

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 796 856**

51 Int. Cl.:

B01J 19/24 (2006.01)

B01J 8/38 (2006.01)

B01J 8/18 (2006.01)

B01J 8/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **26.08.2013 PCT/EP2013/002572**

87 Fecha y número de publicación internacional: **06.03.2014 WO14032794**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **26.08.2013 E 13755970 (4)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **06.05.2020 EP 2890490**

54 Título: **Conjunto de reactor y procedimiento para la polimerización de olefinas**

30 Prioridad:

29.08.2012 EP 12006133

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

30.11.2020

73 Titular/es:

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

72 Inventor/es:

**KANELLOPOULOS, VASILEIOS y
AL-HAJ ALI, MOHAMMAD**

74 Agente/Representante:

DURAN-CORRETJER, S.L.P

ES 2 796 856 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

Conjunto de reactor y procedimiento para la polimerización de olefinas

5 La presente invención se refiere a un conjunto de reactor de lecho fluidizado para la polimerización de uno o más monómeros olefínicos, y a un procedimiento de hacer funcionar un conjunto de reactor de lecho fluidizado de este tipo.

Estado de la técnica anterior

10 Con frecuencia se utilizan reactores de fase gaseosa para la polimerización de olefinas, tales como etileno y propileno, ya que permiten una flexibilidad relativa alta en el diseño de polímeros y la utilización de diversos sistemas de catalizador. Una variante común de reactor de fase gaseosa es el reactor de lecho fluidizado. En la producción de poliolefinas, se polimerizan olefinas en presencia de un catalizador de polimerización en una corriente de gas ascendente. El gas de fluidización se extrae de la parte superior del reactor, se enfría en un elemento de enfriamiento, normalmente un intercambiador de calor, se vuelve a someter a presión y se retroalimenta a la parte inferior del reactor. El reactor normalmente contiene un lecho fluidizado que comprende las partículas de polímero en crecimiento que contienen el catalizador activo ubicado por encima de una placa de distribución que separa la parte inferior y la zona central del reactor. La velocidad del gas de fluidización se ajusta de manera que se mantenga una situación cuasi estacionaria, es decir, que el lecho se mantenga en condiciones fluidizadas. En una situación cuasi estacionaria de este tipo, los flujos de gas y partículas son altamente dinámicos. La velocidad del gas requerida depende principalmente de las características de las partículas y es muy predecible dentro de un determinado intervalo de escala. Ha de tenerse cuidado de que la corriente de gas no descargue demasiado material polimérico del reactor. Esto se logra habitualmente mediante una zona denominada de separación. Esta parte en la zona superior del reactor se caracteriza por un aumento de diámetro, reduciendo la velocidad del gas. De ese modo, las partículas que se transportan desde el lecho con el gas de fluidización en su mayor parte se depositan de nuevo en el lecho. Aún otro problema fundamental con los reactores de lecho fluidizados tradicionales son las limitaciones en cuanto a la capacidad de enfriamiento y arrastre debido a la formación de burbujas enormes. Debe mencionarse que es deseable la presencia de burbujas como tal, ya que de ese modo se intensifica la mezcla. Sin embargo, el tamaño de las burbujas debe ser mucho más pequeño que el diámetro del reactor. El aumento del nivel del lecho en los reactores de lecho fluidizados convencionales para aumentar el rendimiento en el espacio-tiempo conduce a un aumento en el tamaño de las burbujas y a un arrastre no deseado de material del reactor. En los reactores convencionales no existen medios para romper las burbujas.

35 Se han propuestos 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.

40 También se conocen conjuntos de reactores duales que comprenden dos reactores. La Patente WO 97/04015 da a conocer dos reactores cilíndricos verticales acoplados, haciéndose funcionar el primer reactor 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 fijo. El funcionamiento en condiciones de fluidización rápida se realiza en un reactor que tiene una proporción de longitud/diámetro equivalente de la sección transversal de aproximadamente 5 o más.

45 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 con un ciclón que separa sólidos y material gaseoso. Los sólidos separados se recirculan de vuelta al reactor.

50 La Patente WO-A-2009/080660 informa de la utilización de un conjunto de reactor de fase gaseosa, tal como 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 y siendo el segundo reactor uno denominado bajante. El primer reactor se hace funcionar en condiciones de fluidización rápida.

55 La Patente FR 1 290 555 A se refiere a un proceso y a un aparato para la polimerización de α -olefinas para obtener polímeros altamente cristalinos mediante una técnica de lecho fluido. El sistema de polimerización comprende un reactor, un ciclón, un intercambiador de calor y una bomba. El gas en exceso que sale del reactor pasa a través de una línea hasta un ciclón, en el que el polímero arrastrado se separa y se devuelve al reactor. La bomba mantiene una diferencia de presión entre el ciclón y el reactor.

60 En la Patente US 3,026,186 A se da a conocer un aparato catalítico. Los productos de reacción y el material de alimentación sin reaccionar se alimenta desde la parte superior de un reactor hasta un separador en el que extraen las partículas de catalizador arrastradas. Las partículas de catalizador finas extraídas del separador se devuelven al reactor utilizando un inyector. Sin embargo, los reactores de lecho fluidizado y los conjuntos de reactor doble que comprenden un reactor de lecho fluidizado descritos en el estado de la técnica anterior tienen todavía varias desventajas.

65

Un primer problema se refiere a la obturación del lado inferior de las placas de distribución debido al arrastre de finos transportados con el gas de circulación. Este efecto reduce la estabilidad de funcionamiento y la estabilidad de la calidad del polímero. Este problema se puede superar parcialmente mediante una velocidad más baja del gas de fluidización. Sin embargo, una velocidad relativamente baja del gas de fluidización limita la tasa de producción y puede conducir a la formación de láminas, trozos y grumos en la producción de poliolefinas. Este conflicto de objetivos habitualmente se ha contrarrestado mediante la incorporación de una zona de separación. Sin embargo, las zonas de separación limitan de nuevo la tasa de producción de un reactor de fase gaseosa de tamaño fijo, ya que existe la necesidad de espacio superior adicional por encima del nivel superior del lecho fluidizado durante el funcionamiento. En las dimensiones industriales, el volumen de la zona de separación a menudo asciende a más del 40 % del volumen total del reactor y hasta la fecha requiere la construcción de enormes reactores innecesarios.

Un segundo problema se refiere al burbujeo. Los reactores de lecho fluidizado convencionales normalmente funcionan en un régimen de burbujeo. Una parte del gas de fluidización pasa por 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 por 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 calor y masa entre la fase de emulsión y las burbujas es limitada, especialmente para burbujas grandes que tienen una alta proporción de volumen con respecto a área superficial. Pese al hecho de que las burbujas contribuyen positivamente a la mezcla del polvo, no se desea la formación de burbujas demasiado grandes, porque el gas que pasa a través del lecho en forma de burbujas no contribuye a la extracción de calor del lecho del mismo modo 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 al arrastre de sólidos que contienen finos cuando se extrae el gas de fluidización de la parte superior del reactor. Especialmente cuando se hace funcionar el reactor de lecho fluidizado con el nivel de lecho cerca del techo del reactor, se produce un arrastre de sólidos significativo. Sin embargo, la presencia de sólidos en el gas de fluidización afecta negativamente a las unidades aguas abajo como compresores, intercambiadores de calor, etc. Por tanto, se utilizan medios para separar sólidos del gas de fluidización, tales como, por ejemplo, ciclones. Los ciclones funcionan aprovechando la mayor masa de los sólidos en comparación con el gas. Por consiguiente, la eficacia de separación del ciclón se deteriora con una masa decreciente de los sólidos. Dicho de otro modo, una mayor cantidad de finos, es decir, partículas sólidas pequeñas con una masa pequeña, arrastrados desde el reactor deterioran la eficacia del ciclón, ya que el ciclón los extrae con menos eficacia que la fracción más grande de los sólidos arrastrados.

Por tanto, todavía existe la necesidad de un diseño y un funcionamiento de reactor mejorados. La presente invención tiene como objetivo superar las desventajas de los diseños de reactores conocidos en el estado de la técnica anterior y, en particular tiene como objetivo evitar la segregación de finos a alta velocidad de producción. La presente invención tiene como objetivo, además, aumentar la eficacia de separación de sólidos del gas. La presente invención tiene como objetivo, además, evitar zonas de productividad baja en el reactor. Además, la presente invención se refiere a dar a conocer un reactor que permita estabilidad de funcionamiento alta y, al mismo tiempo, una producción de polímero que tenga la mayor calidad.

Características de la invención

La presente invención se basa en el descubrimiento de que estos problemas pueden resolverse mediante un conjunto de reactor de lecho fluidizado que permite variar la cantidad de sólidos que contienen finos que se recirculan al reactor de lecho fluidizado y/o variar la condición de funcionamiento del reactor.

La presente invención, en la medida en que da a conocer un conjunto de reactor para la producción de polímeros, incluye un reactor (1) de lecho fluidizado que comprende una zona inferior (5), una zona central (6) y una zona superior (7), una o varias salidas (9) para corrientes (34) de gas de fluidización ubicadas en la zona superior (7), medios de separación gas/sólido (2), un dispositivo de flujo continuo (29), una línea (35) de recirculación de sólidos, una entrada (37) de recirculación de sólidos, una línea (38) de circulación de gas, una entrada (8) para gas de fluidización ubicada en la zona inferior (5) y una salida para el polímero (14);

estando acoplada la salida (9) para la corriente (34) de gas de fluidización con el reactor (1) de lecho fluidizado a través de medios de separación gas/sólido (2), la línea (38) de circulación de gas y la entrada (8) y a través de la línea (35) de recirculación de sólidos, los medios de separación gas/sólido (2) y la entrada (37) de recirculación de sólidos;

aumentando el diámetro equivalente de la sección transversal de la zona inferior (5) de manera monótona con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor (1) de lecho fluidizado; disminuyendo el diámetro equivalente de la sección transversal de la zona superior (7) de manera monótona con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor (1) de lecho fluidizado; y en el que la zona inferior (5), la zona central (6) y la zona superior (7) se diferencian en cuanto a su diámetro equivalente de la sección transversal, y

en el que existe un paso no obstruido en la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor (1) de lecho fluidizado desde la zona inferior (5) hasta la zona superior (7),

caracterizado por que la línea (35) de recirculación de sólidos incluye el dispositivo de flujo continuo (29), en el que el dispositivo de flujo continuo (29) permite variar la cantidad de una corriente de partículas, gas o fluido o mezclas de los mismos que fluyen a través del dispositivo, mediante lo cual la variación se produce ajustando el dispositivo de flujo continuo (29), y el dispositivo de flujo continuo (29) deja pasar del 0 al 100 % de una corriente en una determinada dirección y el dispositivo de flujo continuo (29) permite el paso del 100 al 0 % restante de la corriente, como mínimo, en una dirección adicional, en el que dicho reactor (1) de lecho fluidizado no comprende ninguna rejilla y/o placas de distribución, los medios de separación gas/sólido (2) son ciclones, y en el que el dispositivo de flujo continuo (29) permite adicionalmente derivar, a partir de la corriente (36) de recirculación de sólidos que entra en el dispositivo de flujo continuo una corriente hasta etapas de proceso aguas abajo (40) dirigida hasta etapas de proceso aguas abajo a través de una línea hasta etapas de proceso aguas abajo (39).

La presente invención se refiere, además, a un procedimiento para polimerizar olefinas en un reactor (1) de lecho fluidizado, en el que el lecho fluidizado está formado por partículas de polímero en un gas de fluidización ascendente, teniendo dicho gas de fluidización ascendente una velocidad superficial en la zona central (6) de 0,05 a 0,8 m/s, comprendiendo dicho procedimiento las etapas de:

- (i) retirar una corriente (34) de gas de fluidización a través de la salida (9) de dicho reactor (1) de lecho fluidizado a una altura de más del 90 % de la altura total de dicho reactor (1) de lecho fluidizado;
- (ii) separar las partículas de polímero de dicha corriente (34) de gas de fluidización utilizando medios de separación gas/sólido (2) para producir una corriente (42) de cabeza y una corriente (36) de recirculación de sólidos;
- (iii) derivar, a partir de dicha corriente (36) de recirculación de sólidos, una corriente hasta etapas de proceso aguas abajo (40);
- (iv) dirigir dicha corriente hasta etapas de proceso aguas abajo (40) hasta las etapas de proceso aguas abajo; y
- (v) recircular la corriente (36) de recirculación de sólidos a dicho reactor (1) de lecho fluidizado;

en el que dicho reactor (1) de lecho fluidizado comprende una zona inferior (5), una zona central (6) y una zona superior (7), aumentando el diámetro equivalente de la sección transversal de la zona inferior (5) de manera monótona con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor (1) de lecho fluidizado y disminuyendo el diámetro equivalente de la sección transversal de la zona superior (7) de manera monótona con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado (1); en el que la zona inferior (5), la zona central (6) y la zona superior (7) se diferencian en cuanto a su diámetro equivalente de la sección transversal, y en el que existe un paso no obstruido en la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor (1) de lecho fluidizado desde la zona inferior (5) hasta la zona superior (7); y el reactor (1) comprende, además, una salida para el polímero (14), mediante la cual la corriente de polímero retirada del reactor (1) de lecho fluidizado a través de la salida del polímero (14) y la corriente de recirculación de sólidos derivada hasta la salida del polímero (40) se combinan para la recuperación de producto; en el que dicho reactor (1) de lecho fluidizado no comprende ninguna rejilla y/o placas de distribución de gas, y en el que el reactor (1) de lecho fluidizado comprende, además, un dispositivo de flujo continuo (29), en el que el dispositivo de flujo continuo (29) permite variar la cantidad de partículas, gas o fluido o mezclas de los mismos que fluyen a través del dispositivo mediante lo cual la variación se produce ajustando el dispositivo de flujo continuo (29), derivándose el dispositivo de flujo continuo (29) a partir de la corriente (36) de recirculación de sólidos que entra en el dispositivo de flujo continuo (29), una corriente hasta etapas de proceso aguas abajo (40) dirigida hasta etapas de proceso aguas abajo a través de la línea hasta etapas de proceso aguas abajo (39), y en el que los medios de separación gas/sólido (2) son ciclones.

Preferentemente, el reactor de lecho fluidizado forma parte del conjunto de reactor, según la presente invención.

La descripción del procedimiento, según la presente invención, se aplica a todas las realizaciones de la invención.

El conjunto de reactor comprende, preferentemente, además, un controlador (31).

Descripción detallada de la invención

Definiciones

Una visión general de los diferentes tipos de fluidización y diferentes regímenes de fluidización se facilita, por ejemplo, en la sección 17 del Chemical Engineers' Handbook de Perry, volumen 8 (McGraw-Hill, 2008). La figura

- 17-3 en el documento de Perry muestra que los lechos fluidizados con burbujeo convencionales normalmente funcionan a velocidades superficiales de gas entre la velocidad de fluidización mínima y la velocidad terminal. Los lechos turbulentos funcionan a una velocidad de gas que está cerca de la velocidad terminal. Los reactores de transporte y los lechos circulantes funcionan a velocidades de gas significativamente mayores que la velocidad terminal. Los lechos fluidizados con burbujeo, turbulentos y rápidos son claramente distinguibles y se explican con más detalle en el documento de Perry, en las páginas 17-9 a 17-11. El cálculo de la velocidad de fluidización mínima y la velocidad de transporte se comenta, adicionalmente, en Geldart, Gas Fluidization Technology, página 155, y siguientes, J Wiley & Sons Ltd, 1986.
- Los reactores de lecho fluidizado se conocen bien en el estado de la técnica anterior. En los reactores de lecho fluidizado, el gas de fluidización se hace pasar a través del lecho fluidizado dentro de una determinada 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 debe ser sustancialmente menor que la velocidad de inicio del transporte neumático, ya que de lo contrario todo el lecho se arrastraría con el gas de fluidización. Existen reactores que funcionan en régimen de transporte. Dicho funcionamiento se conoce comúnmente como fluidización rápida o lechos fluidizados rápidos. Se ofrece una visión general, por ejemplo, en el documento de Perry, páginas 17-1 a 17-12, o en M Pell, Gas Fluidization (Elsevier, 1990), páginas 1 a 18 y en Geldart, Gas Fluidization Technology, J Wiley & Sons Ltd, 1986.
- Los sólidos y finos, según la presente invención, son ambos partículas. En particular, los sólidos y finos, según la presente invención, son partículas de polímero. Además, el término sólidos, tal como se utiliza en la presente solicitud, comprende los finos. Según la presente invención, los finos se definen como sólidos que tienen un tamaño medio de partícula y/o una distribución de tamaño de partícula (PSD) menor que un valor umbral definido, es decir, por debajo de ese valor umbral los sólidos se consideran finos. El lugar donde se establece el valor umbral depende del grado del polímero, así como de la densidad del polímero. Sin embargo, normalmente los sólidos con un tamaño de partícula (d_p) inferior a 100 μm , preferentemente, inferior a 80 μm , más preferentemente, inferior a 50 μm , se definen como finos.
- La distribución de tamaño de partícula se puede caracterizar, indicando tanto el tamaño medio de partícula como el intervalo de la distribución de tamaño de partícula. El intervalo, habitualmente, se define como $(d_{p,90}-d_{p,10})/d_{p,50}$, en el que $d_{p,90}$ es el tamaño de partícula para el cual el 90 % en peso de las partículas tienen un diámetro que es inferior a $d_{p,90}$; $d_{p,10}$ es el tamaño de partícula para el cual el 10 % en peso de las partículas tienen un diámetro que es inferior a $d_{p,10}$; y $d_{p,50}$ es el tamaño medio de partícula para el cual el 50 % en peso de las partículas tiene un diámetro que es inferior a $d_{p,50}$.
- Los medios de separación gas/sólido (2) permiten la separación de gas y sólidos. En la realización más sencilla, puede ser un recipiente donde los sólidos, en particular las partículas de polímero, se depositan por gravedad. Habitualmente, los medios para la separación gas/sólidos comprenden, como mínimo, una unidad de separación gas/sólido que es, preferentemente, un ciclón. Un ciclón en su forma más sencilla es un depósito en el que se establece un flujo rotativo. El diseño del ciclón está bien descrito en la bibliografía. Ciclones particularmente adecuados se describen en los documentos de Kirk-Othmer, Encyclopaedia of Chemical Technology, 2ª edición (1966), volumen 10, páginas 340-342. Los medios de separación gas/sólido habitualmente contienen cuatro unidades de separación gas/sólido o menos.
- Los medios de filtro de sólidos (41) también separan los sólidos del gas. Los medios de filtro de sólidos están presentes, opcionalmente, en el conjunto del reactor, según la presente invención, además de los medios de separación gas/sólido. Normalmente, los medios de filtro de sólidos son separadores gas/líquido ("knock-out drums"). Los medios de filtro de sólidos no están comprendidos en el término medios de separación gas/sólido. Por consiguiente, la restricción de la presente invención a una sola unidad de separación gas/sólido en los medios de separación gas/sólido no excluye la presencia adicional de los medios de filtro de sólidos (41) en el conjunto del reactor.
- El dispositivo de flujo continuo (29) permite variar la cantidad de una corriente de partículas, gas o fluido o mezclas de los mismos que fluyen a través del dispositivo. La variación se produce ajustando el dispositivo de flujo continuo. De ese modo, el dispositivo de flujo continuo deja pasar del 0 al 100 % de una corriente en una determinada dirección. Además, el dispositivo de flujo continuo puede permitir adicionalmente el paso del 100 al 0 % restante de la corriente, como mínimo, en una dirección adicional. Además, el dispositivo de flujo continuo (29), preferentemente, puede enviar señales al controlador y/o recibir señales o desde el mismo (31).
- Habitualmente el dispositivo de flujo continuo comprende una válvula. En particular, la válvula puede ser una válvula de una vía o una válvula de múltiples pasos. En la técnica se conocen bien diversos diseños de válvula.
- Un controlador (31) es cualquier tipo de dispositivo que permite recibir y procesar datos y recibir y enviar señales. Habitualmente, el controlador es un ordenador.
- La corriente de gas de fluidización de la presente invención comprende gas de fluidización y también puede

comprender diferentes cantidades de sólidos. Por consiguiente, la palabra “gas” no excluye necesariamente que otros componentes, además del gas de fluidización, puedan estar comprendidos en la corriente de gas de fluidización. Sin embargo, la cantidad y la naturaleza de los sólidos comprendidos en la corriente (34) de gas de fluidización y la línea de circulación de gas varían y dependen, entre otras cosas, de dónde se mide el contenido de sólidos en el conjunto de reactor, de cuándo se efectúan las etapas de proceso adicionales en la corriente, de las condiciones de funcionamiento del reactor de lecho fluidizado y de la naturaleza (por ejemplo, la densidad) del polímero producido en el reactor. Por ejemplo, en la corriente (34) de gas de fluidización en la línea (33) de salida están contenidos más sólidos que en la corriente de gas de fluidización en la línea (38) de circulación de gas, en la salida de los medios de separación gas/sólido.

Se requieren 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.

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

El reactor de lecho fluidizado comprende una zona inferior (5), una zona central (6) y una zona superior (7). Estas zonas forman la zona de reacción real que indica el espacio dentro del reactor de lecho fluidizado designado para la reacción de polimerización. Sin embargo, un experto en la materia entenderá que la reacción de polimerización continuará siempre que el catalizador permanezca activo y exista monómero que polimerizar. Por tanto, también pueden producirse crecimientos de cadena fuera de la zona de reacción real. Por ejemplo, el polímero recogido en un recipiente de recogida todavía seguirá polimerizando.

Los términos zona inferior, media y superior indican la posición relativa con respecto a la base del reactor de lecho fluidizado. El reactor de lecho fluidizado se extiende en vertical en una dirección hacia arriba desde la base, mediante lo cual la sección o las secciones transversales del reactor de lecho fluidizado son esencialmente paralelas a la base.

La altura del reactor de lecho fluidizado es la distancia vertical entre dos planos, cruzando el plano inferior por el punto más bajo de la zona inferior y cruzando el plano superior por el punto más alto 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 con 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.

El término sección transversal, tal como se utiliza en el presente documento, indica el área de la intersección con un plano 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 central es cilíndrica y tiene un diámetro exterior de 4,04 m y la pared del cilindro tiene un grosor de 0,02 m, el diámetro interior será de 4,00 m, mediante lo cual la sección transversal será de $2,0 \times 2,0 \times \pi \text{ m}^2 \approx 12,6 \text{ m}^2$.

El término sección transversal libre indica el área de la sección transversal total que permite el intercambio de gases y partículas. Dicho de otro modo, en un dibujo en sección, atravesando la sección el plano formado por el plano interfásico de la sección transversal de la zona inferior y la sección transversal de la zona central, la sección transversal libre es el área que carece de obstáculos.

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

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

Disminución de manera monótona ha de entenderse en un sentido matemático, es decir el diámetro promedio disminuirá o será constante con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado. El diámetro equivalente de la sección transversal que disminuye de manera monótona incluye dos situaciones, concretamente la disminución del diámetro equivalente de la sección transversal con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado y también la constancia del diámetro equivalente de la sección transversal con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización. Debe entenderse, sin embargo, que aunque una zona que tiene un diámetro que disminuye de manera monótona en la dirección de flujo puede tener secciones que tienen un diámetro esencialmente constante, el diámetro en el extremo aguas abajo de la zona siempre es más pequeño que el diámetro en el extremo aguas arriba de la zona.

Por “disminuir de manera estrictamente monótona” quiere decirse que el diámetro equivalente de la sección

transversal disminuirá con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado. Por tanto, si una zona tiene un diámetro que disminuye de manera estrictamente monótona en la dirección de flujo, entonces, en cualquier punto h de la zona, el diámetro es más pequeño que en cualquier otro punto aguas arriba de dicho punto h.

5 Las expresiones “aumentar de manera monótona” y “aumentar de manera estrictamente monótona” han de entenderse de manera correspondiente.

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

15 Como definición, las tres zonas de reacción, la zona inferior, la zona central y la zona superior se diferenciarán en cuanto a su diámetro equivalente de la sección transversal. Dicho de otro modo, el plano de límite que delimita la zona inferior y la zona central será el plano, en el que el diámetro de sección transversal cambia desde valores crecientes hasta valores esencialmente constantes. El plano de límite que delimita la zona central y la zona superior será el plano, en el que el diámetro de sección transversal cambia desde valores esencialmente constantes hasta valores decrecientes. En el texto posterior, “diámetro” también se utiliza con el significado de “diámetro equivalente de la sección transversal” para superficies no circulares.

20 La geometría cónica desempeña un papel importante para la presente invención. Un cono es una forma geométrica tridimensional que presenta una sección decreciente suave desde un plano hasta el vértice. Este plano habitualmente será un círculo, pero también puede ser elíptico. Todos los conos también tienen un eje que es la línea recta que pasa a través del vértice, alrededor del cual la superficie lateral tiene una simetría rotacional.

25 Desde un punto de vista más funcional, el reactor de lecho fluidizado, según la presente invención, incluye una sección de entrada de gas, un primer dominio, en el que la velocidad superficial de 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 de gas del gas de fluidización es mayor en relación con el 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 línea de circulación de gas; y medios para separación de sólidos del gas que están conectados a dicha línea de circulación de gas.

30 La sección de entrada de gas indica la parte de todo el aparato, en la que tiene lugar la alimentación y se forma el lecho. La sección de entrada de gas es en la medida en que se diferencia de los denominados primer dominio y segundo dominio.

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

40 El segundo dominio está ubicado en vertical por encima del primer dominio e indica la parte del reactor de lecho fluidizado, en la que la velocidad superficial de gas del gas de fluidización es mayor que la velocidad superficial de gas en el primer dominio.

45 La velocidad de gas significará la velocidad superficial de gas.

Descripción

50 El nuevo conjunto de reactor tiene diversas ventajas. En un primer aspecto, no existe zona de separación. Esto conduce a una construcción económica. El reactor se puede hacer funcionar de modo que el lecho ocupe casi el volumen total del reactor. Esto permite mayores proporciones de productividad/tamaño del reactor, lo que conduce, además, a una reducción sustancial del coste. Además, el polímero se distribuye uniformemente dentro del reactor por el área del lecho y va acompañado por una mejor coalescencia de las burbujas de gas. Además, se ha descubierto sorprendentemente que el flujo de sólidos adyacente a las paredes del reactor es alto, lo que conduce a una limpieza constante de las paredes, en particular en la zona superior. En otro aspecto, se ha descubierto sorprendentemente que 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 extracción de calor del polímero en función de la altura del lecho es más uniforme y existe una mejor dispersión entre el gas y el polímero como en los reactores y procesos del estado de la técnica anterior.

60 Una ventaja importante adicional de la presente invención es que la separación del polímero del gas de fluidización, por ejemplo, mediante la utilización de uno o más ciclones, se puede realizar fácilmente debido a una concentración alta de sólidos en el gas de fluidización. Se ha descubierto, sorprendentemente, que el contenido de sólidos en el gas de fluidización después de la separación de gas/sólido es mucho menor en la presente invención en comparación con una planta/proceso que da como resultado una alimentación a los medios de separación gas/sólido

caracterizada por una menor cantidad de sólidos. Dicho de otro modo, la cantidad relativamente alta de sólidos antes de la separación gas/sólido en la presente invención da como resultado, sorprendentemente, un mejor grado de separación de sólidos.

5 Una ventaja importante adicional de la presente invención es que la separación del polímero del gas de fluidización, por ejemplo, mediante la utilización de uno o más ciclones, se puede realizar fácilmente, puesto que se reduce la fracción en peso de finos contenidos en los sólidos. Tal como se definió anteriormente, los finos son sólidos de un tamaño por debajo del umbral definido. Los finos tienen una masa muy pequeña debido a su pequeño tamaño. La eficacia de los medios de separación gas/sólido aumenta con la masa de las partículas que se van a separar del gas. Por ejemplo, un ciclón actúa aprovechando las fuerzas centrífugas, aumentando su eficacia con la masa de las partículas que se van a separar del gas. Se ha descubierto, sorprendentemente, que la cantidad de finos es baja al producirse en el reactor de lecho fluidizado según la presente invención.

15 Además, una distribución de tamaño de partícula (PSD, *particle size distribution*) estrecha reduce automáticamente la cantidad de finos, ya que el umbral para los finos de manera práctica está significativamente alejado del máximo típico de una curva de distribución de tamaño de partícula (estrecha).

20 Además, el tamaño medio de partícula aumenta simultáneamente asociado con una masa media creciente de las partículas. Se ha descubierto, sorprendentemente, que en la recirculación de sólidos, especialmente de finos, de vuelta al reactor de lecho fluidizado, aumenta el tamaño medio de partícula.

25 Por consiguiente, una cantidad reducida de finos se arrastra al ciclón, dando como resultado una eficacia aumentada del ciclón, es decir un grado de separación aún mejor de sólidos del gas debido a la presente invención. Dicho de otro modo, el reactor de lecho fluidizado y los medios de separación gas/sólido, por ejemplo, uno o más ciclones, contribuyen a la solución de manera sinérgica.

30 Es preferente que el conjunto de reactor, según la presente invención, comprenda una entrada para el catalizador o el prepolímero que contiene el catalizador. En la realización más sencilla, el catalizador o el prepolímero que contiene el catalizador puede alimentarse a través de la entrada para el gas de fluidización. Sin embargo, una entrada independiente para el catalizador o el prepolímero que contiene el catalizador permite una buena mezcla del catalizador en el lecho. De la forma más preferente, el catalizador se alimenta a la zona más turbulenta.

35 En una realización, el conjunto de reactor, según la presente invención, comprende, preferentemente, una salida para la extracción de láminas, trozos y grumos. Aunque la tasa de formación de láminas, trozos y grumos es extremadamente baja, no es posible suprimir la formación de los mismos a cero en todas las condiciones de reacción. Si está presente, la salida para la extracción de láminas, trozos y grumos estará ubicada, preferentemente, en la parte más baja de la zona inferior. En la realización más preferente, la salida estará situada en el centro de la zona inferior. Cuando la zona inferior tiene forma cónica, la salida se encontrará, preferentemente, junto al vértice del cono.

40 En una segunda realización, la salida para la extracción de láminas, trozos y grumos está acompañada por medios para la ruptura de láminas, trozos y/o grumos. Tales medios para la ruptura de láminas, trozos y/o grumos están disponibles en el mercado y se comentan, entre otros, en Stolhandske, Powder and Bulk Engineering, número de julio de 1997 en las páginas 49 – 57 y en Feldman, Powder y Bulk Engineering, número de junio de 1987 en las páginas 26 - 29.

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

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

55 En una segunda realización, el reactor de lecho fluidizado según la presente invención comprende más de tres zonas, una zona inferior (5), una zona central (6) y una zona superior (7) y, como mínimo, una zona adicional, mediante lo cual esta, como mínimo, una zona adicional está ubicada por debajo de la zona inferior (5) con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización.

Lo siguiente se aplica a todas las realizaciones de la presente invención.

60 El diámetro equivalente de la sección transversal de la zona superior, preferentemente, disminuye de manera estrictamente monótona con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización, es decir, en general, en la dirección vertical ascendente.

65 La zona central del reactor de lecho fluidizado normalmente estará en forma de un cilindro circular, que en el presente documento se indica, simplemente, como cilindro. Sin embargo, es posible que la zona central del reactor de lecho fluidizado esté en forma de un cilindro elíptico. Entonces, la zona inferior, preferentemente, tiene la forma

de un cono oblicuo. Entonces, más preferentemente, la zona superior también tiene la forma de un cono oblicuo.

Desde un punto de vista más funcional, la zona central formará esencialmente el primer dominio, en el que la velocidad superficial de gas del gas de fluidización es esencialmente constante. La zona superior formará esencialmente el segundo dominio en el que la velocidad superficial de gas del gas de fluidización es mayor en relación con el primer dominio.

La zona superior del conjunto de reactor, según la presente invención, está conformada, preferentemente, de manera que se crea una corriente de gas-partículas adyacente a las paredes interiores, mediante lo cual la corriente de gas-partículas se dirige hacia abajo hasta la base. Esta corriente de gas-partículas conduce a una excelente distribución de partículas-gas y a un excelente equilibrio térmico. Además, la alta velocidad del gas y las partículas adyacentes a las paredes interiores minimiza la formación de grumos y láminas.

Se prefiere, además, que la proporción de la altura de la zona superior con respecto al diámetro de la zona central 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.

En particular, es preferente que el conjunto de reactor, según la presente invención, incluya una zona superior con forma de cono y una zona central con forma cilíndrica. El cono que forma la zona superior es, preferentemente, un cono circular recto y el cilindro que forma la zona central es, preferentemente, un cilindro circular.

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

Los ángulos cónicos específicos de la zona superior en forma de cono mejoran adicionalmente la tendencia al reflujos de las partículas a contracorriente con respecto al gas de fluidización. El equilibrio de presión único resultante conduce a un ruptura intensiva de burbujas, mediante lo cual el rendimiento espacio-temporal se mejora adicionalmente. Además, tal como se mencionó anteriormente, la velocidad de flujo en la pared, es decir, la velocidad de las partículas y el gas adyacentes a las paredes interiores, es suficientemente alta como para evitar la formación de grumos y láminas.

El conjunto de reactor, según 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. Dicho de otro modo, 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 del gas disminuye gradualmente dentro de dicha zona inferior y las condiciones cambian de modo que se forma un lecho fluidizado.

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

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

Más preferentemente, la zona inferior tiene forma de cono y la zona central tiene forma cilíndrica.

La zona inferior tiene, preferentemente, una forma de cono circular recto y la zona central tiene la forma de un cilindro circular. Alternativamente, la zona central tiene la forma de un cilindro elíptico y las zonas inferior y superior tienen forma de conos oblicuos.

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

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 (m/m). Más preferentemente, el diámetro aumenta desde 0,15 hasta 0,8 m/m y, en particular, desde 0,2 hasta 0,6 m/m.

Los ángulos cónicos preferentes conducen al comportamiento de fluidización mejorado adicional y evitan la formación de zonas estancadas. Como resultado, se mejoran la calidad y la estabilidad del polímero. Especialmente, un ángulo cónico demasiado ancho conduce a una fluidización desigual y a una escasa distribución del gas dentro del lecho. Aunque un ángulo extremadamente estrecho no tiene ningún efecto perjudicial sobre el comportamiento de fluidización, conduce, en cualquier caso, a una zona inferior más alta de lo necesario y, por tanto, no es factible económicamente.

5 Sin embargo, tal como se mencionó anteriormente, en una segunda realización existe, como mínimo, una zona adicional que está ubicada por debajo de la zona inferior. Es preferente que la, como mínimo, una zona adicional, o si existe 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, en el 10 % a la altura total del reactor y, de la manera más preferente, en menos del 5 % de la altura total del reactor. Un ejemplo típico para una zona adicional es una zona de entrada de gas.

10 Existe un paso no obstruido en la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado entre la zona inferior (5) y la zona superior (7). Un paso no obstruido incluye todas las geometrías que permiten un intercambio sustancialmente libre de gas y partículas entre dichas zonas y dentro de las mismas. Un paso no obstruido se caracteriza por la ausencia de elementos internos, tales como rejillas y/o placas de distribución, dando como resultado una resistividad al flujo sustancialmente aumentada. Por consiguiente, el reactor (1) de lecho
15 fluidizado de la presente invención no comprende ninguna rejilla y/o placas de distribución de gas. Un paso no obstruido 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 central, como mínimo, de 0,95, mediante lo cual la zona transversal libre es el área que permite el intercambio de gases y mediante lo cual la sección transversal total es el área de la sección transversal del reactor interior limitada por las paredes del reactor de lecho fluidizado.

20 Esto se explicará a modo de ejemplo. Cuando la zona central tiene forma cilíndrica con un diámetro interior 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 paso no obstruido. Un ejemplo típico para un elemento interno que conduce a una pequeña
25 reducción en cuanto a la sección transversal que permite el intercambio de gases y sólidos es una tubería vertical. Una tubería de este tipo o una serie de tuberías dirige el flujo en la medida en que tiene una función de guiado. Sin embargo, como el grosor de pared de la tubería (y los elementos de sujeción) sólo limita la sección transversal en un grado muy pequeño, el intercambio de gases y sólidos no se limitará esencialmente.

30 El conjunto de reactor de lecho fluidizado, según la presente invención, puede utilizarse 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.

35 El conjunto de reactor, según 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° .

40 Además, el conjunto de reactor, según la presente invención, comprende una salida para el polímero. En la variante más sencilla del conjunto de reactor, el polímero puede retirarse a través de la corriente de gas de fluidización y los medios de separación gas/sólido, por ejemplo, el uno o más ciclones.

La salida para el polímero está ubicada, preferentemente, en la zona central. Más preferentemente, la salida está en forma de una boquilla. Normalmente, habrá numerosas boquillas ubicadas en la zona central.

45 Ventajosamente, como mínimo, una parte del polímero se retira directamente del lecho fluidizado, lo que significa que la boquilla de salida retira polímero de un nivel que está por encima de la base del lecho fluidizado pero por debajo del nivel superior del lecho fluidizado. Por tanto, las boquillas de salida para retirar polímero están ubicadas en la zona central del reactor. Es preferente retirar el polímero de manera continua, tal como se describe en la Patente WO 00/29452. Entonces también es posible retirar una parte del polímero a través de la corriente de gas de
50 fluidización y los medios de separación gas/sólido, por ejemplo, el uno o más ciclones. El polímero obtenido directamente del lecho fluidizado y el polímero obtenido a través de la corriente de gas de fluidización y los medios de separación gas/sólido se combinan, a continuación, por lo general.

55 El gas de circulación se enfría con el fin de extraer el calor de polimerización. Normalmente, esto se realiza en un intercambiador de calor. El gas se enfría hasta una temperatura que es menor que la del lecho para impedir que el lecho se caliente debido a la reacción. Es posible enfriar el gas hasta una temperatura en la que una parte del mismo se condensa. Cuando las gotitas de líquido entran en la zona de reacción, se vaporizan. A continuación, el calor de vaporización contribuye a la extracción del calor de reacción. Este tipo de funcionamiento se denomina modo condensado y se dan a conocer variaciones del mismo, entre otros, en las Patentes WO-A-2007/025640,
60 US-A-4543399, EP-A-699213 y WO-A-94/25495. También es posible añadir agentes de condensación en la corriente de gas de recirculación, 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, como mínimo, se condensan parcialmente en el elemento de enfriamiento.

65 Cuando se producen polímeros de olefina en presencia de catalizadores de polimerización de olefinas, la velocidad superficial de gas en la zona central del reactor, de manera adecuada, está dentro de un intervalo de 5 a 80 cm/s (o,

de 0,05 a 0,8 m/s), preferentemente, de 0,07 a 0,7 m/s, tal como de 0,1 a 0,5 m/s o 0,3 m/s o 0,2 m/s o 0,1 m/s.

El reactor puede utilizarse para polimerizar monómeros en presencia de un catalizador de polimerización. Entre los monómeros que pueden polimerizarse de este modo se incluyen olefinas, diolefinas y otros polienos. El reactor puede utilizarse, de este modo, para polimerizar etileno, propileno, 1-buteno, 1-penteno, 1-hexeno, 4-metil-1-penteno, 1-hepteno, 1-octeno, 1-deceno, estireno, norborneno, vinil-norborneno, vinilciclohexano, butadieno, 1,4-hexadieno, 4-metil-1,7-octadieno, 1,9-decadieno y sus mezclas. En especial, 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.

Además de los monómeros, pueden introducirse en el reactor diferentes correactivos, adyuvantes, activadores, catalizadores y componentes inertes.

Puede utilizarse cualquier catalizador de polimerización para iniciar y mantener la polimerización. Tales catalizadores se conocen bien en la técnica. En especial, el catalizador debe estar en forma de un sólido particulado en el que tiene lugar la polimerización. Entre los catalizadores adecuados para la polimerización de olefinas se incluyen, por ejemplo, catalizadores de Ziegler-Natta, catalizadores de cromo, catalizadores de metaloceno y catalizadores de metales de transición tardíos. También pueden utilizarse diferentes combinaciones de dos o más de tales catalizadores, denominadas, a menudo, catalizadores de sitio doble.

Ejemplos de catalizadores de Ziegler-Natta adecuados y componentes utilizados en tales catalizadores se facilitan, 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, 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.

Ejemplos de catalizadores de metaloceno adecuados de muestran 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,

Los catalizadores se utilizan, normalmente, con diferentes activadores. Tales activadores son, en general, compuestos orgánicos de aluminio o boro, normalmente de trialkil-aluminio, haluros de alquilaluminio, alumoxanos. Además, pueden utilizarse diferentes modificadores, tales como éteres, alcoxisilanos y ésteres, y similares.

Además, pueden utilizarse diferentes correactivos. Estos incluyen agentes de transferencia de cadena, tales como hidrógeno e inhibidores de la polimerización, tales como monóxido de carbono o agua. Además, de manera adecuada se utiliza un componente inerte. Tal 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 similar. También pueden utilizarse mezclas de diferentes gases inertes.

La polimerización se realiza a una temperatura y presión en las 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.

El reactor se hace funcionar, preferentemente, en condiciones tales que el lecho ocupa, como mínimo, el 70 % del volumen combinado de la zona central 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 procesos inventivos según la presente invención. Se ha descubierto que cuando el reactor se hace funcionar de esta manera, sorprendentemente, las burbujas se rompen en la parte superior del reactor o se impide que crezcan. 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 grandes burbujas reduce el arrastre de finos desde el reactor. En cambio, el polímero que se obtiene a partir del reactor con el gas de fluidización representa el polímero total dentro del reactor. Por tanto, es posible separar el polímero del gas de fluidización, por ejemplo, mediante la utilización de un ciclón, y retirar este polímero como el producto o dirigirlo hacia etapas de polimerización adicionales. Además de esto, los sólidos separados pueden recircularse de vuelta al reactor de lecho fluidizado. En tercer lugar, aunque las partículas de polímero se arrastran desde el reactor junto con el gas de fluidización, sorprendentemente, el polímero es más fácil de separar del gas de fluidización que si la cantidad de polímero fuera más pequeña. En cuarto lugar, las partículas de polímero obtenidas a partir del reactor con el gas de fluidización contienen, sorprendentemente, una fracción minimizada de finos. Por tanto, cuando el gas de fluidización retirado de la parte superior del reactor se hace pasar a través de un

5 ciclón, la corriente de cabeza resultante contiene, sorprendentemente, una cantidad más pequeña de partículas de polímero que en un reactor de lecho fluidizado convencional equipado con un ciclón similar. Por tanto, los conjuntos de reactor y los procesos, según la presente invención, combinan un reactor de lecho fluidizado y medios para la separación de sólidos/gas de un modo sinérgico. Además, la corriente de flujo inferior tiene mejores propiedades de flujo y es menos propensa a la obturación que en un proceso convencional similar.

10 El gas de fluidización se retira de la zona superior del reactor de lecho fluidizado. Para la retirada del gas de fluidización, se proporcionan una o más salidas en la zona superior, más preferentemente, estas una o varias salidas están ubicadas a una altura de más del 90 % de la altura total del reactor de lecho fluidizado.

Además, la una o más salidas están ubicadas, preferentemente, en la zona superior, todas a la misma altura o todas a diferentes alturas o una combinación de ambas en el reactor de lecho fluidizado.

15 Preferentemente, como mínimo, una de las una o más salidas están ubicadas a una altura de más del 95 % de la altura total del reactor de lecho fluidizado.

Más preferentemente, una salida está ubicada en el puerto más alto del reactor y las otras salidas, si están presentes, están ubicadas a una altura de más del 90 % de la altura total del reactor de lecho fluidizado, incluso más preferentemente, una salida está ubicada en el puerto más alto del reactor y las otras salidas, si están presentes, están ubicadas a una altura de más del 95 % de la altura total del reactor de lecho fluidizado y de la manera más preferente, sólo una salida para la retirada del gas de fluidización está presente en la zona superior del reactor de lecho fluidizado y se encuentra en el puerto más alto del reactor.

20 La una o más salidas están conectadas a una o varias líneas de salida. Las líneas de salida transportan la corriente de gas de fluidización hasta los medios de separación gas/sólido que comprenden una o varias unidades de separación gas/sólido. El número de salidas puede, pero no necesariamente, ser igual al número de unidades de separación gas/sólido. Por ejemplo, cuando algunas o todas las líneas de salida se fusionan, el gas de fluidización procedente de un determinado número de salidas se puede transportar hasta un número menor de unidad de separación gas/sólido. Preferentemente, sólo está presente una unidad de separación gas/sólido en los medios de separación gas/sólido.

Además, la una o más unidades de separación gas/sólido son uno o más ciclones. Más preferentemente, sólo está presente un ciclón en los medios de separación gas/sólido.

35 Tal como ya se describió anteriormente, la una o más salidas en la zona superior del reactor están conectadas a una o varias líneas de salida. Las líneas de salida transportan la corriente (34) de gas de fluidización hasta los medios de separación gas/sólido que comprenden una o varias unidades de separación gas/sólido. Por tanto, en el caso de que estén presentes una o más salidas en la zona superior del reactor y conectadas a una o más líneas de salida, la totalidad de las corrientes transportadas a través de una o más líneas de salida es la corriente (34) de gas de fluidización.

De los medios de separación gas/sólido se toma una corriente de cabeza y una corriente de recirculación de sólidos. La corriente de cabeza contiene menos sólidos en peso que la corriente de recirculación de sólidos.

45 Preferentemente, la corriente de cabeza contiene menos del 5,0 % en peso, más preferentemente, menos del 3,0 % e incluso más preferentemente, menos del 1,0 % en peso, incluso más preferentemente, menos del 0,75 % y de la manera más preferente menos del 0,5 % en peso de sólidos. Preferentemente, la cantidad de gas en la corriente de cabeza es superior al 95,0 %, más preferentemente superior al 97,0 %, incluso más preferentemente, superior al 99,0 %, incluso más preferentemente, superior al 99,25 % y de la manera más preferente, superior al 99,5 % en peso.

50 La corriente (36) de recirculación de sólidos, normalmente contiene, principalmente, material sólido e incluye cierta cantidad de gas entre las partículas. Por consiguiente, la corriente de recirculación de sólidos contiene la mayoría de la masa de las partículas de polímero que fueron arrastradas desde el reactor de lecho fluidizado con la corriente (34) de gas de fluidización. Normalmente, la corriente (36) de recirculación de sólidos contiene, como mínimo, el 75 %, preferentemente, el 80 % y, más preferentemente, el 85 % en peso de sólidos y sólo, como máximo, el 25 %, preferentemente, el 20 % y de la manera más preferente, el 15 % en peso de gas.

60 Tal como se comentó anteriormente, los medios de separación gas/sólido pueden comprender una o más unidades de separación gas/sólido.

En el caso de que los medios de separación gas/sólido contengan sólo una unidad de separación gas/sólido, la corriente de cabeza unitaria es idéntica a la corriente de cabeza y la corriente de recirculación de sólidos unitaria es idéntica a la corriente de recirculación de sólidos.

65 De cada unidad de separación gas/sólido se obtiene una corriente de cabeza unitaria y una corriente de

recirculación de sólidos unitaria.

5 Cuando la unidad de separación gas/sólido es un ciclón, la corriente de cabeza unitaria se toma de la salida de parte superior del ciclón y la corriente de recirculación de sólidos unitaria, es el flujo inferior del ciclón tomado de la salida de parte inferior del ciclón.

En caso de que estén presentes dos o más unidades de separación gas/sólido, estas unidades de separación gas/sólido pueden estar dispuestas en paralelo o en serie.

10 A continuación, se dan a conocer variantes preferentes de un conjunto en paralelo de unidad de separación gas/sólido.

15 En un conjunto en paralelo, por lo general y preferentemente, la corriente de cabeza unitaria de cada unidad de separación gas/sólido contiene menos del 5,0 % en peso, más preferentemente, menos del 3,0 % e, incluso más preferentemente, menos del 1,0 % en peso, incluso más preferentemente, menos del 0,75 % y, de la manera más preferente, menos del 0,5 % en peso de sólidos. Preferentemente, la cantidad de gas en la corriente de cabeza unitaria de cada unidad de separación gas/sólido es superior al 95,0 %, más preferentemente, superior al 97,0 %, incluso más preferentemente, superior al 99,0 %, incluso más preferentemente, superior al 99,25 % y, de la manera más preferente, superior al 99,5 % en peso.

20 En un conjunto en paralelo, por lo general y preferentemente, la corriente de recirculación de sólidos unitaria contiene, principalmente, material sólido e incluye cierta cantidad de gas entre las partículas. Por consiguiente, la corriente de recirculación de sólidos unitaria contiene la mayoría de la masa de las partículas de polímero que fueron arrastradas desde el reactor de lecho fluidizado con la corriente (34) de gas de fluidización. Normalmente, la corriente de recirculación de sólidos unitaria contiene, como mínimo, el 75 %, preferentemente, el 80 % y, más preferentemente, el 85 % en peso de sólidos y sólo, como máximo, el 25 %, preferentemente, el 20 % y, de la manera más preferente, el 15 % en peso de gas.

30 Tal como se describió ya anteriormente, la una o más salidas en la zona superior del reactor están conectadas a una o más líneas de salida. Las líneas de salida transportan la corriente (34) de gas de fluidización hasta los medios de separación gas/sólido que comprenden una o varias unidades de separación gas/sólido.

35 En una primera variante preferente del caso en el que las unidades de separación gas/sólido están dispuestas en paralelo, y sólo está presente una línea de salida que transporta la corriente (34) de gas de fluidización hasta los medios de separación gas/sólido, tal como se menciona en el párrafo anterior, o las corrientes de todas las líneas de salida tal como se menciona en el párrafo anterior se combinan antes de alimentarse a los medios de separación gas/sólido; la corriente (34) de gas de fluidización se divide y una porción de la misma se alimenta a cada unidad de separación gas/sólido. A este respecto, porción indica una parte del todo que no difiere en sus propiedades físicas de otra porción. Tal como se mencionó anteriormente, preferentemente, sólo está presente una línea de salida para transportar la corriente (34) de gas de fluidización. Por tanto, en la primera variante preferente del caso en el que las unidades de separación gas/sólido están dispuestas en paralelo, preferentemente, sólo está presente una línea de salida que transporta la corriente (34) de gas de fluidización hasta los medios de separación gas/sólido, tal como se menciona en el párrafo anterior y la corriente (34) de gas de fluidización se divide y una porción de la misma se alimenta a cada unidad de separación gas/sólido.

45 En esta variante, la división o combinación y la división posterior de las corrientes en la línea o las líneas de salida de tal manera que la separación gas/sólido se efectúa en más de una unidad de separación gas/sólido permite la utilización de unidades de separación gas/sólido más pequeñas. Además, en caso de que falle una unidad de separación gas/sólido, no es necesario detener completamente el proceso, pero es posible reemplazar la unidad de separación gas/sólido durante el funcionamiento.

55 Además, en el caso de que existan dos o más salidas en la zona superior del reactor a diferentes alturas, las corrientes respectivas retiradas tienen, en general, una composición diferente que permite el ajuste con precisión de la corriente (34) de gas de fluidización. Por tanto, opcionalmente, están presentes válvulas en cada línea de salida.

60 En una segunda variante del caso en el que las unidades de separación gas/sólido están dispuestas en paralelo y están presentes dos o más líneas de salida que transportan la corriente (34) de gas de fluidización hasta los medios de separación gas/sólido, cada una de dichas líneas de salida puede estar conectada a una unidad de separación gas/sólido diferente. Aunque no es preferente, también es posible que la corriente en cada línea de salida se divida, adicionalmente, en dos o más corrientes y cada corriente individual se alimente a una unidad de separación gas/sólido diferente o en caso de que exista más de dos líneas de salida en lugar de dividirse adicionalmente, las corrientes de dos líneas de salida también se pueden combinar y alimentar a una unidad de separación gas/sólido.

65 En el caso de una disposición en paralelo de las unidades de separación gas/sólido, según cada una de las variantes anteriores, por lo general, las corrientes de cabeza unitarias de todas las unidades de separación gas/sólido se combinan antes de un tratamiento adicional, por ejemplo, en los medios (41) de filtro de sólidos. Por

tanto, la combinación es la corriente (42) de cabeza obtenida a partir de los medios de separación gas/sólido.

De manera similar, las corrientes de recirculación de sólidos unitarias de todas las unidades de separación gas/sólido en el caso de una disposición en paralelo de las unidades de separación gas/sólido se combinan, preferentemente, antes de cualquier tratamiento adicional, tal como la introducción en el dispositivo de flujo continuo, tal como se describe más adelante. Aunque menos preferente, las corrientes de recirculación de sólidos unitarias de las unidades de separación gas/sólido, en el caso de una disposición en paralelo de las unidades de separación gas/sólido, también pueden introducirse en dispositivos de flujo continuo individuales y se combinan las corrientes obtenidas a partir de cada dispositivo de flujo continuo.

Más preferentemente, en el caso de una disposición en paralelo de las unidades de separación gas/sólido, según cada una de las variantes anteriores

- las corrientes de cabeza unitarias de todas las unidades de separación gas/sólido se combinan antes del tratamiento adicional, por ejemplo, en los medios (41) de filtro de sólidos, formándose de ese modo la corriente de cabeza obtenida a partir de los medios de separación gas/sólido; y
- las corrientes de recirculación de sólidos unitarias de todas las unidades de separación gas/sólido se combinan antes de la introducción en el dispositivo de flujo continuo, formándose de ese modo la corriente de recirculación de sólidos obtenida a partir de los medios de separación gas/sólido.

Incluso más preferentemente, en el caso de una disposición en paralelo de las unidades de separación gas/sólido, según cada una de las variantes anteriores, sólo está presente una salida para la extracción de gas de fluidización en la zona superior del reactor de lecho fluidizado y está ubicada en el puerto más alto del reactor y

- las corrientes de cabeza unitarias de todas las unidades de separación gas/sólido se combinan antes del tratamiento adicional, por ejemplo, en los medios (41) de filtro de sólidos, formándose de ese modo la corriente de cabeza obtenida a partir de los medios de separación gas/sólido; y
- las corrientes de recirculación de sólidos unitarias de todas las unidades de separación gas/sólido se combinan antes de la introducción en el dispositivo de flujo continuo, formándose de ese modo la corriente de recirculación de sólidos obtenida a partir de los medios de separación gas/sólido.

Alternativamente, las unidades de separación gas/sólido están conectadas en serie.

A continuación, se describen variantes preferentes, en caso de que las unidades de separación gas/sólido estén dispuestas en serie.

En un conjunto en serie, por lo general y preferentemente, la corriente de cabeza unitaria de cada unidad de separación gas/sólido contiene menos del 5,0 % en peso, más preferentemente, menos del 3,0 % e incluso más preferentemente, menos del 1,0 % en peso, incluso más preferentemente, menos del 0,75 % y, de la forma más preferente, menos de 0,5 % en peso de sólidos. Preferentemente, la cantidad de gas en la corriente de cabeza unitaria de cada unidad de separación gas/sólido es superior al 95,0 %, más preferentemente, superior al 97,0 %, incluso más preferentemente, superior al 99,0 %, incluso más preferentemente, superior al 99,25 % y, de la manera más preferente, superior al 99,5 % en peso.

En un conjunto en serie, por lo general y preferentemente, la corriente de recirculación de sólidos unitaria contiene, principalmente, material sólido e incluye cierta cantidad de gas entre las partículas. Por consiguiente, la corriente de recirculación de sólidos unitaria contiene la mayoría de la masa de las partículas de polímero que fueron arrastradas desde el reactor de lecho fluidizado con la corriente (34) de gas de fluidización. Normalmente, la corriente de recirculación de sólidos unitaria contiene, como mínimo, el 75 %, preferentemente, el 80 % y, más preferentemente, el 85 % en peso de sólidos y sólo, como máximo, el 25 %, preferentemente, el 20 % y, de la manera más preferente, el 15 % en peso de gas.

Tal como se describió ya anteriormente, la una o más salidas en la zona superior del reactor están conectadas a una o más líneas de salida. Las líneas de salida transportan la corriente (34) de gas de fluidización hasta los medios de separación gas/sólido que comprenden una o varias unidades de separación gas/sólido.

En el caso de que esté presente más de una línea, las corrientes se combinan para formar la corriente (34) de gas de fluidización.

La corriente (34) de gas de fluidización se alimenta a una primera unidad de separación gas/sólido.

Esta primera corriente de cabeza unitaria obtenida a partir de la primera unidad de separación gas/sólido se alimenta a una segunda unidad de separación gas/sólido. La corriente de cabeza unitaria de la segunda unidad de separación gas/sólido es la corriente de cabeza de los medios de separación gas/sólido.

5 Las corrientes de recirculación de sólidos unitarias obtenidas a partir de las unidades de separación gas/sólido primera y segunda se combinan, preferentemente, antes de cualquier tratamiento adicional, tal como la introducción en el dispositivo de flujo continuo, formándose, de ese modo, la corriente de recirculación de sólidos obtenida a partir de los medios de separación gas/sólido. Aunque es menos preferente, también es posible introducir la primera corriente de recirculación de sólidos unitaria y la segunda corriente de recirculación unitaria en dispositivos de flujo continuo independientes y combinar las corrientes obtenidas a partir de los mismos.

10 También es posible disponer en serie tres unidades de separación gas/sólido mediante las cuales la entrada de las unidades de separación gas/sólido segunda y tercera está conectada a la salida de la corriente de cabeza unitaria de la respectiva unidad de separación gas/sólido aguas arriba. En esta variante, la corriente de cabeza unitaria de la tercera unidad de separación gas/sólido es la corriente de cabeza de los medios de separación gas/sólido. En esta variante, las corrientes de recirculación de sólidos unitarias obtenidas a partir de las unidades de separación gas/sólido primera, segunda y tercera se combinan, preferentemente, antes de la introducción en el dispositivo de flujo continuo, formándose de ese modo la corriente de recirculación de sólidos obtenida a partir de los medios de separación gas/sólido.

20 En una disposición en serie de este tipo, la corriente de cabeza unitaria obtenida a partir de la primera unidad de separación gas/sólido se somete a etapas de separación gas/sólido adicionales. Una disposición de este tipo puede utilizarse en caso de que se genere una gran cantidad de finos debido a la naturaleza del polímero producido.

Por supuesto, también son posibles combinaciones de disposiciones en serie y en paralelo.

25 Preferentemente, los medios de separación gas/sólido contienen

- sólo una unidad de separación gas/sólido;
o
- dos o más unidades de separación gas/sólido mediante las cuales todas las unidades de separación gas/sólido están dispuestas en paralelo;

más preferentemente, los medios de separación gas/sólido contienen

- sólo una unidad de separación gas/sólido;
o
- dos o más unidades de separación gas/sólido mediante las cuales todas las unidades de separación gas/sólido están dispuestas en paralelo y en las que
 - las corrientes de recirculación de sólidos unitarias de todas las unidades de separación gas/sólido se combinan para formar la corriente de recirculación de sólidos de los medios de separación gas/sólido antes de cualquier tratamiento adicional, tal como la introducción en el dispositivo de flujo continuo; y

- las corrientes de cabeza unitarias de todas las unidades de separación gas/sólido se combinan para formar la corriente de cabeza de los medios de separación gas/sólido antes de cualquier tratamiento adicional tal como la introducción en los medios (41) de filtro de sólidos opcionales

y de la manera más preferente, los medios de separación gas/sólido contienen

- sólo una unidad de separación gas/sólido.

55 Tal como ya se describió anteriormente, en caso de que los medios de separación gas/sólido contengan sólo una unidad de separación gas/sólido, la corriente de cabeza unitaria es idéntica a la corriente de cabeza y la corriente de recirculación de sólidos unitaria es idéntica a la corriente de recirculación de sólidos.

Tal como se comentó anteriormente, la separación gas/sólido se realiza convenientemente mediante ciclones. Por tanto, las unidades de separación gas/sólido son, preferentemente, ciclones.

60 Cuando se utiliza un ciclón, la corriente de cabeza unitaria se toma de la salida de la parte superior del ciclón y la corriente de recirculación de sólidos unitaria, es decir, el flujo inferior del ciclón, se toma de la salida de la parte inferior del ciclón.

65 En un ciclón, una corriente de gas que contiene sólidos entra en una cámara cilíndrica o cónica tangencialmente en uno o más puntos. El gas sale como corriente de cabeza unitaria o, en caso de que sólo esté presente un ciclón en los medios de separación gas/sólido, sale como corriente (42) de cabeza a través de una abertura central en la parte

superior, salida de parte superior, de la cámara de ciclón y los sólidos como corriente de recirculación de sólidos unitaria (flujo inferior) a través de una abertura en la parte inferior, salida de parte inferior, de la cámara de ciclón. Los sólidos son forzados por inercia hacia las paredes del ciclón desde donde caen hacia abajo.

5 En la presente invención, la corriente de sólidos procedente de la salida de parte inferior del ciclón es la corriente de recirculación de sólidos unitaria o, en caso de que sólo esté presente un ciclón en los medios de separación gas/sólido, la corriente (36) de recirculación de sólidos.

10 En la presente invención, la línea (38) de circulación de gas discurre desde la salida de parte superior de los medios de separación gas/sólido (2) hasta la entrada (8) de gas de fluidización. Por tanto, en la línea (38) de circulación de gas pueden estar presentes otros dispositivos, tales como medios (41) de filtro de sólidos, medios para enfriar (3), medios para presurizar (4), etc.

15 La corriente de recirculación de sólidos se recircula a través de una línea de recirculación de sólidos, los medios de separación gas/sólido hasta la entrada de recirculación de sólidos de vuelta al reactor de lecho fluidizado.

La línea de recirculación de sólidos incluye un dispositivo de flujo continuo.

20 Tal como ya se describió anteriormente, el dispositivo de flujo continuo (29) permite variar la cantidad de una corriente de partículas, gas o fluido o mezclas de los mismos que fluyen a través del dispositivo. La variación se produce ajustando el dispositivo de flujo continuo. De ese modo, el dispositivo de flujo continuo permite pasar del 0 al 100 % de una corriente en una determinada dirección. Además, el dispositivo de flujo continuo puede permitir, adicionalmente, pasar el resto del 100 al 0 % de la corriente, como mínimo, en una dirección adicional.

25 El dispositivo de flujo continuo (29) en la línea de recirculación de sólidos suministra del 0 al 100 %, preferentemente, del 10 al 90 %, más preferentemente del 10 al 60 % de la corriente (36) de recirculación de sólidos aguas arriba del dispositivo de flujo continuo al reactor de lecho fluidizado basado en el volumen de la corriente (36) de recirculación de sólidos aguas arriba del dispositivo de flujo continuo.

30 Además, el dispositivo de flujo continuo (29) puede permitir, adicionalmente, la derivación desde la corriente (36) de recirculación de sólidos que entra en el dispositivo de flujo continuo de una corriente hasta etapas de proceso aguas abajo (40) dirigida hasta etapas de proceso aguas abajo a través de la línea hasta etapas de proceso aguas abajo (39) Es posible derivar hasta el 100 % del volumen de la corriente (36) de recirculación de sólidos aguas arriba del dispositivo de flujo continuo a la corriente hasta etapas de proceso aguas abajo (40).

35 Por consiguiente, la corriente hasta etapas de proceso aguas abajo (40) es del 100 al 0 %, preferentemente, del 90 al 10 %, más preferentemente, del 90 al 40 % basado en el volumen de la corriente (36) de recirculación de sólidos aguas arriba del dispositivo de flujo continuo.

40 Por consiguiente, la corriente (36) de recirculación de sólidos restante aguas abajo del dispositivo de flujo continuo (29) corresponde a la diferencia de la corriente (36) de recirculación de sólidos aguas arriba del dispositivo de flujo continuo menos la corriente hasta etapas de proceso aguas abajo (40).

45 La relación entre la corriente de recirculación de sólidos aguas abajo del dispositivo de flujo continuo (29) y la, como mínimo, una corriente adicional se describe por la proporción del caudal de la corriente de recirculación de sólidos aguas abajo del dispositivo de flujo continuo (29) con respecto al caudal de la, como mínimo, una corriente adicional basado en el volumen de las corrientes.

50 El control del volumen de la corriente de recirculación de sólidos aguas abajo del dispositivo de flujo continuo (29) con respecto a la corriente de recirculación de sólidos aguas arriba del dispositivo de flujo continuo (29) puede efectuarse encaminando el 100 % de la corriente de recirculación de sólidos aguas arriba del dispositivo de flujo continuo (29) al reactor de lecho fluidizado durante una fracción del tiempo total del proceso de polimerización y el tiempo restante a otra u otras corrientes, por ejemplo, la corriente hasta etapas de proceso aguas abajo (40). En tal caso, las fracciones de tiempo se eligen, en general, para obtener las relaciones anteriores entre el caudal de la corriente de recirculación de sólidos aguas abajo del dispositivo de flujo continuo con respecto al caudal de la, como mínimo, una corriente adicional basado en el volumen de las corrientes.

Esto se explica mediante el siguiente ejemplo no limitativo.

60 A lo largo de un periodo de diez minutos de polimerización continua en el que el 90 % del volumen de la corriente de recirculación de sólidos aguas arriba del dispositivo de flujo continuo (29) debe encaminarse al reactor de lecho fluidizado, a continuación, durante nueve minutos el 100 % del volumen de la corriente de recirculación de sólidos aguas arriba del dispositivo de flujo continuo (29) se encamina al reactor de lecho fluidizado y durante el minuto restante, el 100 % del volumen de la corriente de recirculación de sólidos aguas arriba del dispositivo de flujo continuo (29) se encamina a otra u otras corrientes, tales como el flujo hasta etapas de proceso aguas abajo (40).

Sin embargo, preferentemente, el dispositivo de flujo continuo permite suministrar simultáneamente una parte del volumen de la corriente de recirculación de sólidos aguas arriba del dispositivo de flujo continuo (29) al reactor de lecho fluidizado y a otras u otras corrientes, tales como la corriente hasta etapas de proceso aguas abajo (40). Sin embargo, durante el proceso, el controlador puede ajustar la cantidad alimentada a cada corriente (= división).

5 En tal caso, las fracciones de tiempo y la división se eligen, en general, para obtener las relaciones anteriores entre el caudal de la corriente de recirculación de sólidos aguas abajo del dispositivo de flujo continuo con respecto al caudal de la, como mínimo, una corriente adicional basado en el volumen de las corrientes.

10 El dispositivo de flujo continuo comprende, preferentemente, una válvula.

Una alternativa de un dispositivo de flujo continuo es una válvula de paso múltiple. Una válvula de paso múltiple de este tipo contiene, en general, como mínimo, tres conexiones y, como mínimo, dos ajustes.

15 Estos dos ajustes pueden estar encendidos/apagados, es decir, el 100 % del volumen de la corriente (36) de recirculación de sólidos aguas arriba del dispositivo de flujo continuo se encamina al reactor de lecho fluidizado o el 0 % del volumen de la corriente (36) de recirculación de sólidos aguas arriba del dispositivo de flujo continuo se encamina al reactor de lecho fluidizado.

20 En caso de que el 0 % del volumen de la corriente (36) de recirculación de sólidos aguas arriba del dispositivo de flujo continuo se encamine al reactor de lecho fluidizado, el 100 % restante se encamina a la línea hasta etapas de proceso aguas abajo (39) hasta etapas de proceso aguas abajo (40)

Un ejemplo de una válvula que tiene ajustes de encendido/apagado es una válvula esférica de tres vías de tipo L.

25 Estos dos ajustes también pueden ser 90/10 y 10/90, es decir, el 90 % del volumen de la corriente (36) de recirculación de sólidos aguas arriba del dispositivo de flujo continuo se encamina al reactor de lecho fluidizado y el 10 % del volumen de la corriente (36) de recirculación de sólidos aguas arriba del dispositivo de flujo continuo se encamina a la corriente hasta etapas de proceso aguas abajo (40) o bien el 10 % del volumen de la corriente (36) de recirculación de sólidos aguas arriba del dispositivo de flujo continuo se encamina al reactor de lecho fluidizado y el 90 % del volumen de la corriente (36) de recirculación de sólidos aguas arriba del dispositivo de flujo continuo se encamina a la línea hasta etapas de proceso aguas abajo (39) hasta etapas de proceso aguas abajo (40).

35 Un ajuste alternativo puede ser 60/40 y 10/90 o 60/40 y 40/60.

La válvula de paso múltiple también puede tener más de dos ajustes, por ejemplo 90/10; 60/40; 40/60 y 10/90.

40 Alternativamente, la válvula de paso múltiple puede permitir suministrar un porcentaje variable del volumen de la corriente (36) de recirculación de sólidos aguas arriba del dispositivo de flujo continuo al reactor de lecho fluidizado. Por tanto, la regulación del volumen de la corriente de recirculación de sólidos al reactor de lecho fluidizado no es gradual, sino que puede ser continua entre el 0 y el 100 % con respecto al volumen de la corriente de recirculación de sólidos aguas arriba del dispositivo de flujo continuo.

45 Otra alternativa del dispositivo de flujo continuo utilizado en la presente invención comprende un punto de derivación simple que tiene una entrada y, como mínimo, dos salidas, preferentemente el punto de derivación simple tiene una entrada y dos salidas.

50 En una primera variante de dicha alternativa, la línea hasta etapas de proceso aguas abajo (39) está conectada a una de las salidas del punto de derivación simple y a una línea L_A está conectada a una salida diferente del punto de derivación simple, la línea L_A está conectada a la entrada de una válvula de control y la salida de la válvula de control está conectada al reactor de lecho fluidizado. Esta corriente aguas abajo de la válvula de control es la corriente (36) de recirculación de sólidos aguas abajo del dispositivo de flujo continuo.

55 Al ajustar el flujo a través de la válvula de control automáticamente, también se ajusta el flujo a través de la línea hasta etapas de proceso aguas abajo (39).

60 En una segunda variante de dicha alternativa, la línea (36) de recirculación de sólidos aguas abajo del dispositivo de flujo continuo está conectada a una de las salidas del punto de derivación simple y una línea L_B está conectada a una salida diferente del punto de derivación simple, la línea L_B está conectada a la entrada de una válvula de control y la salida de la válvula de control está conectada a la línea hasta etapas de proceso aguas abajo (39).

En una tercera variante de dicha alternativa

65 – una línea L_A está conectada a una salida del punto de derivación simple, la línea L_A está conectada a la entrada de una primera válvula de control y la salida de la primera válvula de control está conectada al reactor de lecho fluidizado. Esta corriente aguas abajo de la primera válvula de control es la corriente (36) de recirculación de

sólidos aguas abajo del dispositivo de flujo continuo;

- una línea L_B está conectada a una salida diferente del punto de derivación simple, la línea L_B está conectada a la entrada de una segunda válvula de control y la salida de la segunda válvula de control está conectada a la línea hasta etapas de proceso aguas abajo (39).

En caso de que existan dos salidas en cualquiera de las tres variantes anteriores, el punto de derivación simple puede ser reemplazado por una válvula esférica de tres vías de tipo T que permite conectar una entrada con una o ambas salidas. De ese modo, los ajustes 0/100 y 100/0 pueden realizarse directamente en la derivación.

Más preferentemente, el dispositivo de flujo continuo es una válvula de una vía o una válvula de paso múltiple. La válvula de paso múltiple contiene, como mínimo, tres conexiones y como mínimo dos ajustes. Los, como mínimo, dos ajustes no son absolutos. Los, como mínimo, dos ajustes se fusionan, proporcionando, de ese modo, posiciones intermedias que permiten el flujo de salida, como mínimo, de dos corrientes de recirculación de sólidos que tienen las mismas cantidades o diferentes. Preferentemente, la válvula de paso múltiple es una válvula de 3/2 vías. El dispositivo de flujo continuo permite variar la cantidad de corriente de recirculación de sólidos que fluye a través del dispositivo. De ese modo, el dispositivo de flujo continuo permite que pase del 0 al 100 %, preferentemente, del 10 al 60 %, de corriente de recirculación de sólidos al reactor de lecho fluidizado. Además, el dispositivo de flujo continuo puede permitir, adicionalmente, encaminar el resto del 100 al 0 %, preferentemente, del 90 al 40 % de la corriente de recirculación de sólidos hasta etapas de proceso aguas abajo.

Es posible introducir una corriente de gas en la corriente (36) de recirculación de sólidos y en la corriente de sólidos hasta etapas de proceso aguas abajo (40) para facilitar el transporte del polvo. La corriente de gas puede consistir en gases inertes, tales como nitrógeno o hidrocarburos saturados, tales como etano, propano, butanos, pentanos y similares. Sin embargo, también puede comprender el gas de fluidización o consistir en el mismo o comprender uno o más componentes que forman el gas de fluidización junto con uno o varios gases inertes.

Preferentemente, el ajuste del dispositivo de flujo continuo se realiza a través de un controlador.

Las etapas de proceso aguas abajo son pasos de proceso o reacción adicionales. Preferentemente, las etapas de proceso aguas abajo comprenden, como mínimo, los pasos de mezclar el polímero con aditivos y extruir el polímero que comprende los aditivos en gránulos. También pueden comprender un reactor adicional, medios para enfriar, medios para presurizar y/o una o más salidas para el polímero. Preferentemente, un reactor adicional de este tipo es un reactor de lecho móvil que permite un conjunto de reactor dual. Los conjuntos de reactores duales, en general, se conocen bien en la técnica.

La corriente de polímero retirada del reactor (1) de lecho fluidizado a través de la salida del polímero (14) y la corriente de recirculación de sólidos derivada hasta la salida del polímero (40) aguas abajo del dispositivo de flujo continuo pueden combinarse para la recuperación de producto.

Además, un controlador (31) y el dispositivo de flujo continuo (29) se comunican, preferentemente, entre sí enviando y recibiendo una o varias señales, como mínimo, en una dirección entre el dispositivo de flujo continuo (29) y el controlador (31). Preferentemente, la una o más señales sólo son enviadas por el controlador y recibidas por el dispositivo de flujo continuo. Sin embargo, también es posible que la una o más señales sólo sean enviadas por el dispositivo de flujo continuo y recibidas por el controlador. Preferentemente, la una o más señales son digitales, eléctricas, mecánicas, electromagnéticas y/o una combinación de las mismas. Más preferentemente, la señal es digital. Debido a esa comunicación, el controlador (31) ajusta el dispositivo de flujo continuo (29). Como consecuencia, el dispositivo de flujo continuo (29) varía y/o encamina la corriente (36) de recirculación de sólidos, tal como se describió anteriormente.

El controlador (31) es un dispositivo que recibe y/o envía señales al dispositivo de flujo continuo, tal como se describió anteriormente. Además, el controlador es un dispositivo que puede recibir datos, procesar los datos y enviar señales al reactor de lecho fluidizado. Además, preferentemente, el controlador es un dispositivo que se comunica con el reactor de lecho fluidizado. Preferentemente, el controlador es un ordenador. Los datos recibidos están, preferentemente, en forma digital. Los datos recibidos se originan en la medición del tamaño medio de partícula y/o la distribución de tamaño de partícula de una corriente (34) de gas de fluidización desde el reactor de lecho fluidizado y/o se originan en el análisis de las condiciones de funcionamiento en el reactor de lecho fluidizado.

El tamaño de partícula d_p puede ser y, preferentemente, se mide tal como sigue.

El tamaño de partícula d_p se mide utilizando un analizador de tamaño de partícula por difracción láser Coulter LS 200 de Beckman.

Las muestras se prepararon mezclando el polvo de polímero con alcohol isopropílico para dar una pasta, que se mezcla, adicionalmente, en un baño de ultrasonidos durante 20-30 segundos.

La pasta se añade a la unidad de muestra del instrumento Coulter que contiene alcohol isopropílico. La concentración de polvo recomendada es del 8 al 12 %. El tamaño de la unidad de muestra es de 125 ml.

5 El análisis se realiza según el programa informático del software LS32, versión 3.10.2002 del instrumento. La duración de ejecución es de 60 segundos. El cálculo de los resultados lo realiza el software. De ese modo, se obtiene la distribución de tamaño de partícula.

10 A partir de la distribución de tamaño de partícula se pueden calcular características, tales como la mediana de tamaño de partícula, los diferentes tamaños de partícula promedio, la varianza, la desviación estándar y la amplitud.

El caudal másico de sólidos se puede determinar mediante cualquier procedimiento conocido en la técnica. Estos incluyen procedimientos gravimétricos y los procedimientos basados en la fuerza de Coriolis.

15 La fracción en peso de sólidos también se puede determinar utilizando cualquier procedimiento aplicable, tal como tomar muestras y separar y pesar los componentes; o, determinando la densidad de la corriente (por ejemplo, utilizando Coriolis o procedimientos radioactivos), analizando la composición del gas y, a continuación, calculando el contenido de sólidos a partir de la densidad medida de la mezcla, la densidad calculada del gas (calculada a partir de la composición) y la densidad conocida del polímero.

20 Los caudales se pueden determinar mediante cualquier procedimiento conocido en la técnica, tales como los procedimientos basados en la fuerza de Coriolis; procedimientos basados en la conductividad térmica; procedimientos basados en la diferencia de presión; y otros.

25 Los aparatos adecuados para la medición del caudal másico de los flujos de sólidos son LB442 distribuido por Berthold Technologies (radiactivo) y Multicor distribuido por Schenck AccuRate (fuerza de Coriolis).

Un aparato adecuado para la medición del caudal es Micro Motion (por ejemplo, el medidor Elite Coriolis) distribuido por Emerson Process Management.

30 La medición de la composición del gas también se conoce bien en la técnica y se realiza, por lo general, mediante cromatografía de gases en línea. Un aparato adecuado para ello es Maxum de Siemens.

35 En caso de que se conozcan los caudales y las densidades de los flujos (que se pueden medir con los medidores de flujo de Coriolis, tal como ya se describió anteriormente), así como la composición del gas, el contenido de sólidos del flujo se pueden calcular a partir de las densidades del gas que, a su vez, se calculan a partir de la composición, la densidad del sólido, es decir, la densidad del polímero que se conoce y la densidad de la corriente mixta que se ha medido.

40 El análisis de las condiciones de funcionamiento en el reactor de lecho fluidizado comprende, preferentemente, el análisis de los parámetros relativos a las condiciones de fluidización. Más preferentemente, el análisis comprende la medición del contenido de los componentes del gas de fluidización, tales como el contenido de monómero, hidrógeno, comonómeros y componentes inertes finales, el caudal del gas de fluidización, la temperatura y la presión del gas de fluidización en diversos puntos de la línea de circulación de gas, la temperatura y la presión en diversos niveles del reactor y el contenido de sólidos en la corriente de gas de fluidización.

45 Preferentemente, debido a la comunicación con el reactor de lecho fluidizado, el controlador asegura que las condiciones de funcionamiento en el reactor de lecho fluidizado se mantengan a lo largo de todo el periodo de producción.

50 Preferentemente, el controlador y el conjunto de reactor de lecho fluidizado se comunican, preferentemente, entre sí enviando y recibiendo una o varias señales, como mínimo, en una dirección entre el reactor de lecho fluidizado y el controlador. Preferentemente, la una o más señales sólo son enviadas por el controlador y recibidas por el conjunto de reactor de lecho fluidizado. Sin embargo, también es posible que una o más señales sólo sean enviadas por el conjunto de reactor de lecho fluidizado y recibidas por el controlador. Preferentemente, la una o más señales son digitales, eléctricas, neumáticas, electromagnéticas y/o una combinación de las mismas. Más preferentemente, la señal es digital.

60 Preferentemente, el diámetro de corte de partícula real d_{50} , se determina y compara con un valor umbral predeterminado para el diámetro de corte de partícula (umbral). Tal como se conoce en la técnica, el diámetro de corte de partícula real, d_{50} , es el diámetro de la partícula que tiene el 50 % de probabilidad de ser recogido por el ciclón. El diámetro de corte de partícula real d_{50} se puede determinar experimentalmente recogiendo muestras de sólido durante un periodo de tiempo dado, tanto de la corriente (36) de recirculación de sólidos como de la corriente (42) de cabeza. La distribución de tamaño de partícula se determina, a continuación, a partir de las muestras de sólido. Además, se determina la concentración de sólidos de la muestra de la corriente (42) de cabeza. Se miden los caudales de la corriente (34) de gas de fluidización que entra en el ciclón y de la corriente (42) de cabeza que sale del ciclón, así como el caudal de la corriente (36) de recirculación de sólidos.

65

A continuación, el caudal másico de los sólidos que tienen un diámetro de partícula d_p en la corriente (42) de cabeza se puede obtener a partir de:

$$\dot{m}_{p,g} = w_{p,g} \cdot c_s \cdot Q_g ,$$

Y el caudal másico de sólidos que tienen un diámetro de partícula d_p en la corriente (36) de recirculación de sólidos se puede obtener a partir de:

$$\dot{m}_{p,s} = w_{p,s} \cdot \dot{m}_s$$

en la que

$\dot{m}_{p,g}$ es el caudal másico de los sólidos con un tamaño de partícula d_p en la corriente (42) de cabeza

$\dot{m}_{p,s}$ es el caudal másico de los sólidos con un tamaño de partícula d_p en la corriente (36) de recirculación de sólidos

\dot{m}_s es el caudal másico de todos los sólidos contenidos en la corriente (36) de recirculación de sólidos

$w_{p,g}$ es la fracción en peso de sólidos con un tamaño de partícula d_p en la muestra de sólido de la corriente (42) de cabeza

$w_{p,s}$ es la fracción en peso de sólidos con un tamaño de partícula d_p en la muestra de sólido de la corriente (36) de recirculación de sólidos

c_s es la concentración de todos los sólidos contenidos en la corriente (42) de cabeza

Q_g es el caudal volumétrico de la corriente (42) de cabeza

La eficiencia $\eta(p)$ para que se capture un sólido de un tamaño de partícula d_p es entonces

$$\eta(p) = \frac{\dot{m}_{p,s}}{\dot{m}_{p,s} + \dot{m}_{p,g}}$$

Y d_{50} puede hallarse, entonces, ajustando el valor de d_{50} frente a d_p y $\eta(p)$ en la siguiente ecuación:

$$\eta(p) = \frac{1}{1 + \left(\frac{d_{50}}{d_p}\right)^2}$$

La eficiencia del ciclón se puede evaluar, a continuación, comparando el valor actual de d_{50} obtenido experimentalmente con un umbral superior predeterminado (umbral). Si el valor experimental d_{50} es mayor que el valor predeterminado (umbral), entonces la eficiencia no está en el nivel deseado. A continuación, se aumenta el flujo de retorno de la corriente (36) de recirculación de sólidos al reactor de lecho fluidizado. En el caso de que una corriente hasta etapas de proceso aguas abajo se derive desde la corriente de recirculación de sólidos, el volumen de la corriente hasta etapas de proceso aguas abajo se reduce de manera concomitante. Por consiguiente, la proporción del caudal de la corriente de recirculación de sólidos con respecto al caudal de la corriente hasta etapas de proceso aguas abajo aumenta basado en el volumen de las corrientes.

Alternativamente, también es posible predeterminar valores de umbral inferiores para la eficiencia $\eta(p)$ y compararlos directamente con los valores reales determinados experimentalmente. Si la eficiencia es menor que el valor predeterminado, el flujo de retorno de la corriente de recirculación de sólidos aumenta tal como se comentó anteriormente.

El análisis de los tamaños de partícula se puede realizar fuera de línea mediante tamizado o, preferentemente, utilizando un contador de partículas, tal como los fabricados y vendidos por Beckman Coulter y Malvern. Los instrumentos de este tipo se pueden utilizar en línea, en los que una muestra se dirige automáticamente al analizador y se mide. A continuación, los datos se envían al controlador de proceso u ordenador de proceso. Los instrumentos también se pueden utilizar fuera de línea, de modo que se tome una muestra manualmente y, a continuación, se analice. A continuación, los datos se introducen manualmente en el ordenador o controlador de proceso.

Por lo general, la eficiencia de la separación gas/sólido en los medios de separación gas/sólido es mayor en caso de que la fracción másica de sólidos en la corriente de gas de fluidización que entra en el medio de separación gas/sólido sea mayor.

Por tanto, en un aspecto adicional de la presente invención, la eficiencia de los medios de separación gas/sólido se estima determinando la cantidad de sólidos que entran en los medios de separación gas/sólido. Si la cantidad de sólidos en la corriente de gas de fluidización que entra en el medio de separación gas/sólido es demasiado baja, entonces aumenta el flujo de polímero en la corriente de recirculación de sólidos. Esto aumenta gradualmente el nivel del lecho fluidizado en el reactor. Esto aumenta, a su vez, el caudal de las partículas de polímero arrastradas por el gas de fluidización, aumentando, de ese modo, la eficiencia de los medios de separación gas/sólido. Además, de ese modo se reduce la fracción másica de finos en los sólidos contenidos en la corriente de gas de fluidización.

En un aspecto adicional de la presente invención, la corriente (36) de recirculación de sólidos aumenta cuando el contenido de finos, por lo general deducido a partir de la distribución de tamaño de partícula medida de una corriente (34) de gas de fluidización procedente del reactor (1) de lecho fluidizado es mayor que un punto de referencia predeterminado para el contenido de finos.

La variación del flujo de la corriente de recirculación de sólidos de vuelta al reactor de lecho fluidizado se logra ajustando el dispositivo de flujo continuo, tal como se describió anteriormente. El ajuste del dispositivo de flujo continuo puede ser efectuado por un controlador.

Según una realización de la presente invención, el controlador incluye un modelo del proceso y, por tanto, puede predecir algunas variables del proceso. Por ejemplo, el controlador predice el tamaño medio de partícula, la amplitud de la distribución de tamaño de partícula y/o la distribución de tamaño de partícula completa de las partículas contenidas en la corriente de gas de fluidización utilizando los datos obtenidos al analizar las condiciones de funcionamiento en el reactor de lecho fluidizado. Tal como se describió anteriormente, estos valores predichos se pueden comparar con el tamaño medio de partícula medido, la amplitud de la distribución de tamaño de partícula y/o la distribución de tamaño de partícula. Además, también se pueden predecir otras variables del proceso, tales como el contenido de sólidos en el gas de fluidización, tanto antes como después del ciclón. A continuación, los valores predichos se pueden ajustar para que concuerden mejor con los valores medidos. Los procedimientos para hacer esto se conocen bien en la ingeniería de control e incluyen, por ejemplo, filtro de Kalman extendido y variables instrumentales.

Tal como se comentó anteriormente, es preferente que la corriente de recirculación de sólidos aumente cuando el contenido de finos, según la medición de la distribución de tamaño de partícula, sea mayor que el nivel máximo predeterminado. Alternativamente, la corriente de recirculación de sólidos puede aumentar si el contenido de sólidos en la corriente de gas de fluidización es demasiado bajo. Tal como se comentó anteriormente, estas acciones de control pueden basarse en valores medidos o predichos.

Normalmente, el gas de fluidización entra en la zona de entrada de gas por debajo de la zona inferior del reactor alimentado fluidizado. En dicha zona de entrada de gas, el gas y las partículas eventuales 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 polímero, tales como grumos o láminas, caen hacia abajo y, por tanto, pueden extraerse del reactor. En una realización típica, la zona de entrada de gas es una tubería que tiene normalmente un diámetro tal que la velocidad del gas es mayor que aproximadamente 1 m/s, tal como desde 2 hasta 70 m/s, preferentemente desde 3 hasta 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.

En la realización preferente comentada anteriormente, el gas entra desde la zona de entrada de gas hasta la zona inferior. Una zona de entrada de gas, por definición, no se considerará parte del reactor y, en esa medida, no contribuirá 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 desde aproximadamente 0,02 m/s hasta aproximadamente 0,9 m/s, preferentemente, desde 0,05 hasta aproximadamente 0,8 m/s y, más preferentemente, desde aproximadamente 0,07 hasta 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,

Además, por lo general, 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 la inversa de la raíz

$$a = \frac{1}{\sqrt{v}},$$

cuadrada de la velocidad superficial, expresado en m/s, en la que v es la velocidad superficial del gas de fluidización, aumenta en un valor dentro del intervalo desde 0,66 hasta 4,4 por longitud de un metro de la zona inferior. Más preferentemente, el valor de a , tal como se definió anteriormente, aumenta en un valor dentro del intervalo desde 0,94 hasta 3,6, incluso más preferentemente, desde 1,2 hasta 2,5 por longitud de un metro 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 el sentido ascendente.

Preferentemente, la velocidad superficial del gas de fluidización disminuye monótonamente dentro de la zona inferior, permanece en un nivel constante dentro de la zona central y aumenta monótonamente dentro de la zona superior. De manera especialmente preferente, la velocidad superficial aumenta, tal como se describió anteriormente.

Desde la perspectiva del proceso, la zona central del reactor de lecho fluidizado se mantiene en condiciones tales que la velocidad superficial del gas es desde 5 hasta 80 cm/s, preferentemente desde 10 hasta 70 cm/s.

El catalizador de polimerización puede alimentarse directamente o puede originarse a partir de una etapa de prepolimerización previa, prefiriéndose esta última. El catalizador de polimerización se introduce, preferentemente, en la zona central a través de la entrada respectiva. La retirada del producto de reacción es, preferentemente, continua, tal como se describe en la Patente WO-A-00/29452.

En una realización preferente, según la presente invención, el conjunto de reactor, según la presente invención, comprende, además, un reactor de bucle aguas arriba de dicho reactor de lecho fluidizado.

A continuación, se describen adicionalmente los procedimientos, según la presente invención. Los intervalos, las definiciones y dimensiones preferentes, tal como se comentó anteriormente, con respecto al reactor también se aplican a los procesos y procedimientos y se incorporan con el presente documento como referencia.

Además, preferentemente, los procedimientos, según la presente invención, se llevan a cabo en el conjunto de reactor, según la presente invención, incluidas todas las realizaciones preferentes de los mismos.

A continuación, se describe, adicionalmente, la utilización del reactor.

Los intervalos, las definiciones y dimensiones preferentes, tal como se comentó anteriormente, con respecto al reactor, también se aplican para la utilización y se incorporan con el presente documento como referencia.

Además, preferentemente, las utilidades del reactor se llevan a cabo en el conjunto de reactor, según la presente invención, incluidas todas las realizaciones preferentes del mismo.

Fuera del alcance de la presente invención está la utilización de un controlador (31), un dispositivo de flujo continuo (29) y una línea (35) de recirculación de sólidos en un conjunto de reactor para la producción de polímeros para minimizar la cantidad de finos producidos por un reactor (1) de lecho fluidizado, incluyendo el conjunto de reactor un reactor de lecho fluidizado que comprende una zona inferior (5), una zona central (6) y una zona superior (7), una o más salidas (9) para las corrientes (34) de gas de fluidización ubicadas en la zona superior (7), medios de separación gas/sólido (2), un dispositivo de flujo continuo (29), una línea (35) de recirculación de sólidos, una entrada (37) de recirculación de sólidos, una línea (38) de circulación de gas, una entrada (8) para gas de fluidización ubicada en la zona inferior (5) y un controlador (31).

A continuación, se describen adicionalmente los procesos, según la presente invención. Los intervalos y las dimensiones preferentes, tal como se comentó anteriormente, con respecto al reactor también se aplican a los procesos y se incorporan con el presente documento, como referencia.

Además, preferentemente, los procesos según la presente invención se llevan a cabo en el conjunto de reactor, según la presente invención, incluidas todas las realizaciones preferentes de los mismos.

La presente invención se refiere a un proceso para la producción de polímeros en presencia de un catalizador de polimerización en un conjunto de reactor que incluye un reactor de lecho fluidizado, tal como se describió anteriormente. Los procesos, según la presente invención, se refieren, preferentemente, a la polimerización de poliolefinas. Más preferentemente, las poliolefinas son monómeros seleccionados entre el grupo de etileno, propileno y alfa-olefinas C₄ a C₁₂.

Descripción breve de los dibujos

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

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

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

La figura 4 es un dibujo en sección del conjunto de reactor que incluye un reactor de lecho fluidizado y dos unidades de separación gas/sólido conectadas en serie en los medios de separación gas/sólido.

10 **Lista de referencias**

- 1 reactor de lecho fluidizado
- 2 medios de separación gas/sólido
- 3 medios para enfriar
- 15 4 medios para presurizar
- 5 zona inferior
- 6 zona central
- 7 zona superior
- 8 entrada (para gas de fluidización)
- 20 9 salida para corriente (34) de gas de fluidización
- 10 línea para la recirculación de sólidos
- 11 entrada para catalizador o prepolímero
- 12 salida para láminas, trozos y grumos
- 13 medios para romper las láminas
- 25 14 salidas para el polímero en la zona central
- 27 salida de parte superior para corriente (42) de cabeza
- 28 salida de parte inferior para flujo de sólidos
- 29 dispositivo de flujo continuo
- 30 datos
- 30 31 controlador
- 32 señal
- 33 línea de salida
- 34 corriente de gas de fluidización
- 35 línea de recirculación de sólidos
- 35 36 corriente de recirculación de sólidos
- 37 entrada de recirculación de sólidos
- 38 línea de circulación de gas
- 39 línea hasta etapas de proceso aguas abajo y/o salida para polímero
- 40 corriente hasta etapas proceso aguas abajo y/o salida para polímero
- 40 41 medios de filtro de sólidos
- 42 corriente de cabeza
- 43 primera unidad de separación gas/sólido
- 44 segunda unidad de separación gas/sólido
- 45 45 salidas de parte inferior unitarias de la primera y segunda unidades de separación gas/sólido
- 46 corrientes de parte inferior unitarias de la primera y segunda unidades de separación gas/sólido
- 47 corriente de cabeza unitaria de la primera unidad de separación gas/sólido
- 48 salida de parte superior para la corriente de cabeza unitaria de la primera unidad de separación gas/sólido

50 **Descripción detallada con respecto a los dibujos.**

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

Según la figura 1, el conjunto de reactor, según la presente invención, comprende un reactor (1) de lecho fluidizado que tiene una zona inferior (5), una zona central (6) y una zona superior (7),

La zona inferior (5) y la zona central (6) (y también la zona superior (7)) forman un paso no obstruido ya que no existe ninguna placa de distribución.

Además, el diámetro equivalente de la sección transversal de la zona inferior (5) aumenta monótonamente con respecto a la dirección del flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado; y

La una o varias salidas (9) en la zona superior (7) del reactor (1) de lecho fluidizado están conectadas con una o más líneas de salida (33) para transportar la corriente (34) de gas de fluidización hasta los medios de separación gas/sólido (2). Los medios de separación gas/sólido (2) comprenden dos salidas, una salida (27) de parte superior y una salida (28) de parte inferior. El gas de fluidización sale de la salida (27) de parte superior como corriente (42) de cabeza.

5 La corriente (42) de cabeza se conduce a través de la línea (38) de circulación de gas hasta la entrada (8) en la zona inferior (5) del reactor (1) de lecho fluidizado mediante lo cual se establece un circuito de gas de fluidización. La línea (38) de circulación de gas incluye medios para presurizar (4) y medios para enfriar (3) el gas. Opcionalmente, la línea (38) de circulación de gas incluye, además, medios (41) de filtro de sólidos para reducir, adicionalmente, la cantidad de sólidos y, especialmente, finos todavía contenidos en la corriente de gas de fluidización. Estos medios (41) de filtro de sólidos están ubicados aguas arriba de los medios para presurizar (4) y los medios para enfriar (3).

10 La corriente (36) de recirculación de sólidos que contiene principalmente sólidos sale de los medios de separación gas/sólido (2) por la salida (28) de parte inferior. La corriente (36) de recirculación de sólidos se transporta a través de la línea (35) de recirculación de sólidos hasta la entrada (37) de recirculación de sólidos en la zona central (6) del reactor (1) de lecho fluidizado mediante lo cual se establece un circuito de sólidos. La línea (35) de recirculación de sólidos incluye un dispositivo de flujo continuo (29). El dispositivo de flujo continuo (29) varía la corriente (36) de recirculación de sólidos, mediante lo cual la corriente (36) de recirculación de sólidos completa o sólo una parte de la misma se suministra al reactor (1) de lecho fluidizado. Además, si las condiciones de funcionamiento en el reactor de gas fluidizado son tales que más o menos no se producen finos, el dispositivo de flujo continuo (29) puede cerrarse por completo de modo que no se produzca recirculación.

20 Además, mediante el dispositivo de flujo continuo (29), una corriente hasta etapas de proceso aguas abajo (40) puede derivarse desde la corriente (36) de recirculación de sólidos. Por tanto, el dispositivo de flujo continuo (29) también puede variar la corriente hasta etapas de proceso aguas abajo (40) y/o una salida. La corriente hasta etapas de proceso aguas abajo (40) corresponde a la parte de la corriente (36) de recirculación de sólidos que no se suministra al reactor (1) de lecho fluidizado.

25 Además, en la corriente (34) de gas de fluidización en la salida (9) del reactor (1) de lecho fluidizado se mide el tamaño medio de partícula y/o la distribución de tamaño de partícula. Adicionalmente, se analizan las condiciones de funcionamiento en el interior del reactor (1) de lecho fluidizado. El análisis incluye, normalmente, la medición de la velocidad de fluidización, u_f , y/o la concentración de comonomero, C_C .

30 Los datos (30) obtenidos con respecto al tamaño de partícula y la condición de funcionamiento se envían a un controlador (31). Los datos (30) son procesados por un controlador (31). El controlador (31) y el dispositivo de flujo continuo (29) se comunican entre sí enviando una o varias señales, como mínimo, en una dirección entre el dispositivo de flujo continuo (29) y el controlador (31). Debido a esa comunicación, el controlador (31) ajusta el dispositivo de flujo continuo (29), mediante lo cual el dispositivo de flujo continuo (29) varía en lo siguiente, como mínimo, la corriente (36) de recirculación de sólidos de vuelta al reactor (1) de lecho fluidizado, tal como se describió anteriormente.

El conjunto de reactor, según la figura 4 es una modificación del conjunto de reactor, según la figura 1.

40 Los medios de separación gas/sólido (2) mostrados mediante el rectángulo de línea discontinua contienen una primera unidad de separación gas/sólido (43) y una segunda unidad de separación gas/sólido (44). La primera unidad de separación gas/sólido (43) tiene una salida (48) de parte superior para la corriente de cabeza unitaria de la primera unidad de separación gas/sólido (47). La corriente de cabeza unitaria de la primera unidad de separación gas/sólido (47) se alimenta a la segunda unidad de separación gas/sólido (44). La corriente de cabeza unitaria de la segunda unidad de separación gas/sólido obtenida a través de la salida (27) es la corriente (42) de cabeza.

50 Se combinan las corrientes (46) de recirculación de sólidos unitarias obtenidas a través de las salidas (45). Estas corrientes combinadas son la corriente (36) de recirculación de sólidos obtenida en la línea (35) de recirculación de sólidos.

Ejemplos

Ejemplo 1 (comparativo)

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

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

El funcionamiento del reactor fue estable y sin problemas.

65 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 la parte inferior de la zona central fue de

2.100 mm.

5 Se introdujo homopolímero de etileno ($MFR_2 = 300 \text{ g/10 min}$, densidad 974 kg/m^3) producido en un reactor de bucle y que todavía contenía el catalizador activo que se dispersó en el mismo, en el reactor anterior a través de una entrada ubicada en la zona inferior a una tasa de 40 kg/h . Se introdujeron, de manera continua, etileno, hidrógeno y 1-buteno en la línea 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 con respecto a etileno fue de 100 mol/kmol y la proporción de hidrógeno con respecto a etileno fue de 15 mol/kmol . La parte restante del gas de fluidización fue nitrógeno. El caudal del gas se ajustó de modo que la velocidad superficial del gas en la zona central del reactor fuera de 15 cm/s . El copolímero resultante se pudo retirar fácilmente a través de una salida a una tasa de 68 kg/h .

15 Por tanto, el flujo de gas de fluidización fue de $250 \text{ m}^3/\text{h}$, correspondiente a un caudal másico de 4.800 kg/h . El contenido de polímero en la corriente de gas de fluidización retirada de la parte superior del reactor de lecho fluidizado era de aproximadamente el 0,25 % en peso y, por tanto, se retiraron $12,0 \text{ kg/h}$ de polímero junto con el gas de fluidización. La corriente de gas de fluidización se hizo pasar a través de un ciclón donde se recuperaron $11,4 \text{ kg/h}$ del polímero del ciclón como una corriente de parte inferior mientras que $0,6 \text{ kg/h}$ permanecieron con la corriente de gas de fluidización. La corriente de parte inferior completa del ciclón se combinó con la corriente de producto retirada del reactor y se dirigió a la recuperación de producto, en la que se mezcló con aditivos y se extruyó en gránulos. La corriente de recirculación de sólidos derivada a la salida del polímero aguas abajo del dispositivo de flujo continuo se combinó para la recuperación de producto con la corriente de polímero retirada del reactor de lecho fluidizado a través de la salida del polímero.

Ejemplo 2 (inventivo)

25 Se repitió el procedimiento del ejemplo 1. A continuación, la corriente de recirculación de sólidos retirada en la salida de parte inferior del ciclón se devolvió al reactor de lecho fluidizado. Cuando el reactor se hizo funcionar de esta manera, el nivel del lecho aumentó en una hora hasta 2.300 mm . Al mismo tiempo, el contenido de sólidos en la corriente de gas de fluidización aumentó hasta el 0,4 % en peso y se transportaron $19,2 \text{ kg/h}$ de polímero por la corriente de gas de fluidización hasta el ciclón. El flujo de polímero capturado de la corriente de recirculación de sólidos en la salida de parte inferior del ciclón fue de $18,9 \text{ kg/h}$ y $0,3 \text{ kg/h}$ permanecieron en la corriente de cabeza del ciclón. La tasa de retirada de polímero del lecho se redujo entonces hasta 61 kg/h . Después de una hora de funcionamiento, los flujos se cambiaron de modo que la corriente (36) de recirculación de sólidos fue de $11,5 \text{ kg/h}$, la corriente hasta etapas de proceso aguas abajo (40) fue de $7,5 \text{ kg/h}$ y la corriente (14) de retirada de polímero del reactor fue de 72 kg/h . Se logró un funcionamiento estable sin problema de incrustación en el sistema de circulación de gas.

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para polimerizar olefinas en un reactor (1) de lecho fluidizado, en el que el lecho fluidizado está formado por partículas de polímero en un gas de fluidización ascendente, teniendo dicho gas de fluidización ascendente una velocidad superficial en la zona central (6) de 0,05 a 0,8 m/s, comprendiendo dicho procedimiento las etapas de:

- (i) retirar una corriente (34) de gas de fluidización a través de la salida (9) de dicho reactor (1) de lecho fluidizado a una altura superior al 90 % de la altura total de dicho reactor (1) de lecho fluidizado;
- (ii) separar las partículas de polímero de dicha corriente (34) de gas de fluidización utilizando medios de separación gas/sólido (2) para producir una corriente (42) de cabeza y una corriente (36) de recirculación de sólidos;
- (iii) derivar, a partir de dicha corriente (36) de recirculación de sólidos, una corriente hasta etapas de proceso aguas abajo (40);
- (iv) dirigir dicha corriente hasta etapas de proceso aguas abajo (40) hasta las fases de proceso aguas abajo; y
- (v) recircular la corriente (36) de recirculación de sólidos a dicho reactor (1) de lecho fluidizado;

en el que dicho reactor (1) de lecho fluidizado comprende una zona inferior (5), una zona central (6) y una zona superior (7), aumentando el diámetro equivalente de la sección transversal de la zona inferior (5), de manera estrictamente monótona, con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor (1) de lecho fluidizado y disminuyendo el diámetro equivalente de la sección transversal de la zona superior (7), de manera monótona, con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor (1) de lecho fluidizado; en el que la zona inferior (5), la zona central (6) y la zona superior (7) se diferencian en cuanto a su diámetro equivalente de la sección transversal, y en el que existe un paso no obstruido en la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor (1) de lecho fluidizado desde la zona inferior (5) hasta la zona superior (7); y comprendiendo, además, el reactor (1) una salida para el polímero (14), mediante la cual la corriente de polímero retirada del reactor (1) de lecho fluidizado a través de la salida del polímero (14) y la corriente de recirculación de sólidos derivada hasta la salida del polímero (40) se combinan para la recuperación de producto; en el que dicho reactor (1) de lecho fluidizado no comprende ninguna rejilla y/o placas de distribución de gas, y en el que el reactor (1) de lecho fluidizado comprende, además, un dispositivo de flujo continuo (29), en el que el dispositivo de flujo continuo (29) permite variar la cantidad de partículas, gas o fluido o mezclas de los mismos que fluyen a través del dispositivo, mediante lo cual la variación se produce ajustando el dispositivo de flujo continuo (29), derivándose el dispositivo de flujo continuo (29), a partir de la corriente (36) de recirculación de sólidos que entra en el dispositivo de flujo continuo (29), una corriente hasta etapas de proceso aguas abajo (40) dirigida hasta etapas de proceso aguas abajo a través de la línea hasta etapas de proceso aguas abajo (39), y en el que los medios de separación gas/sólido (2) son ciclones.

2. Procedimiento, según la reivindicación 1, en el que el reactor (1) de lecho fluidizado comprende, además, una o más salidas (9) para corrientes (34) de gas de fluidización ubicadas en la zona superior (7).

3. Procedimiento, según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la salida del polímero (14) está ubicada en la zona central (6).

4. Procedimiento, según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, comprendiendo, además, el reactor (1) de lecho fluidizado una línea (35) de recirculación de sólidos, una entrada (37) de recirculación de sólidos, una línea (38) de circulación de gas, una entrada (8) para gas de fluidización ubicada en la zona inferior (5) y un controlador (31), comprendiendo el procedimiento las etapas de:

- a) medir el tamaño medio de partícula y/o la distribución de tamaño de partícula y/o la concentración de todos los sólidos de una corriente (34) de gas de fluidización procedente del reactor (1) de lecho fluidizado;
- b) analizar las condiciones de funcionamiento en el reactor (1) de lecho fluidizado;
- c) enviar los datos (30) obtenidos en las etapas a) y b) a un controlador (31);
- d) procesar los datos (30) por el controlador (31); y
- e) ajustar el dispositivo de flujo continuo (29) por el controlador (31);

mediante lo cual el dispositivo de flujo continuo (29) varía la corriente (36) de recirculación de sólidos a través de la línea (35) de recirculación de sólidos de vuelta al reactor (1) de lecho fluidizado.

5. Procedimiento, según la reivindicación 4, en el que la etapa b) comprende la medición de la velocidad de fluidización, u_f .

6. Procedimiento, según cualquiera de las reivindicaciones anteriores 4 o 5, que comprende, además, las etapas de:

- dd) predecir el tamaño medio de partícula y/o la distribución de tamaño de partícula de la corriente (34) de gas de fluidización utilizando los datos obtenidos en la etapa b);
- de) comparar el tamaño medio de partícula y/o la distribución de tamaño de partícula medidos y predichos de la

corriente (34) de gas de fluidización de las etapas a) y dd).

5 7. Procedimiento, según cualquiera de las reivindicaciones anteriores 4 a 6, mediante el cual la corriente (36) de recirculación de sólidos aumenta cuando el contenido de finos deducido a partir de la distribución de tamaño de partícula medida de la etapa a) es mayor que un punto de referencia predeterminado para el contenido de finos.

10 8. Procedimiento, según cualquiera de las reivindicaciones anteriores 5 a 7, en el que el dispositivo de flujo continuo (29) varía la corriente (36) de recirculación de sólidos de vuelta al reactor (1) de lecho fluidizado y/o permite una corriente hasta etapas de proceso aguas abajo (40).

15 9. Conjunto de reactor para la producción de polímeros que incluye un reactor (1) de lecho fluidizado que comprende una zona inferior (5), una zona central (6) y una zona superior (7), una o varias salidas (9) para corrientes (34) de gas de fluidización ubicadas en la zona superior (7), medios de separación gas/sólido (2), un dispositivo de flujo continuo (29), una línea (35) de recirculación de sólidos, una entrada (37) de recirculación de sólidos, una línea (38) de circulación de gas, una entrada (8) para gas de fluidización ubicada en la zona inferior (5) y una salida para el polímero (14);

20 estando la salida (9) para la corriente (34) de gas de fluidización acoplada con el reactor (1) de lecho fluidizado a través de medios de separación gas/sólido (2), la línea (38) de circulación de gas y la entrada (8) y a través de la línea (35) de recirculación de sólidos, los medios de separación gas/sólido (2) y la entrada (37) de recirculación de sólidos;

25 aumentando el diámetro equivalente de la sección transversal de la zona inferior (5) de manera estrictamente monótona con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor (1) de lecho fluidizado; disminuyendo el diámetro equivalente de la sección transversal de la zona superior (7) de manera monótona con respecto a la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor (1) de lecho fluidizado, y

30 en el que la zona inferior (5), la zona central (6) y la zona superior (7) se diferencian en cuanto a su diámetro equivalente de la sección transversal, y

en el que existe un paso no obstruido en la dirección de flujo del gas de fluidización a través del reactor (1) de lecho fluidizado desde la zona inferior (5) hasta la zona superior (7),

35 **caracterizado por que** la línea (35) de recirculación de sólidos incluye el dispositivo de flujo continuo (29), en el que el dispositivo de flujo continuo (29) permite variar la cantidad de una corriente de partículas, gas o fluido o mezclas de los mismos que fluyen a través del dispositivo, mediante lo cual la variación se produce ajustando el dispositivo de flujo continuo (29), y el dispositivo de flujo continuo (29) deja pasar del 0 al 100 % de una corriente en una determinada dirección y el dispositivo de flujo continuo (29) permite el paso del 100 al 0 % restante de la corriente, como mínimo, en una dirección adicional,

en el que dicho reactor (1) de lecho fluidizado no comprende ninguna rejilla y/o placas de distribución de gas, los medios de separación gas/sólido (2) son ciclones, y

40 en el que el dispositivo de flujo continuo (29) permite, adicionalmente, derivar, a partir de la corriente (36) de recirculación de sólidos que entra en el dispositivo de flujo continuo, una corriente hasta etapas de proceso aguas abajo (40) dirigida hasta etapas de proceso aguas abajo a través de una línea hasta etapas de proceso aguas abajo (39).

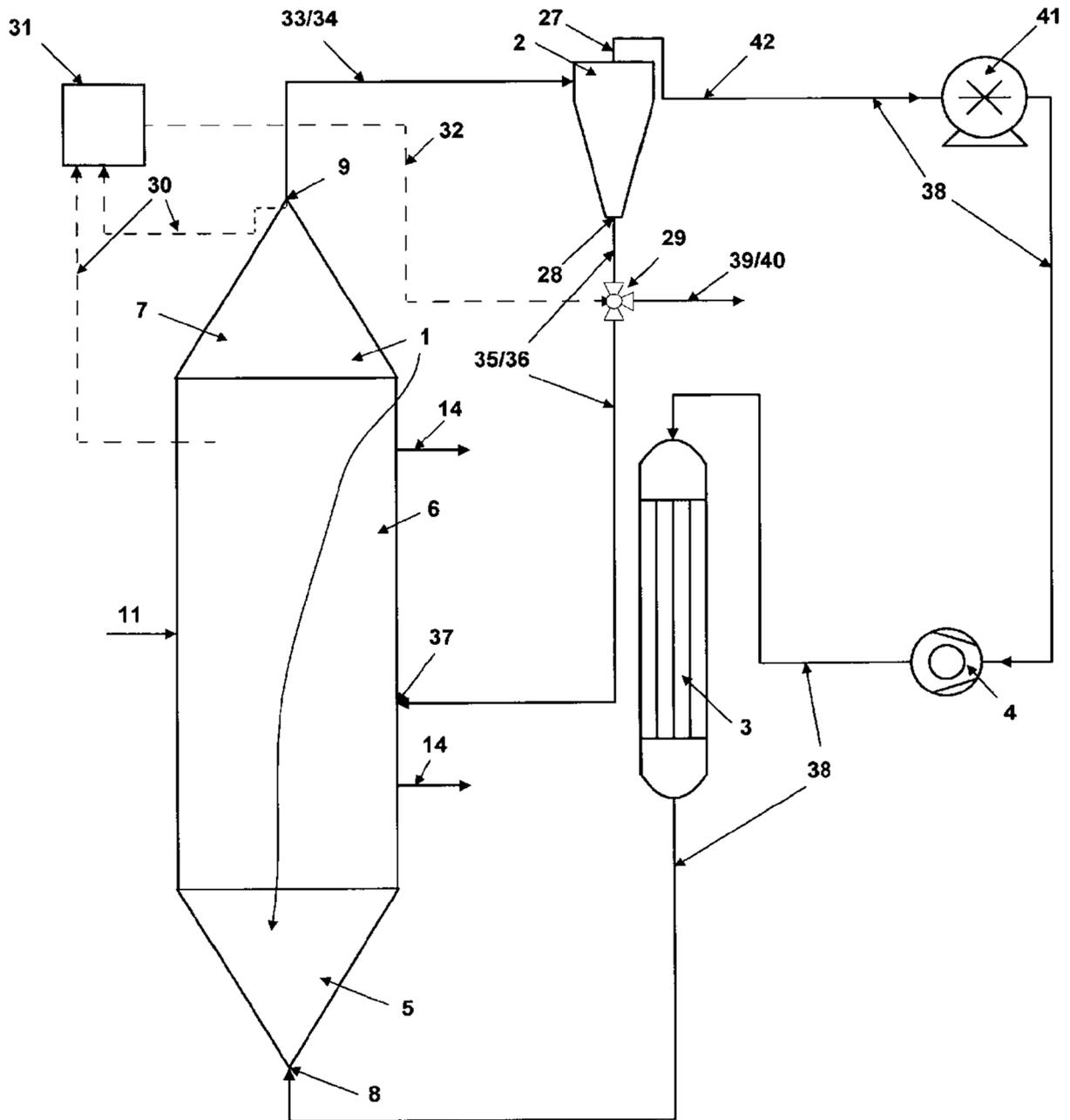


Fig. 1

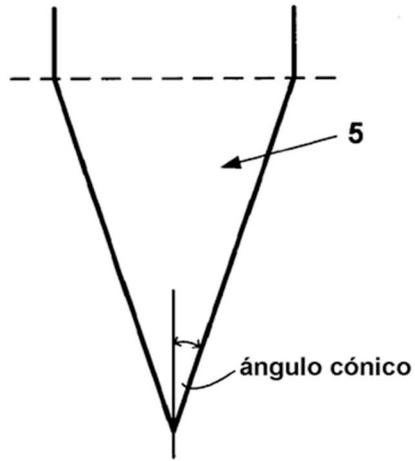


Fig. 2

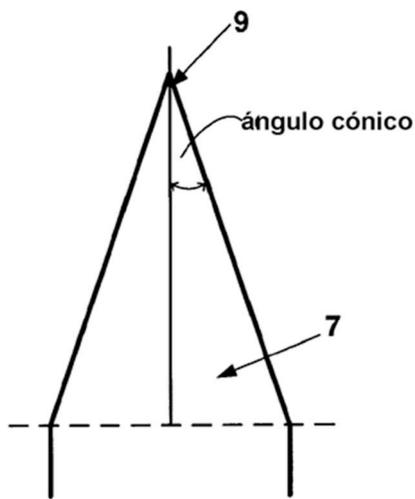


Fig. 3

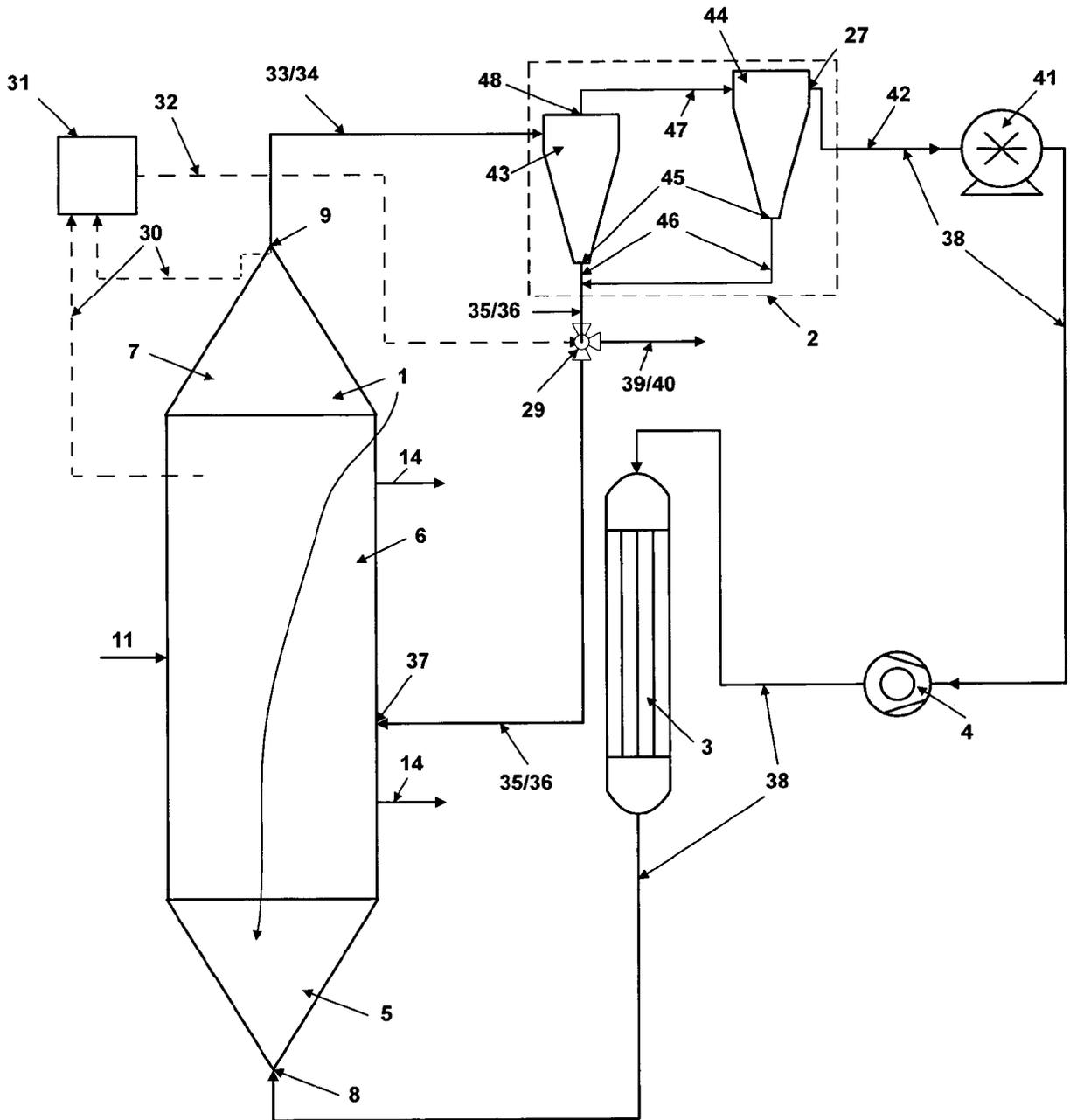


Fig. 4

REFERENCIAS CITADAS EN LA DESCRIPCIÓN

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.

5

Documentos de patentes citados en la descripción

- WO 0187989 A
- WO 9704015 A
- WO 0179306 A
- WO 2009080660 A
- FR 1290555 A
- US 3026186 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

10

Literatura no patente citada en la descripción

- Perry's Chemical Engineers' Handbook. McGraw-Hill, 2008, vol. 8
- **GELDART**. Gas Fluidization Technology. J Wiley & Sons Ltd, 1986, 155
- **M PELL**. Gas Fluidization. Elsevier, 1990, 1-18
- **FELDMAN**. Powder and Bulk Engineering, June 1987, 26-29
- **GELDART**. Gas Fluidization Technology. J Wiley & Sons Ltd, 1986
- **KIRK-OTHMER**. Encyclopaedia of Chemical Technology. 1966, vol. 10, 340-342
- **STOLHANDSKE**. Powder and Bulk Engineering, July 1997, 49-57