

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 786 756**

51 Int. Cl.:

C08F 2/01 (2006.01)

B01J 8/08 (2006.01)

C08F 2/34 (2006.01)

C08F 10/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **20.06.2017 E 17176798 (1)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **11.03.2020 EP 3418308**

54 Título: **Un método, una disposición y uso de una disposición para la polimerización de olefinas**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
13.10.2020

73 Titular/es:

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

72 Inventor/es:

**KRALLIS, APOSTOLOS y
KANELLOPOULOS, VASILEIOS**

74 Agente/Representante:

VALLEJO LÓPEZ, Juan Pedro

ES 2 786 756 T3

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

DESCRIPCIÓN

Un método, una disposición y uso de una disposición para la polimerización de olefinas

5 **Campo de la invención**

La presente invención se refiere a un método, una disposición y uso de la disposición para la polimerización de olefinas.

10 **Antecedentes de la invención**

Los reactores de lecho fluidizado convencionales, es decir, los reactores de polimerización de olefinas en fase gaseosa burbujeantes se conocen en la técnica. Normalmente funcionan a valores moderados de velocidad superficial del gas, especialmente para la producción de polietileno, con el fin de asegurar que se logre una eficiencia de mezcla de gas-sólidos suficiente y que los fenómenos de arrastre/inducción de sólidos se limiten. Los valores de velocidad de gas superficial típicos usados, normalmente para polietileno, son 0,35 - 0,5 m/s y para polipropileno, 0,40 - 0,70 m/s. Sin embargo, dependiendo del grado de polímero que se produzca, pueden encontrarse una serie de problemas de operatividad relacionados con la calidad de la fluidización, la segregación de sólidos y la homogeneidad del lecho. También la gestión de aglomerados de gran tamaño puede ser muy exigente en reactores de fase gaseosa convencionales. Uno de los mayores desafíos en los reactores convencionales de polimerización de olefinas en fase gaseosa es el alto riesgo de experimentar problemas de operatividad cuando están presentes una fracción significativa de partículas de polímero de gran tamaño (es decir, mayores de 1000 μm). Normalmente, esta fracción de gran tamaño de partículas de polímero, especialmente en condiciones de reactor de fase gaseosa tiene una tendencia a formar aglomerados debido a la eliminación insuficiente de calor, lo que a menudo da como resultado discrepancias operativas. En particular, las partículas de polímero grandes y activas que entran en un reactor de fase gaseosa tienen una alta tendencia a experimentar un sobrecalentamiento de las partículas que da lugar a un ablandamiento parcial de su superficie y a una adherencia aumentada. El ablandamiento en la superficie da como resultado una mayor adherencia que a su vez da lugar a la formación de aglomerados.

Existe una creciente demanda en el mercado para desarrollar calidades de polímeros multimodales, especialmente calidades de polietileno al incorporar más contenido de comonomero en el reactor de fase gaseosa. Sin embargo, esto es desafiante debido a la limitación en la incorporación de comonomero en el polímero causada por la velocidad de transferencia de calor limitada desde las partículas de polímero al gas de fluidización en el reactor de fase gaseosa. Esto es especialmente desafiante cuando están implicadas partículas de polímero de gran tamaño.

Los conjuntos de reactores y los métodos relacionados con ellos con una denominada "estructura de reactor de doble cono" se han presentado, por ejemplo, en el documento EP2495037, el documento EP2495038, el documento EP2913346, el documento EP2913345, el documento EP2890490, el documento EP 3103818. Sin embargo, ninguno de estos se refiere a un método, disposición o uso de la disposición para mejorar la velocidad de transferencia de calor desde partículas de polímero a un medio gaseoso, es decir, gas de fluidización.

Breve descripción de la invención

Un objetivo de la presente invención es proporcionar un método, una disposición y un uso de la disposición para preparar polímero, en donde la velocidad de transferencia de calor de las partículas de polímero al gas de fluidización se mejora. Los objetivos de la invención se logran mediante un método y una disposición, que se caracterizan por lo que se afirma en las reivindicaciones independientes. Las realizaciones preferidas de la invención se divulgan en las reivindicaciones dependientes.

La invención se basa en la idea del empleo de una estructura especial de reactor de lecho fluidizado, es decir, un llamado reactor de doble cono, que comprende al menos un sensor de medición de temperatura y un punto de ajuste de temperatura de funcionamiento del reactor, en donde una diferencia de temperatura (DT) entre la temperatura del sensor de medición de temperatura y el punto de ajuste de temperatura de funcionamiento del reactor es igual o inferior a 10 °C. Esto es especialmente importante cuando el tamaño de partícula d_{90} del material en el reactor es igual o superior a 700 μm .

Una ventaja de la presente invención debido a las condiciones de precompresión/fluidización arrastrada dentro del reactor de polimerización es que el calor se elimina más eficientemente del reactor en comparación con un reactor de fase gaseosa convencional. La fluidización de precompresión significa que el tamaño de las burbujas es mayor que aproximadamente un tercio de la sección transversal del vaso. La velocidad de subida de las burbujas es controlada por el recipiente y se convierten en lingotes de gas. El aumento de la tasa de eliminación de calor de las partículas de polímero al medio gaseoso, es decir, gas de fluidización y el hecho de que la diferencia de temperatura entre (cualquiera de) el sensor o sensores de medición de temperatura y el punto de ajuste de temperatura de funcionamiento del reactor es igual o inferior a 10 °C, da lugar a un sobrecalentamiento de partículas menor para el mismo tamaño de partícula de polímero en el reactor de polimerización de la presente invención en comparación con

el reactor de fase gaseosa convencional. Esto da como resultado una reducción de la adherencia de las partículas debido al ablandamiento reducido de las partículas de polímero y, por lo tanto, menos aglomeración de partículas, que es la principal limitación para el funcionamiento de los reactores de fase gaseosa. Por lo tanto, con la presente invención, es decir, un reactor de polimerización con una estructura de reactor de doble cono y una diferencia de temperatura igual o inferior a 10 °C entre cualquiera de los sensores de medición de temperatura y el punto de ajuste de temperatura de funcionamiento del reactor, las calidades de polímero pueden contener una gran fracción de partículas de gran tamaño sin experimentar problemas de operatividad.

Una ventaja adicional de la presente invención es que se logra un manejo más fácil y una mayor capacidad de flujo de partículas de polímero de gran tamaño, cuyas partículas de polímero de gran tamaño normalmente causarían aglomeración en reactores de fase gaseosa convencionales.

Una ventaja adicional de la presente invención es que la pegajosidad reducida y la aglomeración global del material en partículas facilita el manejo del producto en unidades posteriores de contenedores de sobretensión y purga. En el caso opuesto donde las partículas de gran tamaño y los aglomerados están presentes durante el procesamiento posterior, los hidrocarburos de alto peso molecular (es decir, propano, 1-buteno y 1-hexeno) no pueden eliminarse suficientemente y una cantidad significativa permanece en las partículas de polímero, por lo tanto no cumple con los requisitos de propiedades del producto, especialmente para aplicaciones de película donde las propiedades organolépticas son importantes.

Una ventaja adicional de la presente invención es que los catalizadores de mayor actividad con una mayor incorporación de comonomero pueden manejarse en el método y disposición del reactor de doble cono de la presente invención en comparación con los reactores de fase gaseosa convencionales.

Una ventaja adicional de la presente invención es que en un proceso de reactor de múltiples etapas que comprende un bucle y un reactor de fase gaseosa en serie (es decir, proceso Borstar), puede lograrse una mayor producción de polímero de reactor de fase gaseosa en comparación con el reactor de bucle en el presente invención en comparación con los reactores de fase gaseosa convencionales. Esto se debe a que, en la presente invención, el diseño del reactor de doble cono combinado con las condiciones hidrodinámicas superiores (velocidad de gas superficial aumentada) y las condiciones mejoradas de mezcla de sólidos y gases dan como resultado velocidades de transferencia de calor aumentadas de las partículas de polímero en crecimiento al gas de fluidización. Por lo tanto, Es posible hacer funcionar el reactor de doble cono bajo una presión parcial de monómero aumentada, manteniendo la misma relación molar monómero/comonomero, en comparación con el reactor de fase gaseosa convencional. Esto aumenta sustancialmente la productividad del reactor de doble cono en comparación con la productividad del reactor de bucle, aumentando de esta manera la producción del reactor de fase gaseosa dividida en un proceso de configuración del reactor multifase, por ejemplo, reactores de bucle seguido de un reactor de fase gaseosa, series de reactores de fase gaseosa, etc. Una división más alta en el reactor de fase gaseosa tiene la ventaja de producir calidades de polímeros multimodales con especificaciones de calidad de producto específicas para aplicaciones avanzadas de uso final en envases, películas, moldeo por soplado, etc. de. La presente invención también permite hacer funcionar el proceso a un rendimiento de producción más alto para la misma calidad de polímero multimodal en comparación con un reactor de lecho fluidizado convencional.

Breve descripción de las figuras

A continuación la invención se describe con más detalle por medio de realizaciones preferidas con referencia a los dibujos adjuntos, en los cuales la Figura 1 es un diagrama de flujo de una realización de ejemplo de la invención.

Descripción detallada de la invención

La presente invención se refiere a un método de polimerización de olefinas que comprende polimerizar al menos una olefina en fase gaseosa en un lecho fluidizado en presencia de un catalizador de polimerización de olefinas en un reactor de polimerización que tiene un cuerpo vertical; una zona inferior que se estrecha generalmente cónica hacia abajo; una zona media generalmente cilíndrica, superior y conectada a dicha zona inferior; y una zona superior que se estrecha generalmente cónica hacia arriba y conectada a dicha zona media en donde (i) se introduce gas de fluidización en la zona inferior del reactor desde donde pasa hacia arriba a través del reactor; (ii) el gas de fluidización se retira de la zona superior del reactor; (iii) se forma un lecho fluidizado dentro del reactor donde las partículas de polímero en crecimiento se suspenden en la corriente de gas ascendente hacia arriba; y en donde el reactor de polimerización tiene un punto de ajuste de temperatura de funcionamiento y dicho reactor de polimerización comprende al menos un sensor de medición de temperatura, en donde una diferencia de temperatura (DT) entre el sensor de medición de temperatura (Tm) y el punto de ajuste de temperatura de funcionamiento (Ts) del reactor es igual o menor a 10 °C.

En otras palabras, una diferencia de temperatura (DT) entre el sensor de medición de temperatura (Tm) y el punto de ajuste de temperatura de funcionamiento (Ts) del reactor es igual o menor a 10 °C, cumpliendo de esta manera la siguiente ecuación $DT = T_m - T_s \leq 10 \text{ }^\circ\text{C}$.

Normalmente, la diferencia de temperatura DT es 0 - 10 °C.

5 La presente invención también se refiere a un aparato de polimerización de olefinas que comprende un reactor de
polimerización para polimerizar al menos una olefina en fase gaseosa en un lecho fluidizado en presencia de un
catalizador de polimerización de olefinas, teniendo el reactor un cuerpo vertical; una zona inferior que se estrecha
generalmente cónica hacia abajo; una zona media generalmente cilíndrica, superior y conectada a dicha zona
inferior; y una zona superior que se estrecha generalmente cónica hacia arriba y conectada a dicha zona media en
10 donde (i) medios para introducir gas de fluidización en la zona inferior del reactor desde donde pasa hacia arriba a
través del reactor; (ii) medios para extraer el gas de fluidización de la zona superior del reactor; (iii) un lecho
fluidizado dentro del reactor donde las partículas de polímero en crecimiento se suspenden en la corriente de gas
ascendente hacia arriba; y en donde el reactor de polimerización tiene un punto de ajuste de temperatura de
funcionamiento y dicho reactor de polimerización comprende al menos un sensor de medición de temperatura, en
15 donde una diferencia de temperatura (DT) entre el sensor de medición de temperatura y el punto de ajuste de
temperatura de funcionamiento es igual o menor a 10 °C.

Las siguientes definiciones se aplican al método, aparato (disposición) y uso del aparato.

20 En el método y aparato de la invención, el reactor de polimerización comprende partículas de polímero que tienen un
 d_{90} igual o superior a 700 μm .

La diferencia de temperatura entre el sensor de medición de temperatura y el punto de ajuste de temperatura de
funcionamiento del reactor da una indicación de la diferencia de temperatura entre una superficie de partícula de
polímero y el gas de fluidización en el reactor de polimerización. Normalmente, el reactor tiene de 2 a 20 sensores
25 de medición de temperatura, más normalmente de 6 a 12. El sensor de medición de temperatura significa a este
respecto cualquier medio adecuado para medir la temperatura dentro del reactor, por ejemplo sensores, sondas, etc.
Los ejemplos de estos son bien conocidos por los expertos en la materia. El reactor normalmente comprende al
menos dos sensores de medición de temperatura, lo que significa que puede haber varios sensores de medición de
temperatura en el reactor, no necesariamente dividido equitativamente, y la diferencia de temperatura entre
30 cualquiera de los sensores de medición de temperatura, es decir, puntos de medición, y el punto de ajuste de la
temperatura de funcionamiento del reactor es igual o inferior a 10 °C. La diferencia de temperatura igual o inferior a
10 °C entre cualquiera de los sensores de medición de temperatura y el punto de ajuste de temperatura de
funcionamiento del reactor indica que la diferencia de temperatura entre la superficie de las partículas de polímero y
el gas de fluidización en el reactor está en un nivel adecuado para evitar cualquier problema de operatividad, tal
35 como se ha tratado anteriormente. El método de la presente invención se refiere al funcionamiento en estado
estacionario y/o al funcionamiento durante la transición o transiciones graduales.

El "punto de ajuste de la temperatura de funcionamiento" del reactor o "el punto de ajuste de la temperatura de
funcionamiento del reactor" está predeterminado y depende de la receta de la calidad de polímero a producir. Por
40 ejemplo, para el polietileno, el punto de ajuste de la temperatura de funcionamiento del reactor es normalmente de
75 a 95 °C, y para el polipropileno de 75 a 90 °C. Un experto en la materia puede elegir un punto de ajuste adecuado
para el método.

En los reactores de lecho fluidizado convencionales hay una limitación del calor transferido desde las partículas de
polímero al medio gaseoso. Dependiendo de las condiciones de funcionamiento (por ejemplo, velocidad superficial
del gas, intensidad de mezcla, comonomero de presión parcial, tamaño de partícula de polímero, etc.) la limitación
de transferencia de calor puede dar lugar a un sobrecalentamiento, ablandamiento y, por lo tanto, aglomeración, de
las partículas. Para evitar el sobrecalentamiento y la aglomeración de partículas, hay un límite superior de la presión
parcial del comonomero, para un sistema catalizador dado y un límite del comonomero que se incorpora en el
50 polímero.

En la presente invención, las condiciones hidrodinámicas que determinan la eficiencia de la mezcla gas-sólido se
mejoran más debido al diseño del reactor, así como a las velocidades de gas superficiales más altas que pueden
alcanzarse en comparación con el reactor de fase gaseosa convencional. En un reactor de polimerización de
olefinas en fase gaseosa, las partículas de polímero en crecimiento exhiben limitaciones de transferencia de calor y
masa internas y externas. En la superficie de las partículas de polímero en crecimiento se forma una capa límite
gaseosa que provoca las limitaciones externas de transferencia de calor y masa. Las interacciones partícula a
partícula se aumentan en el reactor propuesto, lo que da como resultado renovables frecuentes de la capa límite
externa de las partículas de polímero, lo que da lugar a significativamente menos calor externo y limitaciones de
60 transferencia de masa alrededor de las partículas de polímero crecientes. Esto es extremadamente importante ya
que la tendencia al sobrecalentamiento de las partículas (es decir, la diferencia de temperatura entre las partículas y
la fase gaseosa) es sustancialmente menor, por lo tanto, menos fenómenos de aglomeración de partículas. En los
reactores de fase gaseosa convencionales, no es posible aumentar la velocidad superficial del gas a un valor que se
compare con el empleado en el reactor propuesto debido al arrastre de sólidos sin controlar (inducción) que puede
65 dar lugar a la acumulación de polímero en las superficies de la zona de desacoplamiento (parte superior de
expansión del reactor), así como a un ensuciamiento significativo de los intercambiadores de calor y las unidades del

compresor.

- 5 La configuración propuesta del reactor de fase gaseosa permite un mejor control de la temperatura del reactor a través de la manipulación de la velocidad superficial del gas, exhibe características mejoradas de mezcla y puede manejar material polimérico de baja densidad (inferior a 902 kg/m^3) debido a las características mejoradas de fluidez del polvo. También permite un control total del flujo de partículas en todo el conjunto del reactor y contribuye en gran medida a producir partículas de polímero con mayor homogeneidad (se produce la misma calidad de material en cada zona del reactor).
- 10 La presión parcial de los componentes individuales que coexisten en el reactor de fase gaseosa se calcula multiplicando la fracción molar de los componentes gaseosos individuales de la mezcla con la presión total del reactor.
- 15 El reactor tiene normalmente una relación altura/diámetro L/D de al menos 4, más normalmente al menos 5, más normalmente en el intervalo de 4 a 6. En el reactor del presente método no hay rejilla de fluidización en el reactor. Esto tiene la ventaja de recoger y eliminar cualquier aglomerado posiblemente formado durante el funcionamiento del reactor. Adicionalmente, el mantenimiento y la limpieza del reactor pueden realizarse mucho más rápido, mientras que los costos correspondientes son más bajos en comparación con los reactores de fase gaseosa convencionales.
- 20 Normalmente, no hay rejilla de fluidización en el reactor. El gas de fluidización se extrae normalmente de la zona superior del reactor comprimido, se enfría, opcionalmente se condensa y se devuelve a la zona inferior del reactor.
- 25 La presente invención también se refiere al uso de un aparato de acuerdo con la presente invención para producir polímeros de olefina.
- 30 La distribución del tamaño de partícula del polímero del producto puede caracterizarse, indicando, tanto el tamaño de partícula medio (d_{50}) como la extensión de la distribución del tamaño de partícula. La extensión generalmente se define como $(d_{90}-d_{10})/d_{50}$, donde d_{90} es el tamaño de partícula para el cual el 90 % en peso de las partículas tiene un diámetro menor que d_{90} ; d_{10} es el tamaño de partícula para el cual el 10 % en peso de las partículas tiene un diámetro menor que d_{10} ; y d_{50} es el tamaño medio de partícula para el cual el 50 % del peso de las partículas tiene un diámetro menor que d_{50} .
- 35 El presente texto se refiere al diámetro y diámetro equivalente. En el caso de objetos no esféricos, el diámetro equivalente denota el diámetro de una esfera o un círculo que tiene el mismo volumen o área (en el caso de un círculo) que el objeto no esférico. Debe entenderse que, aunque el presente texto a veces se refiere al diámetro, el objeto en cuestión no necesita ser esférico a menos que se mencione específicamente lo contrario. En el caso de objetos no esféricos (partículas o secciones transversales), entonces se entiende el diámetro equivalente.
- 40 Como se entiende bien en la técnica, la velocidad superficial del gas denota la velocidad del gas en una construcción vacía. Por lo tanto, la velocidad superficial del gas dentro de la zona media es el caudal volumétrico del gas (en m^3/s) dividido por el área de la sección transversal de la zona media (en m^2) y el área ocupada por las partículas se desatiende así.
- 45 Las olefinas polimerizadas en el proceso de la presente invención son normalmente alfa-olefinas que tienen de 2 a 10 átomos de carbono. Normalmente, el gas olefina es etileno y/o propileno. preferentemente las olefinas son etileno o propileno, opcionalmente junto con una o más alfa-olefinas que tienen de 2 a 8 átomos de carbono. En especial preferentemente, el proceso de la presente invención se usa para polimerizar etileno, opcionalmente con uno o más comonómeros seleccionados de alfa-olefinas que tienen de 4 a 8 átomos de carbono, tales como 1-buteno, 1-hexeno o 1-octeno; o propileno, opcionalmente junto con uno o más comonómeros seleccionados de etileno y alfa-olefinas que tienen de 4 a 8 átomos de carbono, tales como 1-buteno, 1-hexeno o 1-octeno.
- 50 Normalmente, la polimerización se realiza en presencia de etileno y un comonómero de alfa-olefina, normalmente en presencia de etileno y comonómero alfa-olefina C4 - C8, tales como 1-buteno, 1-hexeno, 1-octeno o combinación de dos o más comonómeros.
- 55 Normalmente, la relación de presión parcial de 1-buteno a la presión parcial de etileno en el reactor de polimerización es igual o superior a 50 (0,5). Normalmente, la relación de presión parcial de 1-hexeno a la presión parcial de etileno en el reactor de polimerización es igual o superior a 25 (0,25). La presión de etileno en el reactor es normalmente igual o superior a 300 kPa (3 bares). Las presiones parciales pueden medirse recolectando muestras de gas y analizando las muestras por cromatografía de gases (GC). Por análisis GC se obtienen las fracciones molares de los diversos componentes gaseosos y, por lo tanto, sus presiones parciales. El aumento de la presión parcial del monómero significa más rendimiento del reactor. Esto es especialmente beneficioso en un sistema de reactor de bucle-reactor de fase gaseosa, en donde el reactor de fase gaseosa es la parte limitante del proceso.
- 60 En otras palabras, si uno es capaz de aumentar el rendimiento del reactor de fase gaseosa, uno podrá aumentar el rendimiento de todo el proceso sin sacrificar la división de producción entre el reactor de circuito cerrado
- 65

y el reactor de fase gaseosa. De esta manera, puede obtenerse un rendimiento más alto de las calidades deseadas.

Por gas de fluidización se entiende el gas que comprende monómero, y opcionalmente comonómero o comonómeros, agente de transferencia de cadena y componentes inertes que forman el gas que fluye hacia arriba en el reactor de lecho fluidizado y en el cual las partículas de polímero están suspendidas en el lecho fluidizado. El gas sin reaccionar se recoge en la parte superior del reactor, se comprime, también se enfría y se devuelve al fondo del reactor. Como se entiende por el experto en la materia, la composición del gas de fluidización no es constante durante el ciclo. Los componentes reactivos se consumen en el reactor y se añaden a la línea de circulación para compensar las pérdidas.

A menos que se defina específicamente lo contrario, los números de porcentaje usados en el texto se refieren al porcentaje en peso.

El método de la presente invención es normalmente un método continuo.

Se ha descubierto que el flujo de gas necesario para obtener buenas condiciones sin exceso de arrastre de polímero del lecho, por un lado, y una adhesión reducida de polímero en las paredes, por otro lado, depende de las propiedades del polímero en polvo. Para reactores con L/D de la zona media de 4 o más, preferentemente 5 o más, ahora se ha descubierto que la velocidad del gas debe elegirse de tal manera que el número adimensional, N_{Br} , esté dentro del intervalo de 2,5 a 7, más preferentemente de 2,5 a 5. El número N_{Br} puede calcularse usando la ecuación (I):

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

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

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

En la ecuación (II) ρ_p denota la densidad de partículas (que es la masa de la partícula dividida por su volumen hidrodinámico; el volumen de poros eventuales se incluye en el volumen hidrodinámico, véanse las explicaciones en la sección 6.12 de Geldart), ρ_g es la densidad del gas de fluidización, g es la constante de aceleración de la gravedad (9,81 m/s²), d_v es el diámetro de volumen de las partículas (diámetro de volumen medio si las partículas tienen diámetros diferentes) y K_N es un factor de corrección. De acuerdo con Geldart K_N puede calcularse a partir de la ecuación (III).

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

En la ecuación (III) ψ denota la relación del área superficial de la esfera de volumen equivalente al área superficial de la partícula o $(d_v/d_s)^2$, donde d_v es el diámetro del volumen (medio) y d_s es el diámetro de la superficie (medio) de la partícula (véase la Sección 2.2 de Geldart).

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

Ahora se ha descubierto que el número N_{Br} es una característica útil para describir el régimen de fluidización en el reactor de lecho fluidizado. A valores bajos de N_{Br} , el lecho está en condiciones de transporte. Cuando N_{Br} aumenta el lecho pasa a condiciones fluidizadas, primero en la fluidización arrastrada, después fluidización burbujeante y finalmente fluidización mínima.

Para valores bajos de N_{Br} , de menos de 2,5 el lecho está en condiciones de transporte. De este modo, se produce un arrastre sustancial de polímero desde el lecho dependiendo del tamaño de partículas y la distribución de tamaños. El funcionamiento en este régimen aumenta el riesgo de producir polvillo debido al desgaste de partículas. La mezcla de polvo se reducirá ya que hay principalmente arrastre. La eficiencia de separación de ciclones también se reduce y

5 aumenta el riesgo de bloquear la línea de transporte de sólidos. Por otro lado, para valores altos de N_{Br} de más de 7 el lecho está en condiciones de burbujeo convencional y después la transferencia de masa y calor dentro del lecho sigue siendo insuficiente. La mezcla de sólidos puede ser ineficaz, aumentando el riesgo de ensuciamiento y aglomeración de partículas. El funcionamiento del reactor puede volverse menos estable, dando lugar a un mayor riesgo de apagado del reactor.

Catalizador

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

15 Los catalizadores Ziegler-Natta adecuados contienen preferentemente un compuesto de magnesio, un compuesto de aluminio y un compuesto de titanio soportados sobre un soporte de partículas.

20 El soporte de partículas puede ser un soporte de óxido inorgánico, tales como sílice, alúmina, titania, sílice-alúmina y sílice-titania. Preferentemente, el soporte es sílice.

El tamaño de partícula promedio del soporte de sílice puede ser normalmente de 10 a 100 μm . Sin embargo, ha resultado que pueden obtenerse ventajas especiales si el soporte tiene un tamaño medio de partícula de 6 a 90 μm , preferentemente de 6 a 70 μm .

25 El compuesto de magnesio es un producto de reacción de un dialquilo de magnesio y un alcohol. El alcohol es un monoalcohol alifático lineal o ramificado. Preferentemente, el alcohol tiene de 6 a 16 átomos de carbono. Los alcoholes ramificados son especialmente preferidos, y el 2-etil-1-hexanol es un ejemplo de los alcoholes preferidos. El dialquilo de magnesio puede ser cualquier compuesto de magnesio unido a dos grupos alquilo, que pueden ser iguales o diferentes. El butil octil magnesio es un ejemplo de los dialquilos de magnesio preferidos.

30 El compuesto de aluminio es cloro que contiene alquilo de aluminio. Los compuestos especialmente preferidos son los dicloruros de alquil aluminio y los sesquicloruros de alquil aluminio.

35 El compuesto de titanio es un compuesto de titanio que contiene halógeno, preferentemente compuesto de titanio que contiene cloro. El compuesto de titanio especialmente preferido es el tetracloruro de titanio.

40 El catalizador puede prepararse poniendo en contacto secuencialmente el vehículo con los compuestos mencionados anteriormente, como se describe en los documentos EP-A-688794 o WO-A-99/51646. Alternativamente, puede prepararse preparando primero una solución de los componentes y después poniendo en contacto la solución con un vehículo, como se describe en el documento WO-A-01/55230.

45 Otro grupo de catalizadores Ziegler-Natta adecuados contiene un compuesto de titanio junto con un compuesto de haluro de magnesio que actúa como soporte. Por lo tanto, el catalizador contiene un compuesto de titanio sobre un dihaluro de magnesio, como dicloruro de magnesio. Dichos catalizadores se desvelan, por ejemplo, en los documentos WO-A-2005/118655 y EP-A-810235.

50 Todavía otro tipo de catalizadores Ziegler-Natta son catalizadores preparados mediante un método, en donde se forma una emulsión, en donde los componentes activos forman una fase dispersa, es decir, discontinua en la emulsión de al menos dos fases líquidas. La fase dispersa, en forma de gotitas, se solidifica a partir de la emulsión, en donde se forma catalizador en forma de partículas sólidas. Los principios de preparación de estos tipos de catalizadores se dan en el documento WO-A-2003/106510 de Borealis.

55 El catalizador Ziegler - Natta se usa junto con un activador. Los activadores adecuados son compuestos de alquil metal y especialmente compuestos de alquil aluminio. Estos compuestos incluyen haluros de alquil aluminio, tales como dicloruro de etilaluminio, cloruro de dietilaluminio, sesquicloruro de etilaluminio, cloruro de dimetilaluminio y similares. También incluyen compuestos de trialquilaluminio, tales como trimetilaluminio, trietilaluminio, triisobutilaluminio, trihexilaluminio y tri-n-octilaluminio. Adicionalmente incluyen oxi-compuestos de alquilaluminio, tales como metilaluminiooxano (MAO), hexaisobutilaluminiooxano (HIBAO) y tetraisobutilaluminiooxano (TIBAO). También pueden usarse otros compuestos de alquil aluminio, tales como isoprenilaluminio. Los activadores especialmente preferidos son trialquilaluminios, de los cuales se usan particularmente trietilaluminio, trimetilaluminio y triisobutilaluminio. Si es necesario, el activador también puede incluir un donador de electrones externo. Los compuestos donadores de electrones adecuados se describen en el documento WO-A-95/32994, el documento US-A-4107414, el documento US-A-4186107, el documento US-A-4226963, el documento US-A-4347160, el documento US-A-4382019, el documento US-A-4435550, el documento US-A-4465782, el documento US-A-4472524, el documento US-A-4473660, el documento US-A-4522930, el documento US-A-4530912, el documento US-A-4532313, el documento US-A-4560671 y el documento US-A-4657882. También los donadores de electrones que

consisten en compuestos de organosilano, que contienen enlaces Si-OCOR, Si-OR y/o Si-NR₂, teniendo silicio como el átomo central, y R es un alquilo, alquenoilo, arilo, arilalquilo o cicloalquilo con 1-20 átomos de carbono se conocen en la técnica. Dichos compuestos se describen en el documento US-A-4472524, el documento US-A-4522930, el documento US-A-4560671, el documento US-A-4581342, el documento US-A-4657882, el documento EP-A-45976, el documento EP-A-45977 y el documento EP-A-1538167.

La cantidad en que se usa el activador depende del catalizador y el activador específicos. Normalmente, el trietilaluminio se usa en una cantidad tal que la relación molar de aluminio al metal de transición, como Al/Ti, es de 1 a 1000, preferentemente de 3 a 100 y en particular de aproximadamente 5 a aproximadamente 30 mol/mol.

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

Fases previas de polimerización

La polimerización en el lecho fluidizado puede estar precedida por fases de polimerización previas, tales como prepolimerización u otra fase de polimerización realizada en suspensión o fase gaseosa. Tales fases de polimerización, si están presentes, pueden llevarse a cabo de acuerdo con los procedimientos bien conocidos en la técnica. Los procesos adecuados que incluyen la polimerización y otras fases del proceso que podrían preceder al proceso de polimerización de la presente invención se describen en el documento WO-A-92/12182, el documento WO-A-96/18662, el documento EP-A-1415999, el documento WO-A-98/58976, el documento EP-A-887380, el documento WO-A-98/58977, el documento EP-A-1860125, el documento GB-A-1580635, el documento US-A-4582816, el documento US-A-3405109, el documento US-A-3324093, el documento EP-A-479186 y el documento US-A-5391654. Como es bien entendido por el experto en la materia, el catalizador necesita permanecer activo después de las etapas de polimerización anteriores.

Polimerización en lecho fluidizado

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

La polimerización tiene lugar en un reactor que incluye una zona inferior, una zona media y una zona superior. La zona inferior forma la parte inferior del reactor en que se forma la base del lecho fluidizado. La base del lecho se forma en la zona inferior sin que esté presente rejilla de distribución de gas, rejilla de fluidización o placa de distribución de gas. Por encima de la zona inferior y en contacto directo con ella se encuentra la zona media. La zona media y la parte superior de la zona inferior contienen el lecho fluidizado. Debido a que no hay rejilla de fluidización, existe un intercambio libre de gas y partículas entre las diferentes regiones dentro de la zona inferior y entre la zona inferior y la zona media. Finalmente, encima de la zona media y en contacto directo con ella está la zona superior.

Como bien entiende el experto en la materia, la velocidad de arrastre del polímero depende de la altura del lecho y la velocidad de fluidización. Normalmente, el flujo de arrastre de polvo es de 0,1 a 70 kg/(s·m²), tal como de 0,3 a 40 kg/(s·m²), en donde el flujo de arrastre se da como la velocidad de flujo del polvo arrastrado desde el reactor con el gas de fluidización (en kg/s) dividido por el área de la sección transversal de la tubería a través de la cual se extrae el gas de fluidización desde la parte superior del reactor de lecho fluidizado. El proceso de la presente invención es especialmente útil cuando el flujo de arrastre está en el extremo superior del intervalo, tal como de 0,5 a 30 kg/(s·m²).

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

Preferentemente, el diámetro de sección transversal equivalente de la zona inferior está aumentando monotónicamente con respecto a la dirección del flujo del gas de fluidización a través del reactor de lecho fluidizado. Como la dirección del flujo del gas de fluidización es hacia arriba con respecto a la base, el diámetro de sección transversal equivalente de la zona inferior está aumentando en vertical monotónicamente.

La zona inferior tiene preferentemente forma de cono circular recto. Más preferentemente, el ángulo del cono de la zona inferior con forma de cono es de 5° a 30° , incluso más preferentemente de 7° a 25° y lo más preferentemente de 9° a 18° , donde el ángulo del cono es el ángulo entre el eje del cono y la superficie lateral. No es necesario en esta realización preferida, sin embargo, que la zona inferior tenga la forma de un cono perfecto sino que también puede tener la forma de un cono truncado.

La zona inferior también puede verse estando construida por una pluralidad de secciones cónicas que tienen diferentes ángulos de cono. En tal caso, se prefiere que al menos la sección cónica donde se forma la base del lecho fluidizado tenga el ángulo del cono dentro de los límites especificados anteriormente. En una realización más preferida, todas las secciones cónicas que forman la zona inferior tienen los ángulos de cono dentro de los límites especificados anteriormente. Si la zona inferior comprende múltiples secciones cónicas, entonces se prefiere que las secciones más inclinadas con un ángulo de cono más estrecho se ubiquen en el extremo inferior de la zona inferior y las secciones con un ángulo de cono más amplio se ubiquen en el extremo superior de la zona inferior. Se cree que dicha disposición aumenta las fuerzas de corte en la pared del reactor, ayudando así a evitar que el polímero se adhiera a las paredes.

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

Los ángulos de cono preferidos dan lugar a un comportamiento de fluidización mejorado adicional y evitan la formación de zonas estancadas. Como resultado, se mejora la calidad del polímero y la estabilidad del proceso. Especialmente, un ángulo de cono demasiado amplio da lugar a una fluidización desigual y a una mala distribución del gas dentro del lecho. Si bien un ángulo extremadamente estrecho no tiene un efecto perjudicial sobre el comportamiento de fluidización, de todos modos da lugar a una zona inferior más alta de lo necesario y, por lo tanto, no es económicamente factible.

Es posible que haya al menos una zona adicional ubicada debajo de la zona inferior. Se prefiere que la al menos una zona adicional, o si hay más de una zona adicional, el total de las zonas adicionales, contribuya/contribuyan a un máximo del 15 % de la altura total del reactor, más preferentemente un 10 % de la altura total del reactor y lo más preferentemente menos del 5 % de la altura total del reactor. Un ejemplo típico para una zona adicional es una zona de entrada de gas.

El reactor de lecho fluidizado de la presente invención no comprende rejilla o placa de distribución de gas. La distribución uniforme del gas de fluidización dentro del lecho se logra mediante la forma de la zona inferior. La omisión de la red de distribución de gas reduce el número de ubicaciones donde pueden comenzar las incrustaciones y la formación de fragmentos. Las frases rejilla de distribución de gas o placa de distribución de gas o rejilla de fluidización se usan como sinónimos para denotar una placa de metal o una construcción dentro del reactor que tiene el propósito de distribuir el gas de fluidización de manera uniforme en toda el área de la sección transversal del reactor. En los reactores donde se usa una red de distribución de gas generalmente forma la base del lecho fluidizado.

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

La zona media generalmente contiene la mayor parte del lecho fluidizado. Aunque la cama se extiende también a las zonas inferior y superior, su mayor parte está dentro de la zona media.

La zona media tiene una relación de la altura sobre el diámetro (L/D) de al menos aproximadamente 4, preferentemente al menos aproximadamente 5. La altura sobre el diámetro normalmente no es más de 15, preferentemente no más de 10.

La velocidad del gas dentro de la zona media es tal que se logra una circulación eficaz de sólidos. Esto da lugar a una buena transferencia de calor y masa dentro del lecho, que reducen el riesgo de formación de fragmentos y ensuciamiento. Especialmente, se ha encontrado que un buen flujo de polvo cerca de las paredes del reactor reduce la adhesión del polímero en la pared del reactor. Adecuadamente, la velocidad superficial del gas de fluidización está dentro del intervalo de 0,35 a 1,0 m/s. El proceso de la presente invención es especialmente útil cuando la velocidad superficial del gas de fluidización está dentro del intervalo de 0,40 a 0,9 m/s, preferentemente de 0,45 a 0,90 m/s, en

especial preferentemente de 0,50 a 0,90 m/s y en particular de 0,55 a 0,90 m/s.

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

10 La zona superior del reactor tiene una forma tal que se crea una corriente de partículas de gas adyacente a las paredes internas, por lo que la corriente de partículas de gas se dirige hacia abajo a la base. Esta corriente de partículas de gas da lugar a una excelente distribución de partículas de gas y a una excelente transferencia de calor. Además, la alta velocidad del gas y las partículas adyacentes a las paredes internas minimiza la formación de grumos y láminas. La zona superior tiene una forma generalmente cónica, hacia arriba. Se prefiere además que la relación entre la altura de la zona superior y el diámetro de la zona media esté dentro del intervalo de 0,3 a 1,5, más preferentemente de 0,5 a 1,2 y lo más preferentemente de 0,7 a 1,1.

20 Se prefiere particularmente que el cono que forma la zona superior sea un cono circular recto y el cilindro que forma la zona media es preferentemente un cilindro circular. Más preferentemente, el ángulo del cono de la zona superior en forma de cono es de 10° a 50°, más preferentemente de 15 a 45°. Como se ha definido anteriormente, el ángulo del cono es el ángulo entre el eje del cono y el área lateral.

25 Los ángulos de cono específicos de la zona superior en forma de cono mejoran aún más la tendencia de reflujo de las partículas en contracorriente al gas de fluidización. El equilibrio de presión único resultante da lugar a una ruptura intensiva de burbujas, por lo que el espacio-tiempo-rendimiento y la concentración de sólidos se aumentan aún más. Además, como se mencionó anteriormente, la velocidad de flujo de la pared, es decir, la velocidad de las partículas y el gas adyacente a las paredes internas es lo suficientemente alta como para evitar la formación de grumos y láminas.

30 Separación de polvillo

35 La corriente de gas que se mueve hacia arriba se establece retirando una corriente de gas de fluidización desde la zona superior del reactor, normalmente en la ubicación más alta. La corriente de gas retirada del reactor se dirige después a una unidad de proceso adecuada para eliminar el polvillo. Los ejemplos de tales unidades incluyen, por ejemplo, ciclón.

La presente invención normalmente comprende al menos un ciclón conectado en serie con el reactor de polimerización de lecho fluidizado.

40 Un ciclón en su forma más sencilla es un recipiente en el cual se establece un flujo rotativo. El diseño del ciclón está bien descrito en la bibliografía. Los ciclones particularmente adecuados se describen en los documentos de Kirk-Othmer, Encyclopaedia of Chemical Technology, 2a edición (1966), Volumen 10, páginas 340-342.

45 Eliminación de aglomerados

Normalmente en la corriente que comprende gas de fluidización y aglomerados de polímero de olefina, la d_{50} de las partículas, es decir, aglomerados y/o partículas de catalizador, está normalmente por encima de 25 mm.

50 De acuerdo con una realización de la invención, los aglomerados de polímero de olefina que pueden formarse durante la operación dinámica se separan del gas de fluidización y se retiran de la zona inferior del reactor, normalmente usando una trampa de aglomerado.

Retirada de aglomerados

55 Los aglomerados eventualmente presentes en el reactor pueden retirarse utilizando una trampa de aglomerado debajo de la zona inferior y adecuadamente debajo de la base del lecho fluidizado. Después de la recuperación, los aglomerados pueden eliminarse o pueden triturarse y mezclarse con el producto.

60 Cuando los aglomerados alcanzan un cierto tamaño, ya no quedan fluidificados por el gas de fluidización, sino que comienzan a caer hacia abajo en el lecho. Cuando son lo suficientemente grandes caen a través de la zona inferior a la trampa de aglomerado. El tamaño crítico depende de la velocidad de fluidización, por un lado, y la densidad del lecho fluidizado, por el otro lado. Especialmente la densidad del lecho tiene un fuerte efecto en el tiempo de residencia de los aglomerados en el lecho antes de que salgan del lecho. En las condiciones normales de funcionamiento descritas anteriormente, por ejemplo, una densidad del lecho entre 180 y 320 kg/m³ y la velocidad de fluidización en la zona media entre 0,55 y 0,95 m/s, el tiempo de residencia de los aglomerados en el lecho es normalmente no más de 300 segundos y preferentemente no más de 180 segundos. Habitualmente el aglomerado

no cae instantáneamente a través del lecho, sino que permanece allí aproximadamente 5 segundos, mínimo.

La trampa de aglomerado normalmente comprende un cilindro que está aislado de la zona inferior y del equipo posterior, por ejemplo, por dos válvulas. Las válvulas se hacen funcionar en secuencia para permitir el llenado y vaciado del cilindro.

Se mide el contenido de aglomerados en la trampa, o una variable de proceso que indica el contenido de los aglomerados. Dicha medición puede incluir la medición de la densidad del contenido de la trampa de aglomerado, por ejemplo por medición radiactiva.

Otra opción es medir la temperatura en la trampa de aglomerado. El polímero y los aglomerados de polímero aún contienen catalizador activo y, por lo tanto, se calientan por el calor de la polimerización. Los inventores han descubierto que la temperatura en la trampa de aglomerado puede aumentar sustancialmente cuando la trampa contiene aglomerados, por ejemplo al menos 2,5 °C, o al menos 3 °C, tal como de 4 °C a 30 °C o incluso más, o de 5 °C a 20 °C, o incluso más. La ventaja de la medición de temperatura es que la medición no es peligrosa, es barata y fácil de implementar y la precisión es buena.

En lugar de medir la temperatura en la trampa de aglomerado, también es posible medir una diferencia de temperatura, por ejemplo, entre la temperatura en la trampa de aglomerado y la zona inferior del reactor, o la diferencia en las temperaturas en la trampa de aglomerado durante dos etapas diferentes del proceso.

La apertura y el cierre de los dispositivos de aislamiento, tales como válvulas, se controla adecuadamente por un controlador de secuencia. De acuerdo con un modo de funcionamiento adecuado, la conexión a la zona inferior del reactor se mantiene abierta. En un momento adecuado, la conexión se cierra y se activa la descarga de la trampa de aglomerado al proceso posterior. Cuando se completa la descarga, se vuelve a abrir la conexión a la zona inferior del reactor.

De acuerdo con una realización preferida, la apertura y el cierre de las válvulas pueden controlarse de modo que cuando la medición indique la presencia de aglomerados en la trampa de aglomerado, se cierre la conexión a la zona inferior y se active la descarga. Cuando se completa la descarga, vuelve a abrirse la conexión a la zona inferior.

De acuerdo con otra realización preferida, el controlador de secuencia, tal como un controlador lógico programable, mantiene la conexión a la zona inferior abierta durante un período predeterminado. Después del lapso del período, se cierra la conexión a la zona inferior y se activa la descarga. Cuando se completa la descarga, vuelve a abrirse la conexión a la zona inferior.

Es importante que durante el funcionamiento del proceso, la conexión entre la trampa de aglomerado y la zona inferior del reactor, por un lado, y la descarga de la trampa de aglomerado, por otro lado, no están abiertas simultáneamente. Si lo estuvieran, permitirían la descarga de una gran cantidad de gas del reactor, dando como resultado un proceso inestable.

Es posible introducir gas presurizado a través de una línea separada a la trampa de aglomerado para lavar la trampa. El gas presurizado puede ser gas inerte, tal como nitrógeno, o puede ser el gas de circulación desde la línea de gas de circulación que devuelve el gas de fluidización desde la parte superior del reactor al fondo del mismo.

Como entiende la persona experta en la materia, la trampa de aglomerado, incluyendo las líneas de conexión y las válvulas, debe estar diseñada para permitir el flujo de los aglomerados desde la zona inferior a la trampa. También debe ser posible descargar los aglomerados de la trampa de aglomerados. Normalmente los aglomerados tienen un tamaño de 25 a 100 mm, o incluso mayor. Por lo tanto, el diseño debe permitir la eliminación de objetos de al menos 25 mm. Adecuadamente, el diámetro mínimo de las tuberías y equipos en la trampa de aglomerado es de al menos 50 mm, preferentemente al menos 100 mm y más preferentemente al menos 150 mm.

Retirada de producto

La corriente del producto polimérico se retira del reactor. Normalmente, se prefiere retirar el polímero de la zona media del reactor.

El polímero se retira de la zona media de cualquier manera conocida en la técnica, ya sea de forma intermitente o continua. Se prefiere retirar el polímero continuamente porque entonces las condiciones en el reactor fluctúan menos que con la retirada intermitente. Ambos métodos se conocen bien en la técnica. La retirada continua se desvela, entre otros, en el documento WO-A-00/29452, el documento EP-A-2330135 y el documento EP-A-2594433. La retirada intermitente se desvela, entre otros, en el documento US-A-4621952, el documento EP-A-188125, el documento EP-A-250169 y el documento EP-A-579426.

En un método de retirada continua preferido, el polímero se retira a través de una tubería abierta. En una realización

preferida, la tubería está equipada con una válvula de control cuya posición se ajusta automáticamente para mantener un caudal de salida deseado. Puede establecerse la posición de la válvula, por ejemplo, por el controlador de nivel del lecho del reactor. En otra realización preferida, la tubería descarga el polímero a un recipiente, cuya presión se controla para mantener una diferencia de presión deseada entre el reactor y el recipiente. La diferencia de presión establece después el caudal de polímero del reactor al recipiente.

De acuerdo con una realización de la invención, la corriente de producto de polímero de olefina que tiene una distribución de tamaño de partícula estrecha se somete adicionalmente a procesos posteriores, tales como la eliminación de hidrocarburos en la etapa de tratamiento posterior al reactor, mezcla con aditivos y extrusión.

Tratamiento posterior al reactor

Cuando el polímero se ha eliminado del reactor de polimerización, se somete a etapas de proceso para eliminar los hidrocarburos residuales del polímero. Tales procesos son bien conocidos en la técnica y pueden incluir etapas de reducción de presión, etapas de purga, etapas de separación, etapas de extracción, etcétera. También son posibles combinaciones de diferentes etapas.

De acuerdo con un proceso preferido, una parte de los hidrocarburos se elimina del polvo de polímero reduciendo la presión. El polvo después se pone en contacto con vapor a una temperatura de 90 a 110 °C durante un período de 10 minutos a 3 horas. Posteriormente, el polvo se purga con gas inerte, tal como nitrógeno, durante un período de 1 a 60 minutos a una temperatura de 20 a 80 °C.

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

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

Los procesos adecuados para eliminar hidrocarburos del polímero se desvelan en el documento WO-A-02/088194, el documento EP-A-683176, el documento EP-A-372239, el documento EP-A-47077 y el documento GB-A-1272778.

Después de la eliminación de los hidrocarburos residuales, el polímero se mezcla preferentemente con aditivos, como es bien conocido en la técnica. Tales aditivos incluyen antioxidantes, estabilizadores de proceso, neutralizadores, agentes lubricantes, agentes de nucleación, pigmentos, etcétera.

Las partículas de polímero se mezclan con aditivos y se extruden en gránulos como se conoce en la técnica. Preferentemente, se usa una extrusora de doble tornillo contrarrotatoria para la etapa de extrusión. Dichas extrusoras se fabrican, por ejemplo, por Kobe y Japan Steel Works. Un ejemplo adecuado de tales extrusoras se desvela en el documento EP-A-1600276.

La presente invención se refiere además a un aparato para producir partículas de polímero.

La descripción y los parámetros, así como el equipo descrito anteriormente y relacionado con el método de la presente invención, también se refieren a la disposición desvelada anteriormente.

Descripción de los dibujos

La Figura 1 muestra una realización de ejemplo de un sistema de reactor de acuerdo con la presente invención. El reactor (1) tiene una zona inferior (3), una zona media (2) y una zona superior (4). El reactor también está equipado con una serie de sensores de medición de temperatura (5) distribuidos (no necesariamente iguales) en toda la longitud del reactor capaces de medir la temperatura en diferentes zonas del reactor. El reactor tiene un punto de ajuste de temperatura preseleccionado basado en el polímero a producir. El gas de fluidización se introduce en la zona inferior (3) a través de la línea (16). Mientras el gas fluye hacia arriba a través de la zona inferior (3) su velocidad superficial se reduce debido al diámetro en aumento. Se comienza a formar un lecho fluidizado dentro de la zona inferior (3). El gas continúa viajando hacia arriba a través de la zona media (2) donde la velocidad del gas es constante y el lecho está completamente formado. Finalmente el gas llega a la zona superior (4) desde donde junto con los sólidos arrastrados, pasa a lo largo de la línea (6) a un ciclón (7). El ciclón (7) elimina los sólidos arrastrados del gas de circulación que pasa a través de la salida de gas (8) a un compresor (no se muestra en la Figura 1) y después a un enfriador (no se muestra en la Figura 1) y desde el enfriador gas introducido en el reactor (1) a través de la línea (16). El área del ciclón puede consistir en más de una etapa de separación (es decir, más de un ciclón conectado en serie) para eliminar de manera eficiente todo el material particulado arrastrado (no se muestra en la Figura 1).

La corriente sólida se pasa desde el ciclón (7) y a las líneas (9) a través de suministradores rotativos (no se muestran en la Figura 1) o cualquier otra disposición de alimentación de polvo para controlar el caudal de sólidos (no se muestra en la Figura 1). Después de los suministradores rotativos (no mostrados en la Figura 1) hay una válvula de tres vías (10) que dirige la corriente de polvo a través de la línea (11) a las etapas de proceso posteriores o devuelve la corriente de polvo al reactor (2) a lo largo de la línea (12).

El producto polimérico se retira del reactor (1) a lo largo de una o más salidas (15). El catalizador, opcionalmente disperso dentro de partículas de polímero de una fase de polimerización anterior, se introduce en el reactor (1) a lo largo de la línea (13).

Ejemplos

A continuación, los símbolos tienen el significado de H2 significa hidrógeno, C2 etileno, C3 propano y C4 1-buteno.

Ejemplo 1:

Unas partículas de catalizador Ziegler Natta que exhiben una distribución de tamaño con d_{10} igual a $10\ \mu\text{m}$, d_{50} igual a $25\ \mu\text{m}$ y d_{90} igual a $40\ \mu\text{m}$, (es decir, extensión = 1,0) se polimerizaron en un reactor continuo de prepolimerización de polietileno a una temperatura igual a $70\ ^\circ\text{C}$ y una presión igual a $6.500\ \text{kPa}$ (65 bares) usando propano como disolvente ($2300\ \text{kg/h}$), $350\ \text{kg/h}$ tasa de alimentación de etileno, $0,1\ \text{kgH}_2/\text{tnC}_3$, $40\ \text{kgC}_4/\text{tnC}_3$ para un tiempo medio de residencia de 30 minutos y con una actividad catalítica media medida igual a $2\ \text{kg/gcat/h}$. Posteriormente, el material polimérico se transfirió a un reactor de bucle de suspensión donde se polimerizó a una temperatura igual a $85\ ^\circ\text{C}$ y una presión igual a $6.300\ \text{kPa}$ (63 bares) con una relación de hidrógeno a etileno (expresada como mol por kmol) igual a 300 ($\text{H}_2/\text{C}_2 = 300$), una relación de 1-buteno a etileno (expresada como mol por kmol) igual a 600 ($\text{C}_4/\text{C}_2 = 600$) con una concentración de sólidos en el reactor de bucle de fase de suspensión igual al 37 % de peso para un tiempo de residencia medio de 60 minutos y con una actividad media del catalizador medida igual a $18\ \text{kg/gcat/h}$. Después del reactor de bucle los hidrocarburos residuales se expulsaron y las partículas de polímero se transfirieron a un reactor de fase gaseosa (GPR) fluidizado burbujeante convencional equipado con una placa de distribución y que tenía un diámetro interno igual a $4,0\ \text{m}$ y una altura de sección cilíndrica igual a $15\ \text{m}$. La velocidad superficial del gas fue igual a $0,5\ \text{m/s}$ y la polimerización se llevó a cabo a una temperatura igual a $85\ ^\circ\text{C}$ y una presión total igual a $1.900\ \text{kPa}$ (19 bares). Se usó una presión parcial de etileno de $450\ \text{kPa}$ (4,5 bares) y también se añadió 1-buteno (condiciones de copolimerización). La relación de hidrógeno a etileno (expresada como mol por kmol) fue igual a 8 ($\text{H}_2/\text{C}_2 = 8$) y la relación de 1-buteno a etileno (expresada como mol por kmol) igual a 100 ($\text{C}_4/\text{C}_2 = 100$). En el GPR, las partículas de polímero se polimerizaron durante un tiempo medio de residencia igual a 2 horas y con una actividad catalítica media medida igual a $14\ \text{kg/gcat/h}$. Se midió el d_{90} de las partículas de polímero producidas en el reactor de fase gaseosa y fue igual a $2000\ \mu\text{m}$. Durante el funcionamiento dinámico del reactor, algunas de las mediciones de temperatura aumentaron hasta $6\ ^\circ\text{C}$ por encima de la temperatura del punto de ajuste (es decir, $85\ ^\circ\text{C}$), sin embargo, no se observaron problemas de operatividad graves y no se detectaron aglomerados significativos.

Tabla 1. Sumario de la ejecución de polimerización.

d_{90}	P_{C_2} [kPa (bar)]	C_4/C_2 (kmol/mol)	DT ($^\circ\text{C}$)	Operatividad
2000	450 (4,5)	100	6	Uniforme, sin aglomerados

Ejemplo 2: El primer ejemplo se repitió con la única diferencia de las condiciones de funcionamiento en el reactor de fase gaseosa fluidizado burbujeante (GPR) convencional. Por lo tanto, la polimerización se llevó a cabo a una temperatura igual a $85\ ^\circ\text{C}$ y una presión global igual a $1.900\ \text{kPa}$ (19 bares). Se usó una presión parcial de etileno de $450\ \text{kPa}$ (4,5 bares) y también se añadió 1-buteno (condiciones de co-polimerización). La relación de hidrógeno a etileno (expresada como mol por kmol) fue igual a 8 ($\text{H}_2/\text{C}_2 = 8$) y la relación de 1-buteno a etileno (expresada como mol por kmol) igual a 650 ($\text{C}_4/\text{C}_2 = 650$). En el GPR, las partículas de polímero se polimerizaron durante un tiempo medio de residencia igual a 2 horas y con una actividad catalítica media medida igual a $18\ \text{kg/gcat/h}$. Se midió el d_{90} de las partículas de polímero producidas en el reactor de fase gaseosa y fue igual a $2350\ \mu\text{m}$. Durante el funcionamiento dinámico del reactor, algunos de los puntos de medición de temperatura aumentaron hasta $15\ ^\circ\text{C}$ en comparación con la temperatura del punto de ajuste (es decir, $85\ ^\circ\text{C}$), se enfrentaron graves problemas de operatividad y se detectaron aglomerados significativos.

Tabla 2. Sumario de la ejecución de polimerización.

d_{90}	P_{C_2} [kPa (bar)]	C_4/C_2 (kmol/mol)	DT ($^\circ\text{C}$)	Operatividad
2350	450 (4,5)	650	15	Inestable con aglomerados

Ejemplo 3 (inventivo): El segundo ejemplo se repitió con la única diferencia de que después de la etapa de evaporación instantánea, las partículas de polímero se suministraron a un reactor de fase gaseosa que tenía zonas cónicas inferiores y superiores en ausencia de placa de distribución y que tenía un diámetro interno igual a $3,6\ \text{m}$ y una altura de sección cilíndrica igual a $16\ \text{m}$. La velocidad superficial del gas fue igual a $0,7\ \text{m/s}$ y las partículas de

polímero se polimerizaron durante un tiempo medio de residencia igual a 1,5 horas y con una actividad catalítica media medida igual a 18 kg/gcat/h. Se midió el d_{90} de las partículas de polímero producidas en el reactor de fase gaseosa y fue igual a 1850 μm . Durante el funcionamiento dinámico del reactor, ninguno de los puntos de medición de temperatura en el reactor aumentó más de 6 °C en comparación con la temperatura del punto de ajuste (es decir, 85 °C). No se observó ningún problema de operatividad y no se detectaron aglomerados significativos.

Tabla 3. Sumario de la ejecución de polimerización.

d_{90}	P_{C2} [kPa (bar)]	C4/C2 (kmol/mol)	DT (°C)	Operatividad
1850	450 (4,5)	650	6	Estable, sin aglomerados

Ejemplo 4 (inventivo): El tercer ejemplo se repitió con la única diferencia de que en el reactor de fase gaseosa la relación de 1-buteno a etileno (expresada como mol por kmol) es igual a 950 ($C4/C2 = 950$). La velocidad superficial del gas era igual a 0,7 m/s y las partículas de polímero se polimerizaron durante un tiempo medio de residencia igual a 1,5 horas y con una actividad catalítica media medida igual a 20 kg/gcat/h. Se midió el d_{90} de las partículas de polímero producidas en el reactor de fase gaseosa y fue igual a 1970 μm . Durante el funcionamiento dinámico del reactor, ninguno de los puntos de medición de temperatura aumentó más de 9 °C en comparación con la temperatura del punto de ajuste (es decir, 85 °C). No se experimentaron problemas de operatividad graves y no se detectaron aglomerados significativos.

Tabla 4. Sumario de la ejecución de polimerización.

d_{90}	P_{C2} [kPa (bar)]	C4/C2 (kmol/mol)	DT (°C)	Operatividad
1970	450 (4,5)	950	9	Estable, sin aglomerados

Ejemplo 5 (inventivo): El primer ejemplo se repitió con la única diferencia de las condiciones de funcionamiento en el reactor de fase gaseosa fluidizado burbujeante (GPR) convencional. Por lo tanto, la polimerización se llevó a cabo a una temperatura igual a 85 °C y una presión global igual a 1.900 kPa (19 bares). Se usó una presión parcial de etileno de 400 kPa (4,0 bares) y también se añadió 1-hexeno (condiciones de co-polimerización). La relación de hidrógeno a etileno (expresada como mol por kmol) fue igual a 8 ($H2/C2 = 8$) y la relación de 1-hexeno a etileno (expresada como mol por kmol) igual a 50 ($C6/C2 = 50$). En el GPR, las partículas de polímero se polimerizaron durante un tiempo medio de residencia igual a 2 horas y con una actividad catalítica media medida igual a 15 kg/gcat/h. Se midió el d_{90} de las partículas de polímero producidas en el reactor de fase gaseosa y fue igual a 2390 μm . Durante el funcionamiento dinámico del reactor, algunos de los puntos de medición de temperatura aumentaron hasta 9,5 °C en comparación con la temperatura del punto de ajuste (es decir, 85 °C), se experimentaron algunos problemas de operatividad y se detectó un pequeño número de aglomerados.

Tabla 5. Sumario de la ejecución de polimerización.

d_{90}	P_{C2} [kPa (bar)]	C6/C2 (kmol/mol)	DT (°C)	Operatividad
2390	400 (4,0)	50	9,5	Estable con algunos aglomerados

Ejemplo 6 (comparativo): El primer ejemplo se repitió con la única diferencia de las condiciones de funcionamiento en el reactor de fase gaseosa fluidizado burbujeante (GPR) convencional. Por lo tanto, la polimerización se llevó a cabo a una temperatura igual a 85 °C y una presión global igual a 1.900 kPa (19 bares). Se usó una presión parcial de etileno de 400 kPa (4,0 bares) y también se añadió 1-hexeno (condiciones de co-polimerización). La relación de hidrógeno a etileno (expresada como mol por kmol) fue igual a 8 ($H2/C2 = 8$) y la relación de 1-hexeno a etileno (expresada como mol por kmol) igual a 200 ($C6/C2 = 200$). En el GPR, las partículas de polímero se polimerizaron durante un tiempo medio de residencia igual a 2 horas y con una actividad catalítica media medida igual a 19 kg/gcat/h. Se midió el d_{90} de las partículas de polímero producidas en el reactor de fase gaseosa y fue igual a 2450 μm . Durante el funcionamiento dinámico del reactor, casi todos los puntos de medición de temperatura mostraron aumento de temperatura hasta 17,0 °C en comparación con la temperatura del punto de ajuste (es decir, 85 °C), se experimentaron problemas de operatividad significativos y se detectó un gran número de aglomerados.

Tabla 6. Sumario de la ejecución de polimerización.

d_{90}	P_{C2} [kPa (bar)]	C6/C2 (kmol/mol)	DT (°C)	Operatividad
2450	400 (4,0)	200	17	Inestable con aglomerados

Ejemplo 7 (inventivo): El quinto ejemplo se repitió con la única diferencia de que después de la etapa de evaporación instantánea, las partículas de polímero se suministraron a un reactor de fase gaseosa que tenía zonas cónicas inferiores y superiores en ausencia de placa de distribución y que tenía un diámetro interno igual a 3,6 m y una altura de sección cilíndrica igual a 16 m. La velocidad superficial del gas fue igual a 0,7 m/s y las partículas de polímero se polimerizaron durante un tiempo medio de residencia igual a 1,5 horas y con una actividad catalítica media medida igual a 15 kg/gcat/h. Se midió el d_{90} de las partículas de polímero producidas en el reactor de fase gaseosa y fue igual a 1930 μm . Durante el funcionamiento dinámico del reactor, ninguno de los puntos de medición de temperatura mostró aumentos de más de 5 °C en comparación con la temperatura del punto de ajuste (es decir,

85 °C). No se observó ningún problema de operatividad y no se detectaron aglomerados significativos.

Tabla 7. Sumario de la ejecución de polimerización.

d₉₀	P_{C2} [kPa (bar)]	C6/C2 (kmol/mol)	DT (°C)	Operatividad
1930	400 (4,0)	50	6	Estable, sin aglomerados

- 5 **Ejemplo 8 (inventivo):** El quinto ejemplo se repitió con la única diferencia de que en el reactor de fase gaseosa la relación de 1-hexeno a etileno (expresada como mol por kmol) es igual a 300 (C6/C2 = 300). La velocidad superficial del gas era igual a 0,7 m/s y las partículas de polímero se polimerizaron durante un tiempo medio de residencia igual a 1,5 horas y con una actividad catalítica media medida igual a 23 kg/gcat/h. Se midió el d₉₀ de las partículas de polímero producidas en el reactor de fase gaseosa y fue igual a 2120 μm. Durante el funcionamiento dinámico del reactor, ninguna de las mediciones de temperatura mostró aumentos de más de 8,5 °C en comparación con la temperatura del punto de ajuste (es decir, 85 °C). No se experimentaron problemas de operatividad graves y no se detectaron aglomerados significativos.
- 10

Tabla 8. Sumario de la ejecución de polimerización.

d₉₀	P_{C2} [kPa (bar)]	C6/C2 (kmol/mol)	DT (°C)	Operatividad
2120	400 (4,0)	300	8,5	Estable, sin aglomerados

- 15 Será obvio para una persona experta en la materia que, a medida que avanza la tecnología, el concepto inventivo puede implementarse de diversas maneras. La invención y sus realizaciones no se limitan a los ejemplos anteriores, sino que pueden variar dentro del alcance de las reivindicaciones.

REIVINDICACIONES

1. Un método de polimerización de olefinas que comprende polimerizar al menos una olefina en fase gaseosa en un lecho fluidizado en presencia de un catalizador de polimerización de olefinas en un reactor de polimerización que tiene un cuerpo vertical; una zona inferior generalmente cónica que se estrecha hacia abajo; una zona media generalmente cilíndrica, por encima de y conectada a dicha zona inferior; y una zona superior generalmente cónica que se estrecha hacia arriba, por encima de y conectada a dicha zona media en donde (i) se introduce gas de fluidización en la zona inferior del reactor desde donde pasa hacia arriba a través del reactor; (ii) el gas de fluidización se retira de la zona superior del reactor; (iii) se forma un lecho fluidizado dentro del reactor donde las partículas de polímero en crecimiento se suspenden en la corriente de gas ascendente; y en donde el reactor de polimerización tiene un punto de ajuste de la temperatura de funcionamiento y dicho reactor comprende al menos un sensor de medición de temperatura, en donde una diferencia de temperatura (DT) entre el sensor de medición de temperatura (Tm) y el punto de ajuste de temperatura de funcionamiento (Ts) del reactor es igual o menor de 10 °C.
2. El método de acuerdo con la reivindicación 1, en donde la diferencia de temperatura (DT) entre el sensor de medición de temperatura (Tm) y el punto de ajuste de temperatura de funcionamiento (Ts) del reactor cumple la siguiente ecuación
- $$DT = T_m - T_s \leq 10 \text{ °C.}$$
3. El método de acuerdo con las reivindicaciones 1 o 2 en donde el reactor de polimerización comprende partículas de polímero que tienen un d_{90} igual o superior a 700 μm .
4. El método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores en donde el reactor tiene una velocidad superficial del gas, que se elige de tal manera que un número adimensional N_{Br} esté en el intervalo de 2,5 a 7.
5. El método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde el reactor tiene una relación de la altura al diámetro L/D de al menos 4.
6. El método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde no hay rejilla de fluidización en el reactor.
7. El método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde el gas de fluidización extraído de la zona superior del reactor se comprime, se enfría, opcionalmente se condensa y se devuelve a la zona inferior del reactor.
8. El método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde el gas olefina es etileno y/o propileno.
9. El método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde la polimerización se realiza en presencia de un comonomero de alfa-olefina, normalmente en presencia de comonomero de alfa-olefina C4 - C8, tales como 1-buteno, 1-hexeno, 1-octeno o combinación de dos o más comonomeros.
10. El método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde la relación de la presión parcial de 1-buteno a la presión parcial de etileno en el reactor de polimerización es igual o superior a 0,5.
11. El método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores 1 a 9, en donde la relación de la presión parcial de 1-hexeno a la presión parcial de etileno en el reactor de polimerización es igual o superior a 0,25.
12. El método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde la presión de etileno en el reactor es igual o superior a 300 kPa (3 bares).
13. Aparato que comprende un reactor de polimerización para polimerizar al menos una olefina en fase gaseosa en un lecho fluidizado en presencia de un catalizador de polimerización de olefinas, teniendo el reactor un cuerpo vertical; una zona inferior generalmente cónica que se estrecha hacia abajo; una zona media generalmente cilíndrica, por encima de y conectada a dicha zona inferior; y una zona superior generalmente cónica que se estrecha hacia arriba, por encima de y conectada a dicha zona media en donde (i) medios para introducir gas de fluidización en la zona inferior del reactor desde donde pasa hacia arriba a través del reactor; (ii) medios para extraer el gas de fluidización de la zona superior del reactor; (iii) un lecho fluidizado dentro del reactor donde las partículas de polímero en crecimiento están suspendidas en la corriente de gas ascendente; y en donde el reactor de polimerización tiene un punto de ajuste de la temperatura de funcionamiento y dicho reactor comprende al menos un sensor de medición de temperatura, en donde una diferencia de temperatura (DT) entre el sensor de medición de temperatura y el punto de ajuste de la temperatura de funcionamiento del reactor es igual o menor de 10 °C.
14. Uso de un aparato de acuerdo con la reivindicación 13 para producir un polímero de olefina.

