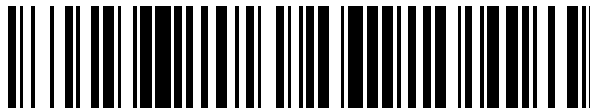


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 673 428**

51 Int. Cl.:

C08F 2/01 (2006.01)

B01J 8/08 (2006.01)

B01J 8/18 (2006.01)

B01J 8/24 (2006.01)

C08F 2/34 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **12.06.2015 E 15171820 (2)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **06.06.2018 EP 3103818**

54 Título: **Procedimiento y aparato para la polimerización de olefinas en fase gaseosa**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
21.06.2018

73 Titular/es:

**BOREALIS AG (100.0%)
Wagramerstrasse 17-19
1220 Vienna, AT**

72 Inventor/es:

**KANELLOPOULOS, VASILEIOS;
NYFORS, KLAUS;
AGUAYO ARELLANO, PABLO IVAN;
WEICKERT, GUNTER y
PRINSEN, ERIC-JAN**

74 Agente/Representante:

DURAN-CORRETJER, S.L.P

ES 2 673 428 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín Europeo de Patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre Concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Procedimiento y aparato para la polimerización de olefinas en fase gaseosa

5 Sector de la invención

La presente invención se refiere a la polimerización de olefinas en un reactor de lecho fluidizado. Más específicamente, la presente invención se refiere a la polimerización de olefinas en un reactor de lecho fluidizado vertical que no tiene una rejilla de fluidización.

10

Técnica anterior y problema que resolver

Los documentos EP-A-2495037 y EP-A-2495038 dan a conocer un procedimiento en el que se polimerizan olefinas en un reactor de lecho fluidizado en el que el reactor no contiene una placa de distribución de gas. Se describe que la velocidad superficial del gas dentro del lecho en la parte cilíndrica era de 0,1 a 0,3 m/s.

15

A pesar de los procedimientos dados a conocer en la técnica anterior, sigue existiendo la necesidad de un procedimiento para la polimerización de olefinas que pueda funcionar de una manera estable. Especialmente, sigue existiendo la necesidad de un procedimiento en el que se evite la acumulación de partículas y aglomerados de polímero en la parte inferior del reactor.

20

Características de la invención

Tal como se observa desde un aspecto, la presente invención da a conocer un procedimiento de polimerización de olefina que comprende polimerizar, como mínimo, una olefina, en fase gaseosa en un lecho fluidizado en presencia de un catalizador de polimerización de olefina, en un reactor de polimerización que tiene un cuerpo vertical; una zona inferior que se estrecha hacia abajo, generalmente cónica; una zona intermedia generalmente cilíndrica encima de y conectada a dicha zona inferior; y una zona superior que se estrecha hacia arriba, generalmente cónica encima de y conectada a dicha zona intermedia en el que (i) el gas de fluidización se introduce en la zona inferior del reactor desde la que pasa hacia arriba a través del reactor; (ii) el gas de fluidización se extrae de la zona superior del reactor, se comprime, se enfría y se devuelve a la zona inferior del reactor; (iii) se forma un lecho fluidizado dentro del reactor en el que las partículas de polímero en crecimiento se suspenden en la corriente de gas ascendente, en el que la velocidad superficial del gas de fluidización es menor que la velocidad de transporte de las partículas; y (iv) no hay una rejilla de fluidización en el reactor; caracterizado por que el gas de fluidización pasa desde una cámara de entrada, que está debajo de la zona inferior, a la zona inferior y en el que el gas entra en la cámara de entrada en la parte superior de dicha cámara de entrada, a continuación fluye desde la parte superior de dicha cámara de entrada a la parte inferior de la misma y el gas fluye desde la parte inferior de la cámara de entrada a la zona inferior a través de una tubería de entrada que se extiende hasta la parte inferior de la cámara de entrada.

25

30

35

40

45

Tal como se observa desde otro aspecto, la presente invención da a conocer un reactor para la polimerización de olefinas en fase gaseosa que tiene un cuerpo vertical y que comprende: una zona inferior que se estrecha hacia abajo, generalmente cónica; una zona intermedia generalmente cilíndrica encima de y conectada a dicha zona inferior; y una zona superior que se estrecha hacia arriba, generalmente cónica encima de y conectada a dicha zona intermedia y en el que no hay rejilla de fluidificación en el reactor, en el que una cámara de entrada está situada debajo de la zona inferior y conectada a la parte inferior de la misma, en el que dicha cámara de entrada tiene una forma vertical generalmente cilíndrica y tiene una parte superior y una parte inferior y en el que una tubería de entrada está conectada a la parte inferior de dicha zona inferior y en el que la tubería de entrada se extiende a la parte inferior de la cámara de entrada.

50

Tal como se observa desde un aspecto adicional, la presente invención da a conocer la utilización del reactor, según la descripción anterior, para polimerizar, como mínimo, una olefina.

Descripción breve de los dibujos

La figura 1 es un diagrama de procedimiento simplificado que ilustra el procedimiento de la técnica anterior, tal como en el documento WO-A-2014032794.

55

La figura 2 es un dibujo esquemático que ilustra la zona superior del reactor.

60

La figura 3 es un dibujo esquemático que ilustra la zona inferior y la cámara de entrada de la presente invención.

Descripción detallada

Definiciones

65

El presente texto se refiere al diámetro y al diámetro equivalente. En el caso de objetos no esféricos, el diámetro

equivalente indica el diámetro de una esfera o un círculo que tiene el mismo volumen o área (en el caso de un círculo) que el objeto no esférico. Debe entenderse que, aunque el presente texto a veces se refiere al diámetro, no es necesario que el objeto en cuestión sea esférico, a menos que se mencione específicamente. En el caso de objetos no esféricos (partículas o secciones transversales), se pretende decir el diámetro equivalente.

5 Además, cuando se hace referencia al diámetro de un recipiente o tubería del procedimiento, se pretende decir entonces el diámetro interno.

10 Tal como se entiende bien en la técnica, la velocidad superficial del gas denota la velocidad del gas en una construcción vacía. De este modo, la velocidad superficial del gas dentro de la zona intermedia es el caudal volumétrico del gas (en m^3/s) dividido por el área de la sección transversal de la zona intermedia (en m^2).

15 Las olefinas polimerizadas en el procedimiento de la presente invención son normalmente alfa-olefinas que tienen de 2 a 10 átomos de carbono. Preferentemente, las olefinas son etileno o propileno, opcionalmente junto con una o más alfa-olefinas que tienen de 2 a 8 átomos de carbono. De forma especialmente preferente, el procedimiento de la presente invención se utiliza para polimerizar etileno, opcionalmente con uno o más comonómeros seleccionados entre alfa-olefinas que tienen de 4 a 8 átomos de carbono; o propileno, opcionalmente junto con uno o más comonómeros seleccionados entre etileno y alfa-olefinas que tienen de 4 a 8 átomos de carbono.

20 A menos que se defina específicamente lo contrario, los porcentajes utilizados en el texto se refieren al porcentaje en peso.

Catalizador

25 La polimerización se realiza en presencia de un catalizador de polimerización de olefina. El catalizador puede ser cualquier catalizador que sea capaz de producir el polímero de olefina deseado. Los catalizadores adecuados son, entre otros, catalizadores de Ziegler-Natta basados en un metal de transición, tales como catalizadores de titanio, zirconio y/o vanadio. Especialmente, los catalizadores de Ziegler-Natta son útiles ya que pueden producir polímeros de olefina dentro de un amplio intervalo de pesos moleculares con una alta productividad.

30 Un grupo de catalizadores de Ziegler-Natta adecuados contiene un compuesto de magnesio, un compuesto de aluminio y un compuesto de titanio soportado sobre un soporte particulado.

35 El soporte particulado puede ser un soporte de óxido inorgánico, tal como sílice, alúmina, titania, sílice-alúmina y sílice-titania. Preferentemente, el soporte es sílice. El tamaño promedio de partículas del soporte de sílice puede ser, normalmente, de 10 a 100 μm . Sin embargo, se ha demostrado que pueden obtenerse ventajas especiales si el soporte tiene un tamaño promedio de partículas de 6 a 40 μm , preferentemente de 6 a 30 μm .

40 El compuesto de magnesio es un producto de reacción entre un dialquilmagnesio y un alcohol. El alcohol es un monoalcohol alifático lineal o ramificado. Preferentemente, el alcohol tiene de 6 a 16 átomos de carbono. Los alcoholes ramificados son especialmente preferentes, y el 2-etil-1-hexanol es un ejemplo de los alcoholes preferentes. El dialquilmagnesio puede ser cualquier compuesto de magnesio que se enlaza a dos grupos alquilo, que pueden ser iguales o diferentes. El butilocilmagnesio es un ejemplo de los dialquilmagnesio preferentes.

45 El compuesto de aluminio es un alquilaluminio que contiene cloro. Compuestos especialmente preferentes son dicloruros de alquilaluminio y sesquicloruros de alquilaluminio.

50 El compuesto de titanio es un compuesto de titanio que contiene halógeno, preferentemente un compuesto de titanio que contiene cloro. Un compuesto de titanio especialmente preferente es el tetracloruro de titanio.

55 El catalizador se puede preparar poniendo en contacto secuencialmente el soporte con los compuestos mencionados anteriormente, tal como se describe en los documentos EP-A-688794 o WO-A-99/51646. Alternativamente, se puede preparar preparando en primer lugar una solución a partir de los componentes y poniendo en contacto posteriormente la solución con un soporte, tal como se describe en el documento WO-A-01/55230.

60 Otro grupo de catalizadores de Ziegler-Natta adecuados contiene un compuesto de titanio junto con un compuesto de haluro de magnesio que actúa como soporte. De este modo, el catalizador contiene un compuesto de titanio en un dihaluro de magnesio, tal como dicloruro de magnesio. Dichos catalizadores se dan a conocer, por ejemplo, en los documentos WO-A-2005/118655 y EP-A-810235.

65 Aún otro grupo de catalizadores de Ziegler-Natta son catalizadores preparados mediante un procedimiento en el que se forma una emulsión, en el que los componentes activos forman una fase dispersa, es decir, discontinua, en la emulsión de, como mínimo, dos fases líquidas. La fase dispersa, en forma de gotitas, se solidifica a partir de la emulsión, formándose catalizador en forma de partículas sólidas. Los principios de preparación de estos tipos de catalizadores se dan en el documento WO-A-2003/106510 de Borealis.

El catalizador de Ziegler-Natta se utiliza junto con un activador. Los activadores adecuados son compuestos de alquilmetal y, especialmente, compuestos de alquilaluminio. Entre estos compuestos se incluyen haluros de alquilaluminio, tales como dicloruro de etilaluminio, cloruro de dietilaluminio, sesquicloruro de etilaluminio, cloruro de dimetilaluminio y similares. También se incluyen compuestos de trialquilaluminio, tales como trimetilaluminio, trietilaluminio, triisobutilaluminio, trihexilaluminio y tri-n-octilaluminio. Además, se incluyen oxocompuestos de alquilaluminio, tales como metilaluminoxano (MAO), hexaisobutilaluminoxano (HIBAO) y tetraisobutilaluminoxano (TIBAO). También se pueden utilizar otros compuestos de alquilaluminio, tales como isoprenilaluminio. Los activadores especialmente preferentes son trialquilaluminios, de los cuales se utilizan particularmente trietilaluminio, trimetilaluminio y triisobutilaluminio. Si es necesario, el activador puede incluir también un donador de electrones externo. Los compuestos donadores de electrones adecuados se dan a conocer en los documentos WO 95/32994, US 4107414, US 4186107, US 4226963, US 4347160, US 4382019, US 4435550, US 4465782, US 4472524, US 4473660, US 4522930, US 4530912, US 4532313, US 4560671 y US 4657882. También son conocidos en la técnica donadores de electrones que comprenden compuestos de organosilano, que contienen enlaces Si-OCOR, Si-OR y/o Si-NR₂, teniendo silicio como el átomo central, y R es un alquilo, alqueno, arilo, arilalquilo o cicloalquilo con 1-20 átomos de carbono. Dichos compuestos se describen en los documentos US 4472524, US 4522930, US 4560671, US 4581342, US 4657882, EP 45976, EP 45977 y EP1538167.

La cantidad en la que se utiliza el activador depende del catalizador y el activador específicos. Normalmente, se utiliza trietilaluminio en una cantidad tal que la relación molar de aluminio respecto al metal de transición, como Al/Ti, es de 1 a 1.000, preferentemente de 3 a 100 y, en particular de, aproximadamente, 5 a, aproximadamente, 30 mol/mol.

También se pueden utilizar catalizadores de metaloceno. Los catalizadores de metaloceno comprenden un compuesto de metal de transición que contiene un ligando de ciclopentadienilo, indenilo o fluorenilo. Preferentemente, el catalizador contiene dos ligandos de ciclopentadienilo, indenilo o fluorenilo, que pueden estar conectados por un grupo que, preferentemente, contiene átomos de silicio y/o carbono. Además, los ligandos pueden tener sustituyentes, tales como grupos alquilo, grupos arilo, grupos arilalquilo, grupos alquilarilo, grupos sililo, grupos siloxi, grupos alcoxi u otros grupos heteroátomos o similares. Los catalizadores de metaloceno adecuados son conocidos en la técnica y se dan a conocer, entre otros, en los documentos WO-A-95/12622, WO-A-96/32423, WO-A-97/28170, WO-A-98/32776, WO-A-99/61489, WO-A-03/010208, WO-A-03/051934, WO-A-03/051514, WO-A-2004/085499, EP-A-1752462 y EP-A-1739103.

Etapas de polimerización previa

La polimerización en el lecho fluidizado puede estar precedida por etapas de polimerización previa, tales como prepolimerización u otra etapa de polimerización llevada a cabo en suspensión o fase gaseosa. Estas etapas de polimerización, si están presentes, se pueden llevar a cabo según los procedimientos bien conocidos en la técnica. Los procedimientos adecuados que incluyen la polimerización y otras etapas de procedimiento que podrían preceder al procedimiento de polimerización de la presente invención se dan a conocer en los documentos WO-A-92/12182, WO-A-96/18662, EP-A-1415999, WO-A-98/58976, EP-A-887380, WO-A-98/58977, EP-A-1860125, GB-A-1580635, US-A-4582816, US-A-3405109, US-A-3324093, EP-A-479186 y US-A-5391654. Como es bien conocido por el experto en la materia, el catalizador necesita permanecer activo después de las etapas de polimerización previa.

Polimerización en fase gaseosa

En el reactor de polimerización en fase gaseosa, la polimerización tiene lugar en un lecho fluidizado formado por las partículas de polímero en crecimiento en una corriente de gas en movimiento ascendente. En el lecho fluidizado, las partículas de polímero, que contienen el catalizador activo, entran en contacto con los gases de reacción, tales como monómero, comonómero o comonómeros e hidrógeno, que hacen que el polímero se produzca sobre las partículas.

La polimerización tiene lugar en un reactor que incluye una zona inferior, una zona intermedia y una zona superior. La zona inferior forma la parte inferior del reactor en la que se forma la base del lecho fluidizado. La base del lecho se forma en la zona inferior sin que esté presente una rejilla de fluidización o una placa de distribución de gas. Encima de la zona inferior y en contacto directo con ella está la zona intermedia. La zona intermedia y la parte superior de la zona inferior contienen el lecho fluidizado. Debido a que no existe una rejilla de fluidización, existe un intercambio libre de gas y partículas entre las diferentes regiones dentro de la zona inferior y entre la zona inferior y la zona intermedia. Finalmente, encima de la zona intermedia, y en contacto directo con ella, está la zona superior. Los reactores de lecho fluidizado de este tipo se han dado a conocer en los documentos EP-A-2495037, EP-A-2495038 y WO-A-2014032794.

La corriente de gas en movimiento ascendente se establece retirando una corriente de gas de fluidización de la zona superior del reactor, normalmente en la ubicación más elevada. La corriente de gas retirada del reactor se comprime y se enfría y se vuelve a introducir en la zona inferior del reactor. Preferentemente, el gas se filtra antes de pasar al compresor. Se introducen, de manera adecuada, monómero adicional, comonómero o comonómeros opcionales, hidrógeno y gas inerte en la línea de gas de circulación. Es preferente analizar la composición del gas de circulación,

por ejemplo, utilizando la cromatografía de gases en línea y ajustar la adición de los componentes de gas para que sus contenidos se mantengan a los niveles deseados.

5 Según la presente invención, hay una cámara de entrada debajo de la zona inferior. El gas de fluidización se hace pasar desde la cámara de entrada a la zona inferior, por ejemplo, a través de una tubería de entrada. De forma conveniente, la cámara de entrada está ubicada inmediatamente debajo de la zona inferior.

10 El gas de fluidización entra en la parte superior de la cámara de entrada. A continuación, el gas viaja hacia abajo en la cámara de entrada. Dentro de la parte inferior de la cámara de entrada, el gas de fluidización entra al orificio o a la tubería de entrada a través del cual pasa a la zona inferior. La parte superior de la cámara de entrada es la parte que está por encima del nivel de $0,7 \cdot H$, en la que H es la altura de la cámara de entrada y el nivel es 0 en la parte inferior de la cámara de entrada. En consecuencia, la parte inferior de la cámara de entrada es la parte que está en el nivel de $0,7 \cdot H$ o por debajo del mismo.

15 Preferentemente, el gas entra en la parte superior de la cámara de entrada a través de múltiples tuberías de alimentación que, preferentemente, están colocadas simétricamente en la misma posición vertical alrededor de la cámara de entrada. Un número adecuado de tuberías de alimentación es de 2 a 4, por ejemplo 2 o 3.

20 De manera adecuada, la cámara de entrada tiene forma de cilindro vertical. El patrón de flujo se obtiene de manera conveniente mediante una tubería de entrada que está dispuesta para extenderse en la parte inferior de la cámara de entrada. Preferentemente, la tubería de entrada es concéntrica con la cámara de entrada. Preferentemente, la tubería se extiende en un nivel que no es superior a $0,7 \cdot H$, más preferentemente, no superior a $0,5 \cdot H$, y de la manera más preferente, no superior a $0,3 \cdot H$.

25 La velocidad del gas que fluye hacia abajo dentro de la cámara de entrada y el gas que fluye hacia arriba dentro de la tubería de entrada es, preferentemente, no inferior a 9 m/s y, más preferentemente, no inferior a 12 m/s. Con esta velocidad de flujo se ha descubierto que se puede evitar la acumulación de polvo dentro de la cámara de entrada y la tubería, a la vez que las partículas sobredimensionadas, aglomerados y grumos pueden quedar atrapados en una etapa temprana de su formación. Se ha descubierto que, cuando la tubería de entrada se extiende más abajo en la cámara de entrada, se necesita una velocidad de gas menor para mantener la cámara de entrada limpia del polímero. De este modo, una velocidad de flujo de 9 m/s o más es suficiente cuando la tubería de entrada se extiende en un nivel inferior a $0,3 \cdot H$ o $0,4 \cdot H$ o igual al mismo. Sin embargo, si la tubería de entrada no se extiende a estos niveles, sino que permanece en un nivel más elevado, entonces la velocidad de flujo debe ser mayor, tal como, como mínimo, 12 m/s.

35 Preferentemente, la relación del diámetro de la zona intermedia respecto al diámetro de la cámara de entrada está dentro del intervalo de 1,5 a 4,5, más preferentemente, de 1,7 y 4,3 y, de la manera más preferente, de 1,8 a 4,0. Además, la relación del diámetro de la cámara de entrada respecto al diámetro de la tubería de entrada está, preferentemente, dentro del intervalo de 1,3 a 2,0, más preferentemente, de 1,33 a 1,7 y, de la manera más preferente, de 1,4 a 1,66. De formar alternativa o adicional, es preferente que la relación del diámetro de la zona intermedia respecto al diámetro de la tubería de entrada sea de 2,0 a 7,0, más preferentemente, de 2,25 a 6,5 y, de manera especialmente preferente, de 2,5 a 6,0.

45 Preferentemente, la relación de la longitud de la tubería de entrada dentro de la cámara de entrada respecto a la altura de la cámara de entrada está dentro del intervalo de 0,30 a 0,95, más preferentemente, de 0,60 a 0,90 y, de la manera más preferente, de 0,70 a 0,85.

50 Preferentemente, la parte inferior de la cámara de entrada incluye medios para retirar el polímero, tal como aglomerados de polímero desde la cámara de entrada. Dichos medios son preferentemente una disposición de válvulas accionadas secuencialmente. Al abrir y cerrar las válvulas, el polímero puede retirarse de la cámara de entrada.

55 La zona inferior del reactor tiene una forma generalmente cónica que se estrecha hacia abajo. Debido a la forma de la zona, la velocidad del gas disminuye gradualmente a lo largo de la altura dentro de dicha zona inferior. La velocidad del gas en la parte más baja es mayor que la velocidad de transporte de las partículas contenidas en el lecho fluidizado y, por lo tanto, las partículas contenidas opcionalmente en el gas son transportadas hacia arriba con el gas. A cierta altura dentro de la zona inferior, la velocidad del gas se vuelve más pequeña que la velocidad de transporte y comienza a formarse un lecho fluidizado. Cuando la velocidad del gas se vuelve aún más pequeña, el lecho se vuelve más denso y las partículas de polímero distribuyen el gas sobre toda la sección transversal del lecho.

60 Preferentemente, el diámetro de sección transversal equivalente de la zona inferior aumenta monótonamente con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización a lo largo del reactor de lecho fluidizado. Dado que la dirección de flujo del gas de fluidización es hacia arriba con respecto a la base, el diámetro equivalente de la sección transversal de la zona inferior aumenta verticalmente de forma monótona.

65

5 La zona inferior tiene, preferentemente, forma de cono circular recto. Más preferentemente, el ángulo de cono de la zona inferior en forma de cono es de 5° a 35°, incluso más preferentemente, de 7° a 30° y, de la manera más preferente, de 9° a 25°, por lo que el ángulo de cono es el ángulo entre el eje del cono y la superficie lateral. Sin embargo, en esta realización preferente no es necesario que la zona inferior tenga la forma de un cono perfecto, sino que también puede tener la forma de un cono truncado.

10 La zona inferior se puede ver también como estando construida con una pluralidad de secciones cónicas que tienen diferentes ángulos de cono. En este caso, es preferente que, como mínimo, la sección cónica en la que se forma la base del lecho fluidizado tenga el ángulo de cono dentro de los límites especificados anteriormente. En una realización más preferente, todas las secciones cónicas que forman la zona inferior tienen los ángulos de cono dentro de los límites especificados anteriormente. Si la zona inferior comprende múltiples secciones cónicas, es preferente entonces que las secciones más inclinadas con un ángulo de cono más estrecho estén ubicadas en el extremo inferior de la zona inferior y las secciones con un ángulo de cono más ancho estén ubicadas en el extremo superior de la zona inferior. Se cree que esta disposición evita que el polímero se adhiera a las paredes. Mejora aún más la eficacia de mezcla de gas y sólidos en la parte inferior del reactor de lecho fluidizado. Se reduce de este modo el riesgo de formar zonas estancadas en la parte inferior del reactor.

20 Es preferente, además, que el diámetro equivalente de la zona inferior aumente de, aproximadamente, 0,1 a, aproximadamente, 1 metro por un metro de altura de la zona inferior (m/m). Más preferentemente, el diámetro aumenta de 0,15 a 0,8 m/m y, en particular, de 0,2 a 0,6 m/m.

25 Los ángulos de cono preferentes conducen a un comportamiento de fluidización mejorado adicional y evitan la formación de zonas estancadas. Como resultado, se mejora la calidad del polímero y la estabilidad del procedimiento. Especialmente, un ángulo de cono demasiado amplio conduce a una fluidización desigual y una mala distribución del gas dentro del lecho. Si bien un ángulo extremadamente estrecho no tiene un efecto perjudicial sobre el comportamiento de fluidización, conduce en cualquier caso a una zona inferior más alta que la necesaria y, por lo tanto, no es económicamente factible.

30 El reactor de lecho fluidizado de la presente invención no comprende una rejilla y/o placa de distribución de gas. La distribución uniforme del gas de fluidización dentro del lecho se logra mediante la forma de la zona inferior. La omisión de la rejilla de distribución de gas reduce el número de ubicaciones en las que pueden comenzar las incrustaciones y la formación de aglomerados. Los términos rejilla de distribución de gas o placa de distribución de gas o rejilla de fluidización se utilizan como sinónimos para designar una placa metálica o una construcción dentro del reactor que tiene el propósito de distribuir el gas de fluidización uniformemente a través del área de sección transversal del reactor. En los reactores en los que se utiliza una rejilla de distribución de gas, generalmente, esta forma la base del lecho fluidizado. Normalmente, el reactor de lecho fluidizado de la presente invención tampoco comprende un elemento deflector de gas. De este modo, el gas entra en la zona inferior del reactor a través de un orificio simple sin elementos de desviación de flujo adicionales aguas abajo del orificio. Esto conduce a un diseño simple del reactor con un riesgo reducido de formación de aglomerados o láminas.

40 La zona intermedia del reactor de lecho fluidizado tiene una forma generalmente cilíndrica. Preferentemente, tendrá la forma de un cilindro circular recto que, en la presente memoria descriptiva, se denota simplemente cilindro. Desde una perspectiva más funcional, la zona intermedia formará esencialmente un dominio en el que la velocidad superficial del gas de fluidización es esencialmente constante.

45 La zona intermedia normalmente contiene la mayor parte del lecho fluidizado. Aunque el lecho se extiende también a las zonas inferior y superior, su parte principal se encuentra dentro de la zona intermedia.

50 La zona intermedia tiene, preferentemente, una relación de la altura respecto al diámetro (L/D) de, como mínimo, aproximadamente 3, más preferentemente, como mínimo, aproximadamente 4. La altura respecto al diámetro normalmente no es más de 15, preferentemente no más de 10.

55 La velocidad del gas dentro de la zona intermedia es tal que se logra una circulación efectiva de sólidos. Esto conduce a una buena transferencia de calor y masa dentro del lecho, lo que reduce el riesgo de formación de aglomerados e incrustaciones. Especialmente, se ha descubierto que un buen flujo de polvo cerca de las paredes del reactor reduce la adhesión del polímero en la pared del reactor.

60 Se ha descubierto que el flujo de gas necesario para obtener buenas condiciones sin exceso de arrastre de polímero desde el lecho, por un lado, y adhesión reducida del polímero sobre las paredes, por otro lado, depende de las propiedades del polvo de polímero. Se ha descubierto que la velocidad del gas dentro de la zona intermedia del reactor debe elegirse preferentemente de modo que el número adimensional, N_{Br} , sea, como mínimo, 2,5, más preferentemente que esté dentro del intervalo de 2,5 a 7, y en particular de 2,5 a 5. El número N_{Br} puede calcularse utilizando la ecuación (I):

$$N_{Br} = \frac{d_{90} - d_{10}}{\frac{d_{50}}{\frac{U_s}{U_t}}} \quad (I)$$

En la ecuación (I), d_{90} denota el diámetro de partícula equivalente más pequeño de manera que el 90% de todas las partículas dentro del lecho tienen un diámetro equivalente más pequeño que d_{90} ; d_{10} denota el diámetro de partícula equivalente más pequeño de manera que el 10% de todas las partículas dentro del lecho tienen un diámetro equivalente más pequeño que d_{10} ; d_{50} representa el diámetro promedio de partícula equivalente de las partículas dentro del lecho; U_s es la velocidad superficial del gas dentro de la zona intermedia; y U_t es la velocidad terminal de las partículas dentro del reactor. Según Geldart (Gas Fluidisation Technology, John Wiley & Sons, 1986), ecuación 6.16, la velocidad terminal en régimen turbulento puede calcularse a partir de la ecuación (II) a continuación:

$$U_t = \sqrt{\frac{4 \cdot (p_p - p_g) \cdot g \cdot d_v}{3 \cdot K_N \cdot p_g}} \quad (II)$$

En la ecuación (II) ρ_p denota la densidad de la partícula (que es la masa de la partícula dividida por su volumen hidrodinámico, el volumen de los poros opcionales se incluye en el volumen hidrodinámico, ver explicaciones en la sección 6.12 de Geldart), ρ_g es la densidad del gas de fluidización, g es la constante de aceleración de la gravedad ($9,81 \text{ m/s}^2$), d_v es el diámetro volumétrico de las partículas (mediana del diámetro volumétrico si las partículas tienen diferentes diámetros), y K_N es un factor de corrección. Según Geldart, K_N se puede calcular a partir de la ecuación (III).

$$K_N = 5,31 - 4,88 \cdot \Psi \quad (III)$$

En la ecuación (III) ψ denota la relación del área de la superficie de la esfera de volumen equivalente respecto al área de superficie de la partícula, o $(d_v/d_s)^2$, en el que d_v es el diámetro volumétrico (mediana) y d_s es el diámetro superficial (mediana) de la partícula (ver la Sección 2.2 de Geldart).

Los valores de d_{90} , d_{10} y d_{50} son, de forma adecuada y preferente, diámetros volumétricos y los porcentajes del 90%, 10% y 50% se basan en la masa de las partículas. Sin embargo, como la relación es adimensional, no es absolutamente obligatorio que d_{90} , d_{10} y d_{50} representen el diámetro volumétrico, sino que también pueden representar otro diámetro, como el de superficie por diámetro volumétrico o superficial, siempre que todos representen el mismo diámetro.

El número N_{Br} es una característica útil para describir el régimen de fluidización en el lecho fluidizado. A valores bajos de N_{Br} , el lecho está en condiciones de transporte. Cuando N_{Br} aumenta, el lecho pasa a las condiciones fluidizadas, primero a la fluidización arrastrada, a continuación, a la fluidización burbujeante y finalmente a la fluidización mínima.

Para valores bajos de N_{Br} inferiores a 2,5, el lecho está en condiciones de transporte. De ese modo, se produce un arrastre sustancial del polímero desde el lecho, en función del tamaño de las partículas y la distribución de tamaños. El funcionamiento en este régimen aumenta el riesgo de producir partículas finas debido al desgaste de partículas. La mezcla de polvo se reducirá ya que principalmente se transporta. La eficiencia de separación del separador ciclónico también se reduce y el riesgo de bloqueo de la línea de transporte de sólidos aumenta. Por otro lado, para valores elevados de N_{Br} mayores que 7, el lecho está en condiciones de burbujeo estándar y entonces la transferencia de masa y calor puede volverse menos eficiente. La mezcla de sólidos puede ser ineficaz, lo que aumenta el riesgo de incrustación y aglomeración de partículas. El funcionamiento del reactor puede volverse menos estable, lo que aumenta el riesgo de que el reactor se apague. Además, aumenta el riesgo de segregación de sólidos en el reactor.

La altura L de la zona intermedia es la distancia desde el punto más bajo de la parte generalmente cilíndrica del reactor hasta el punto más elevado de la parte generalmente cilíndrica del reactor. El punto más bajo de la parte generalmente cilíndrica es el punto más bajo por encima del cual el diámetro del reactor ya no aumenta con la altura del reactor, sino que permanece constante. El punto más elevado de la parte generalmente cilíndrica es el punto más bajo por encima del cual el diámetro del reactor ya no se mantiene constante con la altura del reactor, sino que disminuye. El diámetro D de la zona intermedia es el diámetro (equivalente) del reactor dentro de la parte generalmente cilíndrica.

La zona superior del reactor tiene una forma tal que se crea una corriente de partículas y gas próxima a las paredes internas, por lo que la corriente de partículas y gas se dirige hacia abajo a la base. Esta corriente de partículas y gas

conduce a una excelente distribución de partículas y gas y a una excelente transferencia de calor. Además, la elevada velocidad del gas y las partículas cercanas a las paredes internas minimiza la formación de agregados y láminas. La zona superior tiene una forma generalmente cónica, que se estrecha hacia arriba. Es preferente, además, que la relación entre la altura de la zona superior y el diámetro de la zona intermedia esté dentro del intervalo de 0,3 a 1,5, más preferentemente, de 0,5 a 1,2 y, de la manera más preferente de 0,7 a 1,1.

Es particularmente preferente que el cono que forma la zona superior sea un cono circular recto y el cilindro que forma la zona intermedia sea, preferentemente, un cilindro circular. Más preferentemente, el ángulo de cono de la zona superior en forma de cono es de 10° a 50°, más preferentemente de 15 a 45°. Tal como se ha definido anteriormente, el ángulo de cono es el ángulo entre el eje del cono y el área lateral.

Los ángulos de cono específicos de la zona superior en forma de cono mejoran aún más la tendencia al reflujó de las partículas en contracorriente al gas de fluidización. El equilibrio de presión único resultante conduce a una ruptura intensiva de burbujas, por lo que el rendimiento espaciotemporal se mejora aún más. Además, tal como se ha mencionado anteriormente, la velocidad de flujo de la pared, es decir, la velocidad de las partículas y el gas cercano a las paredes internas es lo suficientemente elevada como para evitar la formación de agregados y láminas.

El polímero se retira del reactor. Se puede retirar una parte del polímero utilizando el separador ciclónico instalado en la corriente de gas de circulación. Sin embargo, la cantidad de polímero extraído de la misma generalmente no es suficiente para retirar la producción total de polímero del reactor. Por lo tanto, es preferente retirar el polímero también del reactor, de forma especialmente preferente, desde la zona intermedia del reactor.

El polímero se retira de la zona intermedia de cualquier manera conocida en la técnica, de forma intermitente o continua. Es preferente retirar el polímero continuamente porque entonces las condiciones en el reactor fluctúan menos que con la extracción intermitente. Ambos procedimientos son bien conocidos en la técnica. La extracción continua se da a conocer, entre otros, en los documentos WO-A-00/29452, EP-A-2330135 y EP-A-2594433. La extracción intermitente se da a conocer, entre otros, en los documentos US-A-4621952, EP-A-188125, EP-A-250169 y EP-A-579426.

En un procedimiento preferente de extracción continua, el polímero se extrae a través de una tubería abierta. En una realización preferente, la tubería está equipada con una válvula de control cuya posición se ajusta automáticamente para mantener un caudal de salida deseado. La posición de la válvula puede establecerse, por ejemplo, mediante el controlador del nivel del lecho del reactor. En otra realización preferente, la tubería descarga el polímero a un recipiente, cuya presión se controla para mantener una diferencia de presión deseada entre el reactor y el recipiente. La diferencia de presión establece entonces el caudal del polímero desde el reactor al recipiente.

Los aglomerados opcionalmente presentes en el reactor pueden retirarse utilizando una de las salidas de polvo, tal como se da a conocer en el documento EP-A-2594433. Sin embargo, también es posible y es preferente retirar los aglomerados a través de una salida separada que está situada, preferentemente, dentro de la zona inferior y adecuadamente debajo de la base del lecho fluidizado. Después de la recuperación de los aglomerados, se pueden eliminar o se pueden triturar y mezclar con el producto.

El catalizador, que se dispersa opcionalmente dentro del polímero, se introduce en el reactor, adecuadamente en el lecho fluidizado. Se puede utilizar cualquier procedimiento conocido en la técnica para introducir el catalizador. Según un procedimiento, el catalizador, o el polímero que contiene el catalizador, se introduce en una corriente de gas inerte. Según otro procedimiento, el catalizador se introduce como una suspensión en un diluyente líquido.

Es posible introducir el catalizador, opcionalmente disperso dentro de las partículas de polímero, también en la zona inferior hasta el nivel en el que se forma la base del lecho o incluso debajo de él. El gas de fluidización transporta a continuación las partículas al lecho fluidizado. Esto es especialmente útil cuando el reactor de fase gaseosa está precedido por una etapa de polimerización previa. El catalizador se dispersa entonces dentro de las partículas de polímero formadas en la etapa de polimerización previa.

Tratamiento posterior al reactor

Cuando el polímero se ha retirado del reactor de polimerización, se somete a etapas de procedimiento para eliminar los hidrocarburos residuales del polímero. Dichos procedimientos son bien conocidos en la técnica y pueden incluir etapas de reducción de presión, etapas de purga, etapas de destilación, etapas de extracción, etc. También son posibles combinaciones de diferentes etapas.

Según un procedimiento preferente, una parte de los hidrocarburos se elimina del polvo de polímero reduciendo la presión. A continuación, el polvo se pone en contacto con vapor a una temperatura de 90 a 110°C durante un período de 10 minutos a 3 horas. A continuación, el polvo se purga con gas inerte, tal como nitrógeno, durante un período de 1 a 60 minutos a una temperatura de 20 a 80°C. Dichos procedimientos se dan a conocer, entre otros, en los documentos WO-A-2008015228 y WO-A-2008080782.

Según otro procedimiento preferente, el polvo de polímero se somete a una reducción de presión, tal como se ha descrito anteriormente. A continuación, se purga con un gas inerte, tal como nitrógeno, durante un período de 20 minutos a 5 horas a una temperatura de 50 a 90°C. El gas inerte puede contener del 0,0001 al 5%, preferentemente, del 0,001 al 1%, en peso de componentes para desactivar el catalizador contenido en el polímero, tal como vapor.

5 Las etapas de purga se realizan, preferentemente, de manera continua en un lecho móvil sedimentado. El polímero se mueve hacia abajo como un flujo de pistón y el gas de purga, que se introduce en el fondo del lecho, fluye hacia arriba.

10 Los procedimientos adecuados para eliminar hidrocarburos del polímero se dan a conocer en los documentos WO-A-02/088194, EP-A-683176, EP-A-372239, EP-A-47077 y GB-A-1272778.

15 Después de la eliminación de hidrocarburos residuales, el polímero se mezcla preferentemente con aditivos, tal como es bien conocido en la técnica. Entre estos aditivos se incluyen antioxidantes, estabilizantes de proceso, neutralizadores, agentes lubricantes, agentes de nucleación, pigmentos, etc.

20 Las partículas de polímero se mezclan con aditivos y se extruyen en gránulos, tal como es conocido en la técnica. Preferentemente, se utiliza una extrusora de doble husillo contrarrotativo para la etapa de extrusión. Estas extrusoras son fabricadas, por ejemplo, por Kobe y Japan Steel Works. Un ejemplo adecuado de estas extrusoras se da a conocer en el documento EP-A-1600276.

Beneficios de la invención

25 La presente invención puede funcionar durante largos períodos de tiempo con un tiempo de inactividad reducido. Se evita la acumulación de partículas de polímero en la parte inferior del reactor. Según el procedimiento reivindicado, la mezcla de gas y sólido es más eficiente y las capacidades de eliminación de calor son mayores en comparación con los reactores de lecho fluidizado de burbujeo convencionales. Además, se puede conseguir una mayor homogeneidad del polímero en términos de estrechamiento de las distribuciones de tamaño de partículas y del tiempo de residencia, además, la productividad de polímero puede aumentar significativamente. También presenta menos riesgo de formar aglomerados, láminas y fragmentación. Además, las partículas de polímero con una distribución amplia de tamaños de partículas pueden fluidificarse adecuadamente sin experimentar problemas de segregación de partículas. Finalmente, el tiempo de residencia medio es corto, el rendimiento espaciotemporal es elevado y el volumen del reactor necesario para un rendimiento dado es menor en comparación con los reactores de lecho fluidizado de fase gaseosa habituales.

35 **Descripción de los dibujos**

40 La figura 1 muestra un sistema de reactor de la técnica anterior. El reactor -1- tiene una zona inferior -5-, una zona intermedia -6- y una zona superior -7-. El gas de fluidización se introduce en la zona inferior -5- a través de la abertura -8-. Mientras que el gas fluye hacia arriba a través de la zona inferior -5-, su velocidad superficial se reduce debido al diámetro creciente. Un lecho fluidizado comienza a formarse dentro de la zona inferior -5-. El gas continúa viajando hacia arriba a través de la zona intermedia -6- en la que la velocidad del gas es constante y el lecho se forma completamente. Finalmente, el gas alcanza la zona superior -7- desde la que se extrae a través de la abertura -9-. El gas, junto con los sólidos arrastrados, pasa a lo largo de la línea -12- hacia un separador ciclónico -2-. El separador ciclónico -2- elimina la mayor parte del sólido arrastrado del gas de circulación que pasa a través de la salida de gas -13- a lo largo de las líneas -16- y -18- a un compresor -17-. Antes del compresor -17- hay, preferentemente, un filtro -4-. En el compresor -17- el gas se presuriza y pasa a través de la línea -19- a un enfriador -3- en el que se enfría. Desde el enfriador -3-, el gas pasa a lo largo de la línea -20- hacia la entrada -8- del reactor -1-.

50 La corriente sólida pasa desde el separador ciclónico -2- a través de la abertura -14- hasta la línea -21-. Al utilizar una válvula -15-, la corriente sólida puede retirarse y enviarse a un procesamiento adicional a lo largo de la línea -23- o devolverse al reactor -1- a lo largo de la línea -22- a través de la abertura -24-.

55 El polímero como producto se retira del reactor -1- a lo largo de una o más salidas -11-. El catalizador, dispersado opcionalmente dentro de las partículas de polímero de una etapa de polimerización previa, se introduce en el reactor -1- a lo largo de la línea -10-. Se puede introducir monómero, comonomero, hidrógeno y gas inerte adicionales en una ubicación conveniente de las líneas de circulación de gas -16-, -18-, -19-, -20-.

60 La figura 2 es un dibujo esquemático de la zona superior -7-. Dentro de la zona superior, habitualmente en su ubicación más elevada, hay una abertura -9- para extraer el gas de circulación del reactor.

65 La figura 3 muestra el diseño de la zona inferior con la cámara de entrada -25-. El gas de fluidización entra en la parte superior de la cámara de entrada -25- a través de la abertura -8-. El gas se desplaza hacia abajo en la cámara de entrada -25-. Dentro de la parte inferior de la cámara de entrada, el gas de fluidización entra en la tubería de entrada -26- desde la que se le hace pasar a la zona inferior. La zona inferior comprende dos secciones cónicas,

una inclinada con el ángulo de cono más estrecho -27- ubicada en el extremo inferior de la zona inferior y una segunda con un ángulo de cono más ancho -28- ubicada en el extremo superior de la zona inferior. La cámara de entrada también está equipada con medios para retirar el polímero, que comprenden una disposición de válvulas accionadas secuencialmente. Cuando se retira el polímero de la parte inferior de la cámara de entrada, la válvula superior se abre, mientras que la válvula inferior permanece cerrada. Esto permite que el polímero fluya a través de la válvula superior a una cámara de descarga -29-. Después de un período adecuado, la válvula superior se cierra. Cuando la válvula superior está completamente cerrada, la válvula inferior se abre permitiendo, de este modo, que el polímero se descargue desde la cámara de descarga -29-. Posteriormente, la válvula inferior se cierra y, cuando está completamente cerrada, la secuencia se puede iniciar de nuevo.

Ejemplos

En los ejemplos 1 a 5, el reactor se hizo funcionar a una presión absoluta de 20 bares y una temperatura de 85°C. Se utilizó propano como gas de fluidización. El lecho estaba formado por partículas de polietileno de alta densidad con un diámetro medio (d_{50}) de 200 μm . El HDPE tenía una densidad de 950 kg/m^3 y un MFR_5 de 0,27 g/10 min. La presente invención se indicó como ejemplo con un conjunto de reactor que tiene las siguientes propiedades:

Altura de la zona inferior:	900 mm
Altura de la zona intermedia:	1.500 mm
Altura de la zona superior	415 mm
Diámetro de la zona intermedia	300 mm
Ángulo de cono de la zona inferior	20°

Debajo de la zona inferior había una cámara de entrada, tal como se muestra en la figura 3, que estaba conectada a la zona inferior a través de un orificio que tenía un diámetro de 100 mm. La cámara de entrada tenía un cuerpo cilíndrico vertical con una altura de 600 mm y un diámetro externo de 150 mm. Se montó en el orificio una tubería de entrada que tenía un diámetro externo de 100 mm. La tubería se extendió 300 mm hacia abajo en la cámara de entrada.

Ejemplo 1

El reactor, tal como se ha descrito anteriormente, se hizo funcionar, de modo que la velocidad del gas en la tubería de entrada fuera de 9 m/s. El reactor funcionó de manera estable. Después de un período de 2 horas de funcionamiento, se abrió y se examinó la cámara de entrada. Se descubrió una cantidad sustancial de polvo de polímero en el fondo de la cámara de entrada.

Ejemplo 2

Se repitió el procedimiento del ejemplo 1, con la excepción de que el flujo de gas se incrementó de modo que la velocidad del gas en la tubería de entrada fue de 12 m/s. El reactor funcionó de manera estable. Después de un período de 2 horas de funcionamiento, se abrió y se examinó la cámara de entrada. Se descubrió una pequeña cantidad de polvo de polímero en el fondo de la cámara de entrada.

Ejemplo 3

Se repitió el procedimiento del ejemplo 1, con la excepción de que el flujo de gas se incrementó de modo que la velocidad del gas en la tubería de entrada fue de 20 m/s. El reactor funcionó de manera estable. Después de un período de 2 horas de funcionamiento, se abrió y se examinó la cámara de entrada. Prácticamente no se descubrió polvo de polímero en el fondo de la cámara de entrada.

Para los ejemplos 4 y 5, el reactor se modificó de manera que la tubería de entrada se extendiera 500 mm hacia abajo en la parte inferior de la cámara de entrada.

Ejemplo 4

Se repitió el procedimiento del ejemplo 1, con la excepción de que se utilizó el reactor con la tubería de entrada que se extendía 500 mm en la cámara de entrada. El reactor funcionó de manera estable. Después de un período de 2 horas de funcionamiento, se abrió y se examinó la cámara de entrada. Se descubrió una cantidad muy pequeña de polvo de polímero en el fondo de la cámara de entrada.

Ejemplo 5

Se repitió el procedimiento del ejemplo 4, con la excepción de que el flujo de gas se incrementó, de modo que la velocidad del gas en la tubería de entrada fue de 12 m/s. El reactor funcionó de manera estable. Después de un período de 2 horas de funcionamiento, se abrió y se examinó la cámara de entrada. Prácticamente no se descubrió polvo de polímero en el fondo de la cámara de entrada.

ES 2 673 428 T3

Ejemplo	L, mm	1-L/H	V, m/s	Polvo en la cámara de entrada
1	300	0,5	9	Sí
2	300	0,5	12	Algo
3	300	0,5	20	No
4	500	0,17	9	Cantidad muy pequeña
5	500	0,17	12	No

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento de polimerización de olefinas que comprende polimerizar, como mínimo, una olefina en fase gaseosa en un lecho fluidizado en presencia de un catalizador de polimerización de olefinas en un reactor de polimerización que tiene un cuerpo vertical; una zona inferior que se estrecha hacia abajo, generalmente cónica; una zona intermedia generalmente cilíndrica encima de y conectada a dicha zona inferior; y una zona superior que se estrecha hacia arriba, generalmente cónica, encima de y conectada a dicha zona intermedia en la que (i) el gas de fluidización se introduce en la zona inferior del reactor desde la que pasa hacia arriba a través del reactor; (ii) el gas de fluidización se extrae de la zona superior del reactor, se comprime, se enfría y se devuelve a la zona inferior del reactor; (iii) se forma un lecho fluidizado dentro del reactor en el que las partículas de polímero en crecimiento se suspenden en la corriente de gas ascendente, en el que la velocidad superficial del gas de fluidización es menor que la velocidad de transporte de las partículas; y (iv) no hay rejilla de fluidización en el reactor, caracterizado por que el gas de fluidización se hace pasar desde una cámara de entrada, que está por debajo de la zona inferior, a la zona inferior y en el que el gas entra en la cámara de entrada en la parte superior de dicha cámara de entrada, a continuación fluye desde la parte superior de dicha cámara de entrada a la parte inferior de la misma y el gas fluye desde la parte inferior de la cámara de entrada a la zona inferior a través de una tubería de entrada que se extiende hasta la parte inferior de la cámara de entrada.
2. Procedimiento, según la reivindicación 1, en el que la velocidad del gas que fluye hacia arriba dentro de la tubería de entrada es suficientemente elevada para evitar la acumulación de partículas de polímero dentro de la cámara de entrada.
3. Procedimiento, según la reivindicación 1 o la reivindicación 2, en el que la velocidad del gas que fluye hacia arriba dentro de la tubería de entrada no es inferior a 9 m/s.
4. Procedimiento, según la reivindicación 3, en el que la tubería de entrada se extiende a un nivel dentro de la cámara de entrada, de modo que la relación de la longitud de la tubería de entrada dentro de la cámara de entrada respecto a la altura de la cámara de entrada está en el intervalo de 0,30 a 0,95, más preferentemente de 0,60 a 0,90 y, de la manera más preferente, de 0,70 a 0,85.
5. Procedimiento, según la reivindicación 3 o la reivindicación 4, en el que la velocidad del gas que fluye hacia arriba en la tubería de entrada no es inferior a 12 m/s.
6. Procedimiento, según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la velocidad del gas en la zona intermedia del reactor es tal que N_{Br} está dentro del intervalo de 2,5 a 7, en el que N_{Br} se calcula según la fórmula:

$$N_{Br} = \frac{d_{90} - d_{10}}{\frac{d_{50}}{U_s} U_t}$$

- en la que d_{90} representa el diámetro de partículas equivalente más pequeño, de modo que el 90% de las partículas tienen un diámetro equivalente más pequeño que d_{90} ; d_{10} representa el diámetro de partícula equivalente más pequeño, de modo que el 10% de las partículas tienen un diámetro equivalente más pequeño que d_{10} ; d_{50} representa la mediana de diámetros de partícula equivalente; U_s es la velocidad superficial del gas dentro de la zona intermedia; y U_t es la velocidad terminal de las partículas dentro del reactor.
7. Reactor para la polimerización de olefinas en fase gaseosa que tiene un cuerpo vertical y que comprende: una zona inferior (5) que se estrecha hacia abajo, generalmente cónica; una zona intermedia (6) generalmente cilíndrica encima de y conectada a dicha zona inferior (5); y una zona superior (7) cónica generalmente cónica encima de y conectada a dicha zona intermedia (6) y en el que no hay rejilla de fluidización en el reactor, caracterizado por que una cámara de entrada (25) está situada debajo de la zona inferior (5) y conectada a la parte inferior de la misma, en el que dicha cámara de entrada (25) tiene una forma vertical generalmente cilíndrica y tiene una parte superior y una parte inferior y en la que una tubería de entrada (26) está conectada a la parte inferior de dicha zona inferior (5) y en la que la tubería de entrada se extiende a la parte inferior de la cámara de entrada (25).
8. Reactor, según la reivindicación 7, en el que la relación del diámetro de la zona intermedia (6) respecto al diámetro de la cámara de entrada (25) está dentro del intervalo de 1,5 a 4,5, preferentemente, de 1,7 y 4,3 y, más preferentemente, de 1,8 a 4,0.
9. Reactor, según la reivindicación 7 o la reivindicación 8, en el que la relación del diámetro interno de la cámara de entrada (25) respecto al diámetro interno de la tubería de entrada (26) está dentro del intervalo de 1,3 a 2,0, preferentemente de 1,33 a 1,7 y, más preferentemente, de 1,4 a 1,66.

- 5
10. Reactor, según cualquiera de las reivindicaciones 7 a 9, en el que la relación de la longitud de la tubería de entrada (26) dentro de la cámara de entrada (25) respecto a la altura de la cámara de entrada (25) está dentro del intervalo de 0,65 a 0,95, más preferentemente, de 0,70 a 0,90 y, de la manera más preferente, de 0,75 a 0,85.
11. Reactor, según cualquiera de las reivindicaciones 7 a 10, en el que la relación del diámetro de la zona intermedia (6) respecto al diámetro de la tubería de entrada (26) es de 2,0 a 7,0, más preferentemente, de 2,25 a 6,5 y, de forma especialmente preferente, de 2,5 a 6,0.
- 10
12. Reactor, según cualquiera de las reivindicaciones 7 a 11, en el que la cámara de entrada (25) incluye medios para extraer el polímero (29) del fondo de la cámara de entrada (25).
13. Reactor, según la reivindicación 12, en el que los medios para extraer el polímero (29) del fondo de la cámara de entrada (25) comprenden válvulas accionadas secuencialmente.
- 15
14. Utilización del reactor, según cualquiera de las reivindicaciones 7 a 13, para polimerizar, como mínimo, una olefina.

FIGURA 1

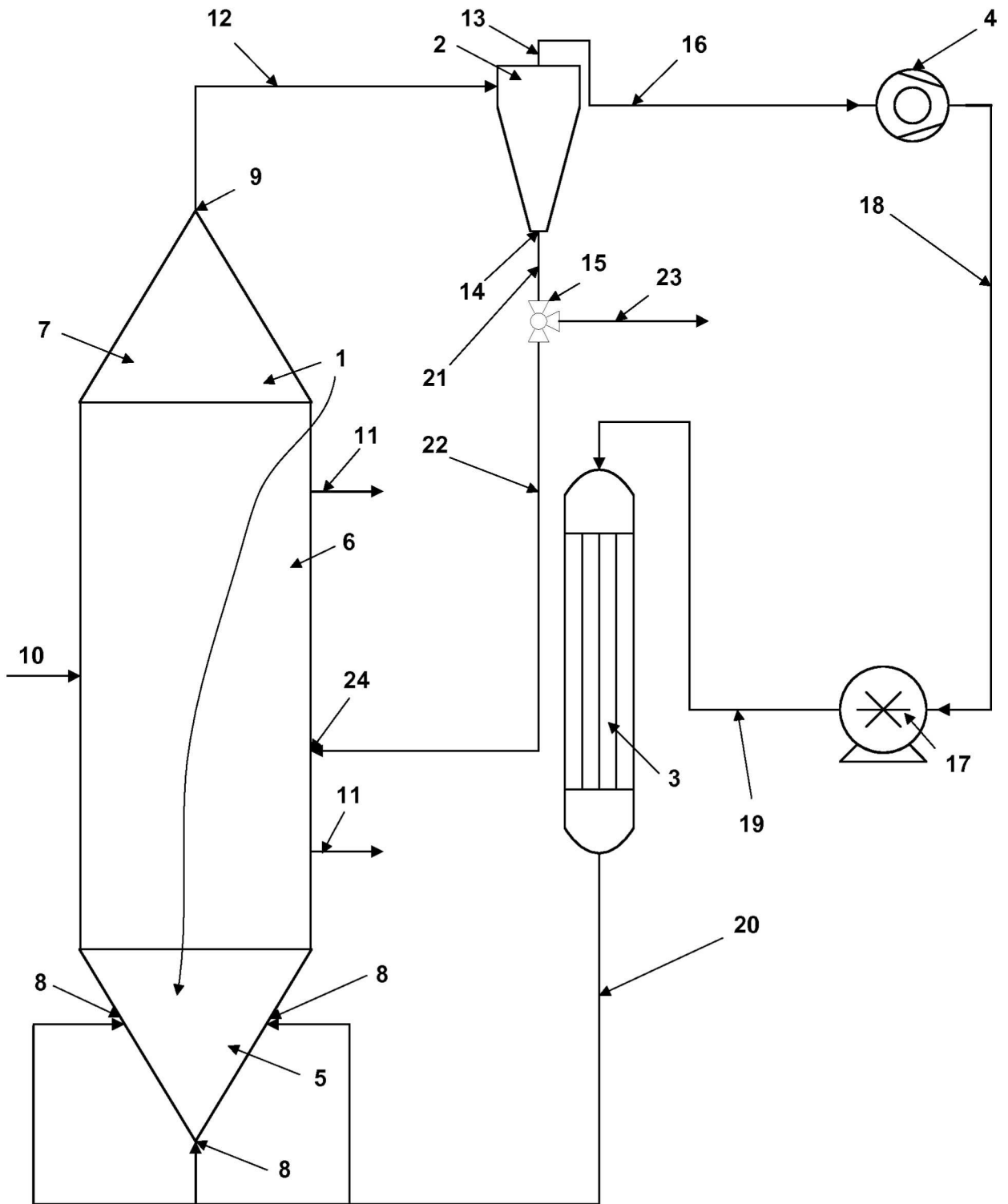


FIGURA 2

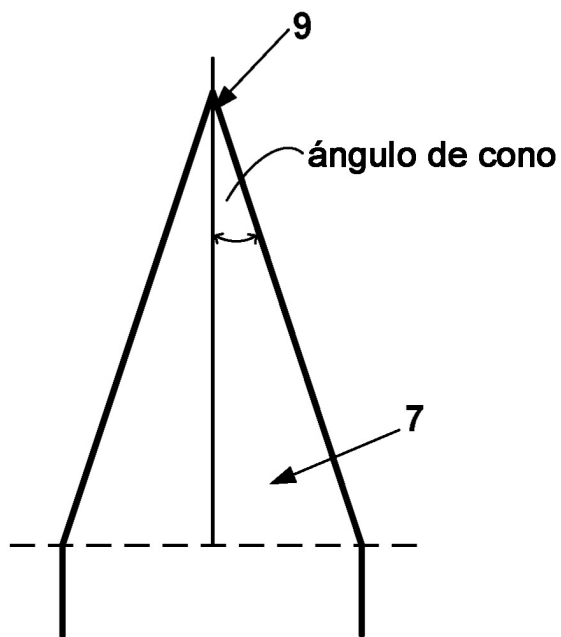


FIGURA 3

