras, que no forma parte del objeto reivindicado.

Las figuras 2-5 son diagramas de flujo de procedimientos simplificados de separadores útiles en sistemas según una o varias de las formas de realización aquí divulgadas.

La figura 6 es un diagrama de flujo simplificado del procedimiento de un sistema de craqueo de hidrocarburos y producción de olefinas ligeras, que no forma parte del objeto reivindicado.

La figura 7 es un diagrama de flujo simplificado de un sistema de craqueo de hidrocarburos y producción de olefinas ligeras, que no forma parte del objeto reivindicado.

La figura 8A es un diagrama de flujo simplificado de un sistema de craqueo de hidrocarburos y producción de olefinas ligeras que no forma parte del objeto reivindicado.

La figura 8B es un diagrama de flujo simplificado de un sistema de craqueo de hidrocarburos y producción de olefinas ligeras que no forma parte del objeto reivindicado.

La figura 8C es un diagrama de flujo simplificado de un sistema de craqueo de hidrocarburos y producción de olefinas ligeras que no forma parte del objeto reivindicado.

La figura 9A es un diagrama de flujo simplificado de un sistema de craqueo de hidrocarburos y producción de olefinas ligeras que no forma parte del objeto reivindicado.

La figura 9B es un diagrama de flujo simplificado de un sistema de craqueo de hidrocarburos y producción de olefinas ligeras que no forma parte del objeto reivindicado.

La figura 10 es un diagrama de flujo simplificado de un sistema de craqueo de hidrocarburos y producción de olefinas ligeras que no forma parte del objeto reivindicado.

- 5 La figura 11 es un diagrama de flujo simplificado de un sistema de craqueo de hidrocarburos y producción de olefinas ligeras que no forma parte del objeto reivindicado.

La figura 12 es un diagrama de flujo simplificado de un sistema de craqueo de hidrocarburos y producción de olefinas ligeras según una o varias de las formas de realización aquí divulgadas.

Descripción detallada

- 10 Tal como se utilizan en el presente documento, los términos «catalizador» y «partícula» y términos similares pueden utilizarse indistintamente. Resumiendo lo anterior, y como se describe más adelante, las formas de realización aquí descritas separan los materiales particulados mezclados en función de su tamaño y/o densidad para conseguir un efecto ventajoso en un sistema reactor. Las partículas o materiales particulados utilizados para facilitar la reacción catalítica o térmica pueden incluir catalizadores, absorbentes y/o materiales de transferencia de calor sin actividad catalítica, por ejemplo.

- En un aspecto, las formas de realización del presente documento se refieren a un aparato y un procedimiento de craqueo catalítico fluido para maximizar la conversión de una alimentación de hidrocarburos pesados, como gasóleo de vacío y/o residuos de petróleo pesado en un rendimiento muy alto de olefinas ligeras, como propileno y etileno, aromáticos y gasolina con alto índice de octano o destilados medios, al tiempo que se minimiza el rendimiento del producto de fondo más pesado. Para lograr este objetivo puede integrarse un reactor secundario, que puede ser un reactor de flujo mixto (que incluye un flujo de partículas tanto en co-corriente como en contracorriente con respecto al flujo de vapor) o un reactor de concentración de catalizador, con un reactor convencional de craqueo catalítico de fluidos, como un reactor elevador. Una alimentación de hidrocarburos pesados se craquea catalíticamente a nafta, destilados medios y olefinas ligeras en el reactor elevador, que es un reactor de tipo de flujo neumático en co-corriente. Para mejorar los rendimientos y la selectividad a olefinas ligeras (etileno y propileno), los productos de hidrocarburos craqueados del reactor elevador, como los hidrocarburos de C_4 y de la gama de la nafta (olefinas y parafinas), pueden reciclarse y procesarse en el reactor secundario (el reactor de flujo mixto o el reactor de concentración del catalizador). Alternativa o adicionalmente, pueden procesarse en el reactor secundario corrientes de alimentación externas, como C_4 , nafta u otras fracciones de hidrocarburos procedentes de otros procedimientos, como una unidad de craqueo de vapor, un reactor de metátesis o una unidad de coquización retardada, y corrientes de la gama de la nafta, como nafta de destilación directa o procedente de coquización retardada, viscoreducción o condensados de gas natural, entre otras materias primas de hidrocarburos, para producir olefinas ligeras, como etileno y propileno. La integración del reactor secundario con un reactor elevador de FCC convencional según las formas de realización aquí divulgadas puede superar los inconvenientes de procedimientos anteriores, puede aumentar sustancialmente la conversión global y el rendimiento de olefinas ligeras, y/o puede aumentar la capacidad de procesar materias primas más pesadas.

- La integración del reactor secundario con un reactor elevador de FCC convencional según las formas de realización aquí divulgadas puede facilitarse (a) utilizando un recipiente común de regeneración del catalizador, (b) utilizando dos tipos de catalizador, uno selectivo para el craqueo de hidrocarburos más pesados y otro selectivo para el craqueo de hidrocarburos de la gama C_4 y nafta para la producción de olefinas ligeras, y (c) utilizando un reactor de flujo mixto o un reactor de concentración de catalizador en un régimen de flujo que separará parcialmente los dos tipos de catalizadores, favoreciendo el contacto de la alimentación de C_4 o nafta con el catalizador selectivo para el craqueo de los mismos y la producción de olefinas ligeras.

- Para mejorar la ventana de funcionamiento del reactor secundario, y para proporcionar una mayor flexibilidad de procedimiento, el reactor secundario puede funcionar en un régimen de flujo para arrastrar el catalizador selectivo para el craqueo de hidrocarburos más pesados, y para arrastrar al menos una parte del catalizador selectivo para el craqueo de C_4 e hidrocarburos de la gama de la nafta. A continuación, los productos de hidrocarburos craqueados y los catalizadores arrastrados se introducen en un separador para separar el catalizador selectivo para el craqueo de hidrocarburos de la gama de C_4 y de nafta de los productos de hidrocarburos craqueados y del catalizador selectivo para el craqueo de hidrocarburos más pesados. Este recipiente de separación de sólidos es un recipiente externo al reactor y funciona con propiedades hidrodinámicas que mejoran la separación de los dos tipos de catalizador en función de sus propiedades físicas, como el tamaño de las partículas y/o la densidad. El catalizador separado, selectivo para el craqueo de hidrocarburos de la gama de C_4 y de nafta, puede entonces devolverse al reactor para continuar la reacción y proporcionar una concentración mejorada del catalizador selectivo para el craqueo de hidrocarburos de la gama de C_4 y de nafta dentro del reactor, mejorando la selectividad del procedimiento global al tiempo que se mejora la flexibilidad global del procedimiento debido a la ventana operativa mejorada.

Como se ha indicado anteriormente, el sistema de craqueo puede utilizar dos tipos de catalizadores, cada uno de los cuales favorece un tipo diferente de alimentación de hidrocarburos. El primer catalizador de craqueo puede ser un catalizador de zeolita de tipo Y, un catalizador de FCC u otros catalizadores similares útiles para el craqueo de materias primas de hidrocarburos más pesados. El segundo catalizador de craqueo puede ser un catalizador de tipo ZSM-5 o ZSM-11 u otro catalizador similar útil para el craqueo de hidrocarburos de la gama de C_4 S o de nafta y selectivo para producir olefinas ligeras. Para facilitar el esquema de dos reactores aquí divulgado, el primer catalizador de craqueo puede tener un primer tamaño promedio de partícula y densidad, y puede ser más pequeño y/o ligero que los del segundo catalizador de craqueo, de forma que los catalizadores puedan separarse en función de la densidad y/o el tamaño (por ejemplo, en función de la velocidad terminal u otras características de las partículas del catalizador).

En el recipiente de regeneración del catalizador, se regenera el catalizador gastado recuperado tanto del reactor elevador como del reactor secundario. Tras la regeneración, una primera porción del catalizador mezclado puede alimentarse desde el recipiente de regeneración a un reactor elevador (reactor de flujo en co-corriente). Una segunda porción del catalizador mezclado puede alimentarse desde el recipiente de regeneración al reactor secundario.

En el reactor de flujo en co-corriente, una primera alimentación de hidrocarburos se pone en contacto con una primera porción del catalizador regenerado para craquear al menos una parte de los hidrocarburos y formar hidrocarburos más ligeros. A continuación, se puede recuperar un efluente del reactor de flujo en co-corriente, el efluente comprende un primer producto de hidrocarburo craqueado y una fracción de catalizador mezclado gastado.

En algunas formas de realización, el reactor secundario se hace funcionar en un régimen de fluidización suficiente para arrastrar el primer catalizador de craqueo y el segundo catalizador de craqueo con los productos de hidrocarburo recuperados como efluente de la salida superior del reactor secundario. A continuación, el efluente se alimenta a un separador para separar los productos de hidrocarburo craqueados y el primer catalizador de craqueo del segundo catalizador de craqueo.

La corriente de vapor/primer catalizador de craqueo recuperada del separador puede entonces enviarse para su separación. El segundo catalizador de craqueo recuperado del separador puede reciclarse de nuevo al reactor secundario para continuar la reacción, como se ha indicado anteriormente.

El primer efluente (hidrocarburos craqueados y catalizador mezclado gastado del reactor elevador) y el segundo efluente (hidrocarburos craqueados y primer catalizador de craqueo separado del reactor secundario) pueden alimentarse ambos a un recipiente de separación para separar la fracción de catalizador mezclado gastado y el primer catalizador de craqueo separado de los productos de hidrocarburos craqueados, primero y segundo. Los productos de hidrocarburos craqueados, incluidas las olefinas ligeras, los hidrocarburos de C_4 , los hidrocarburos de la gama de la nafta y los hidrocarburos más pesados pueden separarse a continuación para recuperar los productos o fracciones de productos deseados.

Así, los procedimientos aquí divulgados integran un reactor secundario de flujo mixto o de concentración de catalizador, un separador externo de sólidos y un reactor elevador, con separaciones comunes de productos y regeneración de catalizadores, donde los catalizadores utilizados en el reactor secundario son altamente selectivos para craquear hidrocarburos de la gama de C_4 y de la nafta para producir olefinas ligeras. La regeneración del catalizador común proporciona un equilibrio térmico, y la separación del producto común (recipiente de separación y/o sistemas de fraccionamiento del producto, etc.) proporciona una simplicidad de las operaciones y una reducción del número de piezas, entre otras ventajas.

Haciendo referencia ahora a la figura 1 (que no forma parte del objeto reivindicado), se ilustra un diagrama de flujo de procedimiento simplificado de sistemas para el craqueo de hidrocarburos y la producción de olefinas ligeras. El sistema incluye una configuración de dos reactores para maximizar el rendimiento de propileno y etileno a partir de materias primas de residuos de petróleo u otras corrientes de hidrocarburos. El primer reactor 3 puede ser un reactor elevador para craquear, por ejemplo, alimentaciones de hidrocarburos más pesados. El segundo reactor 32 es un reactor de lecho fluidizado, que puede estar equipado con deflectores o aditamentos internos. Las olefinas de C_4 y/o los productos de nafta ligera del primer reactor 3 o corrientes de alimentación similares procedentes de fuentes externas pueden procesarse en el segundo reactor 32 para mejorar el rendimiento de olefinas ligeras, incluidos el propileno y el etileno, y de aromáticos/gasolina de alto octanaje.

Se inyecta una alimentación de residuos de petróleo pesado a través de uno o más inyectores de alimentación 2 situados cerca de la parte inferior del primer reactor 3. La alimentación de petróleo pesado entra en contacto con el catalizador regenerado en caliente introducido a través de una curva en J 1. El catalizador alimentado al primer reactor 3 es una mezcla de catalizadores, que incluye un primer catalizador selectivo para el craqueo de hidrocarburos más pesados, como un catalizador basado en zeolita de tipo Y, y un segundo catalizador selectivo para el craqueo de hidrocarburos de la gama de C_4 y nafta para la producción de olefinas ligeras, como un ZSM-5 o ZSM-11, que también puede utilizarse en combinación con otros catalizadores. Los catalizadores primero y segundo pueden ser diferentes en uno o ambos tamaños de partícula y densidad. Un

primer catalizador, como la zeolita basada en el tipo Y, puede tener un tamaño de partícula del orden de 20 - 200 micras y una densidad aparente del orden de 0.60 - 1.0 g/ml. Un segundo catalizador, como ZSM-5 o ZSM-11, puede tener un tamaño de partícula del orden de 20 - 350 micras y una densidad aparente del orden de 0.7 - 1.2 g/ml.

5 El calor necesario para la vaporización de la alimentación y/o para elevar la temperatura de la alimentación a la temperatura deseada del reactor, como en el intervalo de 500 °C a unos 700 °C, y para el calor endotérmico (calor de reacción) puede ser proporcionado por el catalizador regenerado caliente procedente del regenerador 17. La presión en el primer reactor 3 suele estar en el intervalo de aproximadamente 1 barg a aproximadamente 5 barg.

10 Una vez completada la mayor parte de la reacción de craqueo, la mezcla de productos, vapores de alimentación no convertidos y catalizador gastado fluye hacia un sistema de ciclones de dos etapas alojado en el recipiente de contención de ciclones 8. El sistema de ciclones de dos etapas incluye un ciclón primario 4, para separar el catalizador gastado de los vapores. El catalizador usado se descarga en el despojador 9 a través de la pata de inmersión del ciclón primario 5. Las partículas finas de catalizador arrastradas con los vapores separados del ciclón primario 4 y los vapores de producto del segundo reactor 32, introducidos a través de la línea de flujo 36a y un ciclón de una sola etapa 36c, se separan en el ciclón de segunda etapa 6. La mezcla de catalizador recogida se descarga en el despojador 9 a través de la pata de inmersión 7. Los vapores del ciclón de segunda etapa 6 se descargan a través de una salida de ciclón secundaria 12b, que puede estar conectada al pleno 11, y se dirigen a un fraccionador principal/planta de gas (no mostrada) para la recuperación de productos, incluidas las olefinas deseadas. Si es necesario, los vapores de los productos se enfrían aún más introduciendo petróleo de ciclo ligero (LCO) o vapor a través de la línea de distribución 12a como medio de enfriamiento.

25 El catalizador usado recuperado a través de la pata de inmersión 5, 7 se somete a un despojo en el lecho despojador 9 para eliminar los vapores intersticiales (los vapores de hidrocarburos atrapados entre las partículas de catalizador) mediante el contacto en contracorriente del vapor, introducido en el fondo del despojador 9 a través de un distribuidor de vapor 10. A continuación, el catalizador gastado se transfiere al regenerador 17 a través del tubo vertical de catalizador gastado 13a y la línea de elevación 15. La válvula deslizante de catalizador usado 13b, situada en el tubo vertical de catalizador usado 13a, se utiliza para controlar el flujo de catalizador del despojador 9 al regenerador 17. Puede introducirse una pequeña porción de aire de combustión o nitrógeno a través de un distribuidor 14 para ayudar a suavizar la transferencia del catalizador gastado.

El catalizador coquizado o gastado se descarga a través del distribuidor de catalizador gastado 16 en el centro del lecho regenerador denso 24. El aire de combustión se introduce por un distribuidor de aire 18 situado en la parte inferior del lecho regenerador 24. El coque depositado sobre el catalizador se quema entonces en el regenerador 17 por reacción con el aire de combustión. El regenerador 17, por ejemplo, puede funcionar a una temperatura comprendida entre aproximadamente 640 °C y aproximadamente 750 °C y a una presión comprendida entre aproximadamente 1 barg y aproximadamente 5 barg. Los finos de catalizador arrastrados junto con los gases de combustión se recogen en el ciclón de primera etapa 19 y en el ciclón de segunda etapa 21 y se descargan en el lecho de catalizador del regenerador a través de las respectivas patas de inmersión 20, 22. Los gases de combustión recuperados de la salida del ciclón de segunda etapa 21 se dirigen al conducto de gases de combustión 50 a través del pleno del regenerador 23 para la recuperación de calor residual aguas abajo y/o la recuperación de energía.

Una primera parte de la mezcla de catalizador regenerado se extrae a través de la tubería vertical 27 de catalizador regenerado, que está en comunicación de flujo con el codo J 1. El flujo de catalizador desde el regenerador 17 hasta el reactor 3 puede regularse mediante una válvula deslizante 28 situada en la tubería vertical 27 de catalizador regenerado. La apertura de la válvula deslizante 28 se ajusta para controlar el flujo de catalizador con el fin de mantener una temperatura superior deseada en el reactor 3.

Además del vapor de elevación, también se ha previsto inyectar corrientes de alimentación como olefinas de C₄ y nafta o corrientes externas similares como medio de elevación al codo J 1 a través de un distribuidor de gas 1a situado en la sección Y para permitir una transferencia suave del catalizador regenerado del codo J 1 al reactor 3. El codo J 1 también puede actuar como reactor de lecho denso para craquear olefinas de C₄ y corrientes de nafta en olefinas ligeras en condiciones favorables para tales reacciones, como un WHSV de 0.5 a 50 h⁻¹, una temperatura de 640 °C a 750 °C y tiempos de residencia de 3 a 10 segundos.

Una segunda parte de la mezcla catalizadora regenerada se introduce en un segundo reactor 32 a través de una tubería vertical 30. Puede utilizarse una válvula deslizante 31 para controlar el flujo de catalizador del regenerador 17 al segundo reactor 32 en función de un punto de ajuste de temperatura de salida del vapor. Las corrientes de olefinas de C₄ y nafta se inyectan en la sección inferior del lecho de catalizador a través de uno o varios distribuidores de alimentación 34 (34a, 34b), ya sea en fase líquida o vapor. El segundo reactor 32 funciona de forma de flujo mixto, en el que una parte del catalizador regenerado fluye hacia abajo (de la parte superior a la inferior del lecho del reactor) y una parte de la mezcla del catalizador regenerado y la corriente de hidrocarburos de alimentación fluye hacia arriba (de la parte inferior a la superior del lecho del reactor).

El segundo reactor 32 puede estar equipado con deflectores o elementos internos estructurados (no mostrados) que ayudan al contacto íntimo y a la mezcla de las moléculas de catalizador y de alimentación. Estos elementos internos también pueden ayudar a minimizar la canalización, el crecimiento de burbujas y/o la coalescencia. El segundo reactor 32 también puede agrandarse en diferentes secciones a lo largo de la longitud para mantener una velocidad superficial del gas constante o deseada dentro de las secciones.

Una vez completada la reacción, el catalizador se despoja en la parte más inferior del segundo reactor 32 para separar los hidrocarburos arrastrados de la alimentación/productos utilizando vapor como medio de despojo introducido a través del distribuidor 35. A continuación, el catalizador gastado recuperado en la parte inferior del reactor 32 se transfiere al regenerador 17 a través del tubo vertical 37 y el conducto de elevación 40 a través de un distribuidor de catalizador gastado 41. Puede introducirse aire de combustión o nitrógeno a través del distribuidor 39 para permitir una transferencia suave del catalizador al regenerador 17. La válvula deslizante 38 puede utilizarse para controlar el flujo de catalizador del segundo reactor 32 al regenerador 17. El catalizador gastado de ambos reactores 3, 32 se regenera entonces en el regenerador común 17, funcionando en modo de combustión completa.

Como se ha indicado anteriormente, el segundo reactor 32 utiliza dos catalizadores diferentes que pueden diferir en uno o ambos de tamaño de partícula y densidad, como una zeolita de tipo Y más ligera y pequeña o un catalizador de FCC y una zeolita de poro pequeño de pentacilo, selectiva de forma ZSM-5/ZSM-11 más grande y/o más densa. La velocidad superficial del gas en el segundo reactor 32 se mantiene de forma que esencialmente todo o una gran parte del catalizador más ligero y pequeño (por ejemplo, zeolita tipo Y/catalizador de FCC) y una parte del catalizador más pesado y grande (por ejemplo, ZSM-5/ZSM-11) es arrastrado fuera del reactor con los hidrocarburos craqueados y el vapor recuperado a través de la línea de flujo 45. Una parte del catalizador más grande y/o más denso puede quedar retenida dentro del reactor 32, formando un lecho denso hacia la parte inferior del reactor, como se ha indicado anteriormente.

El efluente del reactor 32 recuperado a través de la línea de flujo 45 puede incluir, por tanto, productos de hidrocarburos craqueados, materia prima de hidrocarburos sin reaccionar, vapor (medio de despojo) y una mezcla de catalizador, que incluye esencialmente todo el catalizador más ligero y/o más pequeño y una parte del catalizador más grande y/o más denso introducido en el reactor. A continuación, el efluente puede transportarse a través de la línea de flujo 45 a un separador de sólidos 47. El separador 47 puede ser un separador configurado para separar los dos tipos de catalizador en función de sus propiedades físicas, a saber, el tamaño y/o la densidad de las partículas. Por ejemplo, el separador 47 puede utilizar diferencias en las fuerzas de inercia o centrífugas para separar el catalizador de FCC del ZSM-5. El recipiente de separación de sólidos 47 es un recipiente externo al segundo reactor 32 y funciona con propiedades hidrodinámicas que mejoran la separación de los dos tipos de catalizador en función de sus propiedades físicas.

Tras la separación en el separador 47, el catalizador más pequeño y/o más ligero (zeolita de tipo Y/catalizador de FCC) se transporta desde el separador 47 hasta el separador común o recipiente de contención 8, que alberga los ciclones del reactor elevador y/o el sistema de terminación de la reacción, a través de la línea de salida 36a. El catalizador más grande y/o más denso (ZSM-5/ZSM-11) puede devolverse a través de la línea de flujo 49 al reactor de flujo mixto 32 para continuar la reacción con las alimentaciones de hidrocarburos introducidas a través de los distribuidores 34.

El arrastre de esencialmente todo el catalizador más ligero/más pequeño y una parte del catalizador más grande y/o más denso, las separaciones posteriores y el reciclado del catalizador más grande y/o más denso al reactor 32 pueden permitir una acumulación significativa del catalizador más grande y/o más denso en el reactor 32. Como este catalizador es más selectivo para el craqueo de hidrocarburos de la gama de C₄ y nafta, la acumulación del catalizador más grande y/o más denso puede proporcionar una ventaja de selectividad y rendimiento. Además, el funcionamiento del reactor en un régimen de flujo de fluidización para arrastrar ambos tipos de catalizador puede proporcionar una operatividad mejorada del reactor o flexibilidad en las operaciones, como se ha comentado antes.

Una alimentación de hidrocarburos, como gasóleo pesado de vacío o alimentación de residuos pesados, petróleo de ciclo ligero (LCO) o vapor, puede inyectarse como medio de enfriamiento en la línea de salida 36a a través de un distribuidor 36b. El caudal de dichos medios de enfriamiento puede controlarse ajustando la temperatura de la corriente que entra en el recipiente de contención 8. Todos los vapores del segundo reactor 32, incluidos los alimentados a través del distribuidor 36b, se descargan en la fase diluida del recipiente de contención 8 a través de un ciclón de una sola etapa 36c. Se prefiere emplear una alimentación de hidrocarburos como medio de enfriamiento, ya que sirve al doble propósito de enfriar los productos del segundo reactor 32 y también mejora la producción de destilados medios.

El reactor de primera etapa 3, como un reactor elevador, puede funcionar en régimen de fluidización rápida (por ejemplo, a una velocidad superficial del gas comprendida entre unos 3 y unos 10 m/s en la sección inferior) y en régimen de transporte neumático (por ejemplo, a una velocidad superficial del gas comprendida entre unos 10 y unos 20 m/s) en la sección superior.

La WHSV en el segundo reactor 32 está típicamente en el intervalo de aproximadamente 0.5 h^{-1} a aproximadamente 50 h^{-1} ; los tiempos de residencia del vapor y del catalizador pueden variar de aproximadamente 2 a aproximadamente 20 segundos. Cuando se introducen diferentes alimentaciones, preferentemente la alimentación de C_4 se inyecta a una elevación por debajo de la inyección de alimentación de nafta. Sin embargo, es posible intercambiar los lugares de inyección de la alimentación.

Según sea necesario, puede introducirse catalizador de reposición a través de una o más líneas de flujo 42, 43. Por ejemplo, puede introducirse catalizador de zeolita de FCC o de tipo Y fresco o de reposición, o una mezcla de ambos, en el regenerador 17 a través de la línea de flujo 42 y puede introducirse catalizador ZSM-5/ZSM-11 fresco o de reposición en el segundo reactor 32 a través de la línea de flujo 43. Las existencias totales de catalizador del sistema pueden mantenerse retirando catalizador mezclado del regenerador 24, por ejemplo. Las existencias de catalizador y la acumulación del catalizador preferido dentro del reactor 32 pueden controlarse, como se describirá más adelante, mediante el control de las operaciones del reactor y del separador 47.

Una primera parte del catalizador regenerado se retira del regenerador 17 a una tolva 26 de catalizador regenerado (RCSP) a través de la tubería de retirada 25, que está en comunicación de flujo con el regenerador 17 y la tubería vertical 27 de catalizador regenerado. El lecho de catalizador de la tolva 26 de RCSP flota con el nivel del lecho del regenerador 17. A continuación, el catalizador regenerado se transfiere de la tolva 26 de RCSP al reactor 3 a través del tubo vertical 27 de catalizador regenerado, que está en comunicación de flujo con el codo J 1. El flujo de catalizador del regenerador 17 al reactor 3 puede regularse mediante una válvula deslizante 28 de RCSP situada en el tubo vertical 27 de catalizador regenerado. También puede proporcionarse una línea de compensación de presión 29.

También puede utilizarse una línea 60 de derivación del separador para facilitar la transferencia de partículas desde la parte superior del reactor 32 al recipiente 8, como se ilustra en la figura 1. Como se ha descrito anteriormente con respecto a la figura 1, el segundo reactor 32 utiliza dos catalizadores diferentes que pueden diferir en uno o en ambos aspectos del tamaño y la densidad de las partículas, como una zeolita de tipo Y o un catalizador de FCC más ligeros y/o pequeños y una zeolita de poro pequeño de pentacilo, selectiva de forma ZSM-5/ZSM-11 más grande y/o más densa. La velocidad superficial del gas en el segundo reactor 32 puede mantenerse de forma que esencialmente todo el catalizador más ligero y más pequeño (por ejemplo, zeolita tipo Y/catalizador de FCC) y una parte del catalizador más grande y/o más denso (por ejemplo, ZSM-5/ZSM-11) salga del reactor con los hidrocarburos craqueados y el vapor recuperado a través de la línea de flujo 45.

El efluente del reactor 32 recuperado a través de la línea de flujo 45 puede incluir, por tanto, productos de hidrocarburos craqueados, materia prima de hidrocarburos sin reaccionar, vapor (medio de despojo) y una mezcla de catalizador que incluye esencialmente todo el catalizador más ligero y más pequeño y una parte del catalizador más grande y/o más denso introducido en el reactor. A continuación, el efluente puede transportarse a través de la línea de flujo 45 a un separador de sólidos 47. El separador 47 puede ser un separador configurado para separar los dos tipos de catalizador en función de sus propiedades físicas, a saber, el tamaño de las partículas y/o la densidad. El separador 47 funciona con propiedades hidrodinámicas que mejoran la separación de los dos tipos de catalizador en función de sus propiedades físicas.

Tras la separación en el separador 47, el catalizador más pequeño/más ligero (zeolita tipo Y/catalizador de FCC) se transporta desde el separador 47 hasta el separador común o recipiente de contención 8, que alberga los ciclones del reactor elevador y/o el sistema de terminación de la reacción, a través de la línea de salida 36a. El catalizador más grande y/o más denso (ZSM-5/ZSM-11) puede devolverse al reactor de flujo mixto 32 para continuar la reacción con las alimentaciones de hidrocarburos introducidas a través de los distribuidores 34.

De forma continua o intermitente, una parte del efluente que contiene ambos tipos de catalizadores transportados a través de la línea de flujo 45 puede desviarse al separador de derivación 47. La porción desviada del efluente puede fluir alrededor del separador 47 a través de la línea de flujo 60, que puede incluir un desviador o una válvula de control de flujo 62. A continuación, el efluente puede continuar a través de la línea de flujo 64 de vuelta al separador 8 para la separación de los productos de hidrocarburo de los catalizadores. La línea de flujo 64 puede combinarse con el efluente y el catalizador más pequeño recuperado del separador 47 a través de la línea de flujo 36a, y puede introducirse aguas arriba o aguas abajo del enfriador 36b. Alternativamente, el efluente desviado de la línea 60 puede introducirse directamente en el separador/recipiente de contención 8.

Aunque se ilustra en la figura 1 con una válvula desviadora 62, puede utilizarse un conducto de flujo en forma de Y o un aparato similar para enviar continuamente una parte del efluente, que contiene ambos tipos de partículas de catalizador, al separador 8, mientras se envía continuamente una parte del efluente al separador 47, permitiendo así la acumulación deseada de las partículas de catalizador más grandes y/o más densas dentro del reactor 32. Como se representa en la figura 1, el catalizador del segundo reactor también puede transferirse a través de la línea 37, la válvula deslizante 38 y la línea de transferencia 40 al regenerador 17. El aire del soplador se utiliza como gas portador 39 para transferir el catalizador al regenerador 17. Esta instalación

de transferencia de catalizador no sólo ayudará a controlar el nivel del lecho de catalizador en el reactor 32, sino que también contribuirá a una regeneración más frecuente del catalizador.

El uso de un mayor flujo de fluido portador y/o el uso de un desviador de flujo, tal como se ha descrito anteriormente, puede proporcionar de forma beneficiosa la acumulación del catalizador selectivo para el craqueo de hidrocarburos de la gama de la nafta en el segundo reactor, el reactor 32. Se ha descubierto que el reactor 32 puede funcionar de manera que proporcione catalizador regenerado y mantenga una actividad suficiente dentro del lecho de catalizador del reactor 32, de manera que la línea de transferencia de catalizador (líneas de flujo 37, 40) y del equipo asociado puedan omitirse del esquema de flujo (como se muestra en la figura 6) sin detrimento de la selectividad y el rendimiento del reactor y con las ventajas añadidas de una menor complejidad mecánica y una reducción de los costes de capital y de funcionamiento.

Refiriéndose ahora a la figura 6 (que no forma parte del objeto reivindicado), se ilustra un esquema de flujo de procedimiento simplificado de sistemas para craquear hidrocarburos y producir olefinas ligeras, donde números semejantes representan partes semejantes. De forma similar al esquema del procedimiento ilustrado en la figura 1, descrito anteriormente, el sistema ilustrado en la figura 6 tendrá un esquema de dos reactores e introducirá dos tipos de partículas (como un catalizador de tipo Y o de FCC más ligero y/o más pequeño y un catalizador ZSM-5 o ZSM-11 más grande y/o más denso) en el reactor secundario 32. Los aditivos catalizadores más grandes y/o más densos (por ejemplo, ZSM-5 o ZSM-11) pueden añadirse directamente al recipiente del reactor secundario 32 a través de la línea de flujo 43. La mezcla de catalizador regenerado se transfiere desde el regenerador 17 a través de la tubería 30 al recipiente del reactor 32.

Se espera que el lecho de catalizador del recipiente del reactor secundario 32 funcione en regímenes de lecho turbulento, lecho burbujeante o fluidización rápida. Una alimentación de nafta ligera 34a, como el producto de nafta ligera procedente de un reactor primario o de un reactor elevador 3, como se ilustra, puede introducirse en el reactor secundario 32 y convertirse en olefinas ligeras en presencia del catalizador mezclado. El gas de elevación junto con el gas de producto en el recipiente 32 elevará los sólidos, incluidos ambos catalizadores, a través de la tubería 45 hasta el recipiente de separación de sólidos 47, y luego de vuelta al regenerador 17. Debido a las diferencias de tamaño y/o densidad de las dos partículas de catalizador, la mayoría de las partículas de catalizador ZSM-5 o ZSM-11 se separarán del catalizador de tipo Y o FCC en el recipiente 47 de separación de sólidos y se transferirán a través de la línea de retorno 49 de vuelta al reactor 32. La mayor parte de las partículas de catalizador tipo Y o FCC se transferirán de nuevo al despojador 8 para la separación de sólidos y gases.

En comparación con otros casos discutidos anteriormente, una diferencia primordial es la ausencia de una línea de retorno del catalizador y de las válvulas de control y equipos relacionados desde el fondo del recipiente del reactor secundario 32 de vuelta al recipiente regenerador 17. Como ya se ha comentado brevemente, dicha configuración del procedimiento puede seguir proporcionando una regeneración eficaz del catalizador, así como la acumulación y concentración del catalizador ZSM-5 o ZSM-11 más grande y/o más denso deseado dentro del reactor 32. Se espera que una mayor concentración del catalizador más grande y/o más denso pueda dar lugar a un mejor rendimiento en el recipiente del reactor secundario 32, incluso cuando se elimine la línea de retorno 37. Este diseño, con la eliminación de la línea de retorno 37, también mitiga la complejidad mecánica y reduce los costes de capital y operativos.

El caso sin línea de retorno 37 (figura 6) también incluye vapor como gas de elevación. Como no hay salida de catalizador en la parte inferior del reactor 32, el catalizador llenará el reactor 32 y en algunos casos no se observa ningún nivel de lecho de catalizador. El gas de elevación junto con el gas de producto en el recipiente 32 elevará los sólidos, incluidos ambos catalizadores, a través de la tubería 45 hasta el recipiente de separación de sólidos 47. Debido a las diferencias de tamaño y/o densidad de las dos partículas de catalizador, la mayoría de las partículas de catalizador ZSM-5 o ZSM-11 se separarán del catalizador de tipo Y o FCC en el recipiente 47 de separación de sólidos y se transferirán a través de la línea de retorno 49 de vuelta al reactor 32. La mayor parte de las partículas de catalizador tipo Y o FCC se transferirán de vuelta al despojador 8 para la separación de sólidos gases. En comparación con la figura 1, este diseño sin línea de retorno 37 puede dar lugar a una concentración mucho mayor del catalizador de mayor tamaño y/o mayor densidad, lo que se traducirá en un mejor rendimiento de la reacción en el reactor 32. Aunque no se ilustra, el recipiente 32 puede incluir una brida inferior o una salida que permita agotar existencias de catalizador en el recipiente. Dicha salida también puede utilizarse para eliminar periódicamente partículas de catalizador más grandes y/o más pesadas que puedan acumularse dentro del recipiente 32, si es necesario.

Como se ha descrito anteriormente, los sistemas según las formas de realización del presente documento pueden incluir un separador 47 configurado para separar los dos tipos de catalizadores en función de sus propiedades físicas, como el tamaño de las partículas y/o la densidad. El separador 47 puede ser un separador de ciclón, un separador de tamiz, tamices mecánicos, una cámara de gravedad, un separador centrífugo, una cámara deflectora, un separador de rejilla, un clasificador en línea o neumático, u otros tipos de separadores útiles para separar eficazmente las partículas en función del tamaño y/o las propiedades hidrodinámicas.

En las figuras 2-5 se ilustran ejemplos de separadores o clasificadores útiles en las presentes formas de realización. En algunas formas de realización, el separador 47 puede ser un separador inercial en forma de U, como se ilustra en la figura 2, para separar dos tipos de partículas sólidas o catalizadores con diferentes tamaños y/o densidad de partículas. El separador puede construirse en forma de U, teniendo una entrada 70 en la parte superior, una salida de gas 84 en el otro extremo de la U, y una salida principal de sólidos 80 en la base del separador en forma de U.

Se introduce una mezcla 72 de partículas sólidas o catalizadores de diferentes tamaños junto con una corriente de gas portador a través de la entrada 70 y se aplican fuerzas de separación por inercia sobre los sólidos dando no más de una vuelta para separar los diferentes tamaños de partículas sólidas. Las partículas sólidas más grandes y/o más densas 78 descienden preferentemente en las secciones 74/76 hasta un tubo vertical o dipleg 80 conectado a la base de la forma en U, mientras que las partículas sólidas más ligeras o pequeñas son transportadas preferentemente junto con la corriente de gas hasta la salida 82, donde puede recuperarse la mezcla 84 de partículas pequeñas y gases. La salida de sólidos 80 en la base del separador en forma de U (la entrada del tubo vertical o dipleg utilizado para hacer fluir las partículas de catalizador más grandes y/o más densas de vuelta al segundo reactor 32) debe ser lo suficientemente grande como para acomodar el flujo normal de sólidos/catalizador.

Controlando los caudales de gas que entran por el tubo vertical descendente y salen por la salida de la corriente principal de gas, se puede manipular la eficacia global de separación del separador inercial en forma de U y la selectividad para separar las partículas más grandes y/o más densas de las partículas más pequeñas y/o menos densas. Esto se extiende a un dipleg completamente sellado en el que la única corriente de gas que sale del dipleg es la arrastrada por el flujo sólido/catalizador saliente. Dado que el separador inercial en forma de U ofrece la posibilidad de manipular la eficacia de separación, las partículas de tamaño intermedio, que tienen el potencial de acumularse en el sistema como se ha señalado anteriormente, pueden ser arrastradas periódica o continuamente con los productos de hidrocarburos recuperados del separador 47 para su separación en el recipiente 8 y su regeneración en el regenerador 24.

En algunas formas de realización, puede proporcionarse un inyector de gas 75 o vapor/gas inerte adicional cerca de la parte superior de la sección de salida 80, como por ejemplo cerca de la parte superior de la entrada del tubo vertical. El gas de elevación adicional proporcionado dentro del separador puede facilitar aún más la separación de las partículas sólidas más grandes y/o más densas de las partículas sólidas menos densas y/o más pequeñas, ya que el gas adicional puede elevar preferentemente las partículas sólidas más ligeras hacia la salida de gas 84, dando como resultado una mejor clasificación de los sólidos.

El área de la sección transversal del separador en forma de U en la entrada 70, la salida 82 y en todo el separador en forma de U (incluidas las áreas 74, 76) puede ajustarse para manipular la velocidad superficial del gas dentro del aparato para controlar la eficacia de separación y la selectividad. En algunas formas de realización, la posición de una o más de las paredes del separador puede ser ajustable, o puede disponerse un deflector móvil dentro de una o más secciones del separador, que puede utilizarse para controlar la eficacia de separación y la selectividad. En algunas formas de realización, el sistema puede incluir un analizador del tamaño de las partículas aguas abajo de la salida 82, lo que permite ajustar en tiempo real la configuración del flujo a través del separador en forma de U para efectuar las separaciones deseadas.

La utilización de separadores inerciales en forma de U conectados en serie o una combinación de separadores inerciales en forma de U y ciclones puede proporcionar flexibilidad para permitir simultáneamente el logro tanto de la eficiencia de separación global objetivo como de la selectividad objetivo de partículas más grandes y/o más densas sobre partículas más pequeñas y/o menos densas.

El reactor secundario 32 también puede estar equipado con deflectores o elementos internos estructurados, como las rejillas modulares descritas en la patente estadounidense 7,179,427. También pueden utilizarse otros tipos de elementos internos que mejoren la eficacia del contacto y la selectividad/rendimiento del producto. Los elementos internos pueden mejorar la distribución del catalizador a través del reactor y mejorar el contacto de los vapores de alimentación con el catalizador, lo que conduce a un aumento de la tasa promedio de reacción, mejora de la actividad global del catalizador y optimización de las condiciones de funcionamiento para aumentar la producción de olefinas ligeras.

Las formas de realización aquí divulgadas utilizan zeolita de tipo Y o catalizador de FCC convencional, maximizando la conversión de las alimentaciones de hidrocarburos pesados. La zeolita de tipo Y o el catalizador de FCC tiene un tamaño de partícula menor y/o más ligero que el ZSM-5 o catalizadores similares utilizados para mejorar la producción de olefinas ligeras en el reactor de flujo en contracorriente. Los catalizadores ZSM-5 o similares tienen un tamaño de partícula mayor y/o son más densos que la zeolita tipo Y o los catalizadores de FCC utilizados para mejorar las separaciones de los tipos de catalizador en cada uno de los reactores de flujo mixto y el separador de sólidos. La velocidad superficial del gas de los vapores en el segundo reactor se mantiene de forma que permite el arrastre de la zeolita tipo Y o del catalizador de FCC y de una parte del catalizador ZSM-5 o ZSM-11 fuera del reactor de flujo mixto, y el separador de sólidos puede utilizar las diferencias en las velocidades terminales de las partículas individuales o las diferencias entre las velocidades

mínimas de fluidización/burbeo para separar y devolver el ZSM-5/ZSM-11 al reactor de flujo mixto. Este concepto permite la eliminación de los sistemas FCC de dos etapas y, por tanto, un procedimiento simplificado y eficiente. Los catalizadores empleados en el procedimiento podrían ser una combinación de zeolita de tipo Y/catalizador de FCC y ZSM-5 u otros catalizadores similares, como los mencionados en los documentos US5043522 y US5846402.

El arrastre de ambos catalizadores desde el reactor de flujo mixto, la separación posterior y el reciclado y acumulación del catalizador ZSM-5/ZSM-11 en el reactor de flujo mixto elimina cualquier posible restricción de la velocidad superficial del gas en el reactor secundario. El uso de un recipiente de separación de sólidos proporciona así flexibilidad de procedimiento en el reactor secundario, permitiendo que éste funcione en regímenes de lecho burbujeante, lecho turbulento o fluidización rápida, en lugar de restringir las operaciones únicamente solo a un régimen de lecho burbujeante. El recipiente de separación de sólidos puede ser un ciclón u otro recipiente en el que los sólidos y los gases se introducen en una entrada común y, mediante desgasificación y fuerzas inerciales y centrífugas, las partículas se separan en función del tamaño y/o la densidad, con la mayoría de las partículas más pequeñas de tipo FCC arrastrándose con la salida de vapor, y las partículas más grandes y/o más densas de tipo ZSM-5 o ZSM-11 retornando a través de un tubo vertical o dipleg de fase densa de vuelta al recipiente 32 del reactor secundario.

Además del separador de partículas de tipo U descrito en relación con la figura 2, las figuras 3-5 ilustran diversos dispositivos adicionales de separación de partículas para su uso en las formas de realización aquí descritas. En referencia a la figura 3, un separador de cámara deflectora 900 para separar catalizadores u otras partículas en función de su tamaño y/o densidad puede incluir una entrada 910, como un conducto horizontal. Los vapores y partículas contenidos en el conducto horizontal entran entonces en una cámara 912, antes de ser desviados por un deflector 914. La cámara 912 está conectada a una primera salida vertical 916 y a una primera salida horizontal 918. El deflector 914 puede estar situado en el centro de la cámara 912, próximo a la entrada 910, o próximo a la salida horizontal 918 de la cámara. El deflector puede estar en un ángulo o ser móvil, de manera que el deflector puede utilizarse para desviar más o menos partículas de catalizador, y puede configurarse para una mezcla particular de partículas.

Los procedimientos aquí descritos pueden utilizar el separador de cámara deflectora 900 para segregar partículas más grandes y/o más densas de partículas más pequeñas y/o menos densas contenidas en un gas portador, como un efluente de reacción de hidrocarburos. El separador de cámara deflectora 900 puede estar configurado para: separar al menos una porción de un segundo tipo de partículas del gas portador y de un primer tipo de partículas, recuperar el segundo tipo de partículas a través de la primera salida vertical 916 y recuperar una mezcla que incluya el gas portador y el primer tipo de partículas a través de la primera salida horizontal 918. El separador también puede incluir un distribuidor (no ilustrado) dispuesto dentro o próximo a la primera salida vertical para introducir un gas de fluidización, facilitando la separación adicional del primer tipo de partícula del segundo tipo de partícula.

Refiriéndose ahora a la figura 4, se ilustra un separador de rejilla para su uso de acuerdo con las formas de realización aquí expuestas. De modo similar a otros separadores ilustrados y descritos, el separador de rejilla 1000 puede utilizarse para separar catalizadores u otras partículas en función de su tamaño y/o densidad. El separador de rejilla 1000 puede incluir una entrada vertical 1010 conectada a una cámara 1012 en la que uno o más lados verticales 1014 de la cámara están equipados con salidas de ranura estrecha 1016, que pueden describirse como rejillas. El número de rejillas puede variar en función de la aplicación, como la mezcla de partículas que se desee separar, y el ángulo de la rejilla puede ser ajustable para controlar la cantidad de vapor que pasa a través de las salidas de rejilla y sale de ellas. La cámara 1012 también está conectada a una primera salida vertical 1014 en la parte inferior de la cámara.

Los procedimientos aquí descritos pueden utilizar el separador de rejilla 1000 para segregar partículas más grandes y/o densas de partículas más pequeñas y/o menos densas contenidas en un gas portador, como un efluente de reacción de hidrocarburos. El separador de rejillas 1000 puede estar configurado para: separar al menos una parte del segundo tipo de partículas del gas portador y del primer tipo de partículas, recuperar el segundo tipo de partículas a través de la primera salida vertical 1014 y recuperar el gas portador y el primer tipo de partículas a través de las salidas de rejillas 1016. El separador también puede incluir un distribuidor (no ilustrado) dispuesto dentro o próximo a la primera salida vertical para introducir un gas de fluidización, facilitando la separación adicional del primer tipo de partícula del segundo tipo de partícula.

Refiriéndose ahora a la figura 5, se ilustra un separador inercial 1100 para su uso de acuerdo con las formas de realización aquí expuestas. De forma similar a otros separadores ilustrados y descritos, el separador inercial 1100 puede utilizarse para separar catalizadores u otras partículas en función de su tamaño y/o densidad. El separador puede incluir una entrada 1110 en la parte superior de una cámara 1112 que se extiende hacia ella. En algunas formas de realización, la altura o disposición de la entrada 1110 dentro de la cámara 1112 puede ser ajustable. El separador también puede incluir una o más salidas laterales 1114, 1116, como de una a ocho salidas laterales, y una salida vertical 1118. El separador también puede incluir un distribuidor (no ilustrado) dispuesto dentro o próximo a la salida vertical 1118 para introducir un gas de fluidización.

Se introduce una mezcla 1172 de partículas sólidas o catalizadores de diferentes tamaños junto con una corriente de gas portador a través de la entrada 1110. Los gases de la mezcla 1172 se dirigen preferentemente hacia las salidas 1114, 1116 en función de los diferenciales de presión, y se aplican fuerzas de separación por inercia sobre los sólidos haciendo que las partículas y el gas portador giren desde la entrada extendida 1110 dentro de la cámara 1112 para fluir hacia las salidas 1114, 1116, haciendo que las fuerzas de inercia separen los diferentes tamaños/densidades de las partículas. Las partículas sólidas 1174 más grandes y/o más pesadas descienden preferentemente por las secciones 1118 hasta un tubo vertical o dipleg (no mostrado) conectado a la base del separador, mientras que las partículas sólidas 1176 más ligeras o más pequeñas son preferentemente arrastradas junto con la corriente de gas hacia las salidas 1114, 1116, donde puede recuperarse la mezcla de partículas pequeñas y gases.

En cada uno de los separadores aquí descritos, mediante el control de los caudales de gas que entran en el tubo vertical descendente/cámara de separación y salen por la salida principal de la corriente de gas, puede manipularse la eficacia global de separación del separador y la selectividad para separar las partículas más pesadas y/o más grandes de las partículas más ligeras o más pequeñas. Esto se extiende a un dipleg completamente sellado en el que la única corriente de gas que sale del dipleg son las arrastradas por el flujo de sólido/catalizador saliente.

En algunas formas de realización puede proporcionarse un gas rociador o gas inerte/vapor adicional cerca de la parte superior de la sección de salida de partículas pesadas/densas, como por ejemplo cerca de la parte superior de la entrada del tubo vertical. El gas de elevación adicional proporcionado dentro del separador puede facilitar aún más la separación de las partículas sólidas más pesadas y/o más grandes de las partículas sólidas más ligeras o pequeñas, ya que el gas adicional puede elevar preferentemente las partículas sólidas más ligeras hacia las salidas de gas, lo que da como resultado una mejor clasificación de los sólidos.

Los separadores de partículas aquí descritos pueden disponerse externa o internamente a un recipiente. Además, en algunas formas de realización, las salidas de partículas grandes/densas de los separadores de partículas pueden estar conectadas de forma fluida a un recipiente externo, lo que permite el reciclaje selectivo o la alimentación de las partículas separadas al reactor deseado, con el fin de mantener un equilibrio de catalizador deseado, por ejemplo.

Las formas de realización aquí divulgadas, mediante los procedimientos descritos, aumentan significativamente la concentración de catalizadores deseados en el reactor secundario (recipiente 32), aumentando en consecuencia el rendimiento de olefinas ligeras. Además, este procedimiento también sirve como procedimiento para desacoplar la retirada y adición del ZSM-5 y el ZSM5-11 con la retirada y adición del catalizador de FCC. En resumen, el procedimiento de FCC presentado en esta divulgación crea un entorno deseado rico en aditivos catalizadores ZSM-5 o ZSM-11 en el reactor secundario 32, que podría convertir preferentemente los productos de nafta ligera, como los derivados del reactor primario, para mejorar el rendimiento de olefinas ligeras, al tiempo que se maximiza el rendimiento de destilados medios aplicando unas condiciones de funcionamiento óptimas en el reactor primario o elevador.

Otra ventaja de las formas de realización aquí divulgadas es que el esquema integrado de dos reactores supera las limitaciones del balance térmico en los procedimientos autónomos de craqueo catalítico de C_4 /nafta. El reactor secundario (de flujo mixto) actúa como sumidero de calor debido a su integración con el regenerador del catalizador, lo que minimiza la necesidad de enfriar el catalizador mientras se procesan las materias primas residuales.

Los vapores del producto procedentes del reactor secundario se transportan al reactor de la primera etapa/recipiente de separación o dispositivo de terminación de la reacción en el que estos vapores se mezclan y se enfrían con los productos de la primera etapa y o medios de enfriamiento externos como LCO o vapor para minimizar las reacciones de craqueo térmico no deseadas. Alternativamente, la línea de salida de producto del reactor secundario/separador de sólidos también puede utilizarse para introducir una cantidad adicional de alimentación pesada o desviar parte de la alimentación del reactor de la primera etapa (el reactor elevador). Esto sirve para dos propósitos: (1) el catalizador en la línea de salida de vapor del separador de sólidos es predominantemente zeolita tipo Y/catalizador de FCC convencional que se prefiere para craquear estas moléculas pesadas de alimentación en destilados medios, y (2) tal reacción de craqueo es endotérmica que ayuda en la reducción de la temperatura de los vapores del producto saliente y también el tiempo de residencia.

En algunas formas de realización divulgadas en el presente documento, una unidad FCC existente puede actualizarse con un reactor secundario como el descrito anteriormente. Por ejemplo, un reactor del tamaño adecuado puede conectarse de forma fluida a un recipiente de regeneración de catalizador existente para proporcionar alimentación y retorno de catalizador desde el recipiente de flujo mixto, y conectarse de forma fluida a un recipiente de separación existente para separar los productos de hidrocarburo y los catalizadores. En otras formas de realización, puede añadirse un reactor de flujo mixto a una unidad FCC de base destinada a funcionar en modo gasolina, en modo olefinas ligeras o en modo diésel.

El sistema de reactor descrito anteriormente con respecto a las figuras 1 y 6 se refería principalmente a la producción de olefinas ligeras y a la concentración ventajosa de un catalizador en un sistema de catalizador mezclado para mejorar la reactividad y la selectividad del sistema. Dicho sistema de reactor también puede utilizarse para otros sistemas de catalizador mezclado, en los que la concentración de uno de los catalizadores puede ser ventajosa.

Por ejemplo, el sistema de reacción puede utilizarse para la desulfuración de gasolina, donde la mezcla de catalizadores puede incluir un catalizador de FCC más pequeño y/o menos denso, como la zeolita Y, y un catalizador más grande y/o más denso, como un aditivo de desulfuración de gasolina. Dicho procedimiento se describe con respecto a la figura 7 (que no forma parte del objeto reivindicado).

Refiriéndose ahora a la figura 7, se ilustra un diagrama de flujo de procedimiento simplificado de sistemas para el craqueo y la desulfuración de hidrocarburos. El sistema incluye una configuración de dos reactores para producir olefinas, como propileno y etileno, a partir de materias primas de petróleo u otras corrientes de hidrocarburos. El primer reactor 3 puede ser un reactor elevador para el craqueo de alimentaciones de hidrocarburos más pesados, por ejemplo. El segundo reactor 32 es un reactor de lecho fluidizado, que puede estar equipado con deflectores o elementos internos. Los productos de hidrocarburos craqueados, incluidas las olefinas y/o los productos de nafta ligera del primer reactor 3 o corrientes de alimentación similares procedentes de fuentes externas, pueden procesarse en el segundo reactor 32 para mejorar la calidad del producto, por ejemplo disminuyendo el contenido global de azufre de los hidrocarburos procesados en el segundo reactor.

Se inyecta una alimentación de residuos de petróleo pesado a través de uno o más inyectores de alimentación 2 situados cerca de la parte inferior del primer reactor 3. La alimentación de petróleo pesado entra en contacto con el catalizador regenerado caliente introducido a través de un codo en J 1. El catalizador alimentado al primer reactor 3 es una mezcla de catalizadores, que incluye un primer catalizador selectivo para el craqueo de hidrocarburos más pesados, como un catalizador basado en zeolita de tipo Y, y un segundo catalizador selectivo para la desulfuración de hidrocarburos de la gama de la nafta, que también puede utilizarse en combinación con otros catalizadores. El primer y el segundo catalizadores pueden ser diferentes en uno o ambos tamaños de partícula y densidad.

El calor necesario para la vaporización de la alimentación y/o para elevar la temperatura de la alimentación a la temperatura deseada del reactor, como por ejemplo en el intervalo de 500 °C a unos 700 °C, y para el calor endotérmico (calor de reacción) puede proporcionarlo el catalizador regenerado caliente procedente del regenerador 17.

Una vez completada la mayor parte de la reacción de craqueo, la mezcla de productos, vapores de alimentación no convertidos y catalizador gastado fluyen hacia un sistema de ciclones de dos etapas alojado en el recipiente de contención de ciclones 8. El sistema de ciclones de dos etapas incluye un ciclón primario 4 para separar el catalizador gastado de los vapores. El catalizador usado se descarga en el despojador 9 a través de la pata de inmersión 5 del ciclón primario. Las partículas finas de catalizador arrastradas con los vapores separados del ciclón primario 4 y los vapores de producto del segundo reactor 32, introducidos a través de la línea de flujo 36a y un ciclón de una sola etapa 36c, se separan en el ciclón de segunda etapa 6. La mezcla de catalizador recogida se descarga en el despojador 9 a través de la pata de inmersión 7. Los vapores del ciclón de segunda etapa 6 se descargan a través de una salida de ciclón secundaria 12b, que puede estar conectada al pleno 11, y se dirigen a un fraccionador/planta de gas 410 para la recuperación de productos, incluidas las olefinas deseadas. Si es necesario, los vapores de los productos se enfrían aún más introduciendo petróleo de ciclo ligero (LCO) o vapor a través de la línea de distribución 12a como medio de enfriamiento.

El fraccionador 410 puede ser, por ejemplo, un fraccionador principal de una planta de FCC, y puede producir diversas fracciones de hidrocarburos, incluida una fracción 412 que contiene olefinas ligeras, una fracción de nafta 414 y una fracción de pesados 416, entre otros diversos cortes de hidrocarburos. Los productos dirigidos al fraccionador/planta de gas 410 pueden incluir otros gases ligeros, como el sulfuro de hidrógeno que puede producirse durante la desulfuración; pueden incluirse separadores, absorbedores u otras operaciones unitarias cuando se desee separar dichas impurezas antes del fraccionador/planta de gas principal.

El catalizador gastado recuperado a través de las patas de inmersión 5, 7 se somete a un despojo en el lecho despojador 9 para eliminar los vapores intersticiales (los vapores de hidrocarburos atrapados entre las partículas de catalizador) mediante el contacto en contracorriente del vapor, introducido en el fondo del despojador 9 a través de un distribuidor de vapor 10. A continuación, el catalizador gastado se transfiere al regenerador 17 a través del tubo vertical de catalizador gastado 13a y la línea de elevación 15. La válvula deslizante 13b de catalizador usado, situada en el tubo vertical 13a de catalizador usado, se utiliza para controlar el flujo de catalizador del despojador 9 al regenerador 17. Puede introducirse una pequeña porción de aire de combustión o nitrógeno a través de un distribuidor 14 para ayudar a suavizar la transferencia del catalizador gastado.

El catalizador coquizado o gastado se descarga a través del distribuidor 16 de catalizador gastado en el centro del lecho regenerador denso 24. El aire de combustión se introduce por un distribuidor de aire 18 situado en la

parte inferior del lecho regenerador 24. El coque depositado sobre el catalizador se quema entonces en el regenerador 17 por reacción con el aire de combustión. Los finos de catalizador arrastrados junto con los gases de combustión se recogen en el ciclón de primera etapa 19 y en el ciclón de segunda etapa 21 y se descargan en el lecho de catalizador del regenerador a través de las respectivas patas de inmersión 20, 22. Los gases de combustión recuperados de la salida del ciclón de segunda etapa 21 se dirigen a la línea de gases de combustión 50 a través del pleno del regenerador 23 para la recuperación de calor residual aguas abajo y/o la recuperación de energía.

Una primera parte de la mezcla de catalizador regenerado se extrae a través de la tubería vertical 27 de catalizador regenerado, que está en comunicación de flujo con el codo J 1. El flujo de catalizador desde el regenerador 17 hacia el reactor 3 puede regularse mediante una válvula deslizante 28 situada en la tubería vertical 27 de catalizador regenerado. La apertura de la válvula deslizante 28 se ajusta para controlar el flujo de catalizador con el fin de mantener una temperatura superior deseada en el reactor 3.

Además del vapor de elevación, también se ha previsto inyectar corrientes de alimentación como olefinas de C_4 y nafta o corrientes externas similares como medio de elevación al codo J 1 a través de un distribuidor de gas 1a situado en la sección Y para permitir una transferencia suave del catalizador regenerado del codo J 1 al reactor 3. El codo J 1 también puede actuar como reactor de lecho denso para craquear corrientes de olefinas de C_4 y nafta en olefinas ligeras en condiciones favorables para tales reacciones.

Una segunda parte de la mezcla catalizadora regenerada se retira a un segundo reactor 32 a través de una tubería vertical 30. Puede utilizarse una válvula 31 para controlar el flujo de catalizador del regenerador 17 al segundo reactor 32 en función de un punto de ajuste de temperatura de salida del vapor. Una o varias fracciones de hidrocarburos, como las corrientes de nafta, pueden inyectarse en la sección inferior del lecho catalizador a través de uno o varios distribuidores de alimentación 34 (34a, 34b), ya sea en fase líquida o vapor. La alimentación de nafta puede incluir una parte o la totalidad de la nafta 414 procedente del fraccionador 410. El segundo reactor 32 funciona de forma de flujo mixto, en el que una parte del catalizador regenerado fluye hacia abajo (de la parte superior a la inferior del lecho del reactor) y/o circula dentro del recipiente 32, y una parte de la mezcla de catalizador regenerado y la corriente de hidrocarburos de alimentación fluye hacia arriba (de la parte inferior a la superior del lecho del reactor, saliendo las partículas más pequeñas/menos densas por la parte superior del reactor con los hidrocarburos efluentes).

El segundo reactor 32 puede estar equipado con deflectores o elementos internos estructurados (no mostrados) que ayudan a un contacto y mezcla íntimos del catalizador y las moléculas de alimentación. Estos elementos internos también pueden ayudar a minimizar la canalización, el crecimiento de burbujas y/o la coalescencia. El segundo reactor 32 también puede agrandarse en diferentes secciones a lo largo de la longitud para mantener una velocidad superficial del gas constante o deseada dentro de las secciones.

Una vez finalizada la reacción, el catalizador se despoja en la parte más inferior del segundo reactor 32 para separar los hidrocarburos arrastrados de la alimentación/productos utilizando vapor como medio de despojo introducido a través del distribuidor 35. El catalizador gastado recuperado en la parte inferior del reactor 32 puede entonces retirarse a través de la línea de retirada de catalizador 418. Alternativamente, el catalizador gastado recuperado en el fondo del reactor 32 puede transferirse al regenerador 17, tal como se ha descrito anteriormente con respecto a la figura 1 (a través del tubo vertical 37 y la línea de elevación 40 a través de un distribuidor de catalizador gastado 41, en el que puede introducirse aire de combustión o nitrógeno a través del distribuidor 39 para permitir una transferencia suave del catalizador al regenerador 17). Puede utilizarse una válvula (no ilustrada) para controlar el flujo de catalizador desde el segundo reactor 32.

Como se ha indicado anteriormente, el segundo reactor 32 utiliza dos catalizadores diferentes que pueden diferir en uno o ambos de tamaño de partícula y/o densidad, como un catalizador de zeolita o FCC de tipo Y menos denso y/o más pequeño y un catalizador de desulfuración más grande y/o más denso. La velocidad superficial del gas en el segundo reactor 32 se mantiene de manera que esencialmente todo o una gran parte del catalizador más ligero y más pequeño y una parte del catalizador más grande y/o más denso es arrastrado fuera del reactor con los productos de hidrocarburos y el vapor recuperado a través de la línea de flujo de efluentes 45. Una parte del catalizador más grande y/o más denso puede quedar retenida dentro del reactor 32, formando un lecho denso hacia la parte inferior del reactor, como se ha indicado anteriormente.

El efluente del reactor 32 recuperado a través de la línea de flujo 45 puede incluir, por tanto, productos de hidrocarburos desulfurados, materia prima de hidrocarburos sin reaccionar, vapor (medio de despojamiento) y una mezcla de catalizador, que incluye esencialmente todo el catalizador más ligero y/o más pequeño y una parte del catalizador más pesado y/o más grande introducido en el reactor 32. A continuación, el efluente puede transportarse a través de la línea de flujo 45 a un separador de sólidos 47. El separador 47 puede ser un separador configurado para separar los dos tipos de catalizador en función de sus propiedades físicas, a saber, el tamaño y/o la densidad de las partículas. Por ejemplo, el separador 47 puede utilizar diferencias en las fuerzas de inercia o centrífugas para separar el catalizador más pequeño y/o más ligero del catalizador más grande y/o más pesado. El recipiente de separación de sólidos 47 es un recipiente externo al segundo reactor

32 y funciona con propiedades hidrodinámicas que mejoran la separación de los dos tipos de catalizador en función de sus propiedades físicas.

Tras la separación en el separador 47, el catalizador más pequeño y/o más ligero (zeolita de tipo Y/catalizador de FCC) se transporta desde el separador 47 al separador común o recipiente de contención 8, que alberga los ciclones del reactor elevador y/o el sistema de terminación de la reacción, a través de la línea de salida 36a. El catalizador de desulfuración más grande y/o más pesado puede devolverse a través de la línea de flujo 49 al reactor de flujo mixto 32 para continuar la reacción con las alimentaciones de hidrocarburos introducidas a través de los distribuidores 34a/b.

El arrastre de esencialmente todo el catalizador más ligero/más pequeño y una parte del catalizador más pesado y/o más grande, las separaciones subsiguientes y el reciclado del catalizador más pesado y/o más grande al reactor 32 pueden permitir una acumulación significativa del catalizador de desulfuración más grande y/o más pesado en el reactor 32. Como este catalizador es más selectivo para la desulfuración de hidrocarburos de la gama de la nafta, la acumulación del catalizador más grande y/o más pesado puede proporcionar una ventaja de selectividad y rendimiento. Además, el funcionamiento del reactor en un régimen de flujo de fluidización para arrastrar ambos tipos de catalizador puede proporcionar una operatividad mejorada del reactor o flexibilidad en las operaciones, como se ha comentado anteriormente.

Una alimentación de hidrocarburos, como gasóleo pesado de vacío o alimentación de residuos pesados, petróleo de ciclo ligero (LCO) o vapor, puede inyectarse como medio de enfriamiento en la línea de salida 36a a través de un distribuidor 36b. El caudal de dichos medios de enfriamiento puede controlarse ajustando la temperatura de la corriente que entra en el recipiente de contención 8. Todos los vapores del segundo reactor 32, incluidos los alimentados a través del distribuidor 36b, se descargan en la fase diluida del recipiente de contención 8 a través de un ciclón de una sola etapa 36c. Se prefiere emplear una alimentación de hidrocarburos como medio de enfriamiento, ya que sirve al doble propósito de enfriar los productos del segundo reactor 32 y también mejora la producción de destilados medios.

El reactor de primera etapa 3, como un reactor elevador, puede funcionar en régimen de fluidización rápida (por ejemplo, a una velocidad superficial del gas comprendida entre unos 3 y unos 10 m/s en la sección inferior) y en régimen de transporte neumático (por ejemplo, a una velocidad superficial del gas comprendida entre unos 10 y unos 20 m/s) en la sección superior.

La WHSV en el segundo reactor 32 está típicamente en el intervalo de aproximadamente 0.5 h^{-1} a aproximadamente 50 h^{-1} ; los tiempos de residencia del vapor y del catalizador pueden variar de aproximadamente 2 a aproximadamente 20 segundos. Según sea necesario, puede introducirse catalizador de reposición a través de una o más líneas de flujo 42, 43. Por ejemplo, puede introducirse catalizador de FCC o de zeolita de tipo Y fresco o de reposición, o una mezcla de ambos, en el regenerador 17 a través de la línea de flujo 42 y puede introducirse aditivo de desulfuración de gasolina fresco o de reposición en el segundo reactor 32 a través de la línea de flujo 43. Las existencias totales del catalizador del sistema pueden mantenerse retirando el catalizador mezclado del regenerador 24, por ejemplo, y/o del reactor 32. Las existencias de catalizador y la acumulación del catalizador preferido dentro del reactor 32 pueden controlarse, como se ha descrito anteriormente. Además, puede utilizarse una tolva de catalizador 26 junto con la línea de retirada de catalizador 25, la línea de igualación de presión 29 y el tubo vertical 27, como se ha descrito anteriormente.

De modo similar, el sistema de reactor de la figura 7 puede utilizarse para el procesamiento ventajoso de materias primas de hidrocarburos pesados, incluidos crudos pesados o crudos vírgenes. En tal caso, el sistema de catalizador mezclado puede incluir, por ejemplo, un catalizador de FCC más pequeño y/o menos denso, como la zeolita-Y, y un aditivo de tratamiento de petróleo pesado más grande y/o más denso. Por ejemplo, el aditivo de tratamiento del petróleo pesado puede ser uno de los siguientes: un catalizador de matriz activa, un aditivo para atrapar metales, un Ecat grueso y/o denso (catalizador de equilibrio), un catalizador de tipo matriz o aglutinante (como caolín o arena) o un catalizador de FCC de alta relación matriz/zeolita, entre otros. El aditivo para el tratamiento del petróleo pesado puede tener una actividad catalítica mínima para el craqueo de los hidrocarburos más pesados y limitarse a aportar la superficie necesaria para que tengan lugar las reacciones de craqueo térmico. La alimentación de hidrocarburos pesados puede introducirse en el reactor 32 a través de los distribuidores 43 a/b, y el sistema puede funcionar como se ha descrito anteriormente para mejorar el procesamiento de las materias primas de hidrocarburos pesados.

La WHSV en el segundo reactor 32 cuando funciona en condiciones de tratamiento de hidrocarburos pesados se sitúa típicamente en el intervalo de $0.1\text{-}100 \text{ hr}^{-1}$; los tiempos de residencia de vapor y partículas pueden variar de 1-400 segundos. Según sea necesario, pueden introducirse partículas de reposición a través de una o más líneas 42, 43; puede ser ventajoso añadir el catalizador de FCC o de tipo Y al regenerador 17 a través de la línea 42 y el aditivo de tratamiento de hidrocarburos pesados a través de la línea 43 al segundo reactor 32. La actividad global del sistema se mantiene retirando partículas a través de la línea 418 del segundo reactor 32 y del regenerador 24. Las existencias de sólidos y la acumulación del aditivo de tratamiento de petróleo pesado preferido en el segundo reactor 32 pueden controlarse mediante adiciones a través de la línea 43 y retiradas a través de la línea 418. La temperatura de funcionamiento en el segundo reactor 32 se controla

utilizando catalizador de la línea 30 del regenerador 17 a través de la válvula 31 y puede oscilar entre 400 y 700 °C. En algunos casos, el producto del segundo reactor 32 puede ser esencialmente la alimentación del reactor elevador primario 3. Además, en algunos casos, puede utilizarse una tolva de catalizador 26 junto con la línea de retirada de catalizador 25, la línea de igualación de presión 29 y el tubo vertical 27, como se ha descrito anteriormente

En general, los diagramas de flujo del procedimiento ilustrados en las figuras 1, 6 y 7 utilizan la tecnología de separación catalizador/partículas para procesar materias primas de hidrocarburos adicionales o recicladas en un recipiente secundario. La mezcla de catalizadores que circula por el sistema puede incluir catalizadores selectivos para reacciones particulares, como el craqueo, la desulfuración, la desmetalización, la desnitrógenación y otras, en las que los catalizadores de la mezcla se seleccionan para que tengan propiedades físicas diferentes, como se ha descrito anteriormente, de manera que un catalizador deseado pueda concentrarse en el reactor secundario. El catalizador regenerado se alimenta al reactor/recipiente secundario, que puede funcionar en lecho fluidizado rápido, burbujeante o turbulento (según la aplicación). El efluente del reactor/recipiente secundario va al separador 47, donde los catalizadores primario y secundario se separan en función del tamaño y/o la densidad y los fondos del separador, que están enriquecidos en el catalizador secundario, se reciclan de vuelta al reactor/recipiente secundario. El reactor/recipiente secundario tiene retiros opcionales de catalizador que pueden ser ventajosos dependiendo de la aplicación, así como diferentes alimentaciones de hidrocarburos dependiendo de la aplicación. La concentración del catalizador secundario puede mejorar la operatividad, flexibilidad y selectividad del sistema de reacción global.

El separador 47 descrito anteriormente con respecto a la figura 2 puede utilizarse para mejorar la productividad y la flexibilidad de los sistemas de procesamiento de hidrocarburos de catalizador mezclado, en los que el separador 47 puede situarse en otras ubicaciones ventajosas dentro del sistema. Dichos procedimientos y sistemas se describen más adelante con respecto a las figuras 8-11, donde números semejantes representan partes semejantes.

Refiriéndose ahora a la figura 8A (que no forma parte del objeto reivindicado), se ilustra un esquema de procedimiento simplificado de sistemas para convertir hidrocarburos y producir olefinas, donde los números semejantes representan partes semejantes. El esquema del procedimiento de la figura 8A añade un recipiente de retención del catalizador 510 al que se alimenta catalizador regenerado procedente del regenerador de FCC a través de la línea de retirada de catalizador 30 y la válvula 31. El recipiente de retención 510 puede fluidificarse con un medio de fluidización, como aire, nitrógeno o vapor, por ejemplo, introducido a través de la línea de flujo 516. El efluente 45 del recipiente de retención se envía al separador 47, donde se separa la mezcla de catalizadores. Los fondos del separador 49, que están enriquecidos con el catalizador más grande y/o más pesado, se reciclan de vuelta al recipiente 510 de retención del catalizador, donde se acumulará la concentración del catalizador más grande y/o más denso. En este caso, la corriente restante 514 del separador 510 se devuelve al recipiente de separación 8. Los fondos 512 del recipiente de retención pueden acoplarse a una válvula deslizante (no ilustrada) que puede controlar la alimentación de catalizador al reactor/recipiente secundario 32, que puede funcionar de forma similar a la descrita anteriormente con respecto a las figuras 1, 6 y 7. Ventajosamente, el catalizador concentrado en el recipiente 510 no estará saturado de hidrocarburo y puede permitir tiempos de contacto menores con el catalizador en el reactor/recipiente secundario 32.

La figura 8B (que no forma parte del objeto reivindicado) ilustra un sistema similar al de la figura 8A, excepto que el catalizador recuperado del separador 47 a través de la línea de flujo 514 se devuelve al regenerador de catalizador 17 en lugar de reenviarse al recipiente de separación 8. El recipiente al que se reenvía el catalizador de la línea de flujo 514 puede depender del tipo de gas de fluidización introducido a través de la línea de flujo 516, así como de las capacidades de los sistemas que reciben el flujo del regenerador 17 o del recipiente 8, a través de las líneas de flujo 50 y 12b, respectivamente. Cuando el gas de fluidización es vapor, por ejemplo, el catalizador de la línea de flujo 514 se reenvía preferentemente al recipiente 8; cuando el gas de fluidización es aire o nitrógeno, por ejemplo, el catalizador de la línea de flujo 514 se reenvía preferentemente al regenerador 17.

Las figuras 8A y 8B ilustran las partículas más pequeñas recuperadas a través de la línea de flujo 514 como reenviadas al regenerador 17 o al recipiente de separación 8, y las partículas más grandes y/o más pesadas recuperadas a través de la línea de flujo 512 como reenviadas al reactor secundario 32. También puede contemplarse el reenvío de las partículas más pequeñas y/o más pesadas recuperadas a través del separador 47 y de la línea de flujo 514 al reactor secundario 32 mientras se recirculan las partículas más grandes y/o más pesadas al regenerador 17 o al separador 9.

Las figuras 8A y 8B ilustran además un sistema con un recipiente 510 que acumula/concentra las partículas grandes para su uso en el reactor secundario. Cuando pueda bastar con una separación de un solo paso, el recipiente de contención 510 puede excluirse del sistema, tal como se ilustra en las figuras 9A y 9B, en las que números semejantes representan partes semejantes. En estos casos, la mezcla de catalizador se alimenta directamente desde el regenerador de catalizador 17 a través del pata de inmersión 30 hasta el separador 47. El aire u otros gases de fluidización pueden suministrarse a través de la línea de flujo 610, suministrarse a un caudal suficiente para las separaciones por inercia. Las partículas más pequeñas/más ligeras pueden

recuperarse a través de la línea de flujo 612 y las partículas más grandes y/o más pesadas pueden recuperarse a través de la línea de flujo 614. La figura 9A ilustra el reenvío de las partículas más grandes y/o más pesadas al reactor secundario 32, mientras que la figura 9B ilustra el reenvío de las partículas más pequeñas y/o más ligeras al reactor secundario 32.

- 5 Las figuras 9A y 9B ilustran el retorno de una porción de partículas al regenerador 17. De forma similar a la descripción anterior con respecto a las figuras 8A y 8B, las partículas no alimentadas al reactor 32 pueden devolverse al regenerador 17 o al recipiente de separación 8, y ello puede depender del medio de fluidización y/o de las capacidades de procesamiento aguas abajo.

- 10 Los esquemas de procedimiento ilustrados en las figuras 9A y 9B utilizan una versión de una sola pasada del separador, a diferencia de las versiones que incorporan el reciclado para aumentar la concentración. En este esquema, el catalizador regenerado se dirige al separador, donde los fondos o la parte superior del separador pueden dirigirse al reactor secundario. Si se dirigieran los fondos, el catalizador se enriquecería basándose en las partículas más grandes y/o más densas. Si la parte superior del separador se dirigiera al reactor secundario, el catalizador se enriquecería con las partículas más pequeñas y/o menos densas. Este esquema también
15 podría disponerse de manera que no estuviera presente un reactor secundario y el separador se encontrara entre el regenerador y el reactor elevador primario, concentrando un catalizador similar al descrito para el procedimiento de la figura 11 (que no forma parte del objeto reivindicado), más adelante.

- 20 Los casos ilustrados en las figuras 8A/B desacoplan el catalizador de reciclado del reactor secundario, consiguiendo una mayor concentración del catalizador deseado en el reactor secundario, pero requiriendo costes de capital adicionales. Los casos de las figuras 6A/B también desacoplan el catalizador de reciclado del reactor secundario, consiguiendo un aumento moderado de la concentración del catalizador deseado en comparación con el esquema de flujo de la figura 7, por ejemplo, pero con un coste de capital menor que el caso de las figuras 9A/B.

- 25 Refiriéndonos ahora a la figura 10 (que no forma parte del objeto reivindicado), se ilustra un esquema de flujo de procedimiento simplificado de sistemas para procesar hidrocarburos, en el que números semejantes representan partes semejantes. Este esquema de procedimiento elimina el reactor secundario y tiene el separador 47 que recibe un efluente del elevador primario 3. El efluente del elevador, que contiene un catalizador mezclado, podría dirigirse al separador 47, donde una parte del catalizador se recicla al elevador 3 desde los fondos del separador 710, enriqueciendo así la concentración del catalizador más grande y/o más
30 pesado en el reactor del elevador 3. La parte superior 712 del separador 47 continuaría hasta el recipiente despojador 8, donde los productos de hidrocarburo se separarían del catalizador restante. Esta configuración también podría utilizarse con una mezcla de catalizador sin grado de clasificación como procedimiento de reciclado del catalizador gastado al elevador 3.

- 35 La fracción de catalizador enriquecido 710 puede introducirse en el tubo ascendente 3 aguas arriba o aguas abajo (como se ilustra) de la entrada de alimentación de catalizador regenerado desde el tubo vertical 27, y en algunos casos puede introducirse en uno o más puntos a lo largo de la longitud del reactor elevador 3. El punto de entrada puede basarse en la alimentación de hidrocarburos secundarios, la temperatura del catalizador de recirculación 710 y otras variables que pueden utilizarse para procesar ventajosamente los hidrocarburos en el reactor elevador 3.

- 40 Los productos de hidrocarburos recuperados del recipiente de separación 8/despojador 9 pueden ser reenviados, como se ha descrito anteriormente, a un fraccionador/planta de gas 720, para la separación y recuperación de una o más fracciones de hidrocarburos 722, 724, 726, 728, 730. Una o más de las fracciones de hidrocarburos recuperadas del fraccionador/planta de gas pueden recircularse al reactor elevador 3 o al reactor secundario 32 para su posterior procesamiento.

- 45 Se ilustra un diagrama de flujo de procedimiento simplificado de los sistemas de procesamiento de hidrocarburos, en el que los números semejantes representan partes semejantes. En este esquema de procedimiento, una tolva de catalizador regenerador 26 está conectada de forma fluida al reactor elevador 3. El catalizador mezclado regenerado, que contiene un catalizador más pequeño y/o menos denso y un catalizador más grande y/o más denso, fluye desde el regenerador 17 hasta la tolva 26 de catalizador
50 regenerado. La tolva 26 se fluidifica con vapor y/o aire, proporcionados por el distribuidor 810. El efluente superior 816 de la tolva fluye hacia el separador 47. En el separador 47, que es un dispositivo de separación como el descrito anteriormente, se separan los catalizadores, y el fondo 814, que está enriquecido con el catalizador más grande y/o más denso, puede ser devuelto a la tolva 26 de catalizador regenerado, como cuando se fluidifica con aire, o al recipiente de separación 8, como cuando se fluidifica con vapor. Esto aumentará la concentración del catalizador más grande y/o más denso en la tolva 26 del catalizador
55 regenerado. La parte superior 812 del separador 47 puede dirigirse al regenerador o al recipiente de despojo. El fondo 27 de la tolva de catalizador regenerado tiene una salida con válvula deslizante 28 que controla el flujo de catalizador enriquecido con el catalizador más grande y/o más denso hacia el elevador 3. De este modo, el elevador 3 funciona con una concentración efectiva de catalizador superior a la de las existencias en el sistema, creando productos preferentes basados en las propiedades del catalizador.
60

- La concentración de un catalizador en la tolva de catalizador regenerado descrita anteriormente con respecto a la figura 11 puede realizarse de forma intermitente. El sistema puede hacer circular la mezcla de catalizador por el elevador, el despojador y el regenerador, sin que se produzca una fluidización suficiente en la tolva 26 para arrastrar los catalizadores al separador 47. Cuando se produzca un cambio en la mezcla de producto deseada, en la alimentación de hidrocarburos o en otros factores, en los que pueda resultar ventajoso operar con una mayor concentración de un catalizador particular en la mezcla de catalizador, el catalizador de la tolva de regeneración 26 podrá fluidificarse y separarse usando el separador 47. Cuando los factores vuelvan a cambiar, podrá interrumpirse la fluidización de la tolva de catalizador. De este modo puede aumentarse la flexibilidad del sistema con respecto a los productos y la alimentación.
- Aunque las figuras 10 y 11 se ilustran con un único elevador, el dispositivo de separación de sólidos puede utilizarse para mejorar el rendimiento de un sistema de múltiples elevadores. Por ejemplo, un sistema de dos elevadores puede beneficiarse de la concentración de un catalizador en un elevador, que puede estar procesando alimentaciones diferentes a las de un segundo elevador.
- Pueden utilizarse diversos tipos de catalizadores o partículas para llevar a cabo las reacciones deseadas, donde un regenerador común puede utilizarse para regenerar la mezcla de catalizadores, y un separador se sitúa ventajosamente para enriquecer uno o más reactores con un catalizador particular contenido en la mezcla de catalizadores. Los casos aquí descritos pueden utilizarse para mejorar las operaciones unitarias y mejorar la selectividad y flexibilidad de los sistemas de reacción, por ejemplo para aplicaciones que incluyen la producción de olefinas ligeras, la desulfuración de la gasolina y el procesamiento de petróleo pesado.
- La producción de olefinas ligeras puede incluir diversas alimentaciones de hidrocarburos ligeros, medios y pesados al elevador, como se ha descrito anteriormente. Las alimentaciones al segundo reactor 32 pueden incluir nafta, como nafta de destilación directa o nafta de catalizador de reciclaje, entre otras alimentaciones. La mezcla de catalizadores para la producción de olefinas ligeras puede incluir un catalizador más pequeño y/o menos denso, como un catalizador de FCC (zeolita Y, por ejemplo), y un catalizador más pesado/más denso, como ZSM-5 o ZSM-11, entre otras combinaciones. También pueden utilizarse otros catalizadores de craqueo. En las patentes estadounidenses No. 7,375,257, 7,314,963, 7,268,265, 7,087,155, 6,358,486, 6,930,219, 6,809,055, 5,972,205, 5,702,589, 5,637,207, 5,534,135 y 5,314,610, entre otras, se describen diversos catalizadores para el craqueo de hidrocarburos.
- Las formas de realización dirigidas a la desulfuración de la gasolina pueden incluir diversas alimentaciones de hidrocarburos ligeros, medios y pesados al elevador, como se ha descrito anteriormente. Las alimentaciones al segundo reactor 32 también pueden incluir nafta, como nafta de destilación directa o nafta de catalizador de reciclaje, entre otras alimentaciones. La mezcla de catalizadores para la producción de olefinas ligeras puede incluir un catalizador más pequeño y/o menos denso, como un catalizador de FCC (zeolita Y, por ejemplo), y un catalizador más grande y/o más denso, con funcionalidad de desulfuración, como un $\text{MgO}/\text{Al}_2\text{O}_3$ con diversos metales de promoción. También pueden utilizarse otros catalizadores de desulfuración, como los divulgados en las patentes estadounidenses No. 5,482,617, 6,482,315, 6,852,214 y 7,347,929, entre otras. En algunas formas de realización, la mezcla catalizadora puede incluir una composición catalizadora de craqueo que tenga actividad de desulfuración, como las divulgadas en el documento US5376608, entre otros.
- Las formas de realización dirigidas al procesamiento de petróleo pesado pueden incluir diversas alimentaciones de hidrocarburos ligeros, medios y pesados al elevador, como se ha descrito anteriormente. Las alimentaciones al segundo reactor 32 pueden incluir hidrocarburos o mezclas de hidrocarburos que tengan puntos de ebullición o un intervalo de ebullición superior a unos 340 °C. Las materias primas de hidrocarburos que pueden utilizarse con los procedimientos aquí descritos pueden incluir diversas corrientes de hidrocarburos de refinería y de otro tipo, como residuos atmosféricos o de vacío de petróleo, petróleos desasfaltados, brea desasfaltado, fondos de torres atmosféricas o de torres de vacío hidrocraqueados, gasóleos de vacío de destilación directa, gasóleos de vacío hidrocraqueados, petróleos de lodos craqueados catalíticamente por fluidos (FCC), gasóleos de vacío procedentes de un procedimiento de hidrocrqueo en lecho ebullido, petróleos derivados del esquisto, petróleos derivados del carbón, betún de arenas bituminosas, talloil, petróleos crudos bioderivados, petróleos negros, así como otras corrientes de hidrocarburos similares, o una combinación de éstas, cada una de las cuales puede ser destilación directa, derivada del procedimiento, hidrocraqueada, parcialmente desulfurada y/o parcialmente desmetalizada. En algunas formas de realización, las fracciones de hidrocarburos residuales pueden incluir hidrocarburos que tengan un punto de ebullición normal de al menos 480 °C, al menos 524 °C o al menos 565 °C. La mezcla de catalizadores para el procesamiento de hidrocarburos pesados puede incluir un catalizador más pequeño y/o menos denso, como un catalizador de FCC (zeolita Y, por ejemplo), y un catalizador más grande y/o más denso, como un catalizador de matriz activa, un catalizador para atrapar metales, un Ecat grueso/denso (catalizador de equilibrio), un catalizador de tipo matriz o aglutinante (como caolín o arena) o un catalizador de FCC de alta matriz/zeolita. También pueden utilizarse otros catalizadores de craqueo, como, por ejemplo, uno o varios de los divulgados en los documentos US5160601, US5071806, US5001097, US4624773, US4536281, US4431749, US6656347, US6916757, US6943132 y US7591939, entre otros.
- Los sistemas aquí descritos también pueden utilizarse para el pretratamiento de un crudo pesado o virgen, como un petróleo crudo o betún recuperado de arenas bituminosas. Por ejemplo, el reactor 32, como el de las

figuras 1 o 9, entre otros, puede utilizarse para pretratar el betún, antes del procesamiento posterior del crudo pesado tratado en operaciones posteriores, que pueden incluir la separación en un sistema de separación posterior y el reciclado de una o más fracciones para su conversión posterior en el reactor 3. La capacidad de pretratar el crudo pesado con una partícula preferida dentro de una mezcla de partículas o catalizadores puede permitir ventajosamente la integración del procesamiento del crudo pesado allí donde de otro modo sería perjudicial para el catalizador y el rendimiento global del sistema.

Las formas de realización aquí descritas describen la mezcla de catalizador separada por el separador y la concentración preferente efectiva de un catalizador dentro de la mezcla en un reactor. Como se ilustra en las figuras, el catalizador que se concentra en el reactor se ilustra como devuelto desde el separador próximo a la parte superior del reactor o recipiente. Las formas de realización del presente documento también contemplan el retorno del catalizador desde el separador a una parte media o inferior del reactor, y el lugar de retorno del catalizador puede depender de los hidrocarburos que se procesen, de los tipos de catalizador de la mezcla y del gradiente de catalizador deseado dentro del recipiente del reactor. Las formas de realización del presente documento también contemplan el retorno del catalizador a múltiples ubicaciones dentro del reactor. Al tiempo que proporcionan la capacidad de mejorar la concentración de un catalizador o partícula en particular dentro de una mezcla en un reactor determinado, las formas de realización aquí descritas también pueden utilizarse para un sistema de un catalizador; los separadores de partículas y los sistemas aquí descritos pueden aumentar la relación catalizador/petróleo, lo que mejora el tiempo de contacto catalítico.

Como se ha descrito anteriormente, diversas formas de realización del presente documento utilizan un reactor secundario operado en un régimen de fluidización suficiente para arrastrar el primer catalizador de craqueo, y el segundo catalizador de craqueo, con los productos de hidrocarburos recuperados como efluente de la salida superior del reactor secundario. En algunas formas de realización, tal como se ilustra en la figura 12, el reactor secundario puede ser un reactor elevador secundario, operado en un régimen de fluidización suficiente para arrastrar el primer catalizador de craqueo, y el segundo catalizador de craqueo, con los productos de hidrocarburos recuperados como un efluente de la salida superior del reactor secundario. En otras formas de realización, como se ilustra en la figura 12, el reactor secundario puede ser un reactor de lecho burbujeante o fluidizado, operado en un régimen de fluidización suficiente para arrastrar el primer catalizador de craqueo, una parte del segundo catalizador de craqueo y los productos de hidrocarburos. A continuación, el efluente puede alimentarse a un recipiente de separación de sólidos para separar los productos de hidrocarburos craqueados y el primer catalizador de craqueo del segundo catalizador de craqueo. Este recipiente de separación de sólidos puede ser un recipiente externo al reactor y puede funcionar con propiedades hidrodinámicas que mejoren la separación de los dos tipos de catalizador en función de sus propiedades físicas, como el tamaño de las partículas y/o la densidad. El catalizador separado, selectivo para el craqueo de hidrocarburos de la gama de C_4 y de la nafta, puede entonces devolverse al reactor para continuar la reacción y proporcionar una concentración mejorada del catalizador selectivo para el craqueo de hidrocarburos de la gama de C_4 y de la nafta dentro del reactor, mejorando la selectividad del procedimiento global al tiempo que se mejora la flexibilidad global del procedimiento debido a la ventana operativa mejorada.

Refiriéndonos ahora a la figura 12, la figura 12 ilustra otro esquema de procedimiento según las formas de realización del presente documento, en el que números semejantes representan partes semejantes. De forma similar a los otros esquemas de procedimiento, como los ilustrados en las figuras 1 y 6 (aunque no forman parte del objeto reivindicado), se utilizan dos catalizadores/partículas sólidas, siendo el primer catalizador un catalizador de FCC convencional más pequeño y/o más ligero y el segundo catalizador un catalizador ZSM-5 o ZSM-11 más grande y/o más pesado, por ejemplo.

Los catalizadores mezclados primero y segundo pueden alimentarse desde el regenerador común 17 a través de la línea de flujo 30 a través de la válvula de control 31 hasta el fondo del reactor elevador secundario 171. En la parte inferior del reactor elevador secundario 171, el catalizador se mezcla con el catalizador alimentado a través de la línea de flujo 174a, cuyo flujo puede regularse mediante la válvula de control 174. El catalizador de la línea de flujo 174a puede tener una mayor concentración de catalizador de craqueo secundario más grande y/o más pesado, como el ZSM-5, que favorece la reacción de craqueo de la nafta a productos de olefinas ligeras como el propileno.

El catalizador mezclado, que tiene una mayor concentración de segundo catalizador de craqueo más grande y/o más pesado que el suministrado en la mezcla procedente del regenerador 17, puede ponerse entonces en contacto con los hidrocarburos en el reactor elevador secundario 171. Por ejemplo, puede introducirse una alimentación de nafta a través de la línea de flujo 143 y vapor elevador a través de la línea de flujo 135. La alimentación de nafta puede ser nafta procedente de los fraccionadores de productos aguas abajo, como se ha descrito anteriormente, o puede ser una alimentación de nafta procedente de otras unidades, como nafta de coque, etc. Si se desea, la alimentación de nafta también puede suministrarse a o proceder de otros lugares que no se muestran en la figura 12.

Las reacciones de craqueo de la nafta tienen lugar en el reactor elevador secundario 171, siendo la alimentación de nafta y la alimentación de vapor suficientes para arrastrar los catalizadores de craqueo primero y segundo junto con los productos de hidrocarburos craqueados. La corriente de productos, junto con la mezcla de

catalizadores, entra entonces en un dispositivo de separación de sólidos (SSD) 47, que puede utilizarse para facilitar la concentración del segundo catalizador de craqueo, más denso y/o más grande. El SSD 47 puede separar el efluente del reactor elevador secundario 171 en una corriente de vapor/primer catalizador de craqueo 147a y una corriente de segundo catalizador de craqueo 147b. El segundo catalizador de craqueo recuperado del separador puede reciclarse de vuelta al reactor secundario para continuar la reacción, como se ha indicado anteriormente.

Los hidrocarburos craqueados y el primer catalizador de craqueo separado del reactor elevador secundario pueden alimentarse entonces a un recipiente de separación 170 del primer catalizador de craqueo de los productos de hidrocarburos craqueados. Los productos de hidrocarburos craqueados, incluidas las olefinas ligeras, los hidrocarburos de C_4 , los hidrocarburos de la gama de la nafta y los hidrocarburos más pesados pueden recuperarse a través de la línea de flujo 180, como se describirá más adelante, y pueden separarse a continuación para recuperar los productos o fracciones de productos deseados. En algunas formas de realización, los productos de hidrocarburos craqueados recuperados a través de la línea de flujo 180 pueden combinarse con los hidrocarburos de la línea de flujo 12 y alimentarse a un sistema de separación común para el procesamiento combinado y la recuperación de los productos o fracciones de productos deseados.

En algunas formas de realización, como se ilustra en la figura 12, el SSD 47 puede estar situado dentro de un recipiente de separación 170. El recipiente de separación 170 puede albergar un recipiente interno 173, que recibe el segundo catalizador de craqueo más grande y/o más denso del SSD 47. La región anular 178 entre la pared interna del recipiente de separación 170 y la pared externa del recipiente interno 173 puede recibir el primer catalizador de craqueo más pequeño y/o menos denso.

En el SSD 47, como se ha descrito anteriormente, el efluente del reactor elevador secundario puede separarse en una corriente de vapor/primer catalizador de craqueo 147a y una corriente de segundo catalizador de craqueo 147b. En función de la densidad y/o el tamaño de las partículas, la corriente de catalizador 147b, concentrada con el segundo catalizador de ZSM-5 más grande y/o más pesado, puede alimentarse en el tubo vertical 172, después entra en el recipiente interno 173 y, finalmente, se devuelve al reactor elevador secundario 171 a través de la válvula de control 174. El recipiente interno 173 puede ser de extremo abierto, de manera que cualquier gas arrastrado que pueda recuperarse con la corriente de catalizador 147b puede separarse del catalizador en el recipiente interno 173 de extremo abierto, salir por la parte superior del recipiente 173 de extremo abierto, mezclarse con los vapores en el recipiente 170 y recuperarse con los productos a través de la línea de flujo 180.

El nivel de catalizador en el recipiente interno 173 puede controlarse mediante la válvula de control 174 y un controlador o sistema de control asociado, y la indicación de nivel también puede utilizarse para ajustar una relación de división de vapor del SSD 47 para manipular la eficacia de separación de las partículas de segundo catalizador de craqueo más grandes y/o más densas. De este modo, las condiciones pueden ajustarse de manera que una parte de las partículas del segundo catalizador de craqueo puedan arrastrarse al ciclón y recuperarse en la región anular, para su retorno al regenerador para su regeneración.

La corriente de vapor/primer catalizador de craqueo 147a entra en el ciclón 176, que puede separar el primer catalizador de craqueo del gas producto. Las partículas separadas, concentradas con catalizador de FCC más pequeño y/o más ligero, pueden introducirse a continuación a través del dipleg 177 en la porción anular 178. El catalizador de la porción anular 178 puede alimentarse al regenerador 17 a través de la línea de flujo 175a, cuyo caudal puede controlarse mediante la válvula de control 175. El nivel del catalizador en la región anular 178 puede controlarse mediante la válvula de control 175. De forma similar a los ciclones primario y secundario 4, 6, en el recipiente de separación 8, el recipiente 170 también puede albergar ciclones adicionales (no mostrados) para separar o recuperar completamente el gas producto del catalizador en el recipiente 170. El gas producto, incluidos los gases arrastrados que emanan del recipiente interno 173 y de la región anular 178, así como los recuperados del ciclón 176, pueden recuperarse a través del pleno 179 y alimentarse a través de la línea de flujo 180 al fraccionamiento del producto.

Además del vapor de elevación 135, también puede preverse la inyección de flujos de alimentación, como olefinas de C_4 y nafta o flujos externos similares, como medio de elevación al reactor elevador secundario 171 a través de un distribuidor de gas 171a, que puede estar situado en la sección en Y para permitir una transferencia suave del catalizador regenerado desde las líneas de flujo 174a y 30 al reactor elevador secundario 171. Esta porción más baja del reactor elevador secundario 171 puede actuar también como reactor de lecho denso para craquear olefinas de C_4 y corrientes de nafta en olefinas ligeras en condiciones favorables para tales reacciones, como una WHSV de 0.5 a 50 h^{-1} , una temperatura de 640 °C a 750 °C, y tiempos de residencia de 3 a 10 segundos.

La integración de una zona de transporte 171 y un recipiente de separación 170 puede utilizarse también en otras formas de realización descritas en el presente documento. Por ejemplo, en referencia a las figuras 8A y 8B, el recipiente secundario 510 y el SSD47 pueden disponerse de forma similar a la zona de transporte 171 y al recipiente de separación 170 para proporcionar una corriente de producto de vapor 180 (514) y un flujo concentrado de segundo catalizador de craqueo 174a (512) que puede proporcionarse a un reactor secundario

32. Una realización de este tipo se ilustra en la figura 8C, por ejemplo. Una integración similar de una zona de transporte 171 y un recipiente de separación 170 puede utilizarse igualmente en la forma de realización de la figura 11, como otro ejemplo.

Además, al igual que en la forma de realización de las figuras 9A y 9B, las salidas 75a, 74a pueden configurarse de manera que las partículas más ligeras/más pequeñas se concentren en el segundo reactor elevador 71. Por ejemplo, las partículas más pesadas/más grandes del recipiente interno 73 pueden devolverse al regenerador 24, mientras que las partículas más ligeras/más pequeñas de la región anular 78 pueden alimentarse en el segundo reactor elevador 71. De esta manera, las partículas más adecuadas para la conversión de la alimentación al segundo reactor elevador 71 pueden concentrarse dentro del reactor.

Como se ha descrito para las formas de realización anteriores, un segundo reactor está integrado con un reactor elevador de FCC y un sistema de separación. Este reactor está en comunicación de flujo con otros recipientes, lo que permite el procesamiento catalítico selectivo y el enfriamiento integrado del producto de hidrocarburo, la separación y la regeneración del catalizador. Un sistema de reactor integrado de este tipo ofrece una o más de las ventajas mencionadas y las características de las formas de realización de los procedimientos aquí divulgados pueden proporcionar un procedimiento mejorado u óptimo para el craqueo catalítico de hidrocarburos para la producción de olefinas ligeras.

Las formas de realización aquí descritas pueden emplear dos tipos de partículas catalizadoras, como el Y-zeolita/ catalizador de FCC de menor tamaño de partícula y/o menor densidad y partículas de ZSM-5 de mayor tamaño y/o más densas que las primeras. Puede utilizarse un separador con reciclado selectivo para segregar preferentemente la Y-zeolita del catalizador ZSM-5. El uso de dicho sistema catalizador permite el arrastre de partículas más ligeras y pequeñas, reteniendo así las partículas de tipo ZSM-5 dentro del nuevo lecho adicional del reactor. Los reactantes se someten a un craqueo catalítico selectivo en presencia del catalizador de tipo ZSM-5 que se prefiere para maximizar el rendimiento de olefinas ligeras a partir de las corrientes de alimentación de C₄ y nafta. El separador es un dispositivo que puede facilitar la separación de dos tipos de catalizadores debido a la diferencia en su tamaño de partícula y/o densidad. Ejemplos de separadores con reciclado selectivo pueden ser un separador ciclónico, un separador de tamiz, tamices mecánicos, una cámara de gravedad, un separador centrífugo, un clasificador en línea o neumático, u otros tipos de separadores útiles para separar eficazmente las partículas en función de su tamaño y/o propiedades hidrodinámicas. El separador está conectado a la parte superior del segundo reactor, que está en comunicación de flujo con el segundo reactor, así como con el regenerador y el primer reactor/despojador.

El reactor, en algunas formas de realización, puede estar provisto de deflectores o elementos internos de rejillas modulares. Esto proporciona un contacto íntimo del catalizador con las moléculas de alimentación de hidrocarburos, ayuda a la rotura de burbujas y evita el crecimiento de burbujas debido a la coalescencia, canalización o desviación del catalizador o de la alimentación.

Convencionalmente, la reposición de catalizador fresco para mantener la actividad del catalizador se introduce en el lecho regenerador utilizando aire de la planta. En cambio, se propone inyectar el catalizador/aditivo de alta concentración deseado directamente en el segundo lecho del reactor utilizando vapor o nitrógeno como medio de transporte. Esto ayuda a producir incrementos en la concentración y una selectividad favorable.

Las configuraciones del reactor aquí descritas proporcionan suficiente flexibilidad y ventana operativa para ajustar las condiciones de funcionamiento, como la velocidad espacial horaria en peso (WHSV), el tiempo de residencia del catalizador y del vapor de hidrocarburo, la temperatura de reacción, la relación catalizador/petróleo, etc. Por ejemplo, en algunas formas de realización, la temperatura de la parte superior/del lecho del segundo reactor se controla ajustando el flujo de catalizador del regenerador, lo que controla indirectamente la relación catalizador/petróleo. Mientras que el nivel del lecho del reactor puede controlarse manipulando el flujo de catalizador gastado del reactor al regenerador, este controla la WHSV y el tiempo de residencia del catalizador.

Aunque la divulgación incluye un número limitado de formas de realización, los expertos en la materia que se beneficien de esta divulgación apreciarán que pueden idearse otras formas de realización que no se aparten del alcance de la presente divulgación. En consecuencia, el alcance debe limitarse únicamente por las reivindicaciones adjuntas.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para la conversión de hidrocarburos, que comprende:

5 alimentar una mezcla de primeras partículas y segundas partículas desde un regenerador (17) a un recipiente de transporte o reactor elevador (171), en el que las primeras partículas tienen un tamaño promedio de partícula menor y/o son menos densas que las segundas partículas, y en el que las primeras partículas y las segundas partículas pueden ser independientemente partículas catalíticas o no catalíticas;

alimentar el recipiente de transporte o el reactor elevador (171) con una fracción de hidrocarburo (143) y un fluido portador (135) reactivo y/o no reactivo;

10 poner en contacto la fracción de hidrocarburo con la mezcla de primeras partículas y segundas partículas para convertir al menos una parte de la fracción de hidrocarburo;

recuperar un producto superior del recipiente de transporte o reactor elevador (171) que comprenda la fracción de hidrocarburo convertida, el fluido portador y/o un producto de reacción del fluido portador, las segundas partículas y las primeras partículas;

15 alimentar un recipiente de separación integrado (170) con el producto superior y el recipiente de separación integrado (170) comprende:

una carcasa;

20 un dispositivo de separación de sólidos (47) dispuesto dentro de la carcasa para separar las segundas partículas del producto superior y proporcionar una primera corriente (147a) que comprende la fracción de hidrocarburo convertido, las primeras partículas y el fluido portador y/o un producto de reacción del fluido portador, y una segunda corriente (147b) que comprende las segundas partículas separadas;

uno o más ciclones (176) dispuestos dentro de la carcasa para separar la primera corriente (147a) a fin de recuperar una fracción de sólidos que comprende las primeras partículas, y una fracción de vapor que comprende la fracción de hidrocarburo convertido y el fluido portador y/o un producto de reacción del fluido portador;

25 un recipiente interno (173) dispuesto dentro de la carcasa para recibir la segunda corriente (147b) que comprende las segundas partículas separadas;

una región anular (178) entre la carcasa y el recipiente interno (173) para recibir la fracción de sólidos que comprende las primeras partículas;

una salida de vapor (179) para recuperar la fracción de vapor;

30 una primera salida de sólidos conectada de forma fluida a la región anular (178); y

una segunda salida de sólidos conectada de forma fluida al recipiente interno (173);

recuperar la fracción de sólidos de la región anular (178) a través de la primera salida de sólidos; y

recuperar las segundas partículas separadas a través de la segunda salida de sólidos.

35 2. El procedimiento de la reivindicación 1, que comprende además alimentar la fracción de sólidos que comprende las primeras partículas separadas de la región anular (178) al regenerador (17).

3. El procedimiento de la reivindicación 2, que comprende además alimentar las segundas partículas separadas desde el recipiente interno (173) al recipiente de transporte o reactor elevador (171), en el que las segundas partículas separadas se mezclan con la mezcla de primeras partículas y segundas partículas procedentes del regenerador (17).

40 4. El procedimiento de la reivindicación 1, que comprende además alimentar las segundas partículas separadas desde el recipiente interno (173) al regenerador (17).

45 5. El procedimiento de la reivindicación 4, que comprende además alimentar la fracción de sólidos que comprende las primeras partículas separadas desde la región anular (178) al recipiente de transporte o reactor elevador (171), en el que las segundas partículas separadas se mezclan con la mezcla de primeras partículas y segundas partículas procedentes del regenerador (17).

6. El procedimiento de la reivindicación 1, que comprende además:

alimentar las segundas partículas separadas desde el recipiente interno (173) a un reactor;

poner en contacto las segundas partículas separadas con una segunda materia prima de hidrocarburo para craquear la segunda materia prima de hidrocarburo.

7. Un sistema de craqueo de hidrocarburos que comprende:

un regenerador (17);

5 un reactor elevador (171) configurado para:

recibir una mezcla de primeras partículas y segundas partículas del regenerador (17), en la que las primeras partículas tienen un tamaño promedio de partícula más pequeño y/o son menos densas que las segundas partículas, y en la que las primeras partículas y las segundas partículas pueden ser independientemente partículas catalíticas o no catalíticas;

10 recibir una fracción de hidrocarburo (143) y un fluido portador reactivo y/o no reactivo (135);

poner en contacto la fracción de hidrocarburo (143) con la mezcla de primeras partículas y segundas partículas para convertir al menos una parte de la fracción de hidrocarburo; y

15 producir un producto superior a partir del reactor elevador (171) que comprende la fracción de hidrocarburo convertido, el fluido portador y/o un producto de reacción del fluido portador, las segundas partículas y las primeras partículas;

un recipiente de separación integrado (170) configurado para recibir el producto superior, el recipiente de separación integrado (170) comprende:

una carcasa;

20 un dispositivo de separación de sólidos (47) dispuesto dentro de la carcasa para separar las segundas partículas del producto superior y proporcionar una primera corriente (147a) que comprende la fracción de hidrocarburo convertido, las primeras partículas y el fluido portador y/o un producto de reacción del fluido portador y una segunda corriente (147b) que comprende las segundas partículas separadas;

25 uno o más ciclones (176) dispuestos dentro de la carcasa para separar la primera corriente (147a) a fin de recuperar una fracción de sólidos que comprende las primeras partículas y una fracción de vapor que comprende la fracción de hidrocarburo convertido y el fluido portador y/o un producto de reacción del fluido portador;

un recipiente interno (173) dispuesto dentro de la carcasa para recibir la segunda corriente (147b) que comprende las segundas partículas separadas;

30 una región anular (178) entre la carcasa y el recipiente interno (173) para recibir la fracción sólida que comprende las primeras partículas;

una salida de vapor (179) para recuperar la fracción de vapor;

una línea de flujo (175a) para alimentar la fracción de sólidos desde la región anular (178) al regenerador (17); y

35 una línea de flujo (174a) para mejorar una concentración de las segundas partículas dentro del reactor elevador (171) alimentando las segundas partículas separadas desde el recipiente interno (173) al reactor elevador (171), en la que las segundas partículas separadas se mezclan con la mezcla de primeras partículas y segundas partículas procedentes del regenerador (17).

8. El sistema de la reivindicación 7 que comprende además:

40 un segundo reactor (3) configurado para recibir una segunda materia prima de hidrocarburo (2) y una mezcla de primeras partículas y segundas partículas del regenerador (17), en el que la mezcla de primeras partículas y segundas partículas se pone en contacto con una segunda materia prima de hidrocarburo (2) para craquear la segunda materia prima de hidrocarburo (2) y formar un efluente del segundo reactor que comprende hidrocarburos más ligeros y una mezcla de primeras partículas y segundas partículas;

45 un separador (8) configurado para recibir el efluente del segundo reactor y separar las primeras y segundas partículas de los hidrocarburos más ligeros y del efluente de hidrocarburos convertido.

9. El sistema de la reivindicación 7 que comprende además:

una línea de flujo para alimentar segundas partículas frescas al reactor elevador (171); y

una línea de flujo (42) para alimentar primeras partículas frescas al regenerador (17).

10. El sistema de la reivindicación 7 que comprende además:

un sistema de fraccionamiento configurado para recibir tanto la fracción de vapor recuperada a través de la salida de vapor (179) como el producto de hidrocarburo recuperado del separador (8) y para separar en él los productos de hidrocarburo en dos o más fracciones de hidrocarburo, incluida una fracción de nafta; y

5 una línea de flujo (143) para alimentar la fracción de nafta al reactor elevador (171) como materia prima de hidrocarburos.

11. El sistema de la reivindicación 7 que comprende además un controlador configurado para ajustar una relación de división de vapor en el dispositivo de separación de sólidos (47) para arrastrar una parte del segundo catalizador en la primera corriente (147a).

10

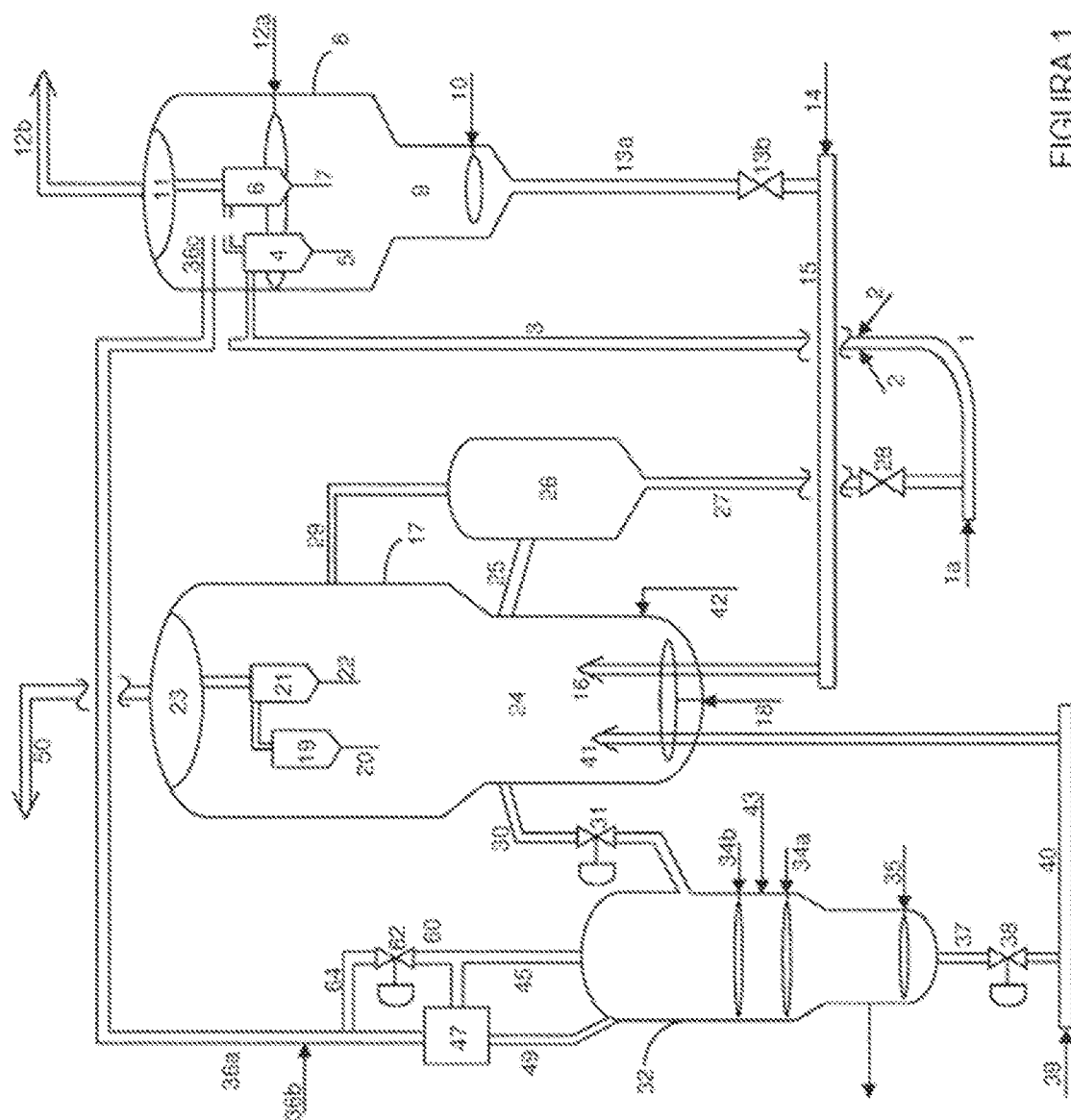
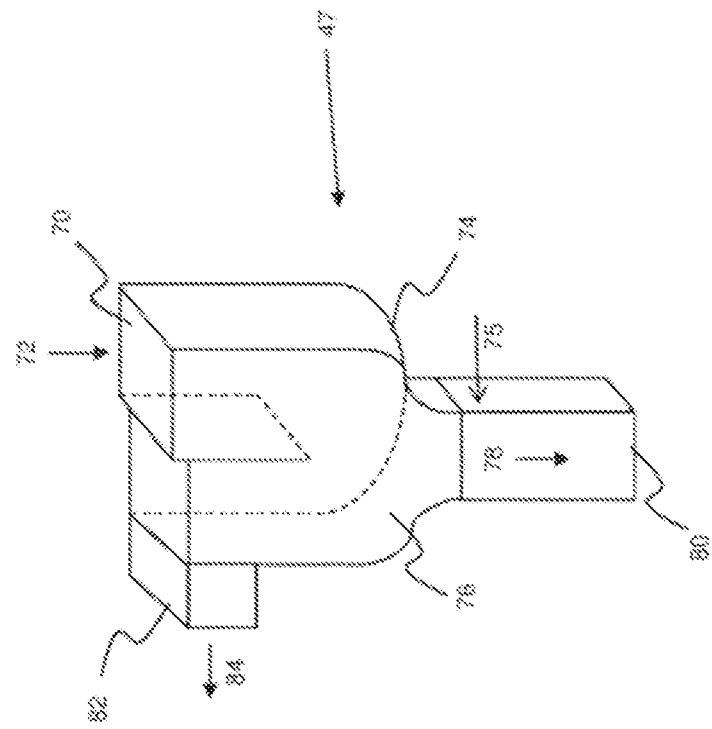


FIGURA 1

FIGURA 2



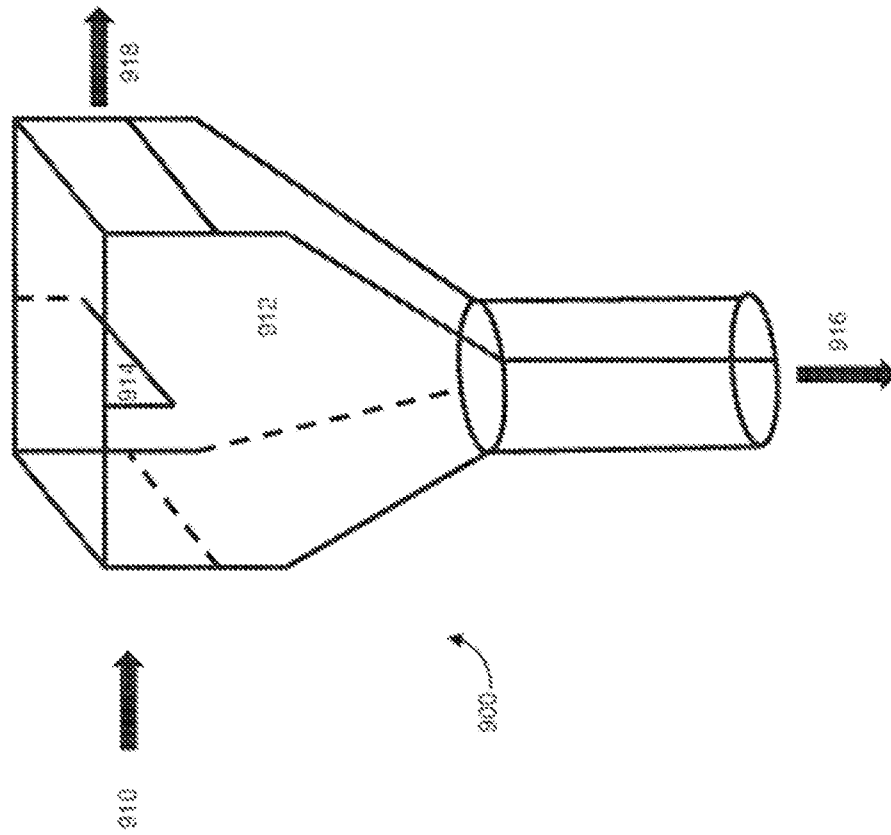


FIGURA 3

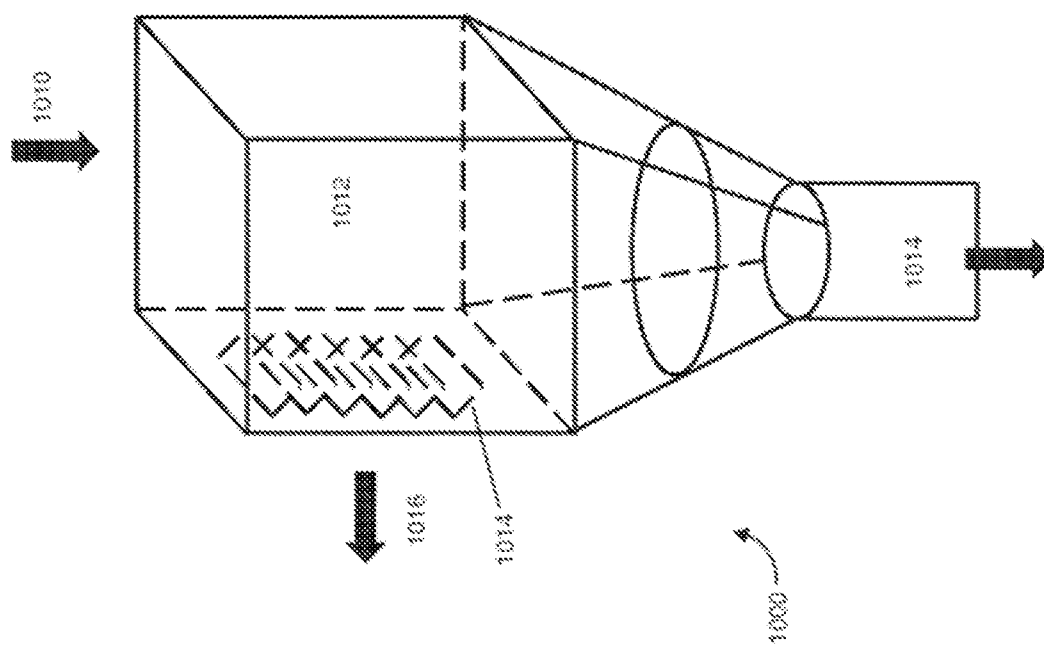
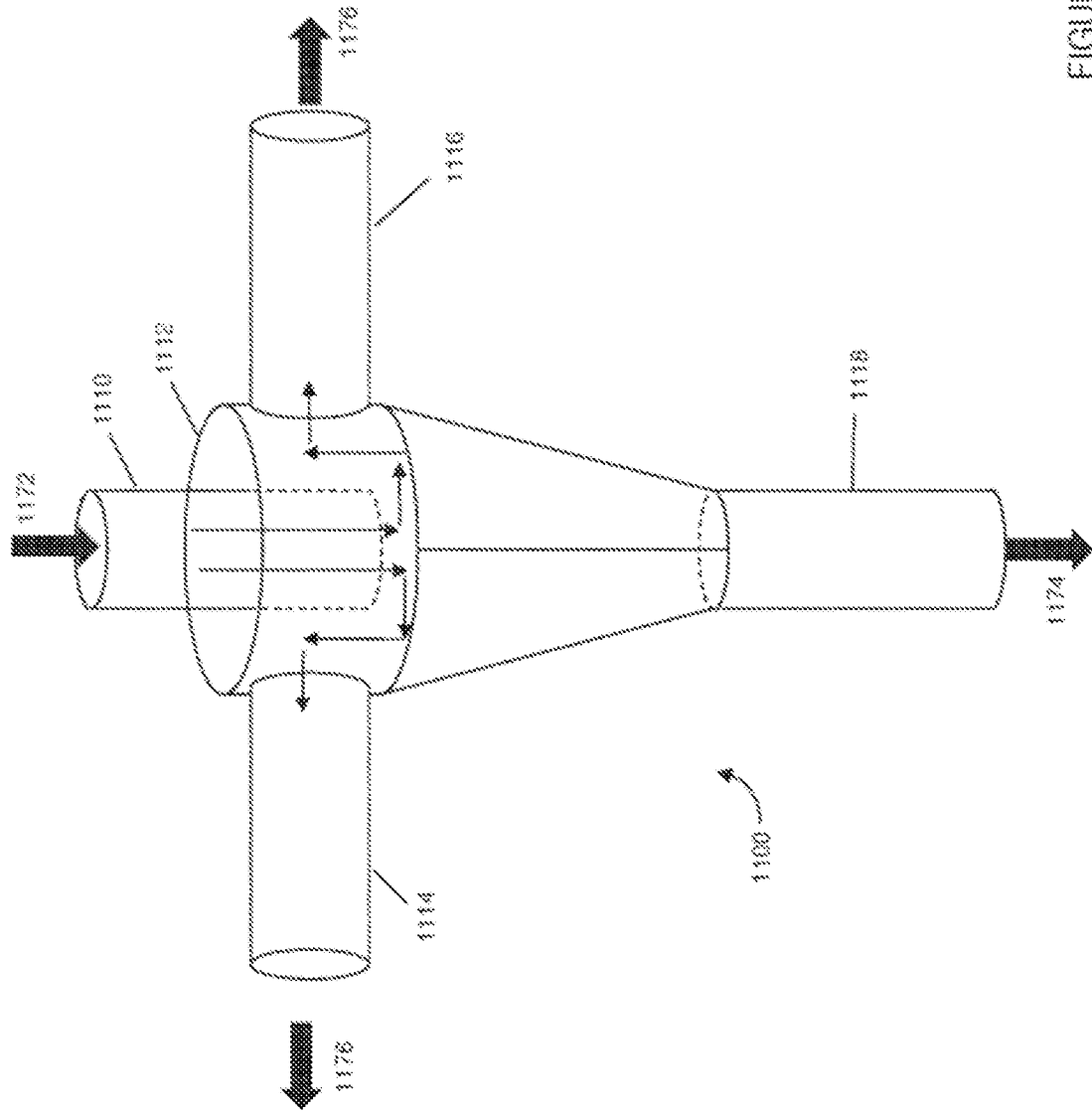


FIGURA 4



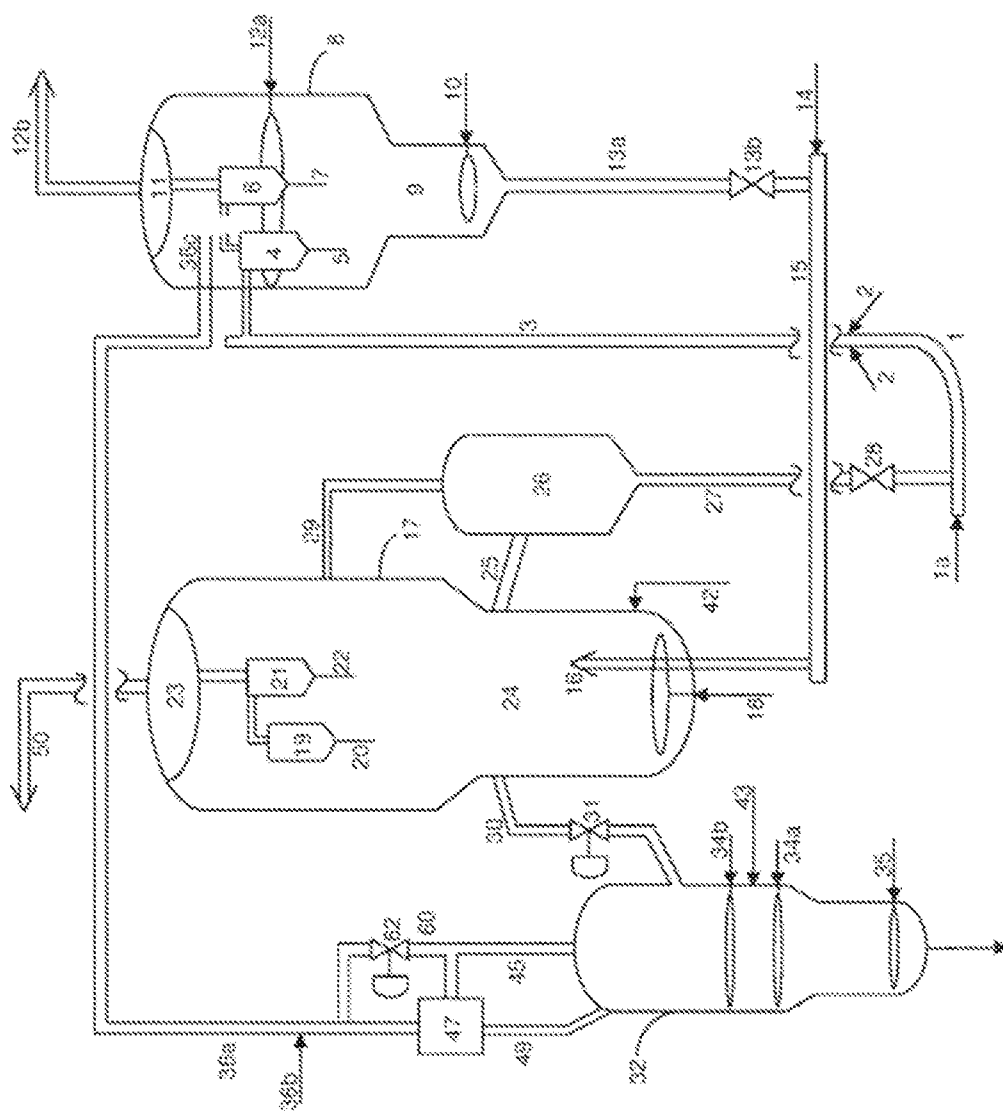


FIGURA 6

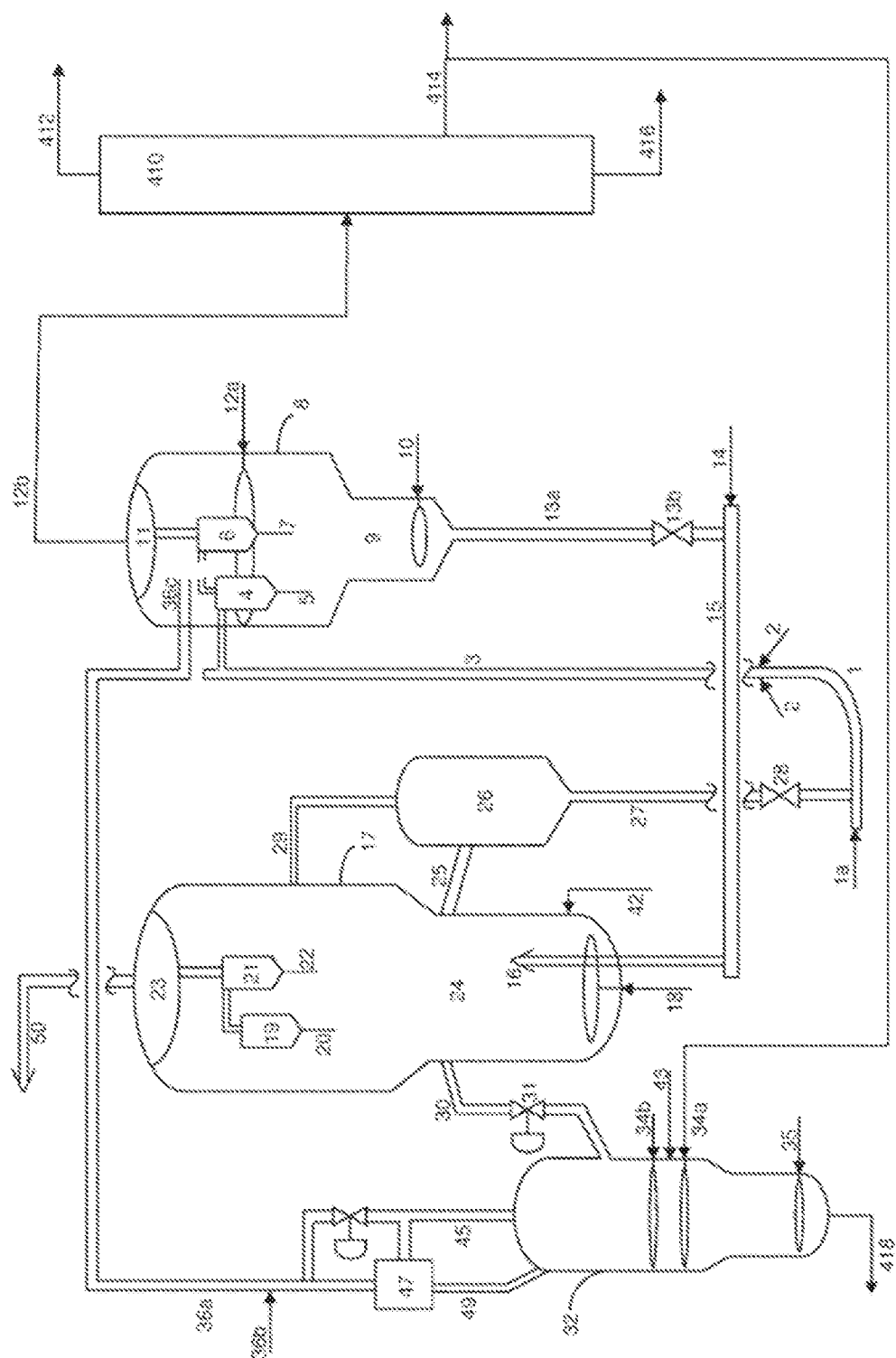


FIGURA 7

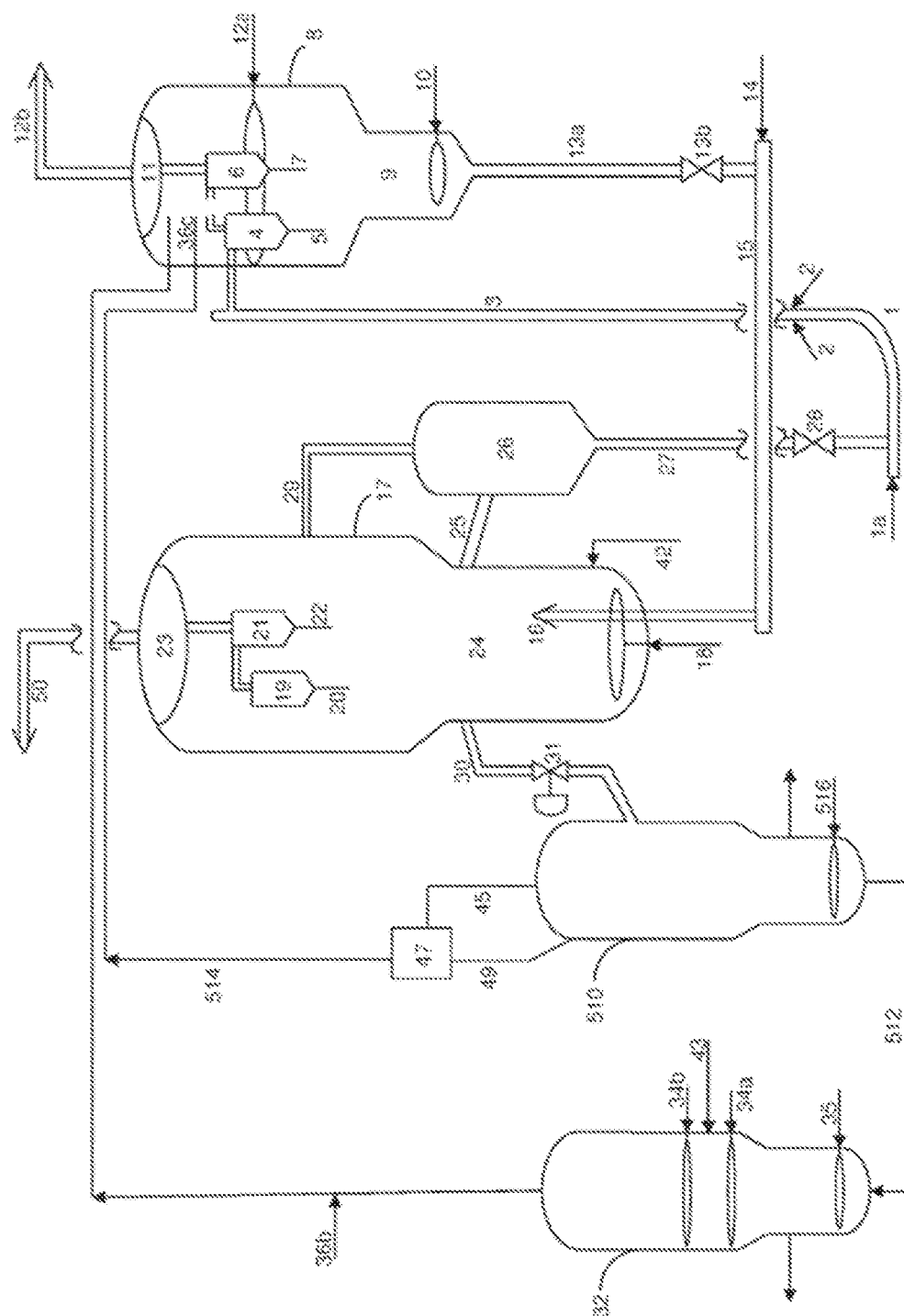


FIGURE 2

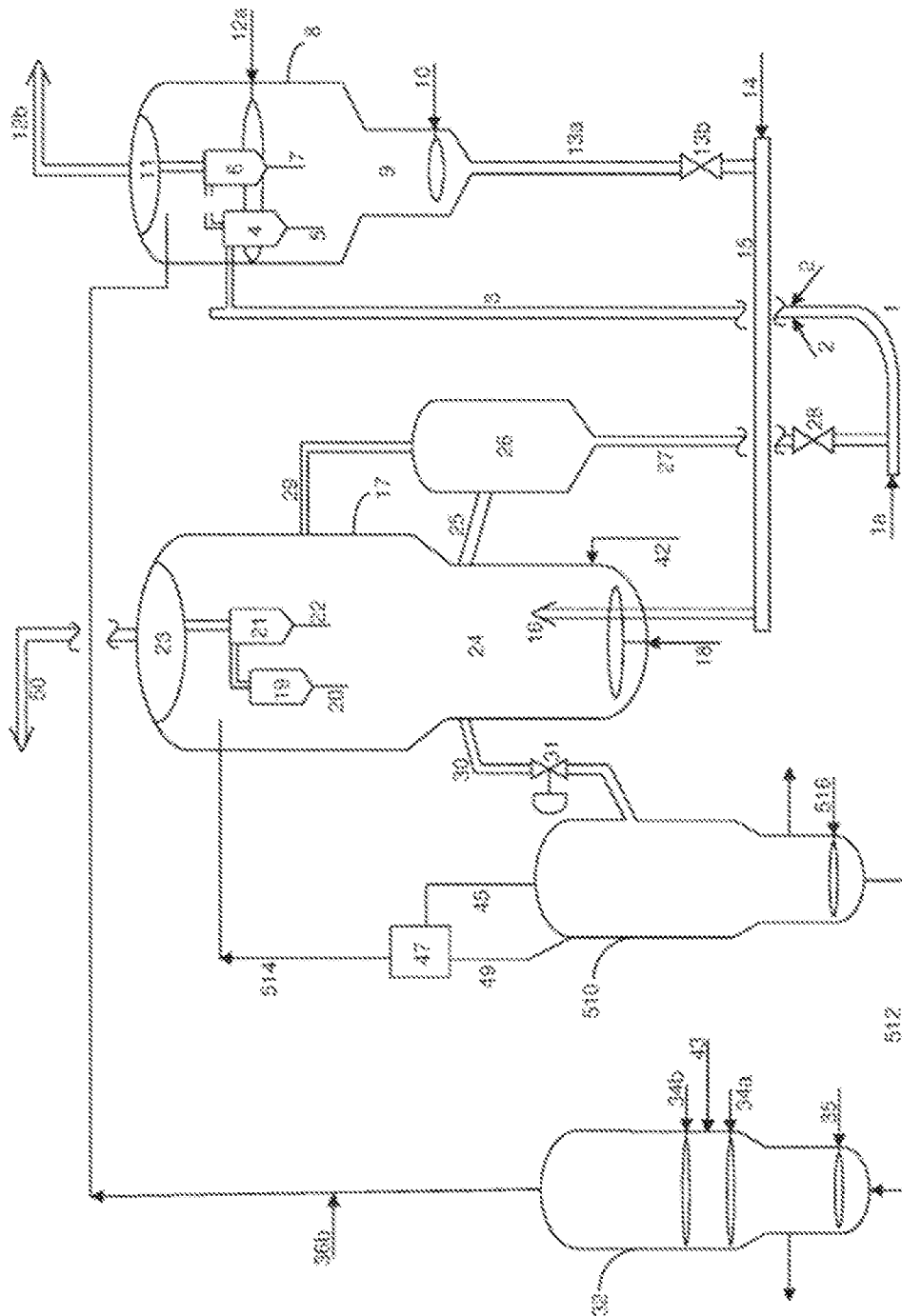


FIGURA 8B

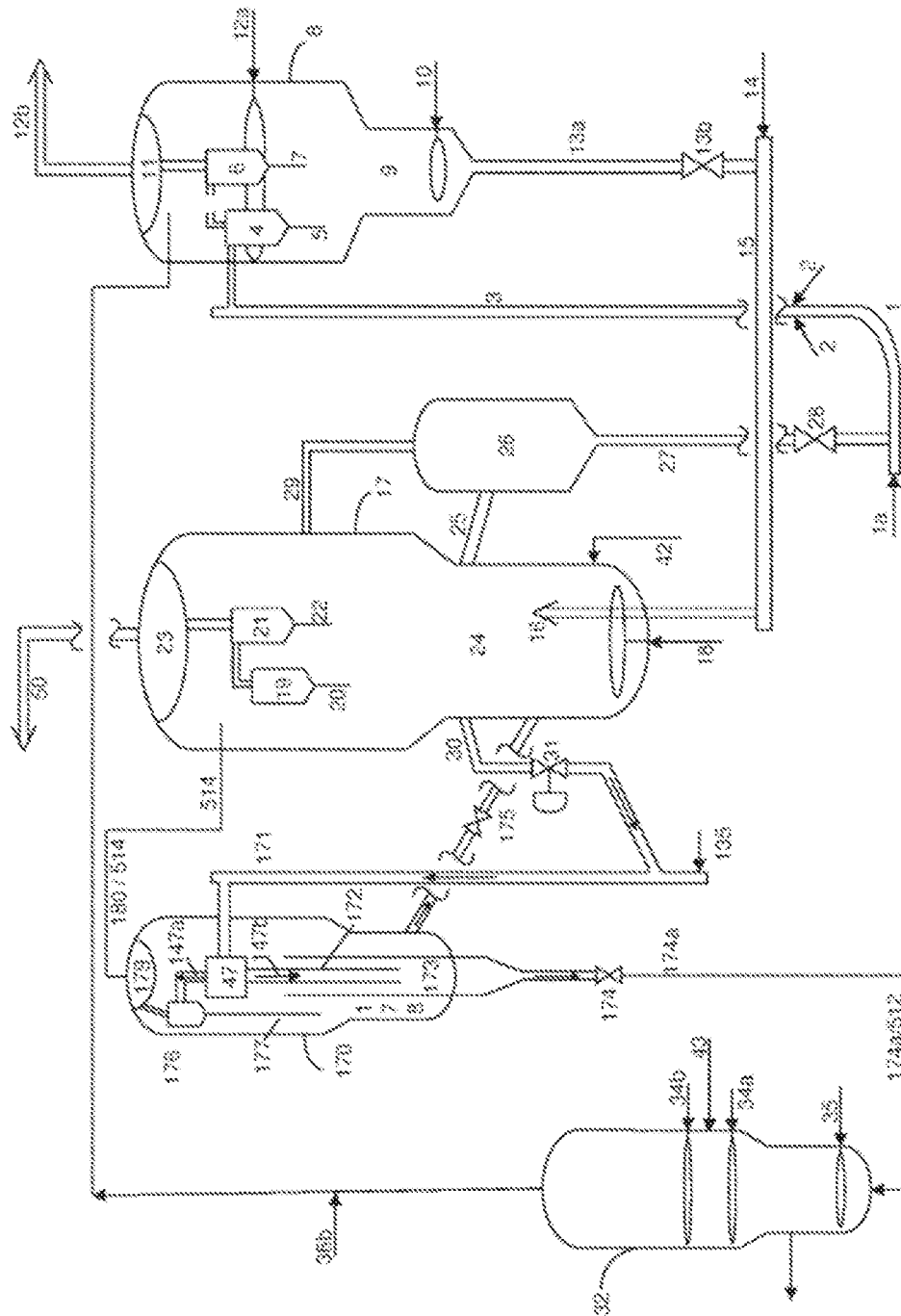


FIGURA 8C

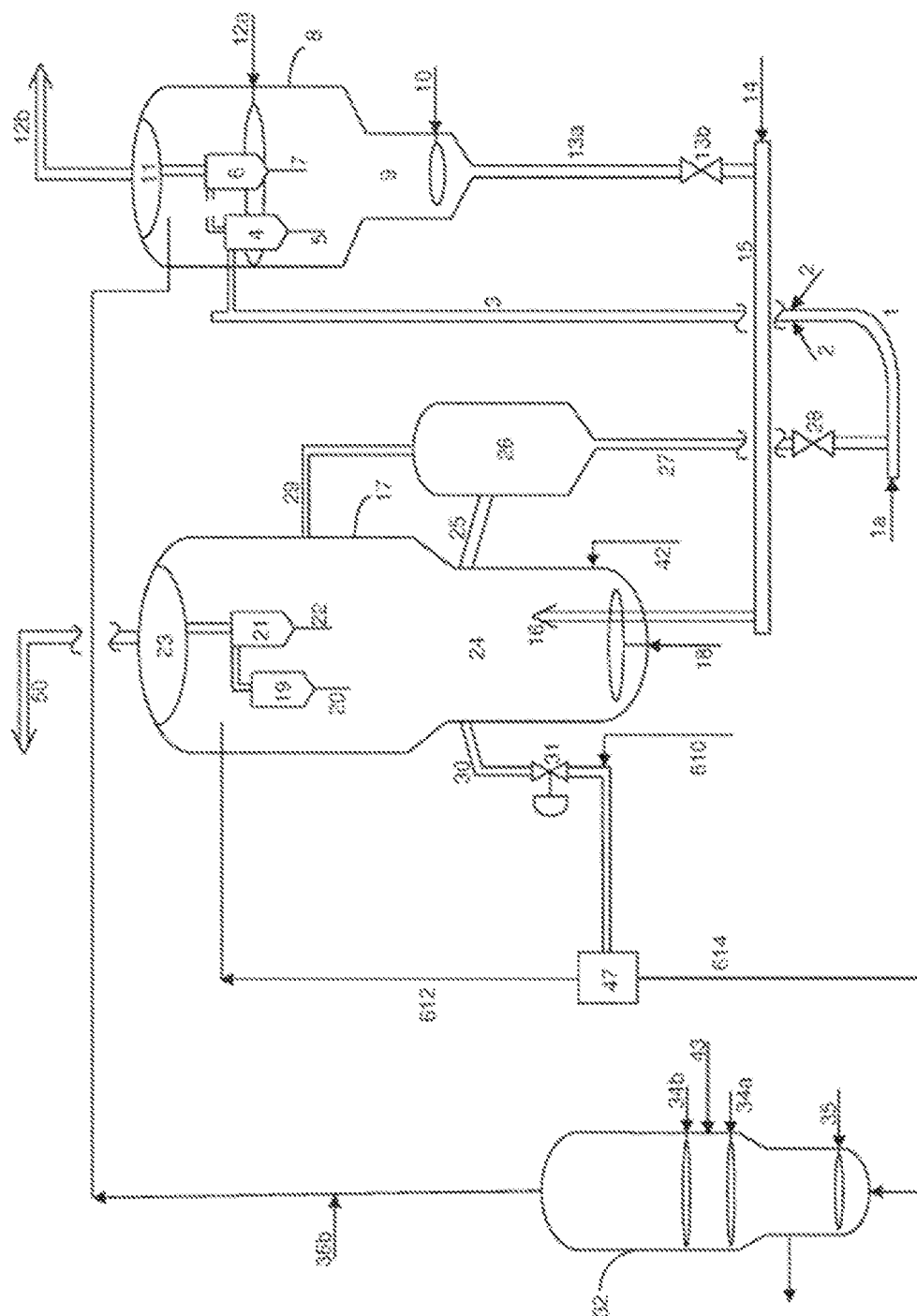


FIGURE 38

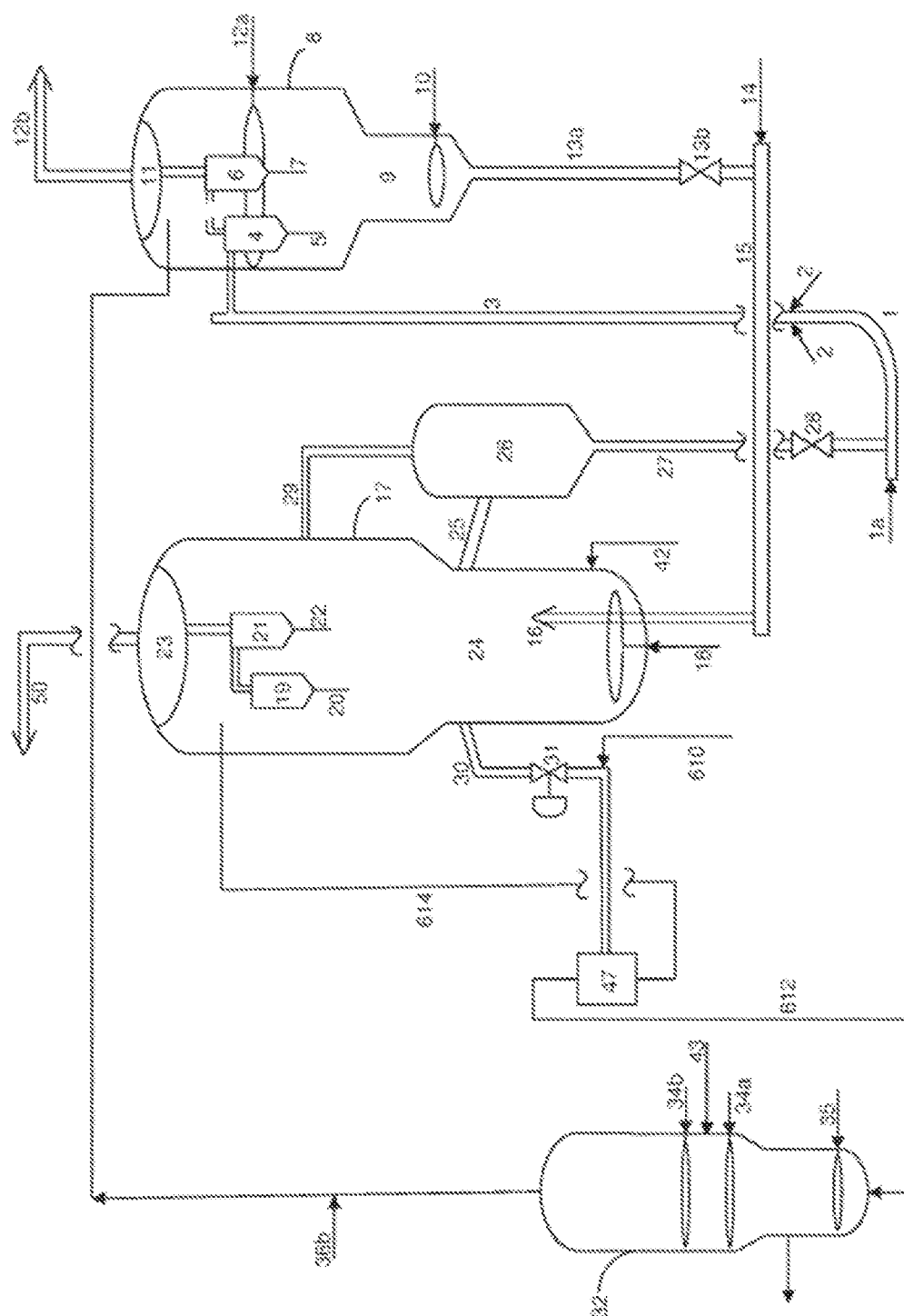


FIGURA 9B

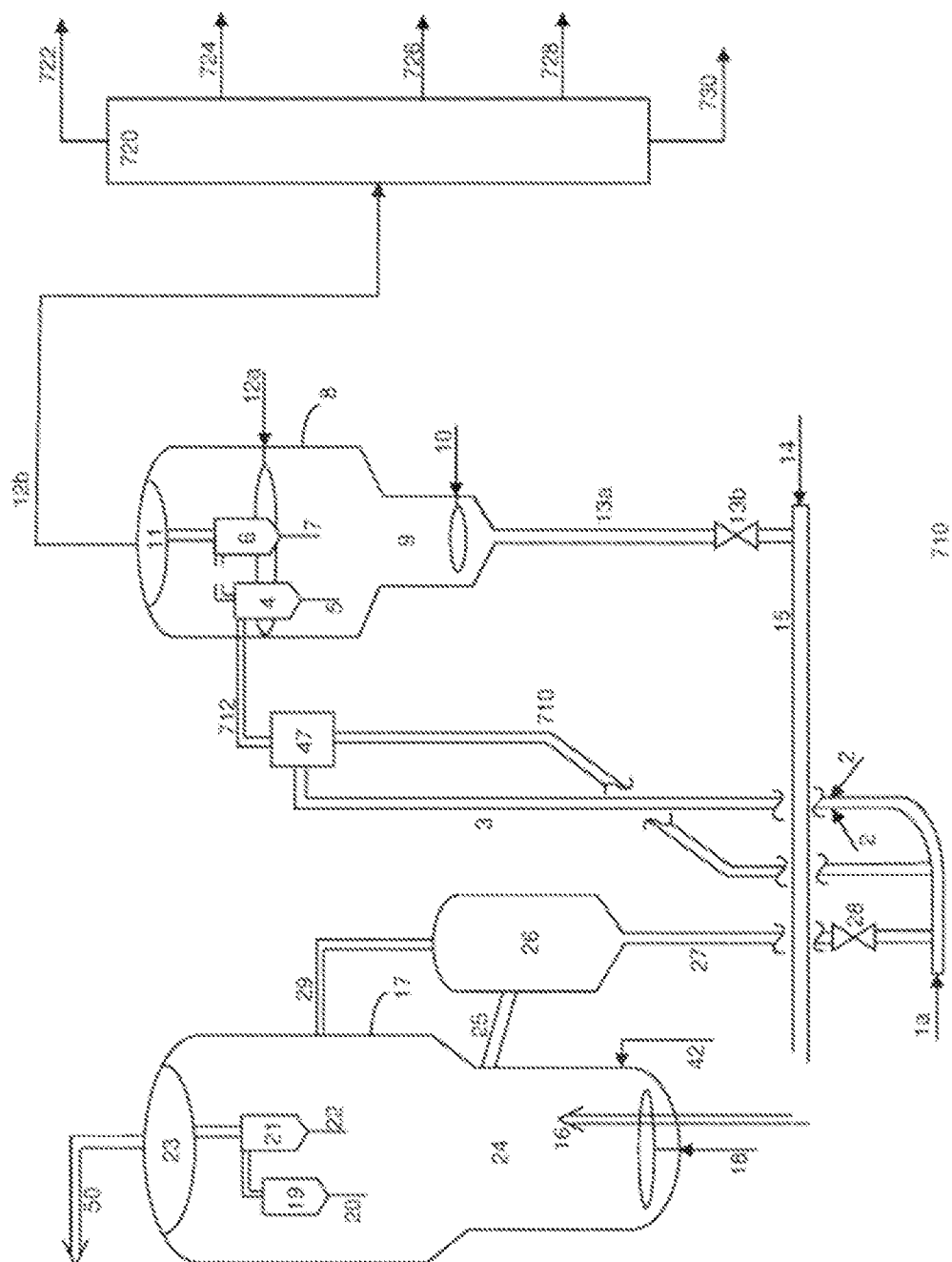
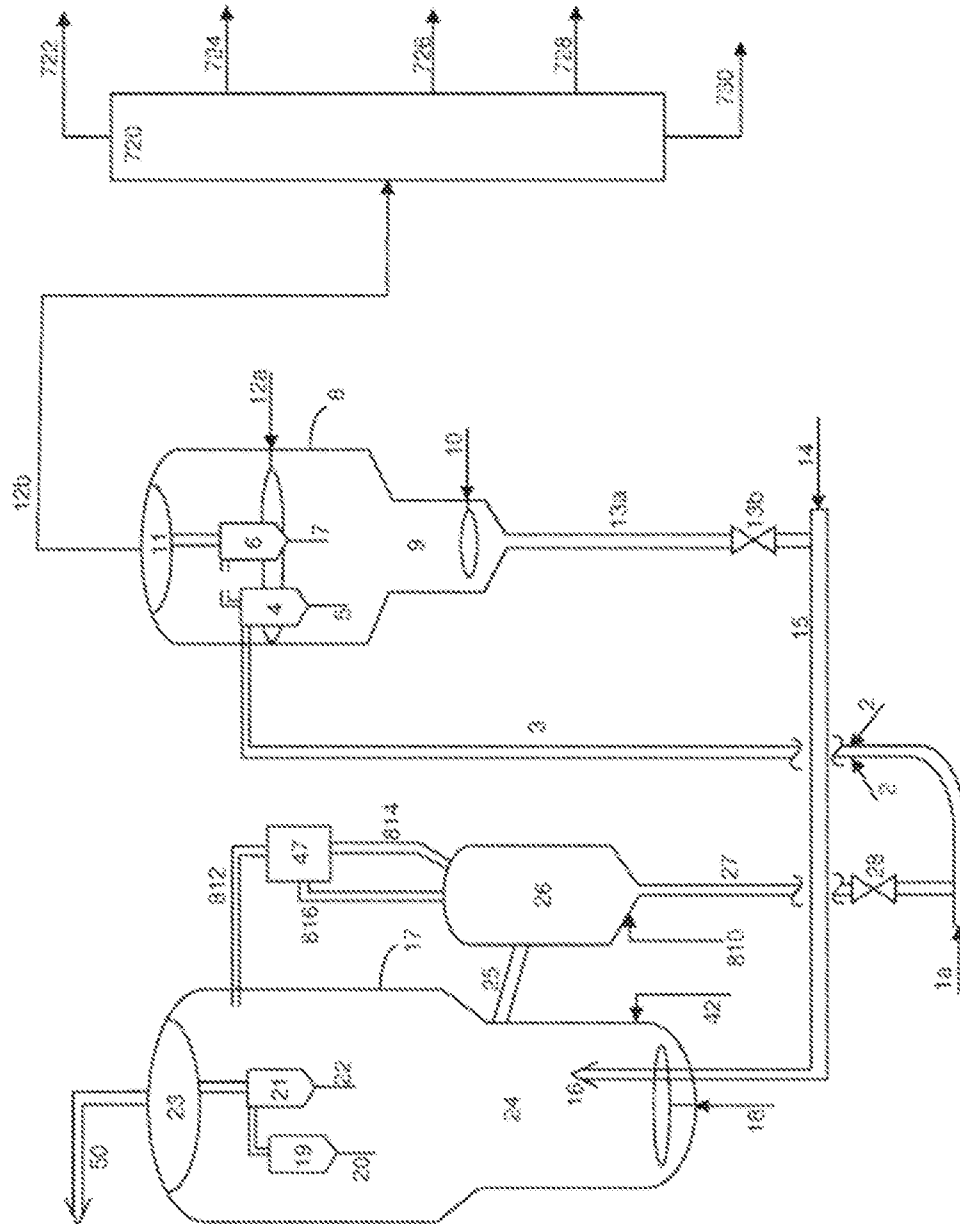


FIGURA 10



THE

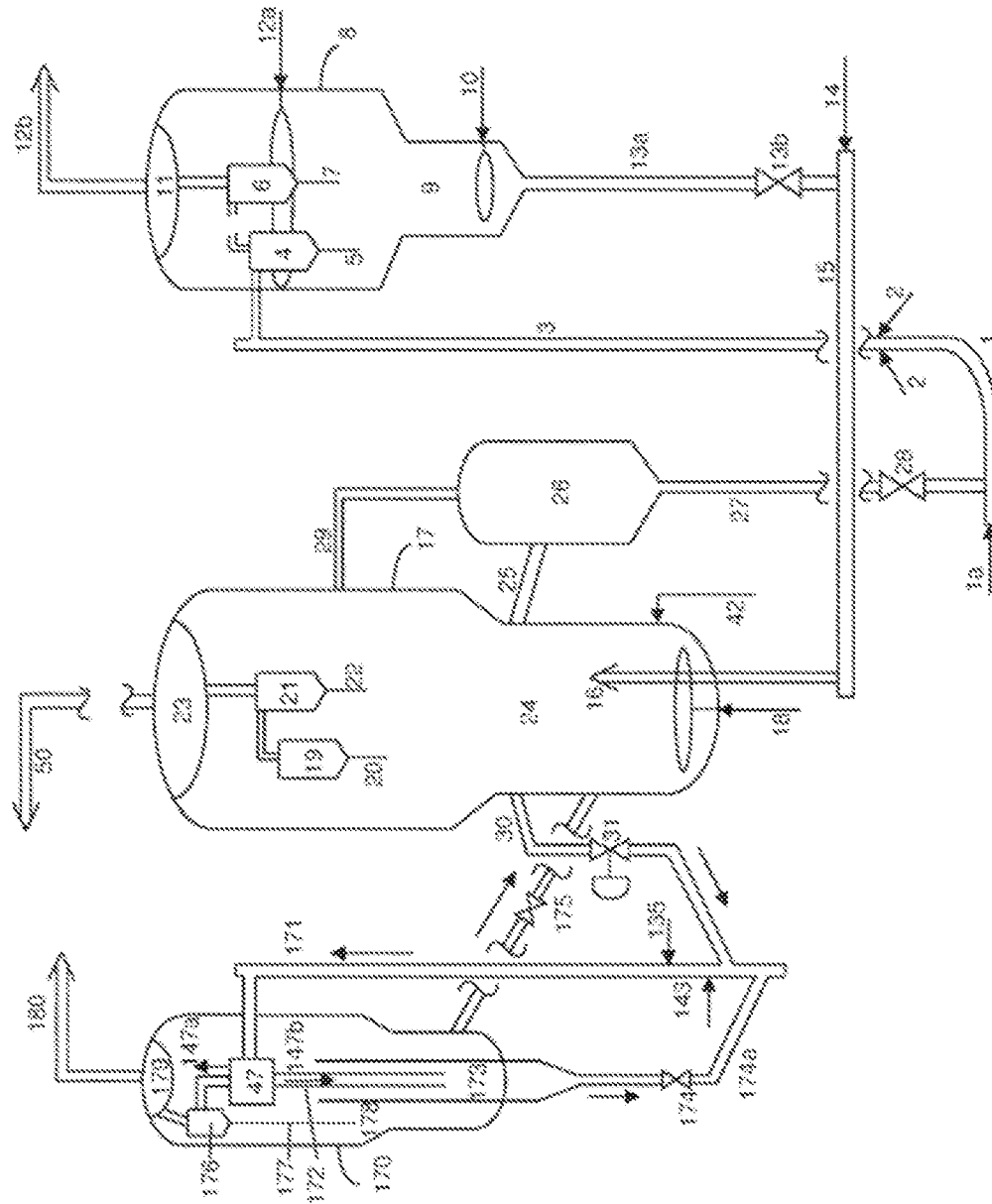


FIGURA 12