



19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

11 Número de publicación: **2 293 010**

51 Int. Cl.:

C10G 2/00 (2006.01)

C10G 3/00 (2006.01)

C07C 1/00 (2006.01)

C07C 51/00 (2006.01)

B01J 8/38 (2006.01)

B01J 8/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Número de solicitud europea: **03751954 .3**

86 Fecha de presentación : **22.08.2003**

87 Número de publicación de la solicitud: **1556461**

87 Fecha de publicación de la solicitud: **27.07.2005**

54

Título: **Reactor de columna ascendente múltiple con retorno de catalizador centralizado.**

30

Prioridad: **18.10.2002 US 419408 P**
08.01.2003 US 338601

45

Fecha de publicación de la mención BOPI:
16.03.2008

45

Fecha de la publicación del folleto de la patente:
16.03.2008

73

Titular/es: **ExxonMobil Chemical Patents Inc.**
5200 Bayway Drive
Baytown, Texas 77520-5200, US

72

Inventor/es: **Kuechler, Keith, H.;**
Lattner, James, R.;
Coute, Nicholas, P.;
Smith, Jeffrey, S. y
Krieger, Justin, L.

74

Agente: **Elzaburu Márquez, Alberto**

ES 2 293 010 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

Reactor de columna ascendente múltiple con retorno de catalizador centralizado.

5 Campo de la invención

La presente invención se refiere a un reactor útil en los procesos de conversión de hidrocarburos y, especialmente, en reacciones de conversión de oxigenados a olefinas.

10 Antecedentes de la invención

15 Cuando se convierte una materia prima que contiene un hidrocarburo en un producto en un reactor industrial, es conveniente y deseable maximizar la producción del producto o productos deseados y controlar, típicamente minimizar, la producción de subproductos. Un tipo de reactor útil para llevar a cabo reacciones de conversión de hidrocarburos es un reactor de lecho fluidizado, en el cual se suspenden partículas de catalizador sólido en un estado fluidizado durante el contacto con la materia prima y otros materiales en estado de vapor. Normalmente, estos tipos de reactores tienen una geometría de reactor cilíndrica. Un método para disminuir la producción de subproductos en un reactor de lecho fluidizado implica realizar la operación en un régimen de flujo hidrodinámico tal que la velocidad del gas superficial es lo bastante alta como para provocar que exista un flujo neto de catalizador en el reactor fluyendo en la misma dirección que el flujo de la materia prima y los otros vapores; esto es, la materia prima de entrada y los otros vapores transportan esencialmente las partículas de catalizador con ellos. Estos regímenes de flujo son conocidos por las personas conocedoras de la técnica como regímenes de lecho fluidizado rápido y de columna ascendente, más generalmente como régimen de transporte, y se prefieren en los sistemas de reacción en los cuales se desea un tipo de reactor más de tipo pistón.

25 En general, para un área de sección transversal de reactor dada (la cual en una geometría de reactor cilíndrico es proporcional al diámetro y, de manera más general, a una anchura característica), la concentración de catalizador en un reactor de lecho fluidizado disminuye a medida que aumenta la velocidad superficial del gas. Generalmente, mayores velocidades superficiales del gas requieren alturas de reactor mayores para permitir que una cantidad dada de materia prima entre en contacto con una cantidad de catalizador establecida. Estas velocidades superficiales de gas más altas necesitan una relación o razón de aspecto mayor del reactor (razón entre la altura del reactor y su diámetro o anchura característica). Además, en muchos casos, se desea construir un reactor fluidizado con un área de sección transversal muy grande para posibilitar el tratamiento de producciones muy grandes de materia prima en una instalación con un único reactor. Sin embargo, aumentar el diámetro del lecho fluido, especialmente en el régimen de transporte, necesita también aumentar la altura del reactor. Este aumento de la altura se necesita debido a que se necesita una altura de reactor mínima, por lo que respecta a una relación de aspecto mínima, para conseguir un patrón de flujo completamente desarrollado, que se aproxime al comportamiento de un reactor de tipo pistón. A la salida y, especialmente a la entrada, de un reactor de lecho fluidizado en régimen de transporte los efectos de momento de estado no estacionario dominan el comportamiento hidrodinámico (por ejemplo, la energía necesaria para que los vapores de la materia prima levanten y recojan y aceleren el catalizador sólido, contra la fuerza de la gravedad) de una manera que no conduce a obtener un comportamiento aproximado de tipo pistón. No aparecerá un patrón de flujo sólido/fluido aproximadamente de tipo pistón hasta que se eliminen los efectos de momento progresando a lo largo de la altura del reactor. Finalmente, si se desean usar catalizadores de baja actividad en el régimen de transporte, deberían también aumentarse las razones de aspecto para proporcionar la mayor conversión de la materia prima deseada.

45 Desafortunadamente, los reactores de lecho fluido de transporte de gran relación de aspecto son difíciles y caros de construir y mantener. Son caros debido a que deben tener en el extremo superior un recipiente de separación pesado, muy grande, a menudo lleno de equipamiento pesado, para capturar y controlar el catalizador que fluye y el producto del reactor. A medida que el reactor aumenta su altura (relación de aspecto), pueden ser necesarias estructuras de soporte más caras. En ciertas zonas del mundo en las cuales el tiempo es de forma habitual inclemente, especialmente ventoso, se necesita incluso más soporte estructural y ciertas relaciones de aspecto no son económicamente viables. Se necesitan sistemas de reactores independientes, completos y múltiples, con recipientes de separación independientes. Con estos sistemas de reactores independientes, completos y múltiples viene relacionada la multiplicación de los costes.

55 La patente de EE.UU. 2.847.364 describe un procedimiento para la conversión de hidrocarburos y para el transporte de partículas sólidas.

60 En consecuencia, existe la necesidad en la técnica de un reactor que pueda proporcionar la relación de aspecto deseada, sin necesidad de una altura difícil de manejar, forzando una anchura en la cual nunca se pueda obtener un régimen de flujo completamente desarrollado o sin dar como resultado sistemas de reactores múltiples e independientes.

Resumen de la invención

65 De acuerdo con la invención, se proporciona un equipo o aparato y un procedimiento según se define en cualquiera de las reivindicaciones que acompañan este texto. En una realización, la presente invención proporciona una solución a la necesidad que existe actualmente en la técnica proporcionando un equipo de conversión de hidrocarburos más corto manteniendo a la vez una relación de aspecto alta en los reactores de columna ascendente. El equipo de conversión de

ES 2 293 010 T3

hidrocarburos incluye varios reactores de columna ascendente, cada uno de los cuales está en comunicación de fluidos con una pieza de desviación respectiva, la cual desvía el flujo del producto, la materia prima de alimentación sin reaccionar y el catalizador desde el extremo superior del reactor de columna ascendente a varios entrantes laterales de una zona de separación. Preferentemente, los entrantes están formados en la sección superior de la zona de separación.

5 Desviando el flujo de material desde el extremo superior de los reactores de columna ascendente a través de entrantes orientados en la sección superior de la zona de separación, se puede reducir de forma ventajosa la altura global de la zona de separación, y, en consecuencia, la altura total del equipo de conversión de hidrocarburos.

10 Adicionalmente, orientando los reactores de columna ascendente adyacentes a los lados de la zona de separación que se extienden verticalmente, en vez de orientarlos por debajo de la zona de separación, la presente invención proporciona la ventaja adicional de aumentar el número posible de reactores de columna ascendente en un equipo dado de conversión de hidrocarburos. Aumentando el número de reactores de columna ascendente en un equipo dado de conversión de hidrocarburos, se aumenta la cantidad de producto formado por unidad de tiempo.

15 En una realización de la presente invención, el equipo de conversión de hidrocarburos comprende varios reactores de columna ascendente, cada uno de ellos con un primer extremo o punta a través del cual se puede alimentar un catalizador, un segundo extremo a través del cual se puede sacar el catalizador y un eje longitudinal o línea centroidal (eje que pasa por el centro de gravedad), que se extiende entre ellos. Se proporciona una zona de separación que tiene diversas entradas, cada una de ellas estando preferentemente no orientada a lo largo de los ejes centrales de los reactores de columna ascendente, para separar el catalizador de los productos de una reacción que se lleva a cabo en el equipo de conversión de hidrocarburos. También se proporcionan diversas piezas de desviación, estando cada una de ellas en comunicación de fluidos entre el segundo extremo de un reactor de columna ascendente y una entrada respectiva de la zona de separación. El equipo incluye también una zona de retención de catalizador proporcionada para contener el catalizador, el cual se alimenta luego a los reactores de columna ascendente y un retorno de catalizador en comunicación de fluidos entre la zona de separación y la zona de retención del catalizador.

20 La invención se dirige también a un equipo de conversión de hidrocarburos que incluye varios reactores de columna ascendente, cada uno de ellos con un primer extremo a través del cual se alimenta un catalizador y un segundo extremo a través del cual el catalizador puede salir del reactor de columna ascendente. Se proporciona una zona de separación para separar el catalizador de los productos de una reacción que se lleva a cabo en el equipo de conversión de hidrocarburos; la zona de separación incluye numerosas entradas. El equipo incluye también numerosas piezas de desviación, estando cada una de ellas orientada a desviar un flujo de material desde el segundo extremo de un respectivo reactor de columna vertical hacia una entrada respectiva. Al menos un retorno de catalizador está en comunicación de fluidos con la zona de separación y los primeros extremos de los reactores de columna vertical; el retorno de catalizador se proporciona para transferir el catalizador desde la zona de separación a los primeros extremos de los reactores de columna vertical.

30 La invención se dirige también a un procedimiento de conversión de hidrocarburos que incluye: (a) poner en contacto un catalizador fluidizable con un agente fluidizante para fluidizar el catalizador fluidizable; (b) alimentar el catalizador y una corriente de alimentación a numerosos reactores de columna ascendente, formando parte un gran número de reactores de columna ascendente de un equipo individual de conversión de hidrocarburos; (c) poner en contacto la corriente de alimentación con el catalizador en un gran número de reactores de columna ascendente, bajo condiciones eficaces para convertir la corriente de alimentación en un producto; (d) dirigir el producto y el catalizador a través de un gran número de piezas desviadoras, estando colocada cada pieza de desviación para desviar un flujo del producto y del catalizador desde una salida de un respectivo reactor de columna ascendente a una zona de separación; (e) separar el catalizador del producto en la zona de separación, estando dicha zona en comunicación de fluidos con un gran número de piezas desviadoras; (f) devolver el catalizador de la zona de separación a un gran número de reactores de columna ascendente y (g) repetir las etapas (a) a (f).

45 En otra realización, la invención es un equipo de conversión de hidrocarburos que incluye un gran número de reactores de columna ascendente, cada uno de ellos con un primer extremo para recibir catalizador y un segundo extremo a través del cual pueden salir el catalizador y un producto. Se proporciona un gran número de piezas desviadoras, cada una de ellas asociada con un respectivo reactor de columna ascendente. Se proporciona una zona de separación que tiene al menos un lateral para separar el catalizador del producto, que incluye un gran número de entradas, cada una de ellas asociada con una respectiva pieza desviadora y en la cual las entradas están orientadas en el lateral de la zona de separación. El equipo incluye también un retorno de catalizador acoplado a un gran número de brazos, estando el retorno de catalizador y los brazos en comunicación de fluidos entre la zona de separación y los primeros extremos de un gran número de reactores de columna ascendente.

60 **Breve descripción de los dibujos**

Esta invención se comprenderá mejor tomando como referencia la "Descripción detallada de la invención" conjuntamente con los dibujos anexos, en los cuales:

65 La figura 1 presenta una vista de una sección transversal parcial de un equipo de conversión de hidrocarburos de la presente invención.

ES 2 293 010 T3

La figura 2 presenta una vista de una sección transversal parcial de otra realización del equipo de conversión de hidrocarburos de la presente invención.

Las figuras 3A, 3B y 3C presentan vistas superiores de secciones transversales parciales de tres realizaciones de equipos de conversión de hidrocarburos según la presente invención.

La figura 4 presenta una vista de un corte lateral de una pieza desviadora en forma de codo según una realización de la presente invención.

La figura 5 presenta una vista lateral de una sección transversal parcial de un corte de un reactor de columna ascendente acoplado estrechamente a un separador de ciclón.

La figura 6 presenta una vista de una sección transversal parcial de una pieza desviadora que proporciona un ángulo de desviación de menos de 90 grados.

Y la figura 7 presenta una vista de una sección transversal parcial de un sistema de retorno de catalizador curvado en J según otra realización de la presente invención.

Descripción detallada de la invención

La presente invención proporciona un equipo de conversión de hidrocarburos que incluye un gran número de reactores de columna ascendente cada uno de los cuales está en comunicación de fluidos con una respectiva pieza desviadora. Cada pieza desviadora desvía el flujo de producto, corriente de alimentación sin reaccionar y catalizador desde la parte superior de un respectivo reactor de columna ascendente a una de entre un gran número de entradas de la zona de separación. Preferentemente, las entradas están hechas en la parte lateral de la sección superior de la zona de separación. Se puede disminuir ventajosamente la altura global de la zona de separación y, en consecuencia, la altura global del equipo de conversión de hidrocarburos, desviando el flujo de material desde la parte superior de los reactores de columna ascendente a través de entradas orientadas en la sección superior de la zona de separación. La presente invención proporciona la ventaja adicional de permitir que se reduzca el tamaño del recipiente de separación debido a que no se necesita que la parte superior de los reactores de columna ascendente se extienda o prolongue dentro del recipiente de separación.

La figura 1 presenta una vista de una sección transversal parcial de un equipo de conversión de hidrocarburos (HCA, por sus siglas en inglés), designado de forma general 110, de acuerdo con una realización de la presente invención. El HCA 110 comprende una pared exterior 160, una zona de separación 124, un gran número de reactores de columna ascendente 114, un distribuidor de corriente de alimentación 154 y un retorno de catalizador 130. Siguiendo como referencia con la figura 1, la pared exterior 160 define la zona de separación 124 en la cual se separa un producto de la reacción de conversión de hidrocarburos del catalizador que cataliza la reacción de conversión de hidrocarburos. La pared exterior 160 y la zona de separación 124 incluyen un primer extremo 162 y un segundo extremo 128. Preferentemente, la zona de separación 124 incluye uno o más dispositivos de separación 126, los cuales se utilizan para separar los productos del catalizador. Los dispositivos de separación 126 pueden ser separadores ciclónicos, filtros, pantallas, dispositivos de choque, placas, conos o cualquier otro dispositivo que pudiera separar el catalizador del producto de la reacción de conversión. Los dispositivos de separación 126 mostrados en la figura 1 son separadores ciclónicos. En otras realizaciones, no ilustradas, los dispositivos de separación se colocan fuera de la zona de separación 124, en el exterior de la pared que define la zona de separación 124 o de manera combinada, con dispositivos de separación colocados externa e internamente.

Los reactores de columna ascendente 114 se extienden adyacentes a la pared exterior 160 y a la zona de separación 124. Cada reactor de columna ascendente 114 incluye un primer extremo 116 en el cual se alimentan el catalizador y la corriente de alimentación, para llevar a cabo la reacción de conversión de hidrocarburos. Si el reactor de columna ascendente 114 es de forma cilíndrica, como se muestra en la figura 1, hay un eje longitudinal 158 que se extiende entre el primer extremo 116 y el segundo extremo 118. Si el reactor de columna ascendente carece de un eje longitudinal, es decir, no es cilíndrico, cónico, etc., una línea centroidal perpendicular a un plano transversal del reactor de columna ascendente se extiende entre el primer y el segundo extremo. Preferentemente, la zona de separación 124 es de forma cilíndrica con un eje longitudinal 166, el cual es preferentemente paralelo al eje longitudinal 158 de los reactores de columna ascendente 114. Cada reactor de columna ascendente 114 incluye además un segundo extremo 118 a través del cual salen del reactor de columna ascendente 114 el catalizador, los productos y cualquier corriente de alimentación sin reaccionar, esta última si existe. El primer extremo 116 de cada reactor de columna ascendente 114 termina en una boca 164, a través de la cual se alimenta el catalizador en el reactor de columna ascendente 114. El número de reactores de columna ascendente 114 empleados en el HCA 110 varía dependiendo del proceso de conversión de hidrocarburos que tiene que llevarse a cabo en el equipo 110. Éste puede contener dos, tres, cuatro, cinco, seis o incluso más de seis reactores de columna ascendente 114.

La geometría de los reactores de columna ascendente 114 puede variar ampliamente. En la realización en las figuras 1 y 2, la geometría está comprendida en una pieza cilíndrica. Opcionalmente, la geometría de los reactores de columna ascendente está comprendida en un cono truncado recto. Otras formas geométricas adecuadas son las siguientes, si bien las posibilidades no se limitan a ellas: prismas y troncos de pirámides triangulares, prismas y troncos de pirámides rectangulares y cuadrados y prismatoides y troncos de pirámide de ellos pentagonales, hexagonales,

ES 2 293 010 T3

heptagonales y octogonales, generales y rectos. Otros ejemplos no limitadores incluyen varios poliedros, tales como tetraedro, octoedro, dodecaedro o icosaedro y esferas cónicas y sectores esféricos y toros y tambores en sus formas circular, elíptica o parabólica y cuerpos obtenidos por truncamiento de ellos, generales y rectos. Dentro del alcance de un equipo de la presente invención, existen múltiples posibilidades de cualesquiera de estas formas geométricas que definen el reactor de columna ascendente y/o la zona de separación asociada.

De acuerdo con la presente invención, al menos un reactor de columna ascendente 114, preferentemente varios reactores de columna ascendente 114, se orientan externamente a la pared exterior 160. Si la pared 160 es sustancialmente cilíndrica, los reactores de columna ascendente 114 se colocan más allá del máximo diámetro definido por la pared exterior 160. Preferentemente, los reactores de columna ascendente 114 no se colocan directamente debajo de la zona de separación 124. En una realización, los reactores de columna ascendente 114 se colocan contiguos a la zona de separación 124. En esta realización los segundos extremos 118 de cada reactor de columna ascendente 114 entran en la zona de separación 124 por encima del segundo extremo 128 de la zona de separación 124.

El segundo extremo 118 de cada reactor de columna ascendente 114 está, preferentemente, en comunicación de fluidos con una pieza desviadora 120. Preferentemente, la pieza desviadora 120 es una tubería curvada, un codo u otro dispositivo de comunicación o conducto adaptado para recibir catalizador, productos y corriente de alimentación no reaccionada, si existe, que sale del reactor de columna ascendente 114 a través del segundo extremo 118. La pieza desviadora 120 desvía el flujo del catalizador, de los productos o de la corriente de alimentación sin reaccionar del segundo extremo del reactor de columna ascendente 114 hacia la entrada 122 sobre la pared o paredes laterales de la pared exterior 160. Preferentemente, la entrada 122 no está orientada a lo largo del eje longitudinal 158 del reactor de columna ascendente 114 (o línea centroidal en el caso de un reactor de columna ascendente en el que no exista un eje longitudinal). Preferentemente, la pieza desviadora proporciona un ángulo de desviación mayor de 0 grados. Preferentemente, al menos una de las piezas desviadoras tiene un ángulo de desviación de al menos 10, al menos 20, al menos 30 o al menos 45 grados, más preferentemente al menos 60, al menos 80 o al menos 90 grados. El ángulo de desviación se define aquí como el ángulo que el flujo de catalizador, de productos y de corriente de alimentación sin reaccionar, si existe, es desviado por la pieza desviadora 120 desde el segundo extremo 118 del reactor de columna ascendente 114 a la entrada 122. En la figura 1, el ángulo de desviación se ilustra mediante el ángulo de desviación θ , el cual se define por el eje longitudinal 158 de un reactor de columna ascendente (o por la correspondiente línea centroidal de un reactor de columna ascendente que carece de un eje longitudinal) y el camino o recorrido de entrada del flujo, mostrado mediante la flecha 170. En la figura 1, el ángulo de desviación θ es aproximadamente de 90 grados.

La figura 6 ilustra otra realización, en la cual el montaje de la pieza desviadora, designado de manera general mediante la flecha 600, proporciona un ángulo de desviación inferior a 90 grados. Como se muestra en la figura 6, un reactor de columna ascendente 602 que tiene un eje longitudinal 612 (o línea centroidal si el reactor de columna ascendente carece de un eje longitudinal) está en comunicación de fluidos con una pieza desviadora 604, la cual desvía el flujo de catalizador, producto y corriente de alimentación sin reaccionar, si existe, a la entrada 608 definida por la pared exterior 610. Esta pared exterior 610 define también la zona de separación 614, según se ha descrito previamente. Sin embargo, a diferencia de las realizaciones previamente descritas, el ángulo de desviación es menor de 90 grados. En la figura 6, el ángulo de desviación λ se define por el eje longitudinal 612 de un reactor de columna ascendente 602 (o por la correspondiente línea centroidal en el caso de un reactor de columna ascendente que carezca de eje longitudinal) y el recorrido o camino de entrada del flujo, mostrado por la flecha 606. En la figura 6, el ángulo de desviación λ es aproximadamente de 45 grados. La corrosión se reduce ventajosamente proporcionando una pieza desviadora que define un ángulo de desviación de menos de 90 grados. En cuanto a intervalos, en una realización, el ángulo de desviación está entre 10 y 90 grados, más preferentemente entre 30 y 90 grados y más preferentemente de 45 a 90 grados. En otras realizaciones, el ángulo de desviación es mayor de 90, mayor de 100 o mayor de 120 grados.

Una realización de la presente invención, no mostrada, incluye un conjunto de varios reactores de columna ascendente orientados por debajo de la zona de separación. Cada uno de los reactores de columna ascendente de dicho conjunto incluye primero y segundo extremos y un segundo eje longitudinal que se extiende entre ellos. La zona de separación incluye un gran número de segundas entradas, estando orientada cada una de las segundas entradas a lo largo de un respectivo segundo eje longitudinal. Cada uno de los reactores de columna ascendente de dicho conjunto se extiende dentro de la zona de separación. En esta realización, el número de reactores de columna ascendente para una zona de separación dada se puede aumentar mucho. De acuerdo con ello, la cantidad de producto formada en un equipo de conversión de hidrocarburos individual también se puede aumentar significativamente.

Volviendo a la figura 1, el tamaño de los reactores de columna ascendente 114 depende de parámetros tales como la velocidad del gas superficial, la hidrodinámica de los sólidos, la presión y la capacidad de producción del proceso de conversión de hidrocarburos deseado. En la presente invención, cada reactor de columna ascendente 114 tiene, convenientemente, una altura de 10 a 70 metros y una anchura (o diámetro) de uno a tres metros. Todos los reactores de columna ascendente 114 tienen una altura similar desde sus primeros extremos 116 hasta sus segundos extremos 118. Convenientemente, las alturas de los reactores de columna ascendente 114 varían en no más de un 20% de un reactor de columna ascendente 114 a otro reactor de columna ascendente 114. Más convenientemente, las alturas varían no más del 10% y, lo más conveniente, varían no más del 1%.

En una realización de la presente invención, cada uno de los reactores de columna ascendente 114 tiene un área de sección transversal similar a lo largo de toda su altura. Convenientemente, cada uno de los reactores de columna ascendente tiene un área de sección transversal no mayor de 12 m². Más convenientemente, cada uno de los reactores

ES 2 293 010 T3

de columna ascendente tiene un área de sección transversal no mayor de 7 m². Lo más conveniente, cada uno de los reactores de columna ascendente tiene un área de sección transversal no mayor de 3,5 m². Convenientemente, las áreas de sección transversal de los reactores de columna ascendente varían no más del 20% de un reactor a otro. Más convenientemente, las áreas de sección transversal de los reactores de columna ascendente varían no más del 10% y, lo más deseable, las áreas de sección transversal de los reactores de columna ascendente varían no más del 1%. Si uno o más reactores de columna ascendente tienen tanto un área de sección transversal más grande como más pequeña en diferentes puntos a lo largo de la altura de los reactores, convenientemente las áreas de sección transversal más grandes de los reactores de columna ascendente varían no más del 20% de un reactor de columna ascendente a otro y las áreas de sección transversal más pequeñas de los reactores de columna ascendente varían no más del 20% de un reactor de columna ascendente a otro. Más convenientemente, el área de sección transversal más grande de un reactor de columna ascendente varía no más del 10% respecto de área de sección transversal más grande de otro reactor de columna ascendente y el área de sección transversal más pequeña varía no más del 10% respecto de área de sección transversal más pequeña de otro reactor de columna ascendente. Lo más conveniente es que el área de sección transversal más grande de un reactor de columna ascendente varíe no más del 1% respecto del área de sección transversal más grande de otro reactor de columna ascendente y el área de sección transversal más pequeña varíe no más del 1% respecto de área de sección transversal más pequeña de otro reactor de columna ascendente. Preferentemente, cada uno de los reactores de columna ascendente tiene una anchura (o diámetro) de 1 a 3 metros.

Convenientemente, el área de la sección transversal de cada reactor de columna ascendente varía no más del 50% a lo largo de toda su altura. Más deseablemente, el área de la sección transversal de cada reactor de columna ascendente varía no más del 30% a lo largo de toda su altura y lo más deseable es que el área de la sección transversal de cada reactor de columna ascendente varíe no más del 10% a lo largo de toda su altura.

En una realización, para proporcionar una corriente de alimentación a los reactores de columna ascendente 114, al menos un distribuidor de corriente de alimentación 154 se coloca cerca de los primeros extremos 116 de los reactores de columna ascendente 114. El distribuidor de corriente de alimentación 154 recibe una corriente de alimentación de una línea 150 que proporciona dicha corriente y dirige la misma a uno o más reactores de columna ascendente 114. En otra realización, no mostrada, se emplea más de un distribuidor de corriente de alimentación 154 contiguo a los primeros extremos 116 de los reactores de columna ascendente 114, para proporcionar alimentación en diversos estados; por ejemplo, un distribuidor de corriente de alimentación puede proporcionar la misma en forma de vapor mientras que un segundo distribuidor de corriente de alimentación puede proporcionarla en forma líquida. Cada distribuidor de corriente de alimentación 154 incluye un cuerpo desde el que se extiende un gran número de cuellos 152. Cada reactor de columna ascendente 114 tiene al menos un cuello 152 asociado. Cada cuello 152 termina en una cabeza 112. Cada cabeza 112 de cada cuello 152 se coloca contigua al primer extremo 116 de cada reactor de columna ascendente 114. Convenientemente, cada cabeza 112 se extiende en sentido ascendente hacia dentro de cada reactor de columna ascendente 114. Más convenientemente, cada cabeza 112 se coloca en la boca 164 del primer extremo 116 de cada reactor de columna ascendente 114 o por encima de ella. El distribuidor de corriente de alimentación 154 puede incluir un dispositivo de control de flujo opcional, no mostrado, colocado sobre el distribuidor de corriente de alimentación 154 para controlar la cantidad de corriente de alimentación a cada cuello 152 o bien se puede colocar en cada cuello 152 un dispositivo de control de flujo. Asimismo, el dispositivo de control de flujo se puede emplear para medir el flujo, así como para controlarlo. Además, sobre cada cabeza 112 se puede colocar una boquilla, que no se muestra en el esquema, para controlar más la distribución de la corriente de alimentación a cada reactor de columna ascendente 114. Adicionalmente, cada cabeza 112 se puede montar con un una pantalla, un pistón u otro dispositivo, que no se muestra, para evitar el flujo de retorno del catalizador en cada uno de los cuellos 152 del distribuidor de corriente de alimentación 154.

Al menos un sistema de retorno de catalizador 130 proporciona comunicación de fluidos entre la zona de separación 124 de la pared exterior 160 y los reactores de columna ascendente 114. El equipo 110 puede incluir uno, dos, tres, cuatro, cinco, seis o más retornos de catalizador 130, aunque en las figuras 1 y 2 solamente se ilustra un único retorno de catalizador 130. Si se desea un gran número de retornos de catalizador, cada uno de ellos se adapta para entregar catalizador desde la zona de separación directamente a cada uno de los respectivos reactores de columna ascendente. Típica, aunque no necesariamente, se usa un retorno de catalizador único 130, que está orientado centralmente respecto de los reactores de columna ascendente 114. En esta realización, el único retorno de catalizador está en comunicación de fluidos con un gran número de brazos 136. Como se muestra en la figura 1, un único retorno de catalizador 130 se coloca centralmente respecto de los reactores de columna ascendente 114. El retorno de catalizador 130 tiene un primer extremo 140 y un segundo extremo 142. El primer extremo 140 del retorno de catalizador 130 se abre al segundo extremo 128 de la pared exterior 160 y el segundo extremo 142 del retorno de catalizador 130 se abre a los brazos 136 adaptados para entregar el catalizador a los primeros extremos 116 de los reactores de columna ascendente 114.

Los brazos 136 se extienden desde el retorno de catalizador 130 a cada uno de los reactores de columna ascendente 114 y proporcionan comunicación de fluidos entre el retorno de catalizador 130 y los reactores de columna ascendente 114. Cada brazo incluye un primer extremo 168 contiguo a la zona de retención del catalizador 134 y al retorno de catalizador 130 y un segundo extremo 148 contiguo al reactor de columna ascendente 114. El catalizador fluye a través de cada brazo 136 desde el primer extremo 168 hasta el segundo extremo 148. El número de brazos 136 corresponderá preferentemente al número de reactores de columna ascendente 114 de tal forma que cada reactor de columna ascendente tenga al menos un brazo correspondiente 136. El flujo de catalizador a través del retorno de catalizador 130 se controla opcionalmente mediante el uso de un dispositivo o dispositivos de control de flujo 144 colocados en

ES 2 293 010 T3

el retorno de catalizador 130 y/o en cada brazo 136. Los dispositivos de control de flujo pueden ser cualquier tipo de dispositivos de control de flujo actualmente usados en la técnica para controlar el flujo de catalizadores a través de las líneas de transferencia de catalizadores. Si se emplea, el dispositivo de control de flujo 144 es convenientemente una válvula de bola, una válvula obturadora o una válvula de compuerta.

5 En la realización mostrada en la figura 1, el segundo extremo 142 del retorno de catalizador 130 y los brazos 136 definen una zona de retención del catalizador 134. Los brazos 136 se abren a la zona de retención del catalizador 134. La zona de retención de catalizador 134 se proporciona para retener el catalizador que se usa para catalizar la reacción de conversión de hidrocarburos que se lleva a cabo en el equipo 110. Como cualquier persona conocedora de la técnica apreciará, la frontera entre la zona de retención del catalizador 134 y el retorno de catalizador 130 es fluida y depende, al menos en parte, del nivel de catalizador contenido en la zona de retención del catalizador 134 y en los brazos 136.

15 Al menos un distribuidor de agente fluidizante 132 se coloca por debajo de la zona de retención del catalizador 134. El distribuidor de agente fluidizante 132 incluye un conducto por el cual se alimenta un agente fluidizante para hacer fluido un catalizador fluidificable en la zona de retención del catalizador 134 y en el retorno del catalizador 130. También se pueden colocar distribuidores de agente fluidizante adicionales 132, como se muestra en la figura 1 en el retorno de catalizador 130 y/o en uno o más de los brazos 136 para hacer más fluido el catalizador contenido en ellos. Opcionalmente, la zona de retención de catalizador 134 incluye un dispersor, no mostrado en la figura, colocado en la zona de retención del catalizador y proporcionado para dispersar el agente fluidizante en la zona de retención del catalizador para facilitar la fluidificación del catalizador que está allí. Por ejemplo, el dispersor podría ser un dispositivo escogido en el grupo que consiste en: una pantalla, una rejilla o una placa perforada. Preferentemente, al menos un dispersor se extiende en un plano perpendicular al eje longitudinal 166 de la zona de separación 124 (o a la línea centroidal si la zona de separación carece de eje longitudinal) y se orienta por encima de uno o más distribuidores de agente fluidizante 132.

25 La figura 7 ilustra un sistema de retorno de catalizador "curvado en J", designado en la misma de manera global como 700, de acuerdo con otra realización de la presente invención. Como se muestra en la figura 7, el retorno de catalizador 712 se presenta en comunicación de fluidos con una zona de retención de catalizador opcional 710, la cual es similar a la zona de retención de catalizador 134 ilustrada en la figura 1. El retorno de catalizador 712 está también en comunicación de fluidos con un gran número de tubos verticales o brazos 708, cada uno de los cuales se proporciona para transferir catalizador, preferentemente de manera fluidificada, desde el retorno de catalizador 712 y/o la zona de retención de catalizador 710 al primer extremo de un respectivo reactor de columna ascendente 706. Más específicamente, cada uno de los brazos 708 se adapta para entregar catalizador a una pieza en forma de U 714, la cual desvía el flujo de catalizador desde el segundo extremo de un brazo respectivo 708 hacia el primer extremo de un respectivo reactor de columna ascendente 706. Opcionalmente, cada uno de los brazos 708 incluye un dispositivo de control de flujo, no mostrado, según se ha descrito anteriormente en el texto en referencia a la figura 1. Preferentemente, se proporcionan uno o más distribuidores de agente fluidizante 702 contiguos a una o más de las zonas de retención de catalizador 710, a los brazos 708 y a la pieza en forma de U 714, con el fin de proporcionar un agente fluidizante para mantener el catalizador en un estado fluidificado. En esta realización, la materia prima oxigenada se introduce preferentemente en los lados del reactor de columna ascendente 706 mediante boquillas de introducción de la materia prima laterales 704. De esta forma, el flujo de catalizador desde los brazos a los reactores de columna ascendente no está restringido por la presencia de uno o más cuellos 152, ilustrados en las figuras 1 y 2.

45 Volviendo a la figura 1, el equipo de conversión de hidrocarburos 110 puede incluir también una salida y un línea de salida 146 a través de la cual se elimina el catalizador del equipo 110, por ejemplo para regenerarlo. La línea de salida 146 se muestra colocada sobre el segundo extremo 128 de la pared exterior 160 pero puede estar colocada en cualquier posición del equipo 110. En consecuencia, el equipo de conversión de hidrocarburos 110 de la presente invención incluye opcionalmente un equipo asociado de regeneración del catalizador, no mostrado en la figura. El equipo de regeneración del catalizador está en comunicación de fluidos con el equipo de conversión de hidrocarburos 110. El equipo de regeneración del catalizador incluye un regenerador de catalizador, que está en comunicación de fluidos con el equipo de conversión de hidrocarburos 110 y un purificador de catalizador opcional, no mostrado en la figura, que está en comunicación de fluidos con el regenerador del catalizador y con el equipo de conversión de hidrocarburos 110. Una primera línea, mostrada en parte mediante la línea de salida 146 proporciona comunicación de fluidos entre el purificador del catalizador y la salida en la pared exterior 162. Una segunda línea, no mostrada, proporciona comunicación de fluidos entre el purificador del catalizador y el regenerador del catalizador. Una tercera línea, mostrada en parte mediante la línea de entrada 156, proporciona comunicación de fluidos entre el regenerador del catalizador y la entrada en la pared exterior 160. Un dispositivo de control de flujo, no mostrado, se coloca opcionalmente en la primera línea para controlar el flujo de catalizador entre la pared exterior 160 y el purificador del catalizador. Adicional o alternativamente, se coloca en la segunda línea un dispositivo de control de flujo, no mostrado en la figura, para controlar el flujo del catalizador entre el purificador del catalizador y el regenerador del catalizador. Adicional o alternativamente, se coloca en la tercera línea un dispositivo de control de flujo, no mostrado en la figura, para controlar el flujo del catalizador entre el regenerador del catalizador y la pared exterior 160. Los dispositivos de control de flujo pueden ser de cualquiera de los tipos de dispositivos de control de flujo que se usan actualmente en la técnica para controlar el flujo del catalizador a través de líneas de transferencia de catalizadores. Entre los dispositivos útiles de control de flujo se incluyen válvulas de bola, válvulas obturadoras y válvulas de compuerta. Opcionalmente, el purificador del catalizador está separado del regenerador del catalizador o está integrado con él. La tercera línea puede devolver catalizador a cualquier parte del HCA 110. Por ejemplo, en distintas realizaciones, el catalizador se devuelve a la zona de separación 124, como se muestra en la figura 1, al retorno de catalizador 130, a la zona de

ES 2 293 010 T3

retención de catalizador 134, a los brazos 136, directamente al reactor de columna ascendente 114 o a combinaciones de los anteriores.

El equipo 110 mostrado en la figura 1 funciona de la manera siguiente.

5

El equipo 110 se llena con una cantidad apropiada de catalizador adecuado para llevar a cabo la reacción de conversión de hidrocarburos deseada. El catalizador debería ser de un tipo que sea fluidizable. Al menos una parte del catalizador se retiene en el retorno de catalizador 130 y en la zona de retención del catalizador 134. El catalizador se fluidifica en el retorno de catalizador 130 y en la zona de retención del catalizador 134 por medio de un agente fluidizante, el cual se proporciona al equipo de conversión de hidrocarburos 110 a través de los conductos de los distribuidores de agente fluidizante 132. Entre los agentes fluidizantes útiles se incluyen los siguientes, si bien las posibilidades no se limitan a ellos: gases inertes, nitrógeno, vapor de agua, dióxido de carbono, hidrocarburos y aire. La elección del agente fluidizante depende del tipo de reacción de conversión que se esté llevando a cabo en el HCA 110. Es deseable que el agente fluidizante sea no reactivo, p. ej. inerte, en la reacción que se esté llevando a cabo en el HCA 110. En otros términos, es conveniente que el agente fluidizante no intervenga en el proceso de conversión de hidrocarburos que se esté llevando a cabo en el HCA 110 más que para fluidificar el catalizador fluidificable.

10

15

Una vez que el catalizador ha alcanzado un estado fluidificado aceptable, se introduce en el HCA 110 una corriente de alimentación a través del distribuidor de alimentación 154. La corriente de alimentación entra en el cuerpo del distribuidor de alimentación 154, pasa a través de los cuellos 152 del distribuidor de la corriente de alimentación 154 y sale a través de las cabezas 112 del distribuidor de la corriente de alimentación 154. La corriente de alimentación se distribuye a cada uno de los reactores de columna ascendente 114 a través de sus primeros extremos 116. Convenientemente, la corriente de alimentación se proporciona en chorros o corrientes sustancialmente iguales a cada reactor de columna ascendente 114. Mediante "sustancialmente igual" se quiere decir que el flujo de alimentación proporcionado a cada reactor de corriente ascendente 114 a través del distribuidor de corriente de alimentación 154 varía no más del 25% en caudal volumétrico y varía no más del 25% en porcentaje de masa para cada componente de la corriente de alimentación, de un reactor de columna ascendente a otro reactor de columna ascendente. Más convenientemente, el flujo de alimentación proporcionado a cada reactor de columna ascendente 114 a través del distribuidor de corriente de alimentación 154 varía no más del 10% en caudal volumétrico y varía no más del 10% en porcentaje de masa para cada componente de la corriente de alimentación, de un reactor de columna ascendente a otro reactor de columna ascendente. Lo más deseable es que el flujo de alimentación proporcionado a cada reactor de columna ascendente 114 a través del distribuidor de corriente de alimentación 154 varíe no más del 1% en caudal volumétrico y varíe no más del 1% en porcentaje de masa para cada componente de la corriente de alimentación, de un reactor de columna ascendente a otro reactor de columna ascendente.

20

25

30

35

40

45

50

55

60

65

70

75

80

85

90

95

100

105

110

115

120

125

130

135

140

145

150

155

160

165

170

175

180

185

190

195

200

205

210

215

220

225

230

235

240

245

250

255

260

265

270

275

280

285

290

Una diferencia de presiones creada por la velocidad de la corriente de alimentación al entrar a los primeros extremos 116 de los reactores de columna ascendente 114 y la presión de la altura del catalizador fluidizable en el retorno o retornos del catalizador 130 y en la zona de retención del catalizador 134 provoca que el catalizador sea aspirado hacia el interior de los primeros extremos 116 de los reactores de columna ascendente 114. El catalizador es transportado a través de los reactores de columna ascendente 114 bajo principios bien conocidos, en los cuales la energía cinética de un fluido, en este caso la corriente de alimentación, se utiliza para mover otro fluido, en este caso el catalizador fluidizado. El catalizador y la corriente de alimentación se desplazan desde los primeros extremos 116 hasta los segundos extremos 118 de los reactores de columna ascendente 114. Como el catalizador y la corriente de alimentación se desplazan a través de los reactores de columna ascendente 114, la reacción de conversión de hidrocarburos tiene lugar y se produce un producto de conversión. Los flujos de catalizador a los reactores de columna ascendente 114 están controlados mediante los dispositivos de control de flujo 144.

Diseñando el equipo de conversión de hidrocarburos 110 con estas características, cada reactor de corriente ascendente 114 funciona de una forma sustancialmente idéntica. Con esta invención, es conveniente mantener las tasas de alimentación de la corriente de alimentación y las tasas de alimentación del catalizador a los mismos valores en cada uno de los reactores de corriente ascendente 114. De esta forma, la conversión de la corriente de alimentación y la selectividad para dar los productos deseados serán sustancialmente idénticas y pueden funcionar en condiciones operacionales óptimas.

El producto o los productos de conversión, la corriente de alimentación sin reaccionar, si existe, y el catalizador salen de los reactores de columna ascendente 114 a través de sus segundos extremos 118 y entran a la pieza desviadora 120. La pieza desviadora es, preferentemente, una tubería curva, un tubo acodado u otro dispositivo de conducto adaptado para recibir catalizador, productos y corriente de alimentación sin reaccionar, si existe, que sale del reactor de corriente ascendente 114 a través de su segundo extremo 118. La pieza desviadora 120 desvía el flujo del catalizador, los productos y la corriente de alimentación que no ha reaccionado desde el segundo extremo del reactor de columna ascendente 114 hacia la entrada 122 en la pared o paredes laterales de la zona de separación 124. El producto o productos de conversión, la corriente de alimentación que no ha reaccionado, si existe, y el catalizador entran luego en la zona de separación 124 de la pared exterior 160. En la zona de separación 124, el producto de conversión y la corriente de alimentación que no ha reaccionado, si existe, se separan del catalizador mediante unos dispositivos de separación 126, tal como separadores ciclónicos, filtros, pantallas, dispositivos de choque, placas, conos, otros dispositivos que podrían separar el catalizador del producto de la reacción de conversión y combinaciones de ellos. Convenientemente, como se muestra en la figura 1, el producto de conversión y la corriente de alimentación que no ha reaccionado, si existe, se separan mediante una serie de separadores ciclónicos. Una vez que el catalizador se ha

ES 2 293 010 T3

separado del producto de conversión y de la corriente de alimentación que no ha reaccionado, si existe, los productos de conversión y la corriente de alimentación sin reaccionar, si existe, se eliminan desde la pared exterior 160 a través de la línea de salida de producto 138 para procesados adicionales tales como separación y purificación.

5 El conducto o conductos de salida de productos 176 desde el dispositivo o dispositivos de separación 126 se unen abiertamente a una pared de una cámara con sobrepresión (plenum) 172. El volumen 174 de la zona de sobrepresión está definido dentro de las fronteras de la pared del plenum 172 según se une a la sección de la pared exterior 160 que define la parte superior de la zona de separación 124. La pared de la cámara con sobrepresión 172 y el volumen de la misma 174 se proporcionan para recoger el producto de reacción y la posible corriente de alimentación sin reaccionar
10 que salen de los dispositivos de separación 126 a través del conducto o conductos de salida de productos 176 y dirigen el material a la línea de salida de producto 138. La línea de salida de producto 138 está unida abiertamente a la zona de separación 124 en la vecindad del volumen del plenum 174 y se proporciona para transportar el producto de la reacción y la posible materia de la corriente de alimentación sin reaccionar fuera del equipo. Tales diseños de plenum son particularmente útiles en realizaciones en las que se utiliza un gran número de dispositivos de separación, según se describe por ejemplo en las figuras 1 y 2. Como se muestra, los conductos de salida de producto 176 de los dispositivos
15 de separación 126 están unidos abiertamente a la pared exterior del plenum 172 y se puede usar una línea de salida de producto secundaria, única 138 para transportar el producto fuera del equipo de conversión de hidrocarburos.

El catalizador, tras ser separado de los productos y de la corriente de alimentación sin reaccionar, se desplaza
20 desde la pared exterior 160 al retorno de catalizador 130 y a la zona de retención de catalizador 134. El catalizador sale de la pared 160 a través del primer extremo 140 del retorno de catalizador 130 y se desplaza a través de éste al segundo extremo 142 del retorno de catalizador 130, desde el cual el catalizador se desplaza a la zona de retención de catalizador opcional 134. Si se desea, el flujo de catalizador a través de los retornos de catalizador 130 se controla mediante los dispositivos de control de flujo 144. Si se emplean los dispositivos de control de flujo 144, se mantiene
25 una altura de catalizador fluidizable por encima de cada dispositivo de control de flujo 144 en el retorno de catalizador 130 para permitir que el dispositivo de control de flujo 144 funcione adecuadamente.

Según se ha descrito anteriormente en el texto, si es necesario o así se desea, al menos una parte del catalizador se circula al equipo de regeneración de catalizador. El catalizador que se va a regenerar se elimina de la pared exterior 160
30 a través de la salida y de la línea de salida 146 y se transporta, si se desea, al purificador del catalizador. Opcionalmente, el flujo de catalizador entre el equipo de conversión de hidrocarburos 110 y el purificador de catalizador se controla mediante un dispositivo de control de flujo, no mostrado. En el purificador del catalizador, el catalizador se purifica de la mayoría de los materiales orgánicos eliminables fácilmente. Los procedimientos de purificación y las condiciones para los procedimientos de conversión de hidrocarburos concretos están dentro del ámbito del conocimiento de las personas adiestradas y conocedoras de la técnica. El catalizador purificado se transfiere desde el purificador de catalizador al regenerador del catalizador a través de una segunda línea, no mostrada. Opcionalmente, el flujo de catalizador
35 a través de la segunda línea se controla mediante uno o más dispositivos de control de flujo. En el regenerador del catalizador, se eliminan del catalizador, al menos parcialmente, depósitos carbonáceos formados sobre el mismo durante una reacción de conversión de hidrocarburos. Luego, el catalizador regenerado se transfiere a la pared exterior 160 del equipo de conversión de hidrocarburos 110 a través de una tercera línea. Opcionalmente, el flujo de catalizador a través de la tercera línea se controla mediante uno o más dispositivos de control de flujo. Típicamente, se proporciona un gas de transporte a la tercera línea para facilitar la transferencia del catalizador desde el regenerador del catalizador al equipo de conversión de hidrocarburos 110. El catalizador se devuelve a la pared exterior 160 a través de la entrada
40 156.

La figura 2 ilustra un equipo de conversión de hidrocarburos similar al mostrado en la figura 1 que tiene una zona de reposo 204 para facilitar la eliminación del catalizador. En esta realización, el retorno de catalizador 130 incluye una ampliación de la pared 202, que se extiende hacia arriba en el segundo extremo 128 de la pared exterior 160 y una parte en forma de chimenea 208. La ampliación de pared 202 y la parte en forma de chimenea 208 definen una zona
50 de reposo 204 en la cual se retiene una parte del catalizador antes de eliminarlo de la pared exterior 160 a través de la salida 146. Puesto que el catalizador se acumula en la zona de reposo 204 hasta el borde de la ampliación de la pared 202, el exceso de catalizador se derramará fuera de la zona de reposo 204 y en el retorno de catalizador 130.

La figura 2 ilustra también una realización de la presente invención en la cual los primeros extremos 168 de los brazos 136 actúan como zona de retención del catalizador. En esta realización, opcionalmente, un gran número de brazos 136 se encuentran en un vértice 206 mejor que en una zona de retención 134 del catalizador separada y definida, ilustrada en la figura 1. En la realización mostrada en la figura 2, el flujo de catalizador a los reactores de columna ascendente 114 está controlado mediante dispositivos de control de flujo 144, descritos anteriormente en el texto. Opcionalmente se proporciona un distribuidor de agente fluidizante en el vértice 210 contiguo al vértice 206
60 para facilitar el flujo del catalizador a los brazos 136, como se muestra en la figura 2. Se notará que el HCA de la figura 2 funciona de una forma similar al HCA descrito anteriormente en el texto, con respecto a la figura 1.

Realizaciones representativas de posibles configuraciones de reactores de columna ascendente y de zonas de separación de acuerdo con la presente invención se muestran mediante vistas superiores en las figuras 3A, 3B y 3C. Aunque cada una de esas figuras mencionadas ilustra un HCA 110 que tiene cuatro reactores de columna ascendente 114, debe comprenderse que esas configuraciones podrían modificarse para proporcionar dos, tres, cuatro, cinco, seis o incluso más de seis reactores de columna ascendente orientados de manera similar alrededor de la zona de separación
65 124.

ES 2 293 010 T3

La figura 3A muestra una posible configuración para los reactores de columna ascendente 114, para el HCA 110 mostrado en la figura 1. Como se muestra en la figura 3A, los reactores de columna ascendente 114 están orientados externamente y contiguos a la zona de separación 124 definida por la superficie exterior 160. Cada reactor de columna ascendente 114 está acoplado a una pieza desviadora 120, la cual está adaptada para desviar el flujo de catalizador, producto y corriente de alimentación sin reaccionar, si existe, desde la parte superior de los reactores de columna ascendente 114 hacia una entrada 122 en la pared lateral de la superficie exterior 160 que define la zona de separación 124. Cada una de las piezas de desviación 120 desvía el flujo de catalizador, producto y corriente de alimentación sin reaccionar, si existe, desde la parte superior de los reactores de corriente ascendente 114 hacia la zona de separación 124, preferentemente hacia el eje longitudinal 166 (o línea centroidal), como se muestra en la figura 1, de la zona de separación 124. Opcionalmente, cada pieza desviadora es una pieza tubular curvada en forma de arco en un único plano, que pasa preferentemente a través del eje longitudinal 166 (o línea centroidal) de la zona de separación 124 y del eje longitudinal 158 (o línea centroidal) del reactor de columna ascendente 114, como se muestra en la figura 1. El flujo de material desde la parte superior de los reactores de columna ascendente 114 se ilustra mediante la flecha 300, que, preferentemente, está orientada perpendicularmente a una línea tangente imaginaria a la superficie exterior cilíndrica de la superficie exterior 160 que define la zona de separación 124 contigua al centro de la entrada 122. Si la superficie exterior y la zona de separación no están orientadas en un cilindro, el flujo de material está orientado preferentemente de manera sustancialmente perpendicular a la superficie de la pared exterior 160 contigua a la entrada 122. En esta realización, el catalizador, el producto y cualquier corriente de alimentación sin reaccionar de reactores de columna ascendente situados en lados opuestos de la zona de separación 124 pueden colisionar entre sí o, más adecuadamente, con dispositivos de separación 126, mostrados en la figura 1, facilitando de esta forma la mezcla de estos componentes y proporcionando un aumento en el tiempo de reacción para la reacción de conversión de hidrocarburos, la cual puede continuar teniendo lugar dentro de la zona de separación 124.

La figura 3B muestra otra realización de la presente invención en la que la separación de los productos de la reacción de conversión de hidrocarburos del catalizador está facilitada por la formación de un ciclón dentro de la zona de separación. En esta realización, el ciclón se forma por el flujo del material que entra en la zona de separación a velocidades del gas superficial relativamente altas desde los reactores de columna ascendente a través de piezas desviadoras en forma de arco. Como se muestra en la figura 3B, los reactores de columna ascendente 310 están orientados externamente y contiguos a la zona de separación 124 definida por la superficie exterior 160. Cada reactor de columna ascendente 310 está acoplado a una pieza desviadora en forma de arco 306, la cual está adaptada para desviar el flujo de catalizador, producto y corriente de alimentación sin reaccionar, si existe, desde la parte superior de los reactores de columna ascendente 310 hacia la zona de separación 124. Opcionalmente, cada pieza desviadora 306 es una pieza tubular curvada en forma de arco sobre un gran número de planos. El flujo de material desde la parte superior de los reactores de columna ascendente 310 se ilustra mediante la flecha 302, la cual está orientada preferentemente en ángulo oblicuo, esto es, no perpendicular, a una línea tangente imaginaria a la superficie exterior cilíndrica de la pared 160 que define la zona de separación 124 en la entrada 314. De acuerdo con ello, cada entrada 314 está desplazada con respecto a su respectivo reactor de columna ascendente 310. Cada una de las piezas desviadoras en forma de arco 306 desvía el flujo del catalizador, del producto y de la corriente de alimentación sin reaccionar, si existe, ilustrado por la flecha 302, desde la parte superior de los reactores de columna ascendente 310 hacia una región periférica de la zona de separación 124 a través de la entrada 314. "Región periférica" significa una región de la zona de separación 124 distinta de la región definida por el eje longitudinal 166, mostrado en la figura 1, o la región central de ella. Preferentemente, cada pieza desviadora en forma de arco 306 dirige el flujo desde su respectivo reactor de corriente ascendente 310 hasta una región periférica de la zona de separación respectiva situada similarmente. Dirigiendo el catalizador, el producto y la corriente de alimentación sin reaccionar a regiones periféricas respectivas del reactor situadas similarmente, se forma un ciclón dentro de la zona de separación 124. La formación de un ciclón facilita la separación del catalizador de forma similar a las unidades de separación tipo ciclón convencional, ilustradas como dispositivos de separación 126 en las figuras 1 y 2. Formando un ciclón dentro de la zona de separación, se puede disminuir ventajosamente el número de dispositivos de separación 126 dentro de la zona de separación 124, consiguiendo a la vez una separación del catalizador similar o mejor que en el caso de los HCA convencionales.

La figura 3C muestra otra realización de la presente invención en la que la separación de los productos de la reacción de conversión de hidrocarburos está facilitada, como en la figura 3B, por la formación de un ciclón dentro de la unidad de separación. El ciclón se forma por el flujo de material que entra en la zona de separación 124 a velocidades del gas superficial relativamente altas desde los reactores de columna ascendente a través de las piezas desviadoras 308. Como se muestra en la figura 3C, los reactores de columna ascendente 312 están orientados externamente y contiguos a la zona de separación 124 definida por la superficie exterior 160. Adicionalmente los reactores de columna ascendente 312 están desplazados hacia un lado del reactor respecto de las realizaciones ilustradas en las figuras 3A y 3B. Cada reactor de columna ascendente 312 está acoplado a una pieza desviadora 308, la cual está adaptada para desviar el flujo de catalizador, producto y corriente de alimentación sin reaccionar, si existe, desde la parte superior de los reactores de columna ascendente 312 hacia la zona de separación 124. Opcionalmente, cada pieza desviadora 308 es una pieza tubular curvada sobre un único plano, que es preferentemente paralela a un segundo plano que pasa a través del eje de la zona de separación 124. El flujo del material desde la parte superior de los reactores de columna ascendente 312 está ilustrado mediante la flecha 304, la cual está orientada preferentemente en ángulo oblicuo, esto es, no perpendicular, a una línea tangente imaginaria a la superficie exterior cilíndrica de la superficie exterior 160 que define la zona de separación 124 en la entrada 316. Cada uno de las piezas desviadoras 308 desvía el flujo de catalizador, de producto y de corriente de alimentación sin reaccionar, si existe, ilustrado mediante la flecha 304, desde la parte superior de los reactores de columna ascendente 312 hacia una región periférica de la zona de separación 124. Preferentemente, cada pieza desviadora dirige el flujo desde su respectivo reactor de columna ascendente 312 a una respectiva región periférica de la

zona de separación 124 situada de manera similar. Dirigiendo el catalizador, el producto y la corriente de alimentación sin reaccionar a regiones periféricas respectivas del reactor situadas similarmente, se forma un ciclón dentro de la zona de separación 124.

5 Aunque las figuras 1-3 ilustran HCA que tienen piezas desviadoras formadas a partir de piezas tubulares, se puede formar una o más de las piezas desviadoras como un codo, tal y como se ilustra en la figura 4. En esta realización, cada reactor de columna ascendente 402 está en comunicación de fluidos con una pieza desviadora en forma de codo, designada globalmente como 400, la cual incluye una placa de contacto 408, una región de contacto con el catalizador 412 y una pieza de entrega 404. Después de que el catalizador, el producto y la corriente de alimentación sin reaccionar,
10 si existe, se hayan desplazado hacia arriba por el reactor de columna ascendente 402, entran en la región de contacto del catalizador 412. Una parte del catalizador colisiona a velocidades superficiales del gas relativamente altas con la superficie interior 410 de la placa de contacto 408. Idealmente, la velocidad superficial del gas es suficientemente alta de tal forma que una cantidad de catalizador es retenida temporalmente en la región de contacto del catalizador 412. A medida que más catalizador fluye hacia arriba por el reactor de columna ascendente, 402, el catalizador se pone en
15 contacto con el catalizador retenido en la región de contacto del catalizador 412 y es desviado de este modo a la pieza de entrega 404. La pieza de entrega 404 está adaptada para recibir catalizador, producto y corriente de alimentación sin reaccionar, si existe, desde la región de contacto del catalizador 412 y para dirigir el catalizador, el producto o la materia prima de alimentación sin reaccionar hacia la entrada 414 formada en la superficie exterior 160. La pieza de entrega 404 está formada opcionalmente por una tubería o pieza tubular o tiene cualquier otra forma adecuada para
20 entregar catalizador, producto y materia prima de alimentación sin reaccionar, si existe, desde la región de contacto del catalizador 412 a la entrada 414. Poniendo en contacto las partículas de catalizador retenidas en la región de contacto del catalizador 412, mejor que en una pared de la pieza desviadora, se minimiza ventajosamente la corrosión en la pieza desviadora 400. El ángulo formado por el eje longitudinal del reactor de columna ascendente 402 y el eje de la pieza de entrega 404 es preferentemente de aproximadamente 90 grados, aunque son posibles otros ángulos.

25 Como se muestra en las figuras 1 y 2, la pieza desviadora 120 dirige el catalizador, el producto y la corriente de alimentación sin reaccionar, si existe, desde el reactor de columna ascendente 114 a una entrada 122 en la pared lateral de la superficie exterior 160 que define la zona de separación 124. Esto es, el catalizador, el producto y la corriente de alimentación sin reaccionar se introducen directamente en la zona de separación 124. Una primera parte
30 del catalizador, del producto y de la corriente de alimentación sin reaccionar entran por una entrada a uno o más de los dispositivos de separación 126 en los que se separa el catalizador y el producto, por ejemplo por centrifugación. Una segunda parte del catalizador cae en el retorno de catalizador 130 sin ser procesado en los dispositivos de separación 126.

35 La figura 5 ilustra otra realización de la presente invención, designada de manera general mediante el número 500, en la cual todo el material que procede de la pieza desviadora se envía directamente a uno o más dispositivos de separación 506 asegurando de este modo una separación eficaz del catalizador del producto de la reacción de conversión de hidrocarburos. Esto es, uno o más reactores de columna ascendente 504 están estrechamente acoplados a un dispositivo de separación 508 dentro de la zona de separación 124 o sin ella. Como se muestra en la figura 5,
40 el reactor de columna ascendente 504 está en comunicación de fluidos con una pieza desviadora 502, la cual dirige el catalizador, el producto y la corriente de alimentación sin reaccionar, si existe, a través de la superficie exterior 160, que define la zona de separación 124. Sin embargo, a diferencia de las realizaciones descritas previamente en el texto, la pieza desviadora 502 se extiende opcionalmente dentro de la zona de separación 124 y dirige el catalizador, el producto y la corriente de alimentación sin reaccionar, si existe, a la entrada 508 sobre el dispositivo de separación 506.
45 Aunque la figura 5 ilustra la pieza desviadora 502 en comunicación de fluidos con dos separadores ciclónicos en serie, se puede instalar en esta realización cualquier tipo de los separadores de catalizador descritos anteriormente en el texto. En el dispositivo de separación 506, el catalizador se separa eficazmente del producto de la reacción de conversión de hidrocarburos. Opcionalmente, cada combinación de reactor de columna ascendente respectivo y pieza desviadora está equipada con su propio dispositivo de separación. De manera alternativa, una gran cantidad de piezas desviadoras
50 de una gran cantidad de reactores de columna ascendente asociados pueden dirigir el catalizador, el producto y la corriente de alimentación sin reaccionar, si existe, a un único dispositivo de separación. Opcionalmente, debido a que el reactor de columna ascendente de esta realización está estrechamente acoplado a uno o más dispositivos de separación, el dispositivo de separación puede ser exterior a la zona de separación 124. Si el dispositivo de separación es exterior a la zona de separación, entonces la zona de separación puede tener un tamaño reducido ventajosamente.
55 Adicionalmente, se pueden incorporar más ciclones en la presente invención, si están orientados externamente a la zona de separación, sin tener que aumentar el tamaño de la zona de separación.

Aunque los reactores de columna ascendente y los retornos de catalizador se muestran en las diversas figuras con una sección transversal circular, los reactores de columna ascendente y los retornos de catalizador pueden tener cual-
60 quier sección transversal que pudiera facilitar el funcionamiento del equipo de conversión de hidrocarburos. Otras secciones transversales útiles para los reactores de columna ascendente y los retornos de catalizador son secciones transversales elípticas, poligonales y secciones transversales de secciones de elipses y polígonos. Secciones transversales convenientes para los reactores de columna ascendente y los retornos de catalizador son círculos y polígonos regulares con lados de longitudes iguales. Mediante "regular" se quiere decir que la forma de la sección transversal
65 no tiene segmentos de línea con vértices, dentro de las fronteras de la forma, que tiene ángulos mayores de 180°. Las secciones transversales más convenientes son círculos y triángulos, cuadrados y hexágonos, con lados de longitudes iguales. Los medios de determinar las áreas transversales para cualquier forma de sección transversal se basan en principios geométricos ampliamente establecidos bien conocidos por las personas adiestradas en la técnica. Similarmente,

ES 2 293 010 T3

las secciones transversales convenientes para las zonas de separación son círculos y polígonos regulares con lados de longitudes iguales. Las secciones transversales más convenientes son círculos y triángulos, cuadrados y hexágonos, con lados de longitudes iguales.

5 Si bien las posiciones de los reactores de columna ascendente respecto de la zona de separación se muestran en las figuras como equidistantes y simétricas, dentro del alcance de la presente invención se incluyen configuraciones alternativas. Por ejemplo, los reactores de columna ascendente se pueden colocar a un lado de la zona de separación en una disposición semiesférica. Como otro ejemplo, cuando la zona de separación tiene una sección transversal circular o aproximadamente circular, los reactores de columna ascendente se pueden colocar en una línea a lo largo del diámetro
10 de la zona de separación. Cualquier persona adiestrada en la técnica se dará cuenta de que se puede utilizar en la presente invención una amplia variedad de configuraciones de los reactores de columna ascendente respecto de la zona de separación.

15 El equipo de conversión de hidrocarburos de la presente invención es útil para llevar a cabo la mayoría de los procesos de conversión de hidrocarburos en los cuales se emplea un catalizador fluidizado. Entre las reacciones típicas se incluyen, por ejemplo, reacciones de interconversión de olefinas, reacciones de conversión de oxigenados a olefinas, reacciones de conversión de oxigenados a gasolina, formulación de anhídrido maleico, síntesis de metanol en fase de vapor, formulación de anhídrido ftálico, reacciones de Fischer Tropsch y formulación de acrilonitrilo.

20 El equipo de conversión de hidrocarburos de la presente invención es especialmente adecuado para llevar a cabo una reacción de conversión de oxigenados a olefinas. En una reacción de conversión de oxigenados a olefinas, se convierte un oxigenado en una olefina poniendo en contacto una corriente de alimentación de oxigenados con un catalizador en condiciones suficientes para convertir el oxigenado en una olefina.

25 El proceso para convertir oxigenados en olefinas ligeras emplea una corriente de alimentación que incluye un oxigenado. Según se usa en este documento, el término "oxigenado" se define para incluir, si bien no se limita solo a ellos, compuestos hidrocarbonados que contienen oxígeno tales como los siguientes: alcoholes alifáticos, éteres, compuestos carbonílicos (aldehídos, cetonas, ácidos carboxílicos, carbonatos y similares) y mezclas de ellos. Convenientemente, la parte alifática debería estar contenida en el intervalo de aproximadamente 1 a 10 átomos de carbono
30 y más convenientemente, en el intervalo de aproximadamente 1 a 4 átomos de carbono. Entre los oxigenados representativos se incluyen, si bien la relación no se limita a ellos, alcoholes alifáticos de cadena recta o ramificada de bajo peso molecular y sus equivalentes insaturados. Ejemplos de oxigenados adecuados son, si bien la relación no se limita a ellos: metanol, etanol, n-propanol, isopropanol, alcoholes de 4 a 10 átomos de carbono, metiletiléter, dimetiléter, dietiléter, di-isopropiléter, formiato de metilo, formaldehído, carbonato de dimetilo, carbonato de metiletilo, acetona y mezclas de ellos. Convenientemente, el oxigenado que se usa en la reacción de conversión se escoge en el grupo que consiste en: metanol, dimetiléter y sus mezclas. Más convenientemente, el oxigenado es metanol. La carga total de corriente de alimentación de los reactores de columna ascendente puede contener componentes adicionales, tales como diluyentes.

40 Se pueden alimentar a los reactores de columna ascendente uno o más diluyentes con los oxigenados, de tal forma que la mezcla total de alimentación comprende un diluyente en un intervalo de 1% molar a 99% molar. Entre los diluyentes que se pueden emplear en el proceso se incluyen, aunque las posibilidades no se limitan necesariamente a ellos: helio, argón, nitrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono, hidrógeno, agua, parafinas, otros hidrocarburos (como metano), compuestos aromáticos y mezclas de ellos. Entre los diluyentes convenientes se incluyen agua
45 y nitrógeno, si bien las posibilidades no se limitan necesariamente a ellos.

Una parte de la corriente de alimentación se puede proporcionar al reactor en forma líquida. Cuando se proporciona una parte de la corriente de alimentación al reactor de forma líquida, la parte líquida de la corriente de alimentación puede ser bien un oxigenado, o bien un diluyente o una mezcla de ambos. La parte líquida de la alimentación se puede
50 inyectar directamente en los reactores de columna ascendente individuales o bien arrastrada o transportada de otra manera a los reactores de columna ascendente por la parte en forma de vapor de la corriente de alimentación o por un vehículo o portador adecuado gas/diluyente. Proporcionando una parte de la corriente de alimentación (oxigenado y/o diluyente) en fase líquida, se puede controlar la temperatura de los reactores de columna ascendente. El calor de reacción de la reacción exotérmica de conversión del oxigenado es absorbido parcialmente por el proceso endotérmico de vaporización de la parte líquida de la corriente de alimentación. Un posible procedimiento de controlar la temperatura en el reactor es controlar la proporción de corriente de alimentación líquida a corriente de alimentación de vapor
55 alimentada al reactor, en particular en los reactores de columna ascendente.

La cantidad de corriente de alimentación proporcionada en forma líquida, ya sea alimentada junto con la corriente de alimentación en forma de vapor, o separadamente de ella, varía de 0,1% en peso a 85% en peso del contenido total de oxigenado más diluyente en la corriente de alimentación. Más convenientemente, el intervalo varía de 1% en peso a 75% en peso de la corriente de alimentación total de oxigenado más diluyente, siendo lo más deseable el intervalo de 5% en peso a 65% en peso. Las partes líquida y en forma de vapor de la corriente de alimentación pueden tener la misma composición o pueden contener proporciones diversas del mismo o de diferentes oxigenados
65 y del mismo o de distintos diluyentes. Un diluyente líquido especialmente eficaz es el agua, debido a su calor de vaporización relativamente alto, lo cual permite un gran impacto en la diferencia de temperatura en el reactor con un caudal relativamente pequeño. Otros diluyentes útiles se describen previamente en el texto. La selección adecuada de la temperatura y de la presión de cualquier oxigenado y/o diluyente adecuado que se alimente al reactor asegurará al

ES 2 293 010 T3

menos que una parte esté en fase líquida cuando entre al reactor y/o cuando se ponga en contacto con el catalizador o con la parte en forma de vapor de la corriente de alimentación y/o del diluyente.

5 Opcionalmente, la fracción líquida de la corriente de alimentación se puede dividir en partes y se puede introducir en los reactores de columna ascendente en muchas ubicaciones diferentes a lo largo de toda la longitud de los reactores de columna ascendente. Esto se puede hacer bien con la corriente de alimentación de oxigenados, con el diluyente o con ambos. Típicamente se realiza con la parte del diluyente de la corriente de alimentación. Otra opción es proporcionar una boquilla, la cual introduce la fracción líquida total de la corriente de alimentación en los reactores de columna ascendente de una manera tal que forma gotitas líquidas con una distribución de tamaños apropiada, las cuales, cuando se arrastran con el gas y los sólidos introducidos a los reactores de columna ascendente, se vaporizan gradualmente a lo largo de la longitud de los reactores de columna ascendente. Para controlar mejor la diferencia de temperaturas en los reactores de columna ascendente se puede usar cualquiera de estos montajes o una combinación de ellos. El medio de introducir una gran cantidad de puntos de corriente de alimentación líquida en un reactor o de diseñar una boquilla de alimentación de líquidos para controlar la distribución de tamaños de las gotitas se conoce bien en la técnica y no se discute en este documento.

20 El catalizador adecuado para catalizar una reacción de conversión de oxigenados a olefinas incluye un tamiz molecular y mezclas de tamices moleculares. Los tamices moleculares pueden ser zeolíticos (zeolitas) o no zeolíticos (no zeolitas). También se pueden formar catalizadores útiles a partir de mezclas de tamices moleculares zeolíticos y no zeolíticos. Convenientemente, el catalizador incluye un tamiz molecular no zeolítico. Los tamices moleculares convenientes para usar en una reacción de conversión de oxigenados a olefinas incluyen los tamices moleculares de poro "mediano" y "pequeño". Los tamices moleculares de "poro pequeño" se definen como tamices moleculares con poros que tienen un diámetro de menos de aproximadamente 5,0 Angstroms. Los tamices moleculares de "poro mediano" se definen como tamices moleculares con poros que tienen un diámetro de aproximadamente 5,0 a aproximadamente 25 10,0 Angstrom.

Entre los tamices moleculares útiles se incluyen: mordenita, chabazita, erionita, ZSM-5, ZSM-34, ZSM-48 y sus mezclas, si bien las posibilidades no se limitan a ellos. Los métodos para producir estos tamices moleculares se conocen en la técnica y no es necesario tratarlos en este texto. Tipos estructurales de tamices moleculares de poro pequeño que son adecuados para usar en esta invención son: AEI, AFT, APC, ATN, ATT, ATV, AWW, BIK, CAS, 30 CHA, CHI, DAC, DDR, EDI, ERI, GOO, KFI, LEV, LOV, LTA, MON, PAU, PHI, RHO, ROG, THO y formas sustituidas de ellos. Tipos estructurales de tamices moleculares de poro mediano que son adecuados para usar en esta invención son MFI, MEL, MTW, EUO, MTT, HEU, FER, AFO, AEL, TON y formas sustituidas de ellos.

35 Los silicoaluminofosfatos (SAPO por sus siglas en inglés) constituyen un grupo de tamices moleculares no zeolíticos que son útiles en una reacción de conversión de oxigenados a olefinas. Los SAPO comprenden una estructura marco general cristalina microporosa tridimensional de unidades tetraédricas $[\text{SiO}_2]$, $[\text{AlO}_2]$ y $[\text{PO}_2]$. La forma en que el silicio se incorpora a la estructura se determina mediante RMN ^{29}Si MAS; véase Blackwell y Patton, J. Phys. Chem., 92, 3965 (1988). Los tamices moleculares SAPO convenientes mostrarán uno o más picos en el RMN ^{29}Si 40 MAS con un desplazamiento químico (Si) en el intervalo de -88 a -96 ppm y con un área de pico combinada en el intervalo de al menos 20% del área de pico total de todos los picos con un desplazamiento químico (Si) en el intervalo de -88 ppm a -115 ppm, donde los desplazamientos químicos (Si) se refieren a tetrametilsilano (TMS) externo.

Es conveniente que el tamiz molecular de silicoaluminofosfato usado en un procedimiento tal tenga una relación Si/A12 relativamente baja. En general, cuanto más baja es la proporción Si/A12, menos saturan los hidrocarburos de 1 a 4 átomos de carbono la selectividad, en particular la selectividad del propano. Una proporción Si/A12 menor de 0,65 es conveniente, siendo preferible una relación Si/A12 no mayor de 0,40 y siendo especialmente preferida una relación Si/A12 no mayor de 0,32.

50 Los tamices moleculares de silicoaluminofosfatos se clasifican generalmente como materiales microporosos que tienen estructuras de anillos de 8, 10 o 12 miembros. Estas estructuras anulares pueden tener un tamaño de poro promedio que varía entre aproximadamente 3,5 y 15 Angstrom. Los preferidos son los tamices moleculares SAPO de poro pequeño que tienen un tamaño de poro promedio que varía entre aproximadamente 3,5 y 5 Angstrom, más preferentemente entre 4,0 y 5,0 Angstrom. Estos tamaños de poro son característicos de tamices moleculares que 55 tienen anillos de 8 miembros.

En general, los tamices moleculares de silicoaluminofosfatos comprenden una estructura molecular de unidades tetraédricas $[\text{SiO}_2]$, $[\text{AlO}_2]$ y $[\text{PO}_2]$ que comparten las esquinas. Este tipo de estructura marco es eficaz para convertir diversos oxigenados en productos olefínicos.

60 Entre los tamices moleculares de silicoaluminofosfatos adecuados para usar en los procesos de conversión de oxigenados a olefinas se incluyen: SAPO-5, SAPO-8, SAPO-11, SAPO-16, SAPO-17, SAPO-18, SAPO-20, SAPO-31, SAPO-34, SAPO-35, SAPO-36, SAPO-37, SAPO-40, SAPO-41, SAPO-42, SAPO-44, SAPO-47, SAPO-56, las formas de ellos que contienen metales y sus mezclas. Los preferidos son SAPO-18, SAPO-34, SAPO-35, SAPO-44 y 65 SAPO-47, especialmente SAPO-18 y SAPO-34, incluyendo las formas de ellos que contienen metales y sus mezclas. Según se usa en este documento, el término mezcla es sinónimo de combinación y se considera una composición de materia que tiene dos o más componentes en proporciones variables, independientemente de su estado físico.

ES 2 293 010 T3

Si se desea, se pueden mezclar con el catalizador de silicoaluminofosfato otros materiales de tamices moleculares que formen olefinas. Existen varios tipos de tamices moleculares, cada uno de los cuales muestra diferentes propiedades. Entre los tipos estructurales de tamices moleculares de poro pequeño que son adecuados para usar en la invención se incluyen: AEL, AFT, APC, ATN, ATT, ATV, AWW, BIK, CAS, CHA, CHI, DAC, DDR, EDI, ERI, GOO, KFI, LEV, LÖV, LTA, MON, PAU, PHI, RHO, ROG, THO y formas sustituidas de ellos. Tipos estructurales de tamices moleculares de poro mediano que son adecuados para usar en esta invención son MFI, MEL, MTW, EUO, MTT, HEU, FER, AFO, AEL, TON y formas sustituidas de ellos. Los tamices moleculares preferidos que se pueden combinar con un catalizador de silicoaluminofosfato son ZSM-5, ZSM-34, erionita y chabazita.

Los SAPO sustituidos forman una clase de tamices moleculares conocidos como "MeAPSO" que son también útiles en la presente invención. Los procedimientos para obtener MeAPSO son conocidos en la técnica. Los SAPO con sustituyentes, tales como los MeAPSO son también adecuados para usar en la presente invención. Entre los sustituyentes adecuados, "Me", se incluyen: níquel, cobalto, manganeso, zinc, titanio, estroncio, magnesio, bario y calcio, si bien las posibilidades no se limitan necesariamente a ellos. Los sustituyentes se pueden incorporar durante la síntesis de los MeAPSO. De manera alternativa, los sustituyentes se pueden incorporar después de la síntesis de los SAPO o MeAPSO utilizando muchos métodos. Entre estos métodos se incluyen: intercambio iónico, humedad incipiente, mezcla en seco, mezcla en húmedo, mezcla mecánica y combinaciones de ellos, si bien las posibilidades no se limitan necesariamente a ellos.

Los MeAPSO convenientes son MeAPSO de poro pequeño que tienen tamaños de poro inferiores a aproximadamente 5 Angstrom. Entre los MeAPSO de poro pequeño se incluyen: NiSAPO-34, CoSAPO-34, NiSAPO-17, CoSAPO-17 y sus mezclas, si bien las posibilidades no se limitan necesariamente a ellos.

Los aluminofosfatos (ALPO) con sustituyentes, conocidos también como "MeAPO", constituyen otro grupo de tamices moleculares que son adecuados para usar en una reacción de conversión de oxigenados a olefinas, siendo los MeAPO convenientes los de poro pequeño. Los procedimientos para obtener MeAPO se conocen en la técnica. Entre los sustituyentes adecuados se incluyen: níquel, cobalto, manganeso, zinc, titanio, estroncio, magnesio, bario y calcio, si bien las posibilidades no se limitan necesariamente a ellos. Los sustituyentes se pueden incorporar durante la síntesis de los MeAPO. De manera alternativa, los sustituyentes se pueden incorporar después de la síntesis de los ALPO o MeAPO utilizando muchos métodos. Entre estos métodos se incluyen: intercambio iónico, humedad incipiente, mezcla en seco, mezcla en húmedo, mezcla mecánica y combinaciones de ellos, si bien las posibilidades no se limitan necesariamente a ellos.

Asimismo, el tamiz molecular se puede incorporar a una composición sólida, preferentemente partículas sólidas, en la cual el tamiz molecular está presente en una cantidad eficaz para catalizar la reacción de conversión deseada. Las partículas sólidas pueden incluir una cantidad eficaz catalíticamente de un tamiz molecular y de un material matriz o aglomerante, preferentemente al menos uno entre un material de relleno y un material aglutinante, para proporcionar una propiedad o varias propiedades convenientes a la composición sólida, por ejemplo, dilución del catalizador conveniente, resistencia mecánica y similares. Tales materiales de matriz o aglomerantes a menudo son porosos por naturaleza en cierta medida y a menudo tienen alguna actividad catalítica no selectiva que fomenta la formación de productos no deseados y puede ser o no eficaz para fomentar la conversión química que se desea. Entre tales materiales de matriz, esto es, materiales de relleno y aglutinantes, se incluyen, por ejemplo, sustancias de origen natural y sintéticas, óxidos metálicos, arcillas, sílices, alúminas, silicoalúminas, silicomagnesias, silicozirconias, silicotorias, silicoberilias, silicotitanias, silicoaluminotorias, silicoaluminozirconias y mezclas de estos materiales.

Preferentemente, la composición de catalizador sólido comprende de 1% a 99%, más preferentemente de 5% a 90% y todavía más preferentemente de 10% a 80% en peso de tamiz molecular y una cantidad de 1% a 99%, más preferentemente de 5% a 90% y todavía más preferentemente de 10% a 80% en peso del material de matriz o aglomerante.

La preparación de las composiciones de catalizador sólido, esto es, de partículas sólidas, que comprende el tamiz molecular y el material de matriz, es tradicional y bien conocida en la técnica y, en consecuencia, no se describe aquí con detalle.

El catalizador puede contener además aglutinantes, rellenos u otros materiales para proporcionar mejores rendimiento catalítico, resistencia al desgaste, regenerabilidad y otras propiedades convenientes. Convenientemente, el catalizador es fluidizable en las condiciones de reacción. El catalizador debería tener tamaños de partículas entre 20 μm y 3000 μm , convenientemente de 30 μm a 200 μm y más convenientemente de 50 μm a 150 μm . El catalizador se puede someter a diversos tratamientos para conseguir las características físicas y químicas convenientes. Entre tales tratamientos se incluyen: calcinación, molienda, molienda en molino de bolas, trituración, secado por pulverización, tratamiento hidrotérmico, tratamiento con ácidos, tratamiento con bases y combinaciones de ellos, si bien las posibilidades no se limitan necesariamente a ellos.

Convenientemente, en una reacción de conversión de oxigenados a olefinas que se lleva a cabo en el equipo de conversión de hidrocarburos de la presente invención se utiliza una velocidad superficial de gas en los reactores de columna ascendente mayor de 1 metro por segundo (m/s). Tal y como se usa en esta descripción y en las reivindicaciones, el término "velocidad superficial del gas" se define como la medida del caudal volumétrico de materia prima de alimentación vaporizada y de cualquier diluyente, dividida por el área de la sección transversal del reactor. Debido

ES 2 293 010 T3

a que el oxigenado se convierte en un producto que incluye una olefina ligera mientras que fluye a través del reactor, la velocidad superficial del gas puede variar en diferentes ubicaciones dentro del reactor, dependiendo del número total de moles de gas presentes y de la sección transversal de una determinada ubicación en el reactor, de la temperatura, de la presión y de otros parámetros de la reacción pertinentes. La velocidad superficial del gas, incluyendo cualquier diluyente presente en la corriente de alimentación, se mantiene a tasas mayores de 1 m/s en cualquier punto del reactor. Convenientemente, la velocidad superficial del gas es mayor de aproximadamente 2 m/s. Más convenientemente, la velocidad superficial del gas es mayor de aproximadamente 2,5 m/s. Incluso, más convenientemente, la velocidad superficial del gas es mayor de aproximadamente 4 m/s. Lo más conveniente es que la velocidad superficial del gas sea mayor de aproximadamente 8 m/s.

Mantener la velocidad superficial del gas a estas velocidades aumenta la tendencia de los gases que fluyen en los reactores de columna ascendente a un comportamiento de flujo tipo pistón. Cuando la velocidad superficial del gas aumenta por encima de 1 m/s, se produce una reducción en la difusión axial o conrmezcla de los gases como resultado de una disminución de la recirculación interna de los sólidos, que transportan con ellos el gas. (El comportamiento de flujo tipo pistón ideal se produce cuando los elementos de un reactivo fluido homogéneo se trasladan a través de un reactor como tapones moviéndose paralelamente al eje del reactor). La minimización de la conrmezcla de los gases en el reactor aumenta la selectividad de cara a las olefinas ligeras deseadas en la reacción de conversión del oxigenado.

Cuando la velocidad superficial del gas se acerca a 1 m/s o es superior, una parte sustancial del catalizador en el reactor puede ser arrastrada con el gas que sale de los reactores de columna ascendente. Al menos una parte del catalizador que sale de los reactores de columna ascendente se recircula para volver a ponerse en contacto con la corriente de alimentación a través del retorno de catalizador.

Convenientemente, el caudal de catalizador recirculado, que comprende el tamiz molecular y cualquier otro material tal como aglutinantes, rellenos, etc, para ponerlo en contacto con la corriente de alimentación es de 1 a 100 veces, más convenientemente, de 10 a 80 veces y, lo más conveniente, de aproximadamente 10 a aproximadamente 50 veces el caudal de corriente de alimentación total, en peso, de oxigenados al reactor.

La temperatura útil para convertir oxigenados en olefinas ligeras varía en un amplio intervalo dependiendo, al menos en parte, del catalizador, de la fracción de catalizador regenerado en una mezcla catalítica y de la configuración del equipo de reactores y del reactor. Aunque estos procesos no se limitan a una temperatura concreta, los mejores resultados se obtienen si el proceso se lleva a cabo a una temperatura de 200°C a 700°C, convenientemente de 250°C a 600°C y, lo más conveniente, de 300°C a 500°C. Temperaturas más bajas dan como resultado, generalmente, velocidades de reacción más bajas, y la velocidad de formación de los productos de olefinas ligeras puede devenir marcadamente más baja. Sin embargo, a temperaturas superiores a 700°C, el proceso puede no formar una cantidad óptima de productos de olefinas ligeras y la velocidad de formación a la cual se forman coque y saturados ligeros sobre el catalizador se puede hacer demasiado alta.

Las olefinas ligeras se formarán en un amplio intervalo de presiones -aunque no necesariamente en cantidades óptimas-, entre las que se incluyen presiones de 0,1 kPa a 5 MPa, si bien las posibilidades no se limitan a ellas. Presiones convenientes son las comprendidas entre 5 kPa y 1 MPa y, más convenientemente, entre 20 kPa y 500 kPa. Las presiones anteriores no incluyen la del diluyente, si existe, y se refieren a la presión parcial de la corriente de alimentación en lo que se refiere a los compuestos oxigenados y/o sus mezclas. Se pueden usar presiones fuera de los intervalos establecidos y no se excluyen del alcance de la invención. Los extremos superior e inferior de la presión pueden afectar adversamente a la selectividad, conversión, velocidad de coquización y/o velocidad de reacción; sin embargo, aún en esos casos, se formarán olefinas ligeras y, por esa razón, estos extremos de presión se consideran parte de la presente invención.

Con la presente invención funciona un amplio intervalo de WHSV (velocidad espacial horaria en peso, por sus siglas en inglés) para la reacción de conversión de oxigenados, definida como el peso de corriente de alimentación de oxigenados total a los reactores de columna ascendente por hora por peso de tamiz molecular en el catalizador en los reactores de columna ascendente. La corriente total de alimentación de oxigenados a los reactores de columna ascendente incluye todos los oxigenados, tanto en fase de vapor como en fase líquida. Aunque el catalizador puede contener otros materiales, que actúan como inertes, rellenos o aglutinantes, la WHSV se calcula utilizando solamente el peso de tamiz molecular en el catalizador en los reactores de columna ascendente. La WHSV es, convenientemente, lo suficientemente alta como para mantener el catalizador en un estado fluidizado en las condiciones de la reacción y dentro de la configuración y diseño del reactor. Generalmente, la WHSV es de aproximadamente 1 h⁻¹ a aproximadamente 5000 h⁻¹, convenientemente de aproximadamente 2 h⁻¹ a aproximadamente 3000 h⁻¹, y, lo más conveniente, de aproximadamente 5 h⁻¹ a aproximadamente 1500 h⁻¹. Los solicitantes han descubierto que el funcionamiento de la reacción de conversión de oxigenados a olefinas a una WHSV mayor de 20 h⁻¹ disminuye el contenido de metano en la lista de productos de la reacción de conversión. En consecuencia, es conveniente hacer funcionar la reacción de conversión a una WHSV de al menos 20 h⁻¹. Para una corriente de alimentación que comprende metanol, dimetiléter o sus mezclas, la WHSV es, convenientemente, al menos de aproximadamente 20 h⁻¹ y, más convenientemente, de aproximadamente 20 h⁻¹ a aproximadamente 300 h⁻¹.

Se prefiere especialmente que las condiciones de reacción para obtener olefinas a partir de un oxigenado comprendan una WHSV de al menos 20 h⁻¹ y una selectividad para metano normalizada corregida en temperatura (TCNMS, por sus siglas en inglés) de menos de aproximadamente 0,016. Según se usa en este documento, la TCNMS se define

ES 2 293 010 T3

como la selectividad para metano normalizada (NMS, por sus siglas en inglés) cuando la temperatura es menor de 400°C. La NMS se define como el rendimiento de producto de metano dividido por el rendimiento de producto de etileno, en la que cada rendimiento se mide o se convierte a una base de porcentaje en peso. Cuando la temperatura es de 400°C o más alta, la TCNMS se define mediante la ecuación siguiente, en la cual T es la temperatura promedio dentro del reactor en °C:

$$TCNMS = \frac{NMS}{1 + (((T - 400)/400) * 14,84)}$$

La conversión de oxigenados debería mantenerse suficientemente alta para evitar la necesidad de niveles inaceptables comercialmente de reciclado de la corriente de alimentación. Si bien se desea la conversión de los oxigenados al 100%, con el propósito de evitar completamente el reciclado de la corriente de alimentación, con frecuencia se observa una disminución de subproductos no deseados cuando la conversión es del 98% o menos. Puesto que reciclar hasta tanto como un 50% de la corriente de alimentación es comercialmente aceptable, son convenientes tasas de conversión de 50% a 98%. Las tasas de conversión se pueden mantener en este intervalo -50% a 98%- utilizando varios métodos que resultan familiares a las personas que tienen un conocimiento normal de la técnica. Ejemplos de dichos métodos incluyen ajustar uno o más de los siguientes parámetros, si bien las posibilidades no se limitan a ellos: temperatura de reacción; presión; caudal unitario (velocidad espacial horaria en peso y/o velocidad superficial del gas); tasa de recirculación del catalizador; configuración del equipo de reactores; configuración del reactor; composición de la corriente de alimentación; cantidad de corriente de alimentación líquida respecto de la corriente de alimentación en fase de vapor (tal y como se describirá más adelante); cantidad de catalizador recirculado; grado de regeneración del catalizador y otros parámetros que afectan a la conversión.

Durante la conversión de oxigenados en olefinas ligeras, se acumulan depósitos carbonáceos sobre el catalizador usado para fomentar la reacción de conversión. En algún momento, la acumulación de estos depósitos carbonáceos provoca una disminución de la capacidad del catalizador para convertir la corriente de alimentación de oxigenados en olefinas ligeras. En este punto, el catalizador está parcialmente desactivado. Cuando un catalizador ya no puede convertir un oxigenado en un producto de olefinas, el catalizador se considera completamente desactivado. Como una etapa opcional en una reacción de conversión de oxigenados en olefinas, una parte del catalizador se retira del reactor y al menos una parte de la parte eliminada del reactor se regenera parcialmente, si no completamente, en un equipo de regeneración 80 como se muestra en la figura 4. Regeneración quiere decir que los depósitos carbonáceos son eliminados al menos parcialmente del catalizador. Convenientemente, la parte del catalizador retirada del reactor está al menos parcialmente desactivada. La parte del catalizador que queda en el reactor se recircula sin regeneración, según se ha descrito previamente en el texto. El catalizador regenerado se devuelve entonces al reactor, con o sin enfriamiento. Convenientemente, la tasa de retirada de la parte del catalizador para regeneración es de 0,1% a 99% de la tasa de catalizador que sale del reactor. Más convenientemente, la tasa es de 0,2% a 50% y, lo más conveniente, de 0,5% a 5%.

Convenientemente, una parte del catalizador, que comprende tamiz molecular y cualquier otro material como aglutinantes, rellenos, etc, se elimina del reactor para su regeneración y recirculación de vuelta al reactor a una tasa de 0,1 veces a 10 veces, más convenientemente de 0,2 a 5 veces y, lo más conveniente, de 0,3 a 3 veces de la tasa total de alimentación de oxigenados al reactor. Estas tasas se refieren al catalizador que contiene solo tamiz molecular y no incluyen los sólidos no reactivos. La tasa de sólidos totales, es decir, de catalizador y de sólidos no reactivos, eliminados del reactor para su regeneración y recirculación de vuelta al reactor variará en proporción directa al contenido de sólidos no reactivos en el total de sólidos.

Convenientemente, la regeneración del catalizador se lleva a cabo en un aparato de regeneración en presencia de un gas que comprende oxígeno u otros oxidantes. Entre los ejemplos de otros oxidantes se incluyen O₂ singlete, O₃, SO₃, N₂O, NO, NO₂, N₂O₅ y sus mezclas, si bien las posibilidades no se limitan a ellos. Gases convenientes para la regeneración son el aire o el aire diluido con nitrógeno o CO₂. La concentración de oxígeno en el aire se puede disminuir hasta un nivel controlado para minimizar el sobrecalentamiento del regenerador o la creación de zonas calientes en el mismo. El catalizador también podría regenerarse reductivamente con hidrógeno, mezclas de hidrógeno y monóxido de carbono u otros gases reductores adecuados.

El catalizador se puede regenerar mediante cualquiera de varios métodos: por lotes, en continuo, en semicontinuo o en combinaciones de ellos. Un método conveniente es la regeneración del catalizador en continuo. Convenientemente, el catalizador se regenera hasta un nivel de coque remanente de aproximadamente 0,01% en peso a aproximadamente 15% en peso del peso del catalizador.

La temperatura de regeneración del catalizador debería ser de 250°C a 750°C y, convenientemente, de 500°C a 700°C. Debido a que la reacción de regeneración tiene lugar a una temperatura considerablemente más alta que la reacción de conversión de oxigenados, puede ser conveniente enfriar al menos una parte del catalizador regenerado a una temperatura más baja antes de devolverlo al reactor. Para eliminar algo de calor del catalizador tras haberlo extraído del equipo de regeneración, se puede usar un intercambiador de calor, no mostrado, situado fuera del equipo de regeneración. Cuando el catalizador regenerado se enfría, es conveniente enfriarlo a una temperatura que sea de 200°C más alta a 200°C más baja que la temperatura del catalizador retirado del reactor. Más convenientemente, el catalizador regenerado se enfría a una temperatura de 10°C a 200°C más baja que la temperatura del catalizador

ES 2 293 010 T3

retirado del reactor. Este catalizador enfriado se puede devolver luego bien a alguna zona del reactor bien al equipo de regeneración o bien a ambos. Cuando el catalizador regenerado del equipo de regeneración se devuelve al reactor, puede ser devuelto a cualquier zona del reactor. Podría ser devuelto a la zona de contención del catalizador para esperar el contacto con la corriente de alimentación, a la zona de separación para estar en contacto con los productos de la corriente de alimentación o a ambas.

Convenientemente, la regeneración del catalizador se lleva a cabo sobre catalizador desactivado al menos parcialmente al que se le ha eliminado primero la mayor parte de los materiales orgánicos fácilmente eliminables en un purificador o cámara de purificación. Esta purificación se consigue pasando un gas purificador sobre el catalizador agotado a una temperatura elevada. Entre los gases adecuados para purificar el catalizador se incluyen vapor de agua, nitrógeno, helio, argón, metano, CO₂, CO, hidrógeno y sus mezclas. Un gas preferido es el vapor de agua. La velocidad espacial horaria del gas del gas purificado (GHSV, por sus siglas en inglés, sobre la base de volumen de gas a volumen de catalizador y coque) es de 0,1 h⁻¹ a 20.000 h⁻¹. Temperaturas aceptables para la purificación son las comprendidas entre 250°C y 750°C y preferentemente entre 350°C y 675°C.

El procedimiento de obtención del producto de olefinas preferido en esta invención puede incluir la etapa adicional de obtención de las composiciones oxigenadas a partir de hidrocarburos como petróleo, carbón, arenas asfálticas, pizarras, biomasas y gas natural. Los procedimientos de obtención de las composiciones se conocen en la técnica. Estos procedimientos incluyen la fermentación a alcoholes o éteres, produciendo gas de síntesis, y convirtiendo luego el gas de síntesis en alcohol o éter. El gas de síntesis se produce mediante procesos conocidos mediante la conversión o isomerización con vapor, la conversión autotérmica y la oxidación parcial.

Cualquier persona conocedora de la técnica comprenderá y valorará asimismo que las olefinas producidas mediante la reacción de conversión de oxigenados a olefinas de la presente invención se polimerizan opcionalmente para formar poliolefinas, especialmente polietileno y polipropileno. Los procedimientos de obtención de poliolefinas a partir de olefinas son conocidos en la técnica. Se prefieren los procesos catalíticos. Especialmente preferidos son los sistemas catalíticos de metalocenos, ácidos y Ziegler-Natta. Se pueden ver, por ejemplo, los documentos de las patentes de Estados Unidos números: 3.258.455, 3.305.538, 3.364.190, 5.892.079, 4.659.685, 4.076.698, 3.645.992, 4.302.565 y 4.243.691. En general, estos procedimientos suponen poner en contacto el producto olefínico con un catalizador que forma poliolefinas a unas presión y temperatura eficaces para formar el producto poliolefínico.

Un catalizador preferido para obtener poliolefinas es un catalizador metalocénico. El intervalo de temperaturas preferido para su funcionamiento es de 50°C a 240°C y la reacción se lleva a cabo a presión alta, media o baja, a cualquier valor comprendido entre 1 y 200 bar. Para procesos que se llevan a cabo en disolución, se utiliza opcionalmente un diluyente inerte y el intervalo preferido de presiones de funcionamiento es de 10 a 150 bar, con una temperatura preferida de 120°C a 230°C. Para procesos en fase gaseosa, generalmente se prefiere que la temperatura esté entre 60°C y 160°C y que la presión de funcionamiento sea de 5 a 50 bar.

Además de poliolefinas, se pueden obtener otros muchos derivados de olefinas, a partir de las olefinas producidas mediante el procedimiento de la presente invención o de las olefinas recuperadas del mismo. Entre ellos se incluyen, aunque las posibilidades no se limitan a ellos: aldehídos, alcoholes, ácido acético, alfa-olefinas lineales, acetato de vinilo, dicloruro de etileno y cloruro de vinilo, etilbenceno, óxido de etileno, etilenglicol, cumeno, alcohol isopropílico, acroleína, cloruro de alilo, óxido de propileno, ácido acrílico, cauchos de etileno y propileno y acrilonitrilo y trímeros y dímeros de etileno, propileno o butilenos. Los procedimientos de fabricación de estos derivados son bien conocidos en la técnica y, en consecuencia, no se describen en el presente texto.

ES 2 293 010 T3

REIVINDICACIONES

1. Un equipo de conversión de hidrocarburos que comprende:

5 (a) varios reactores de columna ascendente (402), cada uno de ellos con un primer extremo en el cual se puede alimentar un catalizador y un segundo extremo a través del cual el catalizador puede salir del reactor de columna ascendente (402);

10 (b) una zona de separación proporcionada para separar el catalizador de los productos de una reacción llevada a cabo en el equipo de conversión de hidrocarburos, incluyendo la zona de separación numerosas entradas;

15 (c) una gran cantidad de piezas desviadoras, estando orientada cada pieza desviadora a desviar un flujo de material desde el segundo extremo del reactor de columna ascendente respectivo hacia una respectiva entrada; en la cual al menos una de las piezas desviadoras está hecha en forma de codo, que incluye una placa de contacto (408), una zona de contacto del catalizador (412) y una pieza de entrega (404) y

20 (d) al menos un retorno de catalizador en comunicación de fluidos con la zona de separación y los primeros extremos de los reactores de columna ascendente (402), estando proporcionado el retorno de catalizador para transferir el catalizador de la zona de separación a los primeros extremos de los reactores de columna ascendente (402).

2. El equipo de conversión de hidrocarburos de la reivindicación 1, que comprende además.

25 (e) una zona de retención de catalizador proporcionada para contener catalizador que se puede alimentar al reactor de columna ascendente (402).

30 3. El equipo de cualquiera de las reivindicaciones 1 o 2, en el que cada reactor de los varios reactores de columna ascendente incluye un eje longitudinal que se extiende entre el primer y el segundo extremo del mismo y en el que las numerosas entradas no están orientadas a lo largo de los ejes longitudinales de los reactores de columna ascendente (402).

4. El equipo de conversión de hidrocarburos de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, que comprende además:

35 (f) una gran cantidad de brazos, cada uno de ellos en comunicación de fluidos entre la zona de retención del catalizador y el primer extremo de un reactor de columna ascendente respectivo (402).

5. El equipo de conversión de hidrocarburos de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, que comprende además:

40 (g) un distribuidor de corriente de alimentación que incluye numerosos cabezales de alimentación colocados junto a los primeros extremos de los reactores de corriente ascendente.

45 6. El equipo de conversión de hidrocarburos de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, que incluye al menos dos reactores de columna ascendente (402), preferentemente al menos tres, más preferentemente al menos cuatro.

50 7. El equipo de conversión de hidrocarburos de la reivindicación 5, en el que el distribuidor de corriente de alimentación proporciona alimentación a cada uno de los reactores de corriente de alimentación en corrientes sustancialmente iguales a través de los cabezales de alimentación.

8. El equipo de conversión de hidrocarburos de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, que comprende además:

55 (h) un distribuidor de agente fluidizante en comunicación de fluidos con la zona de retención del catalizador, siendo proporcionado el distribuidor de agente fluidizante para alimentar un agente fluidizante a la zona de retención del catalizador para fluidizar el catalizador contenido en la zona de retención del catalizador.

9. El equipo de conversión de hidrocarburos de la reivindicación 8, que comprende además:

60 (i) un dispersor colocado en la zona de retención del catalizador, estando proporcionado el mismo para dispersar el agente fluidizante en la zona de retención del catalizador para fluidizar el catalizador.

65 10. El equipo de conversión de hidrocarburos de la reivindicación 9, en el que el dispersor es un dispositivo escogido en el grupo que consiste en: una rejilla, una pantalla y una placa perforada.

11. El equipo de conversión de hidrocarburos de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que el retorno del catalizador se coloca de manera central en los reactores de columna ascendente (402).

ES 2 293 010 T3

12. El equipo de conversión de hidrocarburos de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, que incluye varios retornos de catalizador.

13. El equipo de conversión de hidrocarburos de la reivindicación 12, que comprende además:

(j) un dispositivo de control de flujo colocado sobre al menos uno de los retornos de catalizador.

14. El equipo de conversión de hidrocarburos de la reivindicación 13, en el que se coloca un dispositivo de control de flujo en cada uno de los varios retornos de catalizador.

15. El equipo de conversión de hidrocarburos de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que la zona de separación comprende además una zona de reposo en la que se retiene el catalizador hasta que el mismo se desplaza desde la zona de separación al retorno de catalizador.

16. El equipo de conversión de hidrocarburos de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, que comprende además:

(k) un regenerador del catalizador en comunicación de fluidos con el equipo de conversión de hidrocarburos.

17. El equipo de conversión de hidrocarburos de la reivindicación 16, que comprende además:

(l) un purificador del catalizador en comunicación de fluidos con el equipo de conversión de hidrocarburos y el regenerador del catalizador.

18. El equipo de conversión de hidrocarburos de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, que comprende además:

(m) al menos un dispositivo de separación colocado en la zona de separación.

19. El equipo de conversión de hidrocarburos de la reivindicación 18, en el que al menos un dispositivo de separación se escoge en el grupo que consiste en: un separador ciclónico, un filtro, un dispositivo de choque o combinaciones de ellos.

20. El equipo de conversión de hidrocarburos de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que cada uno de los reactores de columna ascendente (402) tiene un área de sección transversal no mayor de 12 m², preferentemente no mayor de 7 m², más preferentemente no mayor de 3,5 m².

21. El equipo de conversión de hidrocarburos de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que cada uno de los reactores de columna ascendente (402) tiene una altura de 10 a 70 metros.

22. El equipo de conversión de hidrocarburos de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que cada uno de los reactores de columna ascendente (402) tiene una anchura de 1 a 3 metros.

23. El equipo de conversión de hidrocarburos de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que cada uno de los reactores de columna ascendente tiene un área de sección transversal y el área de sección transversal de uno de los reactores de columna ascendente (402) varía no más del 20%, preferentemente no más del 10%, más preferentemente no más del 1%, del área de sección transversal de otro de los reactores de columna ascendente (402).

24. El equipo de conversión de hidrocarburos de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que el hombro tiene un ángulo formado por el eje longitudinal del reactor de columna ascendente (402) y el eje de la pieza de entrega (404) de 90 grados.

25. El equipo de conversión de hidrocarburos de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, que comprende además:

al menos un dispositivo de separación colocado en la zona de separación, en el que uno o más de los reactores de columna ascendente están acoplados íntimamente con el dispositivo de separación.

26. El equipo de conversión de hidrocarburos de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, que comprende además:

(n) un segundo conjunto de numerosos reactores de columna ascendente (402), en el que cada uno de los mismos incluye primeros y segundos extremos y un segundo eje longitudinal que se extiende entre ellos, en el que la zona de separación incluye un conjunto de numerosas entradas, estando orientada cada segunda entrada a los largo de un respectivo segundo eje longitudinal.

27. Un procedimiento de conversión de hidrocarburos que tiene lugar en un equipo según una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, que comprende las etapas de:

ES 2 293 010 T3

- (i) poner en contacto un catalizador fluidizable con un agente fluidizante para fluidizar el catalizador fluidizable;
- 5 (ii) alimentar el catalizador y una corriente de alimentación a los numerosos reactores de columna ascendente (402) (a);
- (iii) poner en contacto la corriente de alimentación con el catalizador en el conjunto de reactores de columna ascendente (402) (a) en condiciones eficaces para convertir la corriente de alimentación en un producto;
- 10 (iv) dirigir el producto y el catalizador a través de un gran número de piezas desviadoras (c);
- (v) separar el catalizador del producto en la zona de separación (b), estando dicha zona en comunicación de fluidos con el conjunto de piezas desviadoras (c);
- 15 (vi) devolver el catalizador de la zona de separación (b) al conjunto de reactores de columna ascendente (402) (a) y
- (vii) repetir las etapas (i) a (vi).
- 20 28. El procedimiento de la reivindicación 27, en el que la corriente de alimentación se alimenta a cada uno de los reactores del conjunto de reactores de columna ascendente (402) de tal forma que el flujo de alimentación no varía más del 25%, preferentemente no más del 10%, más preferentemente no más del 1% en caudal volumétrico, de un reactor de columna ascendente (402) a otro.
- 25 29. El procedimiento de la reivindicación 27, en el que la corriente de alimentación se alimenta a cada uno de los reactores del conjunto de reactores de columna ascendente (402) de tal forma que el flujo de alimentación no varía más del 25%, preferentemente no más del 10%, más preferentemente no más del 1%, en porcentaje de masa para cada componente de la corriente de alimentación, de un reactor de columna ascendente (402) a otro.
- 30 30. El procedimiento de las reivindicaciones 27 a 29, en el que el agente fluidizante se escoge en el grupo que consiste en: nitrógeno, vapor de agua, dióxido de carbono, hidrocarburos y aire.
- 35 31. El procedimiento de las reivindicaciones 27 a 30, en el que la etapa (v) comprende además dirigir el catalizador de la zona de separación a un retorno de catalizador, el cual está en comunicación de fluidos con la zona de separación y numerosos brazos.
32. El procedimiento de la reivindicación 31, en el que la etapa (v) comprende además dirigir el catalizador a través de numerosos brazos y a una entrada de cada uno de los respectivos reactores de columna ascendente (402).
- 40 33. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 27 a 32, en el que el catalizador se pone en contacto con el agente fluidizante para fluidizar el catalizador fluidizable en un retorno de catalizador, en una zona de retención del catalizador o en una combinación del retorno de catalizador y de la zona de retención del catalizador.
- 45 34. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 27 a 33, que comprende además las etapas de:
- (viii) regenerar al menos una parte del catalizador en un regenerador de catalizador después de separar el catalizador de los productos, para producir un catalizador regenerado y
- (ix) devolver el catalizador regenerado a al menos una zona de separación, a un retorno de catalizador y a una zona de retención de catalizador.
- 50 35. El procedimiento de la reivindicación 34, que comprende además la etapa de:
- 55 (x) purificar al menos una parte del catalizador antes de regenerar al menos una parte del catalizador.
36. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 27 a 35, en el que el proceso de conversión de hidrocarburos es una reacción escogida en el grupo que consiste en: una reacción de interconversión de olefinas; una reacción de conversión de oxigenados a olefinas; una reacción de conversión de oxigenados a gasolina; formulación de anhídrido maleico; síntesis de metanol en fase de vapor; formulación de anhídrido ftálico; una reacción de Fischer-Tropsch y formulación de acrilonitrilo.
- 60 37. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 27 a 36, en el que el proceso de conversión de hidrocarburos es una reacción de conversión de oxigenados a olefinas.
- 65 38. El procedimiento de la reivindicación 37, en el que el catalizador es un silicoaluminofosfato.
39. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 37 a 38, en el que la corriente de alimentación se escoge en el grupo que consiste en: metanol, etanol, n-propanol, isopropanol, alcoholes de 4 a 10 átomos de car-

ES 2 293 010 T3

bono, metiletiléter, dimetiléter, dietiléter, di-isopropiléter, formiato de metilo, formaldehído, carbonato de dimetilo; carbonato de metiletilo, acetona y sus mezclas.

5 40. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 27 a 39, en el que la orientación de las piezas desviadoras forma un ciclón dentro de la zona de separación.

10

15

20

25

30

35

40

45

50

55

60

65

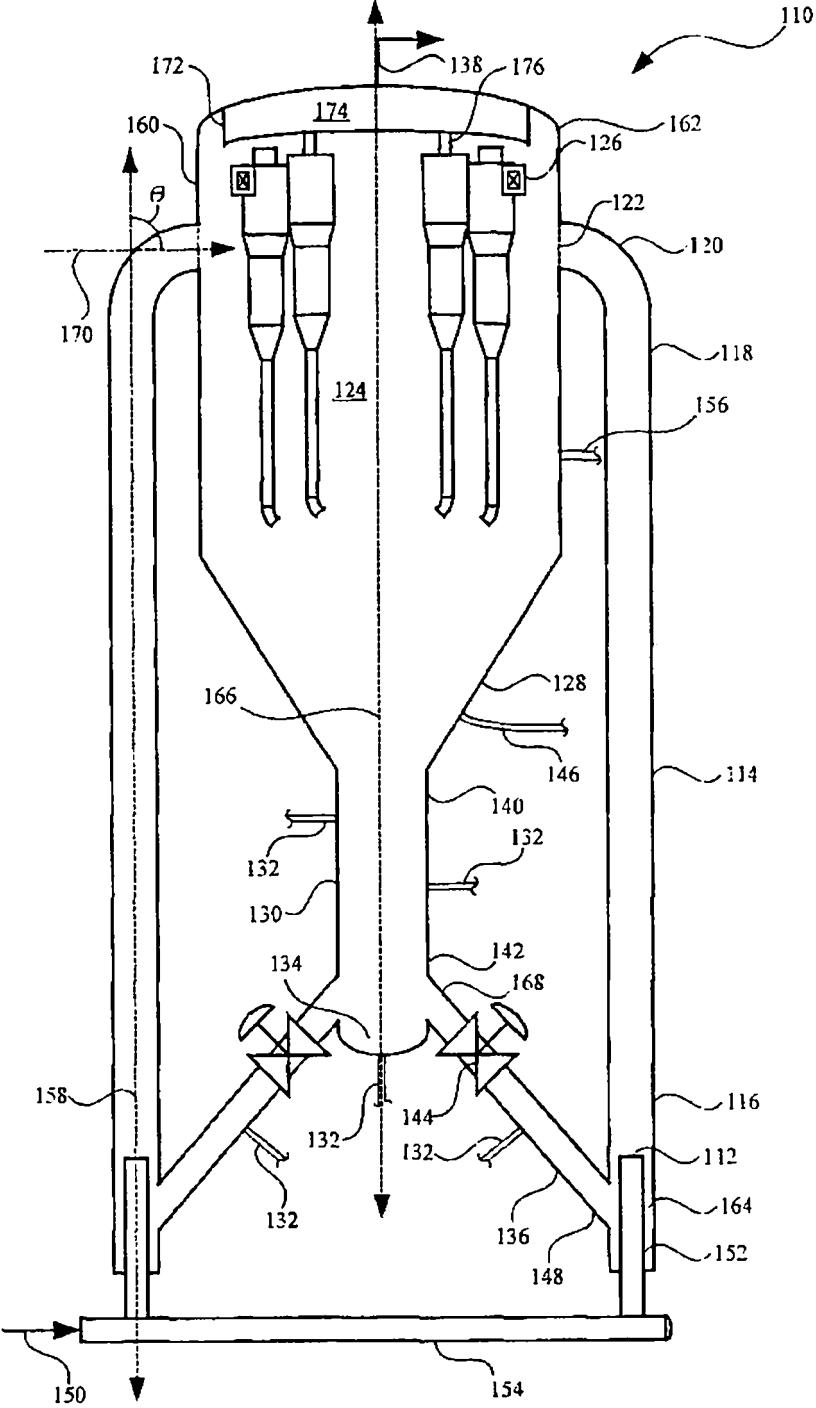


FIG. 1

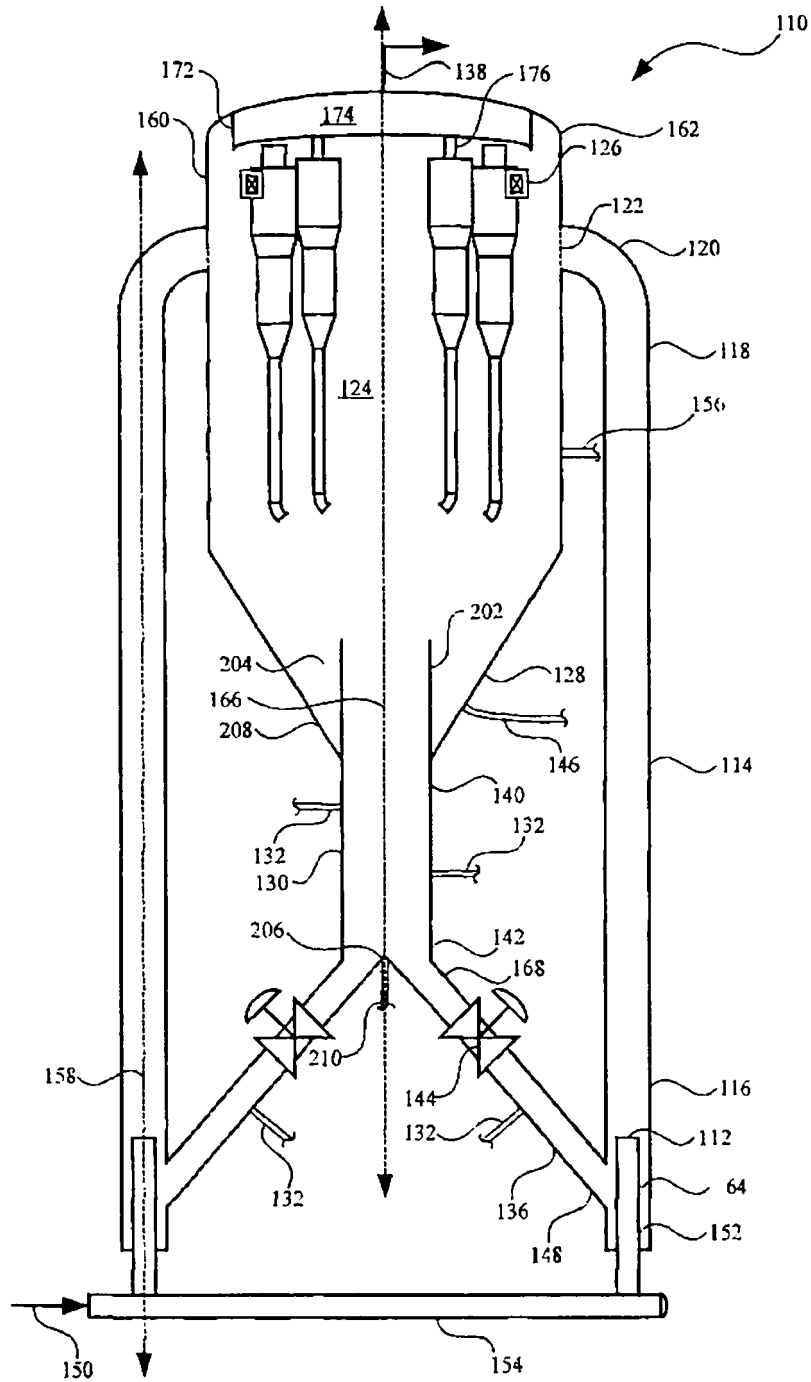


FIG. 2

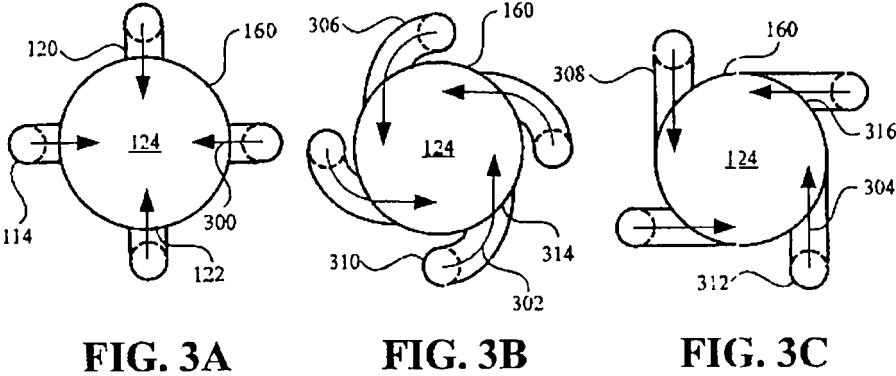


FIG. 3A

FIG. 3B

FIG. 3C

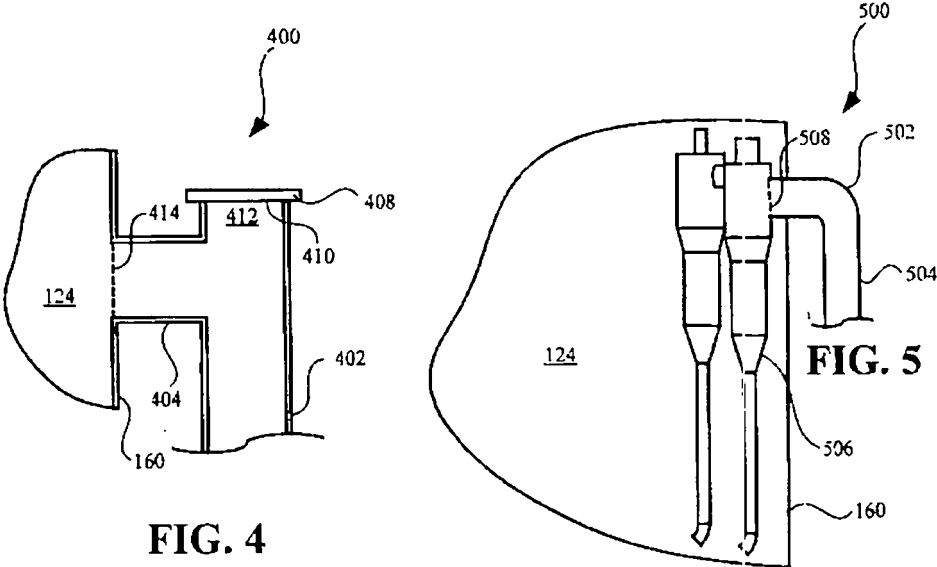


FIG. 4

FIG. 5

