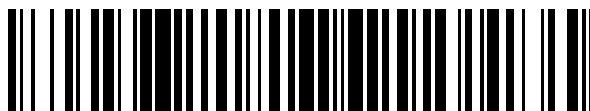


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 817 776**

51 Int. Cl.:

B01J 8/24 (2006.01)

B01J 8/38 (2006.01)

B01J 19/24 (2006.01)

B01J 8/18 (2006.01)

C08F 110/06 (2006.01)

C08F 10/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **02.03.2011** **E 11001745 (6)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **02.09.2020** **EP 2495038**

54 Título: **Un procedimiento para la producción de polímeros**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
08.04.2021

73 Titular/es:

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

72 Inventor/es:

ERIKSSON, ERIK;
BERGSTRA, MICHIEL;
NYFORS, KLAUS y
WEICKERT, GÜNTER

74 Agente/Representante:

DURAN-CORRETJER, S.L.P

Observaciones:

Véase nota informativa (Remarks, Remarques o Bemerkungen) en el folleto original publicado por la Oficina Europea de Patentes

ES 2 817 776 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

Un procedimiento para la producción de polímeros

- 5 La presente invención se refiere a un procedimiento para la polimerización de uno o más monómeros olefínicos en un conjunto de reactor de lecho fluidizado, y a conjuntos de múltiples reactores que comprenden, como mínimo, un reactor de lecho fluidizado.

10 **Estado de la técnica anterior**

Los reactores de fase gaseosa se utilizan de manera común para la polimerización de olefinas, tales como el etileno y el propileno, dado que permiten una flexibilidad relativamente elevada en el diseño de polímeros y la utilización de diversos sistemas catalíticos. Una variante común del reactor de fase gaseosa es el reactor de lecho fluidizado. En la producción de poliolefinas, las olefinas se polimerizan en presencia de un catalizador de polimerización en una corriente de gas que se mueve hacia arriba. El gas de fluidización se elimina de la parte superior del reactor, se enfría en un refrigerador, normalmente un intercambiador de calor, se vuelve a presurizar y se retroalimenta a la parte inferior del reactor. El reactor contiene normalmente un lecho fluidizado que comprende las partículas de polímero en crecimiento, que contienen el catalizador activo ubicado encima de una placa de distribución que separa el fondo y la zona media del reactor. La velocidad del gas de fluidización se ajusta de modo que se mantenga una situación cuasi estacionaria, es decir, el lecho se mantiene en condiciones fluidizadas. En dicha situación cuasi estacionaria, los flujos de gas y partículas son muy dinámicos. La velocidad de gas necesaria depende principalmente de las características de las partículas y es bien predecible dentro de un cierto intervalo de escala. Se debe tener cuidado de que la corriente de gas no descargue demasiado material polimérico desde el reactor. Generalmente, esto se consigue mediante una llamada zona de desacoplamiento. Esta parte en la zona superior del reactor se caracteriza por un aumento de diámetro, reduciendo la velocidad del gas. De este modo, las partículas que se transportan desde el lecho con el gas de fluidización se depositan, en su mayor parte, nuevamente en el lecho. Aún otro problema fundamental con los reactores de lecho fluidizado tradicionales son las limitaciones en cuanto a la capacidad de enfriamiento y arrastre debido a la formación de burbujas enormes. Se debe mencionar que la presencia de burbujas como tal es deseable, ya que de este modo se intensifica la mezcla. Sin embargo, el tamaño de la burbuja debe ser mucho más pequeño que el diámetro del reactor. El aumento del nivel del lecho en reactores de lecho fluidizado convencionales, para aumentar el rendimiento espaciotemporal conduce a un aumento del tamaño de burbujas y a un arrastre no deseado de material desde el reactor. En los reactores convencionales no hay medios para romper las burbujas.

35 Se han propuesto diversos diseños de reactores de fase gaseosa modificados. Por ejemplo, la Patente WO-A-01/87989 ha propuesto un reactor de lecho fluidizado sin una placa de distribución y un suministro asimétrico de los componentes de reacción a la cámara de reacción. M. Olazar ha informado de un reactor de lecho en surtidor en Chem. Ing. Technol., 26 (2003), 8, págs. 845-852. En este reactor, se introduce un chorro de fluidos en un recipiente cilíndrico o cónico que contiene sólidos. En condiciones adecuadas, el chorro penetra las partículas hacia arriba a través del surtidor. La recirculación se lleva a cabo en la fase externa adyacente al surtidor.

También se conocen conjuntos de reactores duales que comprenden dos reactores. La Patente WO 97/04015 da a conocer dos reactores cilíndricos verticales acoplados, estando el primer reactor operado en condiciones de fluidización rápida. El primer reactor que tiene una zona inferior troncocónica y una zona superior hemisférica está acoplado con el segundo reactor que es un reactor de lecho sedimentado. La operación en condiciones de fluidización rápida se realiza en un reactor que tiene una proporción de longitud/diámetro de sección transversal equivalente de, aproximadamente, 5 o más.

La Patente WO-A-01/79306 da a conocer un conjunto de reactor de fase gaseosa que comprende un reactor que incluye una rejilla de distribución acoplada con un ciclón que separa sólidos y material gaseoso. Los sólidos separados se reciclan de regreso al reactor.

La Patente WO-A-2009/080660 da a conocer la utilización de un conjunto de reactor de fase gaseosa, tal como el que se describe en la Patente WO-A-97/04015, que comprende dos reactores interconectados y una unidad de separación, siendo el primer reactor uno denominado elevador ("*riser*") y siendo el segundo reactor uno denominado bajante ("*downcomer*"). El primero opera en condiciones de fluidización rápida.

Sin embargo, los reactores de lecho fluidizado y los conjuntos de reactor dual que comprenden un reactor de lecho fluidizado descritos en la técnica anterior todavía tienen varias desventajas.

Un primer problema se refiere al taponamiento de la parte inferior de las placas de distribución debido al arrastre de finos transportados con el gas de circulación. Este efecto reduce la estabilidad operativa y la estabilidad de la calidad del polímero. Este problema se puede superar parcialmente mediante una velocidad de gas de fluidización más baja. Sin embargo, una velocidad de gas de fluidización relativamente baja limita la velocidad de producción y puede conducir a la formación de láminas, trozos y conglomerados en la producción de poliolefinas. Este conflicto de objetivos ha sido contrarrestado, generalmente, mediante la incorporación de una zona de desacoplamiento. Sin

embargo, las zonas de desacoplamiento limitan nuevamente la velocidad de producción de un reactor de fase gaseosa de tamaño fijo, dado que existe la necesidad de espacio superior adicional por encima del nivel superior del lecho fluidizado durante la operación. En dimensiones industriales, la altura de la zona de desacoplamiento asciende, a menudo, a más del 40 % del volumen total del reactor, por lo que requiere la construcción de reactores innecesariamente enormes.

Un segundo problema se refiere al burbujeo. Los reactores de lecho fluidizado convencionales operan normalmente en un régimen de burbujeo. Una parte del gas de fluidización pasa el lecho en la fase de emulsión en la que el gas y los sólidos están en contacto entre sí. La parte restante del gas de fluidización pasa el lecho en forma de burbujas. La velocidad del gas en las burbujas es mayor que la velocidad del gas en la fase de emulsión. Además, la transferencia de masa y calor entre la fase de emulsión y las burbujas es limitada, especialmente para burbujas grandes que tienen una proporción elevada de volumen respecto a superficie. A pesar del hecho de que las burbujas contribuyen positivamente a la mezcla del polvo, no se desea la formación de burbujas demasiado grandes, dado que el gas que pasa a través del lecho en forma de burbujas no contribuye a la eliminación del calor del lecho de la misma manera que el gas en la fase de emulsión y el volumen ocupado por las burbujas no contribuye a la reacción de polimerización.

Aún otro problema se refiere a la eliminación de láminas, trozos y conglomerados. La ausencia total de láminas, trozos y conglomerados es bastante difícil de conseguir en los reactores estándar. Normalmente, las láminas, trozos y conglomerados se eliminan por encima de la placa de distribución mediante salidas adicionales y unidades receptoras que se pueden obstruir y que, en cualquier caso, no permiten una eliminación completa de las láminas, trozos y conglomerados. Por lo tanto, existe todavía la necesidad de un procedimiento mejorado en un diseño del reactor mejorado. La presente invención tiene como objetivo superar las desventajas de los diseños de reactores conocidos en la técnica anterior y, particularmente, tiene como objetivo evitar la segregación de finos a una velocidad de producción elevada. La presente invención pretende, además, evitar zonas de baja productividad en el reactor. Además, la presente invención se refiere a la provisión de un procedimiento en un reactor, que permite una estabilidad operativa elevada y, al mismo tiempo, la producción de polímero que tiene la calidad más elevada. Aún en otro aspecto adicional, la presente invención se refiere a un procedimiento en un conjunto de reactor que minimiza la formación de láminas, trozos y conglomerados.

Características de la invención

La presente invención, según la reivindicación 1, se basa en el descubrimiento de que estos problemas se pueden superar mediante un procedimiento para la producción en polímeros en un reactor de lecho fluidizado que tiene un área de sección transversal creciente en la zona inferior y que no tiene placa de distribución.

Definiciones

En la sección 17 del Perry's Chemical Engineers' Handbook, vol. 8 (McGraw-Hill, 2008), se ofrece una visión general de los diferentes tipos de fluidización y los diferentes regímenes de fluidización. La figura 17-3 en Perry's muestra que los lechos fluidizados burbujeantes convencionales operan, normalmente, a velocidades superficiales del gas entre la velocidad mínima de fluidización y la velocidad terminal. Los lechos turbulentos operan a una velocidad del gas que está cerca de la velocidad terminal. Los reactores de transporte y los lechos circulantes operan a velocidades del gas significativamente más elevadas que la velocidad terminal. Los lechos burbujeantes, turbulentos y de fluidización rápida se distinguen claramente y se explican con más detalle en Perry's, en las páginas 17-9 a 17-11. El cálculo de la velocidad mínima de fluidización y la velocidad de transporte se analiza más a fondo en Geldart, Gas Fluidization Technology, página 155, y siguientes, J Wiley & Sons Ltd, 1986.

Los reactores de lecho fluidizado son bien conocidos en la técnica anterior. En los reactores de lecho fluidizado, el gas de fluidización se hace pasar a través del lecho fluidizado con una cierta velocidad superficial. La velocidad superficial del gas de fluidización debe ser mayor que la velocidad de fluidización de las partículas contenidas en el lecho fluidizado, ya que de lo contrario no se produciría la fluidización. Sin embargo, la velocidad superficial debería ser sustancialmente menor que la velocidad de inicio del transporte neumático, ya que de lo contrario todo el lecho sería arrastrado con el gas de fluidización. Se ofrece una descripción general, por ejemplo, en Perry's, páginas 17-1 a 17-12, o M Pell, Gas Fluidization (Elsevier, 1990), páginas 1 a 18 y en Geldart, Gas Fluidization Technology, J Wiley & Sons Ltd, 1986.

Los medios para la separación de gas/sólidos (2) permiten la separación de gas y sólidos, particularmente polvo. En la realización más simple, este puede ser un recipiente en el que los sólidos, particularmente el polímero, se depositan por gravedad. Sin embargo, los medios para la separación de gases/sólidos son, generalmente, como mínimo, un ciclón. Un ciclón utilizado en el conjunto de reactor, según la presente memoria descriptiva, en su forma más simple, es un recipiente en el que se establece un flujo rotativo. El diseño del ciclón está bien descrito en la bibliografía. Los ciclones particularmente adecuados se describen en los documentos Kirk-Othmer, Encyclopaedia of Chemical Technology, 2ª edición (1966), Volumen 10, páginas 340-342.

Son necesarios medios para enfriar (3) en vista de la naturaleza exotérmica de las reacciones de polimerización. Habitualmente, los medios para enfriar estarán en forma de un intercambiador de calor.

5 Los medios para presurizar (4) permiten el ajuste de la velocidad del gas de fluidización. Normalmente, son compresores.

10 El reactor de lecho fluidizado comprende una zona inferior (5), una zona media (6) y una zona superior (7). Estas zonas forman la zona de reacción real que denota el espacio dentro del reactor de lecho fluidizado designado para la reacción de polimerización. Sin embargo, un experto en la materia comprenderá que la reacción de polimerización continuará mientras el catalizador permanezca activo y haya un monómero para polimerizar. De este modo, los crecimientos de la cadena también pueden tener lugar fuera de la zona de reacción real. Por ejemplo, el polímero recogido en un recipiente de recolección seguirá polimerizando posteriormente.

15 Los términos zona inferior, zona media y zona superior indican la posición relativa con respecto a la base del reactor de lecho fluidizado. El reactor de lecho fluidizado se extiende verticalmente en dirección ascendente desde la base, con lo que la sección o las secciones transversales del reactor de lecho fluidizado son esencialmente paralelas a la base.

20 La altura del reactor de lecho fluidizado es la distancia vertical entre dos planos con el plano inferior que cruza el punto más bajo de la zona inferior y el plano superior que cruza el punto más elevado de la zona superior. La distancia vertical indica la distancia a lo largo de un eje geométrico que forma un ángulo de 90 ° con la base y también los dos planos, es decir, una zona de entrada de gas (si está presente) contribuirá, por definición, a la altura del reactor de lecho fluidizado. La altura de las zonas individuales es la distancia vertical entre los planos que limitan las zonas.

25 El término sección transversal, tal como se utiliza en la presente memoria descriptiva, denota el área de la intersección con un plano que es paralelo a la base. Si no se menciona lo contrario, el término sección transversal siempre se refiere a la sección transversal interna sin elementos internos. Por ejemplo, si la zona media es cilíndrica con un diámetro externo de 4,04 m y la pared del cilindro tiene un espesor de 0,02 m, el diámetro interno será de 4,00 m, con lo que la sección transversal será de $2,0 \times 2,0 \times \pi \text{ m}^2 \approx 12,6 \text{ m}^2$.

30 El término sección transversal libre denota el área de la sección transversal total que permite el intercambio de gases y partículas. En otras palabras, en un dibujo en sección con la sección que atraviesa el plano formado por el plano interfásico de la sección transversal de la zona inferior y la sección transversal de la zona media, la sección transversal libre es el área que no tiene obstáculos.

35 Tener un diámetro de sección transversal equivalente esencialmente constante denota un diámetro de sección transversal equivalente que tiene una variación por debajo del 5 %.

40 La variación significará la diferencia del diámetro de sección transversal equivalente máximo y el diámetro de sección transversal equivalente mínimo frente al diámetro equivalente promedio. Por ejemplo, si el diámetro de sección transversal equivalente máximo era de 4,00 m, el diámetro de sección transversal equivalente mínimo era de 3,90 m, y el diámetro de sección transversal equivalente promedio era de 3,95 m, la variación sería $(4,00-3,90) \text{ m} / 3,95 \text{ m} = 0,025$, es decir, el 2,5 %.

45 La disminución de manera estrictamente monótona se debe entender en un sentido matemático, es decir, el diámetro promedio disminuirá o será constante con respecto a la dirección del flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado. El diámetro de sección transversal equivalente que disminuye de manera estrictamente monótona incluye una situación, concretamente, la disminución del diámetro de sección transversal equivalente con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado.

50 El diámetro de sección transversal equivalente es el diámetro normal en el caso de sección transversal circular. Si la sección transversal no es circular, el diámetro de sección transversal equivalente es el diámetro de un círculo que tiene la misma área que la sección transversal de la realización de sección transversal no circular.

55 Como una cuestión de definición, las tres zonas de reacción, la zona inferior, la zona media y la zona superior se diferenciarán en cuanto a su diámetro de sección transversal equivalente. En otras palabras, el plano límite que delimita la zona inferior y la zona media será el plano en el que el diámetro de la sección transversal cambia de valores crecientes a valores esencialmente constantes. El plano límite que delimita la zona media y la zona superior será el plano, en el que el diámetro de sección transversal cambia de valores esencialmente constantes a valores decrecientes. En el texto posterior, "diámetro" también se utiliza con el significado de "diámetro de sección transversal equivalente" para superficies no circulares.

65 La geometría cónica desempeña un papel importante para el procedimiento de la presente invención. Un cono es una forma geométrica tridimensional que se estrecha suavemente desde un plano hasta el vértice. Este plano

generalmente será un círculo, pero también puede ser elíptico. Todos los conos tienen también un eje que es la línea recta que pasa a través del vértice, alrededor del cual la superficie lateral tiene una simetría rotacional.

5 Desde una perspectiva más funcional, el reactor de lecho fluidizado, según el procedimiento de la presente invención, incluye una sección de entrada de gas, un primer dominio, en el que la velocidad superficial del gas del gas de fluidización es esencialmente constante, y un segundo dominio que se encuentra por encima del primer dominio, en el que la velocidad superficial del gas del gas de fluidización es mayor respecto al primer dominio, una entrada para el gas de fluidización ubicada en la sección de entrada de gas, una salida para el gas de fluidización ubicada en el segundo dominio; estando acoplada la salida para el gas de fluidización con el reactor de lecho fluidizado a través de una tubería de circulación de gas; y medios para la separación de sólidos del gas que se conectan a dicha tubería de circulación de gas.

15 La sección de entrada de gas es la parte del reactor en la que el gas de fluidización entra en el reactor. En esta sección, se forma el lecho.

El primer dominio es la parte del reactor en la que la velocidad superficial del gas del gas de fluidización es esencialmente constante.

20 El segundo dominio está ubicado por encima del primer dominio y es la parte del reactor en la que la velocidad superficial del gas del gas de fluidización es mayor respecto a la velocidad superficial del gas en el primer dominio.

Una corriente de cabeza que comprende menos del 2 % en peso de sólidos significa que el 98 % en peso o más de la corriente está presente en forma gaseosa en las condiciones normalmente necesarias para la operación.

25 La velocidad del gas significará la velocidad superficial del gas.

La sección de entrada de gas denota la parte de la totalidad del aparato, en la que tiene lugar la alimentación y se forma el lecho. En cuanto a la sección de entrada de gas, se diferencia de los denominados primer dominio y segundo dominio.

30 El primer dominio denota la parte del reactor de lecho fluidizado, en la que la velocidad superficial del gas del gas de fluidización es esencialmente constante.

35 El segundo dominio está ubicado verticalmente sobre el primer dominio y denota la parte del reactor de lecho fluidizado, en la que la velocidad superficial del gas del gas de fluidización es mayor que la velocidad superficial del gas en el primer dominio.

"Mayoría de las partículas de polímero" significa, como mínimo, el 50 % de las partículas de polímero.

40 "Conectadas directamente" significa que dos zonas son directamente adyacentes.

La corriente de cabeza es una corriente que se toma de los medios de separación de gas/sólidos, tales como un ciclón. Cuando se utiliza un ciclón, la corriente de cabeza se origina a partir de la corriente superior, es decir, no en la corriente inferior o de fondo.

45 Descripción

El conjunto de reactor utilizado en la presente invención tiene diversas ventajas. El conjunto de reactor es simple, lo que permite una construcción económica.

50 El conjunto de reactor tiene diversas ventajas. En un primer aspecto, no hay rejilla de distribución. Una rejilla de distribución siempre es una ubicación potencial donde se forman conglomerados. La ausencia de una rejilla de distribución permite una fácil extracción de láminas, trozos y conglomerados.

55 Cuando la zona superior está conformada, tal como se ha descrito para las realizaciones preferentes, hay otras ventajas.

60 El reactor se puede hacer funcionar de modo que el lecho ocupe casi el volumen total del reactor. Esto permite relaciones de productividad/tamaño de reactor más elevadas que conducen a una reducción sustancial de costes. Además, el polímero se distribuye uniformemente dentro del reactor sobre el área del lecho y se acompaña de una mejor coalescencia de las burbujas de gas.

65 Una ventaja importante adicional es que la separación del polímero del gas de fluidización, por ejemplo, mediante la utilización de un ciclón, se puede realizar fácilmente debido a una elevada concentración de sólidos en el gas de fluidización. Sorprendentemente, se ha descubierto que el contenido de sólidos en el gas de fluidización después de la separación de gas/sólido es mucho menor en el procedimiento de la presente invención en comparación con una

planta/procedimiento que da como resultado una alimentación a los medios de separación de gas/sólidos caracterizado por una menor cantidad de sólidos. En otras palabras, la cantidad relativamente elevada de sólidos antes de la separación de gas/sólidos en el procedimiento de la presente invención, sorprendentemente, da como resultado un mejor grado de separación de sólidos.

5 En realizaciones preferentes, el flujo de sólidos adyacente a las paredes del reactor es sorprendentemente elevado, lo que conduce a una limpieza constante de las paredes, particularmente en la zona superior. En otro aspecto, se ha descubierto que, sorprendentemente, dentro del conjunto de reactor, el arrastre de finos con el gas de fluidización se reduce a medida que se destruyen las burbujas indeseablemente grandes. Además, la eliminación de calor del polímero en función de la altura del lecho es más uniforme y hay una mejor dispersión entre el gas y el polímero que en los reactores y procedimientos de la técnica anterior.

15 Es preferente que el conjunto de reactor, según el procedimiento de la presente invención, comprenda una entrada para el catalizador o el prepolímero que contiene catalizador. En la realización más simple, el catalizador o el prepolímero que contiene catalizador se pueden alimentar a través de la entrada para el gas de fluidización. Sin embargo, una entrada separada para el catalizador o el prepolímero que contiene catalizador permite una buena mezcla del catalizador en el lecho. De la manera más preferente, el catalizador se alimenta a la zona más turbulenta.

20 En una realización, el conjunto de reactor, según el procedimiento de la presente invención, comprende, preferentemente, una salida para la eliminación de láminas, trozos y conglomerados. Aunque la velocidad de formación de láminas, trozos y conglomerados es extremadamente baja, no es posible suprimir su formación a cero en todas las condiciones de reacción. Si está presente, la salida para la eliminación de láminas, trozos y conglomerados se ubicará, preferentemente, en la parte más baja de la zona inferior. En la realización más preferente, la salida se situará en el centro de la zona inferior. Cuando la zona inferior tiene forma cónica, preferentemente, la salida quedará junto con el vértice del cono.

25 En realizaciones preferentes, la salida para la eliminación de láminas, trozos y conglomerados está acompañada por medios para la ruptura de láminas, trozos y/o conglomerados. Estos medios para la ruptura de láminas, trozos y/o conglomerados están disponibles en el mercado y se analizan, entre otros, en Stolhandske, Powder and Bulk Engineering, número de julio de 1997 en las páginas 49-57 y Feldman, Powder and Bulk Engineering, número de junio de 1987 en las páginas 26-29, ambos documentos.

30 Tal como se ha explicado anteriormente, el reactor de lecho fluidizado, según el procedimiento de la presente invención, comprende tres zonas, una zona inferior (5), una zona media (6) y una zona superior (7).

35 En una primera y preferente realización, el reactor de lecho fluidizado, según el procedimiento de la presente invención, consiste en tres zonas, una zona inferior (5), una zona media (6) y una zona superior (7).

40 En una segunda realización, el reactor de lecho fluidizado, según el procedimiento de la presente invención, comprende más de tres zonas, una zona inferior (5), una zona media (6) y una zona superior (7) y, como mínimo, una zona adicional, por lo que, como mínimo, una zona adicional está ubicada debajo de la zona inferior (5). Una zona adicional de este tipo se muestra en la figura 4.

45 Hay un pasaje sin obstáculos en la dirección del flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado entre la zona inferior (5) y la zona superior (7). Un pasaje sin obstáculos incluye todas las geometrías que permiten un intercambio sustancialmente libre de gas y partículas entre dichas zonas y dentro de las mismas.

50 Un pasaje sin obstáculos se caracteriza por la ausencia de elementos internos, tales como placas o rejillas de distribución, que dan como resultado una resistividad de flujo sustancialmente mayor. Un pasaje sin obstáculos se caracteriza por una proporción de la sección transversal libre/sección transversal total con respecto a la división entre la zona inferior y la zona media, como mínimo, de 0,95, con lo que la sección transversal libre es el área que permite el intercambio de gases y con lo que la sección transversal total es el área de la sección transversal del reactor interno limitada por las paredes del reactor de lecho fluidizado.

55 Esto se explicará a modo de ejemplo. Cuando la zona media tiene forma cilíndrica con un diámetro interno de 4 metros, la sección transversal total es de, aproximadamente, $2,0 \times 2,0 \times \pi \text{ m}^2 \approx 12,6 \text{ m}^2$. Si el área de la sección transversal libre, es decir, el área que permite el intercambio de gases es, como mínimo, de $12,0 \text{ m}^2$ se cumplirán los criterios para un pasaje sin obstáculos. Un ejemplo típico de un sistema interno que conduce a una pequeña reducción en cuanto a la sección transversal que permite el intercambio de gases y sólidos es una tubería vertical. Dicha tubería o una pluralidad de tuberías dirige el flujo en la medida en que tiene una función de guía. Sin embargo, dado que el espesor de la pared de la tubería (y las abrazaderas) solo limitan la sección transversal en un grado muy pequeño, el intercambio de gases y sólidos no estará esencialmente limitado.

65 El conjunto de reactor, según el procedimiento de la presente invención, tiene, preferentemente, una zona inferior conformada de tal manera que las partículas distribuyen el gas por toda la sección transversal del lecho. En otras palabras, las partículas actúan como una rejilla de distribución de gas. En la zona inferior, el gas y los sólidos se

mezclan en condiciones altamente turbulentas. Debido a la forma de la zona, la velocidad superficial del gas disminuye gradualmente dentro de dicha zona inferior en la dirección de flujo del gas de fluidización y las condiciones cambian de manera que se forma un lecho fluidizado.

5 El diámetro de sección transversal equivalente de la zona inferior (5) aumenta de manera estrictamente monótona con respecto a la dirección del flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado. Como la dirección del flujo del gas de fluidización es hacia arriba con respecto a la base, el diámetro de sección transversal equivalente de la zona inferior aumenta verticalmente de manera monótona. El aumento de manera estrictamente monótona se debe entender en un sentido matemático, es decir, el diámetro promedio aumentará con respecto a la dirección del
10 flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado.

Las siguientes geometrías de reactor específicamente preferentes se pueden combinar con la primera realización mencionada anteriormente que consiste en tres zonas, una zona inferior (5), una zona media (6) y una zona superior (7) y la segunda realización que incluye, como mínimo, una zona adicional, con lo que esta zona o estas zonas están ubicadas debajo de la zona inferior.
15

Sin embargo, en la segunda realización, es preferente que la, como mínimo, una zona adicional, o si hay más de una zona adicional, el total de las zonas adicionales contribuyan en un máximo del 15 % a la altura total del reactor, más preferentemente, del 10 %, a la altura total del reactor y, más preferentemente, menos del 5 % de la altura total del reactor. Un ejemplo típico para una zona adicional es una zona de entrada de gas.
20

El diámetro de sección transversal equivalente de la zona inferior aumenta de manera estrictamente monótona con respecto a la dirección del flujo del gas de fluidización a través del reactor, es decir, de manera generalmente vertical hacia arriba.
25

Más preferentemente, la zona inferior tiene forma cónica y la zona media tiene forma cilíndrica.

La zona inferior tiene, preferentemente, forma de cono circular recto y la zona media tiene la forma de un cilindro circular. De forma alternativa, la zona media tiene forma de un cilindro elíptico y la zona inferior y la superior tienen forma de cono oblicuo.
30

Más preferentemente, el ángulo de cono de la zona inferior en forma cónica es de 5 ° a 30 °, aún más preferentemente, de 7 ° a 25 ° y, de la manera más preferente, de 9 ° a 18 °, con lo que el ángulo de cono es el ángulo entre el eje del cono y la superficie lateral (figura 2).
35

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

40 Los ángulos de cono preferentes conducen a un comportamiento de fluidización mejorado adicional y evitan la formación de zonas estancadas. Como resultado, se mejoran la calidad del polímero y la estabilidad del procedimiento. Especialmente, un ángulo de cono demasiado amplio conduce a una fluidización desigual y a una mala distribución del gas dentro del lecho. Si bien un ángulo extremadamente estrecho no tiene ningún efecto perjudicial sobre el comportamiento de fluidización, en cualquier caso, conduce a una zona inferior más elevada de lo necesario y, de este modo, no es económicamente viable.
45

Sin embargo, tal como se ha mencionado anteriormente, en una segunda realización hay, como mínimo, una zona adicional que está ubicada en la zona inferior. En esta realización, la, como mínimo, una zona adicional intercepta la zona inferior. Según el procedimiento de la presente invención, la zona inferior puede ser interceptada por secciones cilíndricas de diferentes diámetros dispuestas de modo que el diámetro de cada sección sea igual o mayor que el diámetro de cualquier sección ubicada debajo de dicha sección. Estas secciones pueden estar conectadas, entonces, por segmentos troncocónicos.
50

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 a una mala distribución del gas dentro del lecho. Si bien un ángulo extremadamente estrecho no tiene ningún efecto perjudicial sobre el comportamiento de fluidización, en cualquier caso, conduce a una zona inferior más elevada de lo necesario y, de este modo, no es económicamente viable.
55

La zona media del reactor de lecho fluidizado tendrá, normalmente, la forma de un cilindro circular que, en la presente memoria descriptiva, se designa simplemente como cilindro. Sin embargo, es posible que la zona media del reactor de lecho fluidizado tenga la forma de un cilindro elíptico. Entonces, la zona inferior tiene, preferentemente, la forma de un cono oblicuo. Entonces, más preferentemente, la zona superior también tiene la forma de un cono oblicuo.
60
65

Desde una perspectiva más funcional, la zona media formará esencialmente el primer dominio en el que la velocidad superficial del gas del gas de fluidización es esencialmente constante. La zona superior formará esencialmente el segundo dominio en el que la velocidad superficial del gas del gas de fluidización es mayor respecto al primer dominio.

5 La zona superior del conjunto de reactor, según la presente invención, tiene, preferentemente, una forma tal que se crea una corriente de partículas de gas adyacente a las paredes internas, con lo que la corriente de partículas de gas se dirige hacia abajo hacia la base. Esta corriente de gas-partículas conduce a una excelente distribución de gas-partículas y a un excelente equilibrio térmico. Además, la elevada velocidad del gas y las partículas adyacentes a las paredes internas minimiza la formación de conglomerados y láminas.

El diámetro de sección transversal equivalente de la zona superior disminuye de manera estrictamente monótona con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización, es decir, generalmente en dirección vertical hacia arriba.

15 Es preferente, además, que la proporción de la altura de la zona superior respecto al diámetro de la zona media 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 conjunto de reactor, según el procedimiento de la presente invención, incluya una zona superior con forma cónica y una zona media con forma cilíndrica. El cono que forma la zona superior es, preferentemente, un cono circular recto y el cilindro que forma la zona media es, preferentemente, un cilindro circular.

Más preferentemente, el ángulo de cono de la zona superior en forma cónica es de 10° a 50° , de la manera más preferente, de 20° a 40° . Tal como se ha definido anteriormente, el ángulo de cono es el ángulo entre el eje del cono y el área lateral (figura 3).

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

El conjunto de reactor de lecho fluidizado, según el procedimiento de la presente invención, se puede utilizar, normalmente, para producir polímeros a escala comercial, por ejemplo, con una capacidad de producción de 2 a 40 toneladas por hora o de 10 a 30 toneladas por hora.

El conjunto de reactor, según el procedimiento de la presente invención, incluye, preferentemente, medios para la inyección del gas de fluidización con un ángulo de inyección dentro del intervalo de 120° a 150° con respecto al eje vertical del reactor de lecho fluidizado. El eje vertical forma un ángulo de 90° con la base. Más preferentemente, los medios para la inyección del gas de fluidización permiten un ángulo de inyección en el intervalo de 130° a 140° .

Además, el conjunto de reactor, según el procedimiento de la presente invención, comprende, preferentemente, una salida para el polímero. En la variante más simple del conjunto de reactor, el polímero se puede retirar a través del ciclón. La salida para el polímero, preferentemente, está ubicada en la zona media. Más preferentemente, la salida tiene la forma de una tobera. Normalmente, habrá numerosas toberas ubicadas en la zona media.

De manera ventajosa, el polímero se retira directamente del lecho fluidizado, lo que significa que la tobera de salida retira el polímero de un nivel que está por encima de la base del lecho fluidizado, pero por debajo del nivel superior del lecho fluidizado. Es preferente retirar el polímero continuamente, tal como se describe en la Patente WO 00/29452. Sin embargo, también es posible retirarlo de la tubería de gas de circulación que retira el gas de fluidización desde la parte superior del reactor. A continuación, el polímero se separa de manera adecuada de la corriente de gas, por ejemplo, utilizando un ciclón. También se puede utilizar una combinación de los dos procedimientos analizados anteriormente para que una parte del polímero se extraiga directamente del lecho y otra parte de la tubería de gas de circulación.

El gas de circulación se enfría para eliminar el calor de la polimerización. Normalmente, esto se hace en un intercambiador de calor. El gas se enfría a una temperatura que es más baja que la del lecho para evitar que el lecho se caliente debido a la reacción. Es posible enfriar el gas a una temperatura en la que una parte del mismo se condense. Cuando las gotas de líquido entran en la zona de reacción, se vaporizan. El calor de vaporización contribuye entonces a la eliminación del calor de reacción. Este tipo de operación se denomina modo condensado y sus variaciones se dan a conocer, entre otras, en las Patentes WO-A-2007/025640, US-A-4543399, EP-A-699213 y WO-A-94/25495. También es posible añadir agentes de condensación a la corriente de gas reciclado, tal como se da a conocer en la Patente EP-A-696293. Los agentes de condensación son componentes no polimerizables, tales como n-pentano, isopentano, n-butano o isobutano, que se condensan, como mínimo, parcialmente en el refrigerador.

5 Cuando se producen polímeros de olefinas en presencia de catalizadores de polimerización de olefinas, la velocidad superficial del gas en la zona media está, de manera adecuada, dentro de un intervalo de 5 a 80 cm/s (o, de 0,05 a 0,8 m/s).

10 El reactor se puede utilizar para polimerizar monómeros en presencia de un catalizador de polimerización. Entre los monómeros que se pueden polimerizar de este modo se incluyen olefinas, diolefinas y otros polienos. De este modo, el reactor se puede utilizar para polimerizar etileno, propileno, 1-buteno, 1-penteno, 1-hexeno, 4-metil-1-penteno, 1-hepteno, 1-octeno, 1-deceno, estireno, norborneno, vinilnorborneno, vinilciclohexano, butadieno, 1,4-hexadieno, 4-metil-1,7-octadieno, 1,9-decadieno y sus mezclas. Especialmente, el reactor es útil en la polimerización de etileno y propileno y sus mezclas, opcionalmente junto con otros comonómeros de alfa-olefina que tienen de 4 a 12 átomos de carbono.

15 Además de los monómeros, se pueden introducir en el reactor diferentes co-reactivos, adyuvantes, activadores, catalizadores y componentes inertes.

20 Se puede utilizar cualquier catalizador de polimerización para iniciar y mantener la polimerización. Dichos catalizadores son bien conocidos en la técnica. Especialmente, el catalizador debe estar en forma de un sólido en partículas sobre el que tiene lugar la polimerización. Los catalizadores adecuados para la polimerización de olefinas son, por ejemplo, catalizadores Ziegler-Natta, catalizadores de cromo, catalizadores de metalloceno y catalizadores de metales de transición tardíos. También se pueden utilizar diferentes combinaciones de dos o más de estos catalizadores, a menudo denominados catalizadores de sitio dual.

25 Se dan ejemplos de catalizadores Ziegler-Natta y componentes adecuados utilizados en dichos catalizadores, por ejemplo, en las Patentes WO-A-87/07620, WO-A-92/21705, WO-A-93/11165, WO-A-93/11166, WO-A-93/19100, WO-A-97/36939, WO-A-98/12234, WO-A-99/33842, WO-A-03/000756, WO-A-03/000757, WO-A-03/000754, WO-A-03/000755, WO-A-2004/029112, WO-A-92/19659, WO-A-92/19653, WO-A-92/19658, US-A-4382019, US-A-4435550, US-A-4465782, US-A-4473660, US-A-4560671, US-A-5539067, US-A-5618771, EP-A-45975, EP-A-45976, EP-A-45977, WO-A-95/32994, US-A-4107414, US-A-4186107, US-A-4226963, US-A-4347160, 30 US-A-4472524, US-A-4522930, US-A-4530912, US-A-4532313, US-A-4657882, US-A-4581342, US-A-4657882, EP-A-688794, WO-A-99/51646, WO-A-01/55230, WO-A-2005/118655, EP-A-810235 y WO-A-2003/106510.

35 Se muestran ejemplos de catalizadores de metalloceno adecuados en las Patentes 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, EP-A-1739103, EP-A-629631, EP-A-629632, WO-A-00/26266, WO-A-02/002576, WO-A-02/002575, WO-A-99/12943, WO-A-98/40331, EP-A-776913, EP-A-1074557 y WO-A-99/42497.

40 Los catalizadores se utilizan, normalmente, con diferentes activadores. Dichos activadores son, generalmente, compuestos orgánicos de aluminio o boro, normalmente trialquilos de aluminio, haluros de alquilaluminio, alumoxanos. Además, se pueden utilizar diferentes modificadores, tales como éteres, alcoxisilanos y ésteres y similares.

45 Además, se pueden utilizar diferentes co-reactivos. Entre estos se incluyen agentes de transferencia de cadena, tales como hidrógeno e inhibidores de polimerización, tales como monóxido de carbono o agua. Además, se utiliza de manera adecuada un componente inerte. Dicho componente inerte puede ser, por ejemplo, nitrógeno o un alcano que tiene de 1 a 10 átomos de carbono, tal como metano, etano, propano, n-butano, isobutano, n-pentano, isopentano, n-hexano o similares. También se pueden utilizar mezclas de diferentes gases inertes.

50 La polimerización se realiza a una temperatura y presión en la que el gas de fluidización permanece esencialmente en fase de vapor o gas. Para la polimerización de olefinas, la temperatura está, de manera adecuada, dentro del intervalo de 30 a 110 °C, preferentemente, de 50 a 100 °C. La presión está, de manera adecuada, dentro del intervalo de 1 a 50 bar, preferentemente, de 5 a 35 bar.

55 El reactor se hace funcionar, preferentemente, en condiciones tales que el lecho ocupa, como mínimo, el 70 % del volumen combinado de la zona media y la zona superior, más preferentemente, como mínimo, el 75 % y, de la manera más preferente, como mínimo, el 80 %. Los mismos números son válidos para los procedimientos inventivos, según la presente invención. Cuando se hace funcionar el reactor de esta manera, se ha descubierto que, sorprendentemente, las burbujas se rompen o se les impide crecer en la parte superior del reactor. Esto es ventajoso por varias razones. En primer lugar, cuando se reduce el volumen ocupado por las burbujas, el volumen del reactor se utiliza más eficazmente para la polimerización y se reduce el volumen "muerto". En segundo lugar, la ausencia de burbujas grandes reduce el arrastre de finos desde el reactor. En cambio, el polímero que se transporta desde el reactor con el gas de fluidización representa el polímero total dentro del reactor. Por lo tanto, es posible separar el polímero del gas de fluidización, por ejemplo, utilizando un ciclón, y retirar este polímero como producto o 60 dirigirlo a otras etapas de polimerización. En tercer lugar, aunque el polímero es arrastrado desde el reactor junto con el gas de fluidización, sorprendentemente, el polímero es más fácil de separar del gas de fluidización que si la 65

cantidad de polímero fuera menor. Por lo tanto, cuando el gas de fluidización retirado de la parte superior del reactor se hace pasar a través de un ciclón, sorprendentemente, la corriente de cabeza resultante contiene una cantidad menor de polímero que en un reactor de lecho fluidizado convencional equipado con un ciclón similar. De este modo, los conjuntos de reactor utilizados en los procedimientos, según los procedimientos de la presente invención, combinan un reactor de lecho fluidizado y medios para la separación de sólidos/gas de una manera sinérgica. Además, la corriente inferior tiene mejores propiedades de flujo y es menos propensa a obstruirse que en un procedimiento convencional similar.

El gas de fluidización retirado de la parte superior del reactor se dirige a una etapa de separación. Tal como se ha analizado anteriormente, esto se realiza convenientemente en un ciclón. En un ciclón, la corriente de gas que contiene partículas entra tangencialmente en una cámara cilíndrica o cónica en uno o más puntos. El gas sale a través de una abertura central en la parte superior de la cámara (cabeza) y las partículas a través de una abertura en la parte inferior (flujo de fondo). Las partículas son forzadas por la inercia hacia las paredes del ciclón desde el cual caen hacia abajo. Normalmente, la corriente de cabeza contiene menos del 2 % en peso o menos del 1 % en peso, preferentemente, menos del 0,75 % y más preferentemente, menos del 0,5 % en peso de material sólido, particularmente partículas de polímero. El flujo de fondo contiene, generalmente, material principalmente sólido e incluye algo de gas entre las partículas.

En la realización preferente analizada anteriormente, el gas entra desde la zona de entrada de gas a la zona inferior. Una zona de entrada de gas, por definición, no se considerará parte del reactor, en la medida en que no contribuye a la altura del reactor. Dentro de la zona inferior se forma el lecho fluidizado. La velocidad del gas se reduce gradualmente de modo que en la parte superior de la zona inferior la velocidad superficial del gas es de, aproximadamente, 0,02 m/s a, aproximadamente, 0,9 m/s, preferentemente, de 0,05 a, aproximadamente, 0,8 m/s y más preferentemente de, aproximadamente, 0,07 a, aproximadamente, 0,7 m/s, tal como 0,5 m/s o 0,3 m/s o 0,2 m/s o 0,1 m/s.

En una realización preferente, el gas de fluidización entra en la zona de entrada de gas debajo de la zona inferior del reactor de lecho fluidizado. En dicha zona de entrada de gas, el gas y las eventuales partículas de polímero o catalizador se mezclan en condiciones turbulentas. La velocidad del gas de fluidización es tal que las eventuales partículas de catalizador o polímero contenidas en el mismo se transfieren a la zona inferior. Sin embargo, los aglomerados de polímeros, tales como conglomerados o láminas, caen hacia abajo y, por lo tanto, se pueden eliminar del reactor. En una realización normal, la zona de entrada de gas es una tubería que tiene, normalmente, un diámetro tal que la velocidad del gas es superior a, aproximadamente, 1 m/s, tal como de 2 a 70 m/s, preferentemente, de 3 a 60 m/s. También es posible que la zona de entrada de gas tenga un diámetro creciente en la dirección del flujo, de modo que la velocidad del gas en la parte superior de la zona de entrada de gas sea menor que en la parte inferior.

Para evitar que la altura de la zona inferior se vuelva excesiva, es preferente reducir la velocidad del gas a un intervalo adecuado aguas arriba de la zona inferior. Un intervalo adecuado de velocidad del gas que entra en la zona inferior es de 1 a 10 m/s.

Además, en la realización preferente mencionada anteriormente, la velocidad superficial del gas de fluidización disminuye en la zona inferior, preferentemente, de modo que el valor de a , que es el recíproco de la raíz cuadrada de la velocidad superficial, expresado en m/s, $a = \frac{1}{\sqrt{v}}$, en el que v es la velocidad superficial del gas de fluidización, aumenta en un valor dentro del intervalo de 0,66 a 2,5 por metro de longitud de la zona inferior. Más preferentemente, el valor de a , tal como se ha definido anteriormente aumenta en un valor dentro del intervalo de 0,94 a 2,5, aún más preferentemente, de 1,2 a 2,5 por metro de longitud de la zona inferior. Naturalmente, el valor de a aumenta en la dirección del flujo del gas de fluidización dentro de la zona inferior, es decir, en la dirección hacia arriba.

Desde una perspectiva más funcional, se pueden diferenciar tres dominios en el conjunto de reactor, concretamente una sección de entrada de gas, un primer dominio, en el que la velocidad superficial del gas del gas de fluidización es esencialmente constante, y un segundo dominio que está ubicado por encima del primer dominio, en el que la velocidad superficial del gas del gas de fluidización es mayor respecto a la velocidad superficial del gas en el primer dominio. En la sección de entrada de gas, la velocidad superficial del gas disminuye en la dirección del flujo del gas de fluidización. La sección de entrada de gas está formada, esencialmente, por la zona de entrada de gas y la zona inferior. El primer dominio se superpone esencialmente con la zona media y el segundo dominio se superpone esencialmente con la zona superior.

Desde una perspectiva de procedimiento puro, la presente invención también se refiere a la producción de polímeros, según la reivindicación 1.

Preferentemente, la velocidad superficial del gas de fluidización disminuye monótonamente dentro de la sección de entrada de gas y aumenta monótonamente dentro del segundo dominio.

El gas de fluidización retirado de la parte superior del reactor se puede dirigir a una etapa de separación. Tal como se ha analizado anteriormente, esto se realiza convenientemente en un ciclón. En un ciclón, la corriente de gas que contiene partículas entra tangencialmente en una cámara cilíndrica o cónica en uno o más puntos. El gas sale a través de una abertura central en la parte superior de la cámara (cabeza) y las partículas a través de una abertura en la parte inferior (flujo de fondo). Las partículas son forzadas por la inercia hacia las paredes del ciclón desde donde caen hacia abajo. Normalmente, la corriente de cabeza contiene menos del 2 % en peso o menos del 1 % en peso, preferentemente, menos del 0,75 % y más preferentemente, menos del 0,5 % en peso de material sólido. El flujo de fondo contiene, generalmente, material principalmente sólido e incluye algo de gas entre las partículas.

Se da a conocer, además, un conjunto de reactor dual para la producción de polímeros que incluye un reactor de lecho fluidizado (1), un medio para la separación de gas/sólidos (2), un reactor de lecho móvil (15), medios para enfriar (3, 24), y medios para presurizar (4, 25); comprendiendo el reactor de lecho fluidizado (1) una zona inferior (5), una zona media (6) y una zona superior (7), una entrada (8) para el gas de fluidización ubicada en la zona inferior (5) y una salida (9) ubicada en la zona superior (7); teniendo el reactor de lecho móvil (15) una sección inferior (16) y una sección superior (17), una entrada (18) para gas, una entrada (19) para sólidos y una salida (20) para el gas que está ubicada en la sección superior (17), una salida (21) para retirar sólidos del reactor de lecho móvil; estando acoplada la salida (21) del reactor de lecho móvil con la entrada (23) del reactor de lecho fluidizado (1) con medios de alimentación opcionales para sólidos (22) ubicados en medio; estando acoplada la salida (9) con los medios para la separación de gas/sólidos (2), estando acoplados los medios para la separación de gas/sólidos (2) con el reactor de lecho móvil (15) a través de la entrada (19), aumentando el diámetro transversal equivalente de la zona inferior (5) de manera estrictamente monótona con respecto a la dirección del flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado; teniendo la zona media (6) un diámetro de sección transversal equivalente esencialmente constante con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado; en el que la proporción de la altura del reactor de lecho fluidizado respecto al diámetro de sección transversal equivalente de la zona media del reactor de lecho fluidizado es de 2 a 10; y en el que hay un pasaje sin obstáculos en la dirección del flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado desde la zona inferior (5) hasta la zona superior (7).

El conjunto de reactor dual es una combinación del conjunto de reactor descrito anteriormente con un reactor de lecho móvil. Todas las definiciones y realizaciones preferentes descritas anteriormente también se aplican con respecto al conjunto de reactor dual.

La sección inferior (16) del reactor de lecho móvil es, preferentemente, la parte inferior del reactor de lecho móvil que contribuye al 50 % del volumen total del reactor de lecho móvil. La sección superior (17) del reactor de lecho móvil es, preferentemente, la parte superior del reactor de lecho móvil que contribuye al 50 % del volumen total del reactor de lecho móvil.

El conjunto de reactor dual, según el procedimiento de la presente invención, muestra ventajas adicionales más allá de la ventaja del conjunto de reactor descrito anteriormente. Debe mencionarse que las ventajas del conjunto de reactor descrito anteriormente no se pierden. En un primer aspecto, la configuración del reactor dual permite la producción simple de poliolefinas que tienen distribución de pesos moleculares adaptada mediante la utilización de diferentes condiciones de reacción en el primer y en el segundo reactor. Además, el conjunto de reactor dual permite evitar la incorporación de finos en partículas de polímero en crecimiento.

Tal como se ha analizado anteriormente, el polímero arrastrado por el gas de fluidización desde el reactor de lecho fluidizado se hace pasar a través de medios de separación, preferentemente, a través de un ciclón. El polímero se separa del gas y una corriente de gas purificado como una corriente de cabeza y una corriente de sólidos se retira como una corriente de fondo. Tal como se ha analizado anteriormente, el polímero en la corriente de sólidos representa el polímero total dentro del lecho fluidizado y, por lo tanto, se puede retirar como una corriente de producto y dirigir a operaciones posteriores, tales como dentro de un reactor de lecho móvil.

El reactor de lecho móvil, según el procedimiento de la presente invención, tiene una sección inferior y una sección superior. Desde una perspectiva funcional, la sección inferior es, principalmente, la sección de polimerización y para recoger el polímero producido. La sección superior es, principalmente, la sección para retirar el gas del reactor de lecho móvil. Los reactores de lecho móvil preferentes se dan a conocer con más detalle en las Patentes WO-A-2004/111095 y WO-A-2004/111096.

El reactor de lecho móvil, según el procedimiento de la presente invención, tiene, preferentemente, una entrada para gas. La entrada para el gas de barrera está ubicada, preferentemente, en la sección inferior del reactor de lecho móvil. Más preferentemente, la entrada para el gas de barrera está ubicada a una altura de menos del 40 % de la altura total del reactor de lecho móvil. El gas de barrera hace posible hacer funcionar el reactor de lecho fluidizado y el reactor de lecho móvil independientemente uno del otro. El flujo del gas de barrera evita que el gas de fluidización entre en el reactor de lecho móvil y altere las condiciones de reacción en el mismo. El gas de barrera permite,

además, un enfriamiento sencillo del reactor de lecho móvil. En particular, el gas de barrera puede incluir componentes líquidos que se vaporizan en el reactor de lecho móvil para enfriar, de este modo, el lecho.

5 El reactor de lecho móvil, según el procedimiento de la presente invención, incluye, además, una entrada para sólidos. Esta entrada para sólidos se utiliza, preferentemente, para alimentar partículas separadas en el ciclón. Sin embargo, también es posible iniciar la polimerización alimentando el prepolímero al reactor de lecho móvil a través de la entrada.

10 El reactor de lecho móvil, según el procedimiento de la presente invención, incluye, además, una salida para el gas de fluidización que se ubica, preferentemente, en la sección superior.

Además, el reactor de lecho móvil incluye una salida para retirar sólidos del reactor de lecho móvil. Esta salida está acoplada, preferentemente, con una entrada de sólidos del reactor de lecho fluidizado.

15 La alimentación de los sólidos desde el reactor de lecho móvil al reactor de lecho fluidizado se efectúa mediante medios de alimentación. En la forma más simple, los medios de alimentación son un conducto vertical simple por gravedad, controlable, preferentemente, por válvulas ajustables. Sin embargo, es preferente que la alimentación se efectúe mediante un tornillo. Los procedimientos adecuados para alimentar los sólidos se dan a conocer en las Patentes EP-A-2090357, EP-A-2090356, EP-A-2082797 y la solicitud de Patente europea en trámite No. 20 10075723.6. Preferentemente, la tubería de alimentación comprende una zona de densificación entre la salida del tornillo y el reactor de lecho fluidizado para evitar que el gas de fluidización entre en el reactor de lecho móvil a través del alimentador de tornillo.

25 La proporción del volumen del reactor de lecho fluidizado/volumen del lecho móvil está, preferentemente, en el intervalo de 50/1 a 3/1, preferentemente, de 30/1 a 5/1.

30 El polímero, junto con una pequeña cantidad de gas de fluidización, se dirige a la parte superior del reactor de lecho móvil. El polímero se deposita en el reactor para formar un lecho de partículas de polímero. Desde el fondo del lecho móvil, el polímero se retira para formar una corriente de salida de polímero desde el reactor del lecho móvil. Dicha corriente de salida se puede retirar como producto polimérico y dirigir hacia operaciones posteriores, o de forma alternativa y, preferentemente, se puede devolver al reactor de lecho fluidizado.

35 Se introduce, como mínimo, un monómero en la parte inferior del reactor de lecho móvil. Preferentemente, el monómero se introduce por debajo del nivel que representa el 30 % de la altura total del lecho móvil medido desde la base del lecho móvil. Más preferentemente, el monómero se introduce por debajo del nivel que representa el 20 %, aún más preferentemente, por debajo del nivel que representa el 10 % de la altura total del lecho móvil.

40 El monómero puede ser el mismo que el utilizado en el reactor de lecho fluidizado. Entre los monómeros que se pueden polimerizar de este modo se incluyen olefinas, diolefinas y otros polienos. De este modo, el reactor se puede utilizar para polimerizar etileno, propileno, 1-buteno, 1-penteno, 1-hexeno, 4-metil-1-penteno, 1-hepteno, 1-octeno, 1-deceno, estireno, norborneno, vinilnorborneno, vinilciclohexano, butadieno, 1,4-hexadieno, 4-metil-1,7-octadieno, 1,9-decadieno y sus mezclas. Especialmente, el reactor es útil en la polimerización de etileno y propileno y sus mezclas, opcionalmente, junto con otros comonómeros de alfa-olefina que tienen de 4 a 12 átomos de carbono.

45 De manera especialmente preferente, como mínimo, uno de los monómeros polimerizados en el reactor de lecho móvil es el mismo que el polimerizado en el reactor de lecho fluidizado. En particular, como mínimo, el monómero principal, que constituye, como mínimo, el 50 % del monómero total en el reactor de lecho móvil, es el mismo que el monómero que constituye, como mínimo, el 50 % del monómero total en el reactor de lecho fluidizado.

50 Es preferente que se produzcan polímeros con diferentes propiedades en el reactor de lecho móvil y el reactor de lecho fluidizado. En una realización preferente, el polímero producido en el reactor de lecho móvil tiene un peso molecular diferente y, opcionalmente, también un contenido de comonómero diferente que el polímero producido en el reactor de lecho fluidizado. Para conseguir este objetivo, se introduce un gas de barrera en el reactor de lecho móvil. El objetivo del gas de barrera es producir una corriente neta de gas que fluya hacia arriba dentro del reactor de lecho móvil. Esta corriente de gas que fluye hacia arriba tiene una composición que es diferente de la composición de la corriente de gas de fluidización. La polimerización dentro del lecho móvil se determina entonces por la composición de dicha corriente de gas que fluye hacia arriba.

60 Los componentes del gas de barrera incluyen el monómero o los monómeros a polimerizar, uno o más agentes de transferencia de cadena opcionales y un gas o gases inertes opcionales. Tal como se ha mencionado anteriormente, uno o todos los componentes del gas de barrera se pueden introducir en el reactor de lecho móvil como líquido que posteriormente se vaporiza en el lecho móvil. El gas de barrera se introduce en la parte inferior del reactor de lecho móvil, tal como se ha descrito anteriormente para el monómero.

65 Tal como se ha mencionado anteriormente, el gas fluye hacia arriba dentro del reactor de lecho móvil. La velocidad superficial de la corriente de gas que fluye hacia arriba debe ser menor que la velocidad de fluidización mínima para

las partículas que forman el lecho móvil, de lo contrario el lecho móvil estaría, como mínimo, parcialmente fluidizado. Por lo tanto, la velocidad superficial de la corriente de gas debe ser de 0,001 a 0,1 m/s, preferentemente, de 0,002 a 0,05 m/s y, más preferentemente, de 0,005 a 0,05 m/s.

5 El gas de barrera que ha pasado por el lecho móvil se retira de la parte superior del reactor de lecho móvil a través de una salida de gas ubicada allí. La mayor parte del gas de fluidización que entra en la parte superior del reactor de lecho móvil junto con el polímero se retira a través de la misma salida.

10 A medida que se retira el polímero de la base del lecho, las partículas se mueven lentamente hacia abajo dentro del lecho. El movimiento es, de manera preferente, sustancialmente un flujo de pistón en el que la distribución del tiempo de residencia de las partículas en el reactor es estrecha. Por lo tanto, cada partícula ha tenido sustancialmente el mismo tiempo para polimerizar dentro del reactor de lecho móvil y ninguna partícula ha pasado el reactor sin tener tiempo para polimerizar. Esta es una diferencia para un reactor perfectamente mezclado, tal como un reactor de lecho fluidizado, en el que la distribución del tiempo de residencia es muy amplia.

15 Según una realización preferente, en el reactor de lecho móvil se produce un copolímero de propileno que tiene un peso molecular más elevado que el copolímero de propileno producido en el reactor de lecho fluidizado. Entonces, la mezcla de gas de barrera introducida en la base del lecho contiene propileno y comonómero, tal como etileno. Además, puede contener una pequeña cantidad de hidrógeno. El gas de fluidización contiene propileno, comonómero y una cantidad relativamente elevada de hidrógeno. La mezcla de gases sobre el lecho móvil se retira de la zona superior del reactor de lecho móvil. De este modo, la proporción molar de hidrógeno respecto a propileno dentro del lecho móvil se puede mantener a un nivel más bajo que la proporción correspondiente en el gas de fluidización. De esta manera, el peso molecular del polímero producido en el reactor de lecho móvil es mayor que el del polímero producido en el reactor de lecho fluidizado.

20 Al ajustar la composición del gas de barrera, el polímero producido en el reactor de lecho móvil puede tener, de forma alternativa, un peso molecular más bajo o, de forma alternativa o adicional, un contenido de comonómero más elevado o más bajo que el polímero producido en el reactor de lecho fluidizado. Por supuesto, también es posible ajustar las condiciones para que se produzca el mismo polímero en los dos reactores.

25 La temperatura dentro del reactor de lecho móvil se puede ajustar según las necesidades. Sin embargo, debe ser inferior a la temperatura de sinterización del polímero contenido en el reactor. La temperatura se puede elegir, de manera adecuada, para que esté dentro del intervalo de 40 a 95 °C, preferentemente, de 50 a 90 °C y, más preferentemente, de 65 a 90 °C, tal como 75 u 85 °C.

30 La presión en la parte superior del reactor de lecho móvil es, preferentemente, cercana a la presión en la parte superior del reactor de lecho fluidizado. Preferentemente, la presión es de 1 a 50 bar, más preferentemente, de 5 a 35 bar. De manera especialmente preferente, la presión difiere en no más de 5 bar de la presión dentro del reactor de lecho fluidizado. Aún más preferentemente, la presión está dentro del intervalo de 3 bar más baja que la presión dentro del reactor de lecho fluidizado a la misma presión que está dentro del reactor de lecho fluidizado.

Desde la perspectiva del procedimiento, la zona media (del reactor de lecho fluidizado) se mantiene en condiciones tales que la velocidad superficial del gas es de 5 a 80 cm/s, preferentemente, de 10 a 70 cm/s.

45 El catalizador de polimerización se puede alimentar directamente o se puede originar a partir de una etapa previa de prepolimerización, siendo preferente esta última. El catalizador de polimerización se introduce, preferentemente, en la zona media a través de la entrada respectiva. Preferentemente, la retirada del producto de reacción es continua, tal como se describe en la Patente WO-A-00/29452.

50 Los procedimientos, según la presente invención, se refieren, preferentemente, a la polimerización de poliolefinas. Más preferentemente, las poliolefinas son monómeros seleccionados del grupo de etileno, propileno y alfa-olefinas C₄ a C₁₂.

55 En los procedimientos, según la presente invención, la velocidad superficial del gas dentro de la zona media es, preferentemente, de 0,05 a 0,8 m/s y/o la velocidad superficial del gas del gas que entra en la zona inferior es, preferentemente, de 1 a 10 m/s.

Descripción breve de los dibujos

Figura 1 es un dibujo en sección del conjunto de reactor que incluye un reactor de lecho fluidizado.

Figura 2 es un dibujo en sección de la zona inferior en forma cónica. Se muestra el ángulo de cono que es el ángulo entre el eje del cono y la superficie lateral.

Figura 3 es un dibujo en sección de la zona superior en forma cónica.

Figura 4 muestra una realización de un reactor de lecho fluidizado que consiste en cuatro zonas, zona inferior (5), zona media (6) y zona superior (7), y una zona adicional que está ubicada debajo de la zona inferior.

Figura 5 es un dibujo en sección del conjunto de reactor dual, según el procedimiento de la presente invención.

Lista de referencias

- 1 reactor de lecho fluidizado
- 5 2 ciclón
- 3 medios para enfriar
- 4 medios para presurizar
- 5 zona inferior
- 6 zona media
- 10 7 zona superior
- 8 entrada para el gas de fluidización
- 9 salida
- 10 tubería para el reciclaje de sólidos
- 11 entrada para el catalizador o el prepolímero
- 15 12 salida para láminas, trozos y conglomerados
- 13 medios para la ruptura de láminas
- 14 salida para el polímero
- 15 reactor de lecho móvil
- 16 sección inferior del reactor de lecho móvil)
- 20 17 sección superior del reactor de lecho móvil
- 18 entrada para la inyección de un gas de barrera (reactor de lecho móvil)
- 19 entrada para sólidos (reactor de lecho móvil)
- 20 salida para gas de fluidización (reactor de lecho móvil)
- 21 salida para los sólidos a reciclar
- 25 22 medios de alimentación para reciclar sólidos
- 23 entrada para alimentación/reciclaje de sólidos
- 24 medios para enfriar (lecho móvil)
- 25 25 medios para presurizar (lecho móvil)

30 **Descripción detallada con respecto a los dibujos**

La presente invención se explicará, a continuación, con respecto a los dibujos.

35 Según la figura 1, el conjunto de reactor, según el procedimiento de la presente invención, incluye un reactor de lecho fluidizado (1) que tiene una zona inferior en forma cónica, una zona media en forma cilíndrica y una zona superior en forma cónica.

El conjunto de reactor está equipado, además, con medios para la separación de gas/sólidos (2) y medios para enfriar (3), así como medios para presurizar (4).

40 El reactor de lecho fluidizado tiene una entrada (8) para el gas de fluidización ubicada en la zona inferior (5).

45 El reactor de lecho fluidizado comprende, además, una salida para el gas de fluidización (9) ubicada en la zona superior (7). A través de la salida (9), el gas de fluidización se hace pasar a través del ciclón (2), los medios de enfriamiento (3) y los medios de presurización (4) a la entrada de gas (8) del reactor de lecho fluidizado.

La zona inferior (5) y la zona media (6) forman un pasaje sin obstáculos dado que no hay placa de distribución.

50 El diámetro de sección transversal de la zona inferior (5) aumenta de manera estrictamente monótona con respecto a la dirección del flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado. En la figura 1, el aumento del diámetro de la sección transversal es constante en la dirección vertical, dado que la zona inferior solo está curvada en dos dimensiones, pero no en tres dimensiones.

55 La zona media (6) tiene un diámetro de sección transversal constante con respecto a la dirección del flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado.

Otras instalaciones, tales como el equipo de supervisión, no se muestran en la figura 1.

60 El diámetro de sección transversal de la zona superior (7) disminuye de manera estrictamente monótona en la dirección del flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado.

La figura 3 es un dibujo en sección de la zona superior en forma cónica.

5 La figura 4 muestra una realización de un reactor de lecho fluidizado que consiste en cuatro zonas, zona inferior (5), zona media (6) y zona superior (7), y una zona adicional que está ubicada debajo de la zona inferior.

La figura 5 representa el conjunto de reactor dual, según el procedimiento de la presente invención, como un dibujo en sección.

10 **Ejemplos**

Condiciones generales utilizadas para los ejemplos.

15 En los ejemplos 1 a 5, el reactor se hizo funcionar a una presión absoluta de 1 bar y una temperatura de 25 °C. Se utilizó aire como gas de fluidización. El lecho estaba formado por partículas de polietileno que tenían un diámetro promedio de, aproximadamente, 250 µm. El polietileno tenía una densidad de 923 kg/m³ y un MFR₅ de 0,24 g/10 min.

20 La presente invención se ejemplificó con un conjunto de reactor que tenía las siguientes propiedades

Altura de la zona inferior: 1.330 mm
 Altura de la zona media: 2.050 mm
 Altura de la zona superior: 415 mm
 Diámetro de la zona media: 480 mm

25 El reactor estaba fabricado de plexiglás para poder observar visualmente el comportamiento de fluidización y el tamaño de las burbujas dentro del lecho.

Tabla 1 (Ejemplos de referencia 1 a 5)

	1	2	3	4	5
caudal de gas de fluidización [m ³ /h]	65		195	130	
altura del lecho* [mm]	1.100	2.100			1.500
grado de llenado del lecho** [%]	49	94			
	estable	estable	estable eliminación de conglomerados	estable eliminación de conglomerados	estable
* a partir del plano que separa las zonas inferior y media					
** con respecto al volumen de la zona media y superior					

30 **Ejemplo de referencia 1**

El reactor, tal como se ha descrito anteriormente, se operó de manera que el caudal del gas de fluidización fuera de 65 m³/h y la altura del lecho fuera de 1.100 mm (correspondiente a, aproximadamente, el 49 % del volumen combinado de las zonas media y superior) desde el fondo de la sección cilíndrica.

35 La velocidad superficial del gas en la entrada de gas, en la que el diámetro del reactor era de 100 mm, fue de 2,3 m/s y en la zona media de 0,1 m/s.

40 Se pudo observar que el tamaño de la burbuja aumentó cuando las burbujas alcanzaron la parte superior del lecho.

Ejemplo de referencia 2

45 Se repitió el procedimiento del ejemplo de referencia 1 con la excepción de que la altura del lecho fue de 2.100 mm (correspondiente al 94 % del volumen combinado de las zonas media y superior). También en este caso, el reactor pudo operar de manera estable durante horas. El polímero transportado por el gas de fluidización pudo separarse fácilmente del gas en un recipiente de separación en el que se permitió que el polímero se sedimentara y se obtuvo una corriente de gas de fluidización limpia que contenía menos 3 (5) del 1 % en peso de partículas. El polímero recuperado en el recipiente de separación era una muestra representativa del polímero total. De este modo, no se pudo observar segregación de finos poliméricos.

Se pudo observar que, aunque había pequeñas burbujas en el lecho fluidizado, estaban ausentes las burbujas grandes que tenían un diámetro de más de la mitad del diámetro del lecho.

Ejemplo de referencia 3

Se repitió el procedimiento del ejemplo de referencia 1, excepto en que el flujo de gas fue de 195 m³/h, correspondiente a una velocidad superficial del gas de 30 cm/s (zona media). La velocidad superficial del gas en la entrada de gas, en la que el diámetro del reactor era de 100 mm, fue de 6,9 m/s. El funcionamiento del reactor fue estable y sin problemas. Durante el funcionamiento se introdujeron conglomerados que tenían un peso de, aproximadamente, 12 gramos en la parte superior del lecho fluidizado. En promedio, en un período de, aproximadamente, 400 segundos, los conglomerados viajaron a través del lecho hasta el fondo del reactor y se pudieron eliminar a través de la tubería vertical en el fondo.

Ejemplo de referencia 4

Se repitió el procedimiento del ejemplo de referencia 1, excepto en que el flujo de gas fue de 130 m³/h, correspondiente a una velocidad superficial del gas de 20 cm/s (zona media). La velocidad superficial del gas en la entrada de gas, en la que el diámetro del reactor era de 100 mm, fue de 4,6 m/s. Durante el funcionamiento, se introdujeron conglomerados que tenían un peso de, aproximadamente, 12 gramos en la parte superior del lecho fluidizado. En promedio, en un período de, aproximadamente, 700 segundos, los conglomerados viajaron a través del lecho hasta el fondo del reactor y se pudieron eliminar a través de la tubería vertical en el fondo.

Ejemplo de referencia 5

Se repitió el procedimiento del ejemplo de referencia 4, excepto en que la altura del lecho fue de 1,500 mm. El polímero transportado por el gas de fluidización se pudo separar fácilmente del gas en un recipiente de separación en el que se permitió que el polímero se sedimentara y se obtuvo una corriente de gas de fluidización limpia que contenía menos del 1 % en peso de partículas. Durante el funcionamiento, se introdujeron conglomerados que tenían un peso de, aproximadamente, 12 gramos en la parte superior del lecho fluidizado. En promedio, en un período de, aproximadamente, 2.700 segundos, los conglomerados viajaron a través del lecho hasta el fondo del reactor y se pudieron eliminar a través de la tubería vertical en el fondo.

Ejemplo de referencia 6

La presente invención se ejemplificó, adicionalmente, con un reactor fabricado de acero que tenía las siguientes dimensiones:

Altura de la zona inferior:	1.680 mm
Diámetro en la parte inferior de la zona inferior:	175 mm
Altura de la zona media:	2.050 mm
Altura de la zona superior:	670 mm
Diámetro de la zona media:	770 mm

El funcionamiento del reactor fue estable y sin problemas.

El reactor descrito anteriormente se utilizó para la copolimerización de etileno y 1-buteno a una temperatura de 80 °C y una presión de 20 bar. La altura del lecho fluidizado, calculada desde el fondo de la zona media, fue de 2.100 mm.

El homopolímero de etileno (MFR₂ = 300 g/10 min, densidad 974 kg/m³) producido en un reactor de bucle y que todavía contenía el catalizador activo disperso en el mismo, se introdujo en el reactor a través de una entrada ubicada en la zona inferior a una velocidad de 40 kg/h. Se introdujeron continuamente etileno, hidrógeno y 1-buteno en la tubería de gas de circulación, de modo que la concentración de etileno en el gas de fluidización fue del 17 % molar, la proporción de 1-buteno respecto a etileno fue de 100 mol/kmol y la proporción de hidrógeno respecto a etileno fue de 15 mol/kmol. El resto del gas de fluidización era nitrógeno. El caudal del gas se ajustó de modo que la velocidad superficial del gas en la parte cilíndrica del reactor fuera de 15 cm/s. El copolímero resultante se pudo retirar fácilmente a través de una salida a una velocidad de 80 kg/h.

El gas de fluidización retirado de la parte superior del reactor se hizo pasar a través de un ciclón. El polímero separado del gas se mezcló con la corriente de homopolímero mencionada anteriormente y se devolvió, de este modo, al reactor de lecho fluidizado.

Ejemplo de referencia 7

El conjunto de reactor que comprendía un reactor de lecho móvil se utilizó en la polimerización de propileno, de la siguiente manera:

Se introdujeron suspensión polimérica que contenía propileno sin reaccionar y homopolímero de propileno que tenía un índice de fluidez MFR₁₀ de 0,42 g/10 min en el reactor operado a 85 °C y 30 bar, de modo que la velocidad de alimentación de polipropileno fue de 36 kg/h y la concentración del polímero en la suspensión fue de, aproximadamente, el 50 % en peso. Se alimentaron al interior del reactor propileno e hidrógeno adicionales, así como nitrógeno como gas inerte, de modo que el contenido de propileno fue del 73 % molar y la proporción de

hidrógeno respecto a propileno fue de 186 mol/kmol. La velocidad de producción en el reactor de lecho fluidizado fue de 44 kg/h. La velocidad superficial del gas de fluidización en el reactor de lecho fluidizado fue de 25 cm/s. La altura del lecho, calculada desde el fondo de la zona media cilíndrica fue de 2.100 mm.

- 5 La mezcla de reacción desde el reactor de lecho fluidizado se retiró a través de una salida en el cono superior y se introdujo en un segundo reactor de lecho móvil en fase gaseosa operado a una temperatura de 85 °C y una presión de 20 bar. Se introdujo propileno adicional en el reactor de lecho móvil en el medio de la sección cilíndrica inferior. La proporción de hidrógeno respecto a propileno en el fondo del reactor de lecho móvil fue de 0,75 mol/kmol. La velocidad de producción en el reactor fue de 8 kg/h. A continuación, el polímero se reintrodujo en el cono inferior del
- 10 reactor de lecho fluidizado utilizando un alimentador de tornillo.
El polipropileno se retiró del reactor de lecho fluidizado a través de la salida ubicada en la parte inferior de la sección cilíndrica a una velocidad de 88 kg/h.

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para la producción de polímeros en presencia de un catalizador de polimerización en un conjunto de reactor que incluye un reactor de lecho fluidizado (1) que comprende una zona inferior (5), una zona media (6) y una zona superior (7), una entrada (8) para el gas de fluidización ubicada en la zona inferior (5), una salida (9) para el gas de fluidización ubicada en la zona superior (7); estando acoplada la salida (9) para el gas de fluidización con el reactor de lecho fluidizado (1) a través de la entrada (8);
 las zonas superior, media e inferior se diferencian con respecto a sus diámetros equivalentes;
 aumentando el diámetro de sección transversal equivalente de la zona inferior (5) de manera estrictamente monótona con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado;
 teniendo la zona media (6) un diámetro de sección transversal equivalente esencialmente constante con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado;
 el diámetro de sección transversal equivalente de la zona superior (7) disminuye de manera estrictamente monótona con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado;
 por lo que un diámetro de sección transversal que aumenta de manera estrictamente monótona significa que el diámetro promedio aumenta con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado;
 por lo que un diámetro de sección transversal que disminuye de manera estrictamente monótona significa que el diámetro de sección transversal equivalente disminuirá con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado;
 en el que la proporción de la altura del reactor de lecho fluidizado respecto al diámetro de sección transversal equivalente de la zona media del reactor de lecho fluidizado es de 2 a 10;
 en el que el reactor de lecho fluidizado se **caracteriza por que** no hay ninguna rejilla de distribución presente; y
 en el que hay un pasaje sin obstáculos en la dirección de flujo del gas de fluidización a través el reactor de lecho fluidizado desde la zona inferior (5) hasta la zona superior (7),
 en el que el pasaje sin obstáculos se **caracteriza por** una proporción de la sección transversal libre / sección transversal total con respecto a la partición entre la zona inferior (5) y la zona media (6), como mínimo, de 0,95, por lo que la sección transversal libre es el área que permite el intercambio de gases y por lo que la sección transversal total es el área de la sección transversal de reactor interna limitada por las paredes del reactor de lecho fluidizado (1),
 comprendiendo el procedimiento
 alimentar una mezcla de gases que comprende, como mínimo, un monómero al interior de la zona inferior de dicho reactor de lecho fluidizado;
 retirar una corriente de gas que, opcionalmente, contiene sólidos desde la zona superior de dicho reactor de lecho fluidizado para producir una corriente de gas que fluye hacia arriba dentro de dicho reactor de lecho fluidizado;
 alimentar catalizador de polimerización al interior de dicho reactor de lecho fluidizado;
 polimerizar dicho, como mínimo, un monómero en presencia de dicho catalizador de polimerización;
 por lo que la velocidad superficial del gas dentro de la zona media de dicho reactor de lecho fluidizado es menor que la velocidad terminal para la mayoría de las partículas de polímero contenidas en el lecho fluidizado.
 por lo que el aumento del recíproco de la raíz cuadrada de la velocidad superficial del gas de fluidización, expresado en m/s, $\frac{1}{\sqrt{v}}$, por un metro es de 0,66 a 2,5 dentro de dicha zona inferior en la dirección de flujo del gas de fluidización.
2. Procedimiento, según la reivindicación 2, en el que el reactor de lecho fluidizado comprende una salida (12) para la eliminación de láminas, trozos y conglomerados, con lo que dicha salida (12) está ubicada en la zona inferior (5) o debajo de la misma.
3. Procedimiento para la producción de polímeros, según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende, además, un conjunto de reactor que comprende una entrada (11) para el catalizador o el prepolímero que contiene catalizador.
4. Procedimiento para la producción de polímeros, según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, por el que la zona inferior (5) del conjunto de reactor tiene forma de cono y la zona media del conjunto de reactor tiene forma cilíndrica.
5. Procedimiento para la producción de polímeros, según la reivindicación 4, por el que el ángulo de cono de la zona inferior en forma de cono (5) del conjunto de reactor es de 5 ° a 25 °.
6. Procedimiento para la producción de polímeros, según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, por el que la zona superior (7) del conjunto de reactor tiene forma de cono y la zona media del conjunto de reactor tiene forma cilíndrica.

7. Procedimiento para la producción de polímeros, según la reivindicación 6, por el que el ángulo de cono de la zona superior en forma de cono (7) del conjunto de reactor es de 20 ° a 50 °.
- 5 8. Procedimiento para la producción de polímeros, según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende, además, un conjunto de reactor que comprende una salida (15) para el polímero.
9. Procedimiento, según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende, además, un conjunto de reactor que comprende medios de separación de gas/sólidos (2) conectados a la salida de gas (9).
- 10 10. Procedimiento, según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 10, que comprende un conjunto de reactor de conjunto dual que comprende un conjunto de reactor que comprende, además, un reactor de lecho móvil (15) que tiene una sección inferior (16), una sección superior (17), una entrada (18) para gas, una entrada (19) para sólidos y una salida (20) para el gas de fluidización que está ubicada en la sección superior (18), una salida (21) para retirar sólidos del reactor de lecho móvil; estando acoplada la salida (21) del reactor de lecho móvil con la entrada (23) del reactor de lecho fluidizado (1) con medios de alimentación opcionales para sólidos (22) ubicados en medio;
- 15 estando acoplados los medios para la separación de gas/sólidos (2) con el reactor de lecho móvil (15) a través de la entrada (19).
11. Procedimiento, según la reivindicación 10, que comprende, además, un conjunto de reactor que comprende, como mínimo, una salida (14) para el polímero en el reactor de lecho fluidizado y/o el reactor de lecho móvil.
- 20 12. Procedimiento, según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende, además, un conjunto de reactor que comprende un reactor de bucle aguas arriba de dicho reactor de lecho fluidizado.
- 25 13. Procedimiento, según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende las etapas adicionales de dirigir, como mínimo, una parte de dicha primera corriente de polímero hacia un reactor de lecho móvil; alimentar una segunda mezcla de gases que comprende, como mínimo, un monómero al interior de dicho reactor de lecho móvil;
- 30 polimerizar dicho, como mínimo, un monómero en dicho reactor de lecho móvil; retirar una segunda corriente de polímero del fondo de dicho reactor de lecho móvil estableciendo de este modo un lecho de polímero en movimiento hacia abajo; dirigir, como mínimo, una parte de dicha segunda corriente de polímero hacia dicho reactor de lecho fluidizado.
- 35 14. Procedimiento, según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la velocidad superficial del gas dentro de la zona media es de 0,05 a 0,8 m/s y/o en el que la velocidad superficial del gas que entra en la zona inferior es de 1 a 10 m/s.

FIG. 1

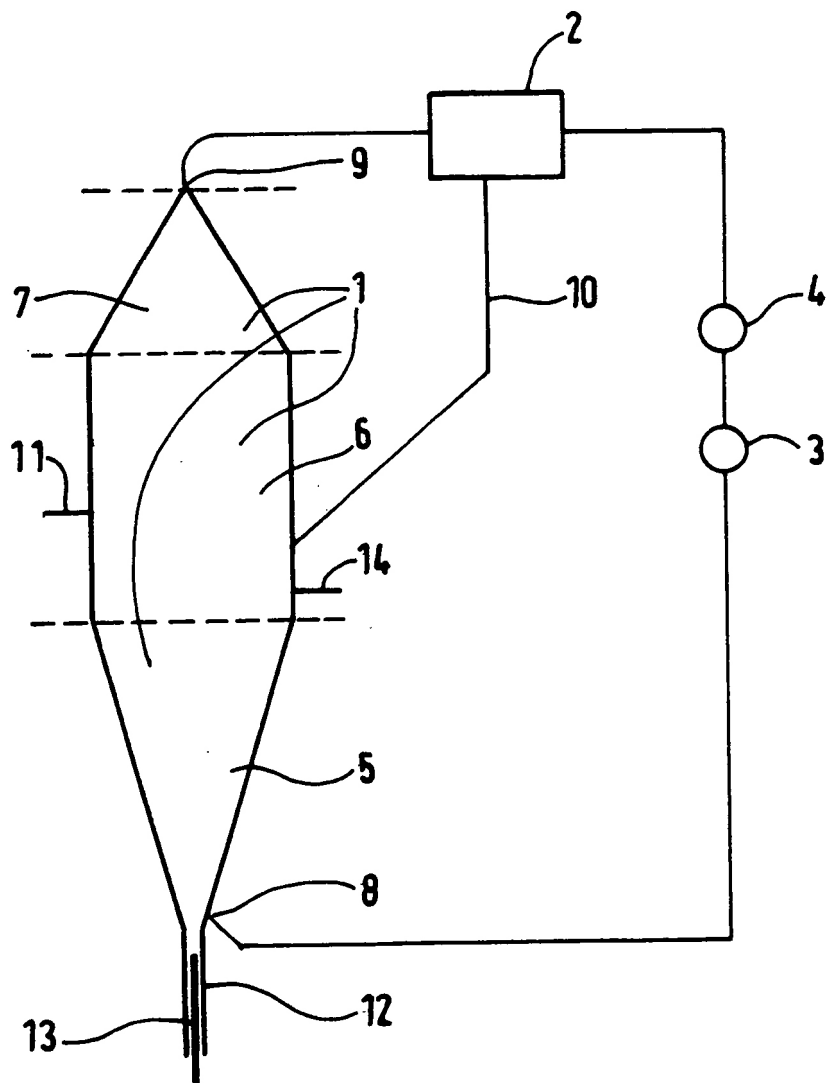


FIG.2

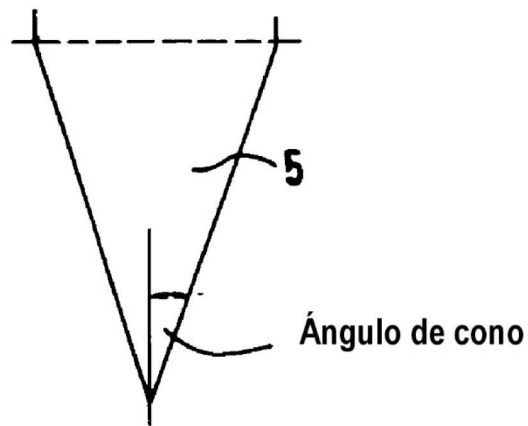


FIG.3

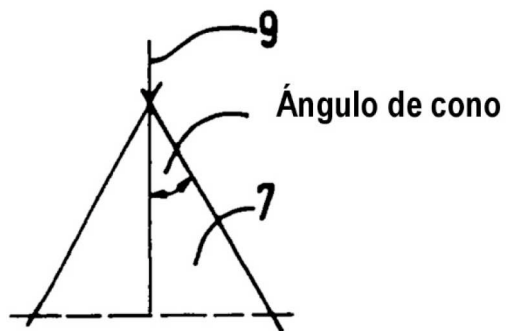


FIG. 4

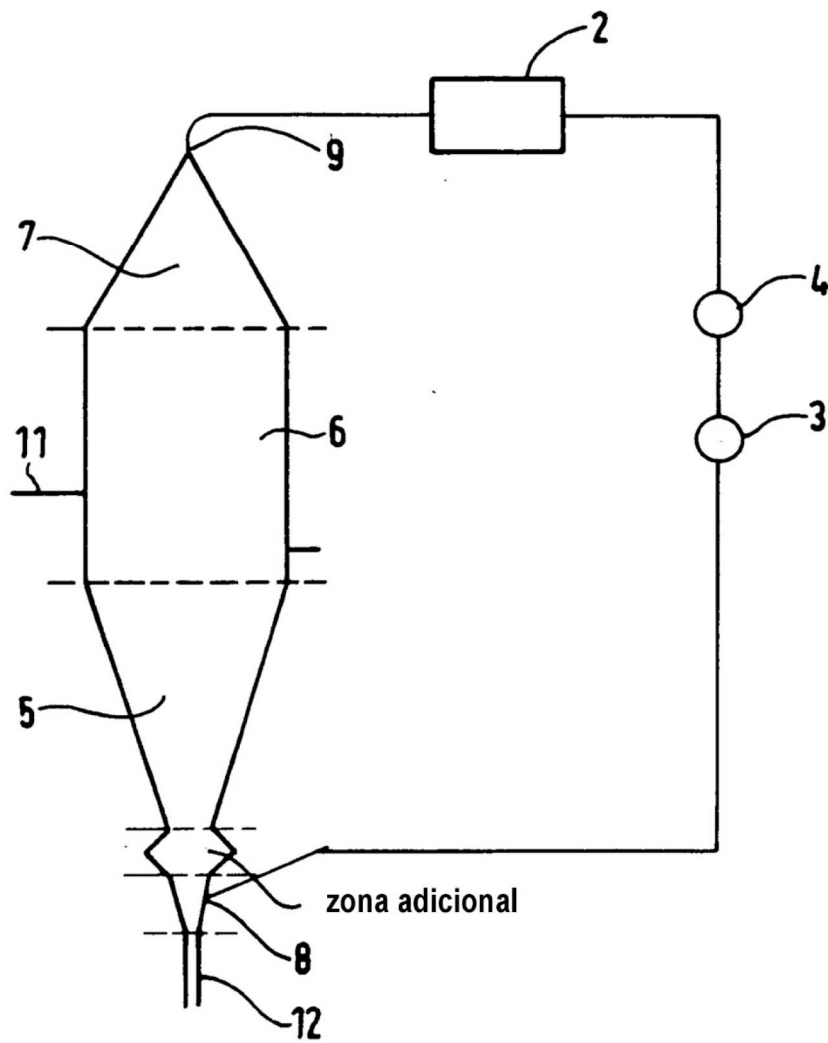
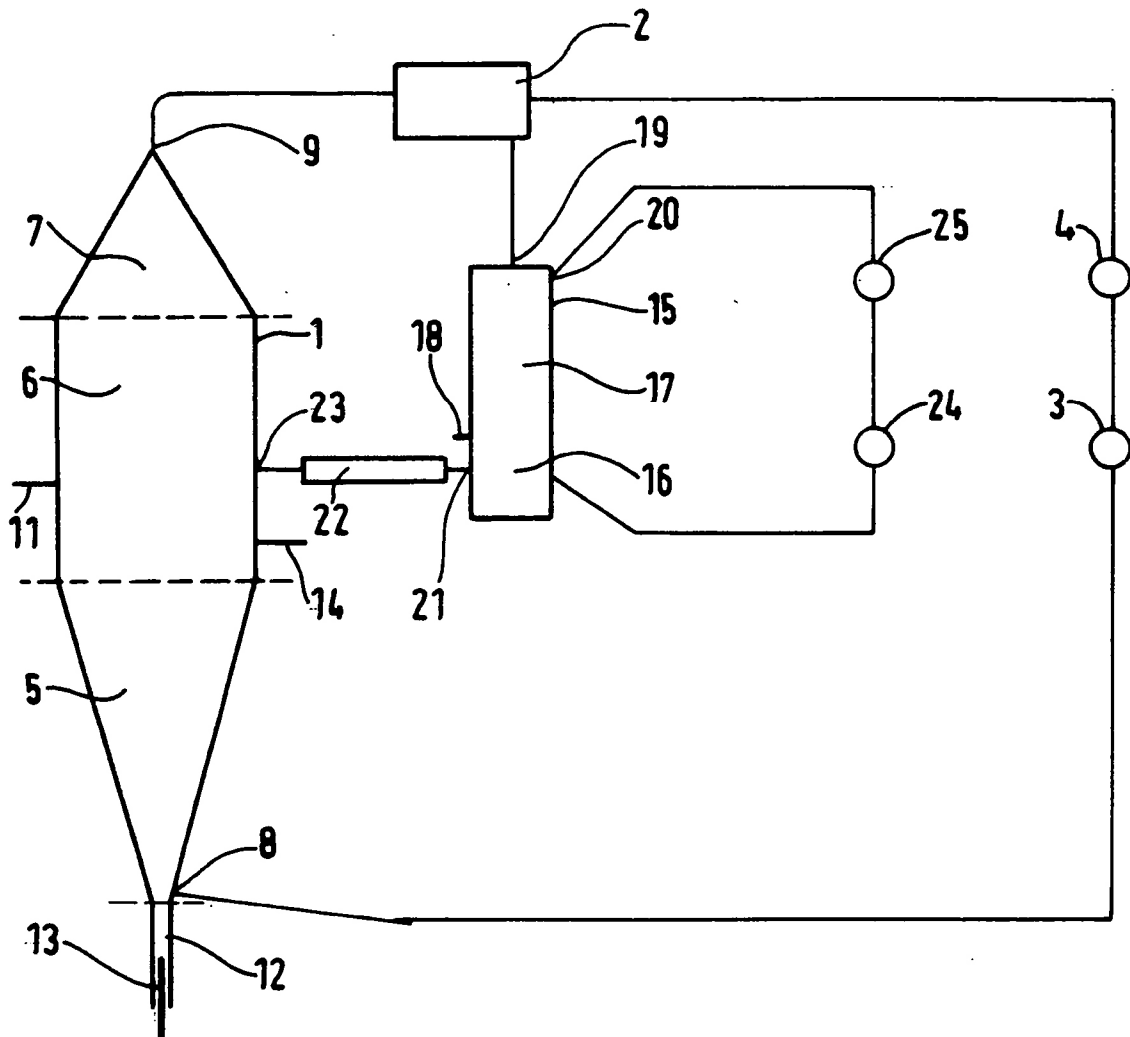


FIG. 5



REFERENCIAS CITADAS EN LA DESCRIPCIÓN

5 *Esta lista de referencias citada por el solicitante es únicamente para mayor comodidad del lector. No forman parte del documento de la Patente Europea. Incluso teniendo en cuenta que la compilación de las referencias se ha efectuado con gran cuidado, los errores u omisiones no pueden descartarse; la EPO se exime de toda responsabilidad al respecto.*

Documentos de patentes citados en la descripción

10

- WO 0187989 A
- WO 9704015 A
- WO 0179306 A
- WO 2009080660 A
- WO 0029452 A
- WO 2007025640 A
- US 4543399 A
- EP 699213 A
- WO 9425495 A
- EP 696293 A
- WO 8707620 A
- WO 9221705 A
- WO 9311165 A
- WO 9311166 A
- WO 9319100 A
- WO 9736939 A
- WO 9812234 A
- WO 9933842 A
- WO 03000756 A
- WO 03000757 A
- WO 03000754 A
- WO 03000755 A
- WO 2004029112 A
- WO 9219659 A
- WO 9219653 A
- WO 9219658 A
- US 4382019 A
- US 4435550 A
- US 4465782 A
- US 4473660 A
- US 4560671 A
- US 5539067 A
- US 5618771 A
- EP 45975 A
- EP 45976 A
- EP 45977 A
- WO 9532994 A
- US 4107414 A
- US 4186107 A
- US 4226963 A
- US 4347160 A
- US 4472524 A
- US 4522930 A
- US 4530912 A
- US 4532313 A
- US 4657882 A
- US 4581342 A
- EP 688794 A
- WO 9951646 A
- WO 0155230 A
- WO 2005118655 A
- EP 810235 A
- WO 2003106510 A
- WO 9512622 A
- WO 9632423 A
- WO 9728170 A
- WO 9832776 A
- WO 9961489 A
- WO 03010208 A
- WO 03051934 A
- WO 03051514 A
- WO 2004085499 A
- EP 1752462 A
- EP 1739103 A
- EP 629631 A
- EP 629632 A
- WO 0026266 A
- WO 02002576 A
- WO 02002575 A
- WO 9912943 A
- WO 9840331 A
- EP 776913 A
- EP 1074557 A
- WO 9942497 A
- WO 2004111095 A
- WO 2004111096 A
- EP 2090357 A
- EP 2090356 A
- EP 2082797 A
- EP 10075723

Literatura no patente citada en la descripción

- **M. OLAZAR.** has reported a spouted bed reactor. *Chem. Eng. Technol.*, 2003, vol. 26 (8), 845-852
- Perry's Chemical Engineers' Handbook. McGraw-Hill, 2008, vol. 8
- **GELDART.** Gas Fluidization Technology. J Wiley & Sons Ltd, 1986
- **KIRK-OTHMER.** Encyclopaedia of Chemical Technology. 1966, vol. 10, 340-342
- **GELDART.** Gas Fluidization Technology. J Wiley & Sons Ltd, 1986, 155
- **M PELL.** Gas Fluidization. Elsevier, 1990, 1-18
- **STOLHANDSKE.** *Powder and Bulk Engineering*, July 1997, 49-57
- **FELDMAN ; POWDER ; BULK.** *Engineering*, June 1987, 26-29