

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 386 949**

51 Int. Cl.:

B01J 8/24 (2006.01)

C08F 10/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **09783231 .5**

96 Fecha de presentación: **21.09.2009**

97 Número de publicación de la solicitud: **2331250**

97 Fecha de publicación de la solicitud: **15.06.2011**

54 Título: **Aparato y procedimiento para la reacción de polimerización en lecho fluidizado en fase gaseosa**

30 Prioridad:
03.10.2008 EP 08165825

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
07.09.2012

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
07.09.2012

73 Titular/es:
**Ineos Commercial Services UK Limited
HawksleaseChapel LaneLyndhurst
Hampshire SO43 7FG , GB**

72 Inventor/es:
**DUMAS, Thibault y
RAMSAY, Kevin Peter**

74 Agente/Representante:
Carvajal y Urquijo, Isabel

ES 2 386 949 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

Aparato y procedimiento para la reacción de polimerización en lecho fluidizado en fase gaseosa

La presente invención se refiere a un aparato y a un procedimiento para la polimerización y, en particular, aplicable a una reacción de polimerización en lecho fluidizado en fase gaseosa.

- 5 Se conocen bien en la técnica procedimientos para la polimerización de olefinas. Tales procedimientos pueden realizarse, por ejemplo, introduciendo un monómero olefínico y otros reactivos, tales como comonómeros, agentes de transferencia de cadena y reactivos inertes, en un reactor de polimerización que comprende poliolefina y un catalizador para la polimerización.

10 En la polimerización en lecho fluidizado en gas de olefinas, se realiza la polimerización en un reactor de lecho fluidizado en el que se mantiene un lecho de partículas de polímero en un estado fluidizado por medio de una corriente de gas ascendente (gas de fluidización) que comprende el monómero de reacción gaseoso. Durante el transcurso de la polimerización, se genera polímero nuevo mediante la polimerización catalítica del monómero, y se extrae el producto de polímero para mantener el lecho a un volumen más o menos constante. Un procedimiento favorecido industrialmente emplea una rejilla de fluidización para distribuir el gas de fluidización al lecho, y para
15 actuar como soporte para el lecho cuando se corta el suministro de gas. Generalmente, se extrae el polímero producido del reactor a través de un conducto de descarga dispuesto en la parte inferior del reactor, cerca de la rejilla de fluidización.

20 El reactor consiste habitualmente en una primera sección, denominada en el presente documento "zona de fluidización" y que es generalmente una sección cilíndrica vertical, en la que se mantiene el lecho fluidizado de partículas, sobre el cual se proporciona una segunda sección que tiene un área de sección transversal aumentada en comparación con la zona de fluidización, y que se denomina en el presente documento "zona de desprendimiento". En dicha zona de desprendimiento, el área de sección transversal aumentada da como resultado una reducción en la velocidad del gas de fluidización. Las partículas que pueden arrastrarse en el mismo ya no pueden soportarse por el gas de fluidización, y caen de nuevo en el lecho. Entonces, el gas de fluidización sale por
25 la parte de arriba de la zona de desprendimiento, a partir de la cual normalmente se recircula a la base del reactor. A pesar de lo anterior, todavía es posible que algunas partículas arrastradas, denominadas "partículas finas", salgan por la parte de arriba de la zona de desprendimiento arrastradas en el gas de fluidización.

30 Es posible tolerar algunas partículas finas en la tubería de recirculación del gas de fluidización, aunque pueden provocar incrustación en la tubería y componentes de la misma, tales como intercambiadores de calor y compresores. Alternativamente, es posible proporcionar un medio de separación, habitualmente uno o más ciclones, en la tubería que sale de la parte de arriba de la zona de desprendimiento y que actúa retirando las partículas finas del gas de fluidización que sale del reactor. Entonces, las partículas finas retiradas pueden regresar al reactor, mientras que la fase gaseosa, esencialmente libre de partículas finas puede recircularse como es convencional en la técnica.

35 En general, la reducción en la velocidad del gas de fluidización en la zona de desprendimiento en comparación con su velocidad en la zona de fluidización está directamente relacionada con las áreas de sección transversal relativas. Por tanto, la duplicación del área de sección transversal reduce a la mitad la velocidad del gas. Por tanto, cuando se diseñan y se construyen reactores, hasta la fecha ha sido normal simplemente mantener las dimensiones de la sección transversal relativas de la zona de desprendimiento en comparación con la zona de fluidización. Una razón
40 típica ha sido en el intervalo de 2,5 a 2,9, preferiblemente de 2,6 a 2,8 (véase, por ejemplo los documentos US 4.588.790, US 4.543.399). Esto es un intervalo relativamente estrecho, pero un intervalo estrecho de ese tipo ha sido típico porque se desea que tenga una razón mínima para garantizar una reducción de la velocidad adecuada, aunque aumentos sobre y por encima de este mínimo se ha creído generalmente que proporcionan poca ventaja por el aumento del coste. (La zona de desprendimiento se soporta en la parte de arriba del reactor. Las zonas de
45 desprendimiento más grandes, y por tanto más pesadas, requieren más material de construcción y requieren más "soporte", de modo que hay un incentivo significativo para minimizar el tamaño).

50 A pesar de lo anterior, se ha encontrado ahora de manera sorprendente que cuando se hacen funcionar procedimientos de polimerización en reactores con área de sección transversal relativamente grande en la zona de fluidización, es significativamente ventajoso usar una zona de desprendimiento con un área de sección transversal que es relativamente grande por sí misma en comparación con el área de sección transversal de la zona de fluidización.

Por tanto, en un primer aspecto, la presente invención proporciona un aparato para la polimerización en lecho fluidizado en fase gaseosa de olefinas, comprendiendo el aparato:

A) una primera sección que es una sección cilíndrica vertical que tiene un diámetro, D_1 , y un área de sección

trasversal, A_1 , y

5 B) una segunda sección, proporcionada verticalmente por encima de la primera sección y centrada alrededor de un eje vertical común a la primera sección cilíndrica vertical, teniendo la base de la segunda sección una sección transversal cilíndrica de diámetro D_1 y estando unida a la parte de arriba de la primera sección, y siendo el área de sección transversal horizontal de la segunda sección por encima de su base mayor que el área de sección transversal de la primera sección,

caracterizado porque:

i) D_1 es mayor de 4,5 metros, y

10 ii) la segunda sección tiene un área de sección transversal horizontal máxima, A_2 , que está entre 3,2 y 6 veces el área de sección transversal, A_1 , de la primera sección.

Además, en un segundo aspecto, la presente invención proporciona un procedimiento para la polimerización de olefinas, comprendiendo el procedimiento polimerizar una o más olefinas en condiciones de reacción de lecho fluidizado en un aparato que comprende:

15 A) una primera sección que es una sección cilíndrica vertical que tiene un diámetro, D_1 , y un área de sección transversal, A_1 , y

20 B) una segunda sección, proporcionada verticalmente por encima de la primera sección y centrada alrededor de un eje vertical común a la primera sección cilíndrica vertical, teniendo la base de la segunda sección una sección transversal cilíndrica de diámetro D_1 y estando unida a la parte de arriba de la primera sección, y siendo el área de sección transversal horizontal de la segunda sección por encima de su base mayor que el área de sección transversal de la primera sección,

y caracterizado porque:

i) D_1 es mayor de 4,5 metros, y

ii) la segunda sección tiene un área de sección transversal horizontal máxima, A_2 , que está entre 3,2 y 6 veces el área de sección transversal, A_1 , de la primera sección.

25 Para evitar dudas, el área de sección transversal horizontal de la primera sección es $\pi(D_1/2)^2$.

Puesto que D_1 es de al menos 4,5 metros, el área, A_1 , de la primera sección es de al menos $15,9 \text{ m}^2$, y A_2 debe ser de al menos $50,9 \text{ m}^2$.

Preferiblemente D_1 es de al menos 5 metros, siendo entonces A_1 de al menos $19,6 \text{ m}^2$, y siendo A_2 de al menos $62,8 \text{ m}^2$.

30 No hay ningún límite superior particular sobre D_1 , pero generalmente D_1 será inferior a 10 metros, por ejemplo en el intervalo de 5 a 7 metros.

35 La segunda sección tiene un área de sección transversal horizontal por encima de su base que es mayor que el área de sección transversal de la primera sección y un área de sección transversal horizontal máxima, A_2 , que está entre 3,2 y 6 veces el área de sección transversal, A_1 , de la primera sección. Por tanto, la segunda sección forma una sección de área de sección transversal expandida en comparación con la primera sección.

Preferiblemente, la segunda sección tiene un área de sección transversal horizontal máxima, A_2 , que está entre 4 y 6 veces el área de sección transversal, A_1 , de la primera sección

La segunda sección tiene preferiblemente una sección transversal horizontal circular.

40 La segunda sección es generalmente una zona o sección de desprendimiento tal como se conoce en la técnica, pero con un área de sección transversal relativa aumentada en su punto más ancho.

En una primera realización, la segunda sección puede estar en forma de un cono truncado invertido, en el que el área de sección transversal horizontal aumenta con la altura a lo largo de la altura completa de la segunda sección, y en este caso el área máxima es aquella en la parte de arriba de dicha segunda sección.

5 En una segunda realización, la segunda sección puede comprender una parte inferior que está en forma de un cono truncado invertido y una parte superior, conectada a la parte de arriba de la parte inferior, que es una parte cilíndrica vertical, estando dicha parte cilíndrica centrada alrededor del eje vertical común a la primera sección cilíndrica y teniendo una sección transversal horizontal del área que está entre 3,2 y 6 veces A_1 . (En esta segunda realización, la parte de cono truncado es habitualmente de altura muy inferior al cono truncado de la primera realización, y el cambio de área de sección transversal con la altura en la parte de cono truncado de esta segunda realización es relativamente rápido en comparación con la primera realización).

10 La altura global de la segunda sección puede ser "convencional", por lo cual quiere decirse de una altura similar a los recipientes de desprendimiento con un área máxima inferior con respecto a la primera sección, en cuyo caso la segunda sección se ensanchará a un ángulo más cercano a la horizontal en comparación con recipientes de desprendimiento con un área máxima inferior con respecto a la primera sección. Alternativamente, la altura de la segunda sección también puede aumentar en comparación con recipientes de desprendimiento con un área máxima inferior con respecto a la primera sección, por ejemplo el ángulo de ensanchamiento puede ser el mismo o aproximadamente el mismo que se usa en recipientes de desprendimiento con un área máxima inferior con respecto a la primera sección. En cualquier caso, para minimizar el arrastre, la altura debe ser mayor que la altura de desprendimiento de transporte (TDH) de la corriente fluidizada, tal como se conoce en la técnica.

La sección primera y segunda pueden denominarse colectivamente "reactor" o "reactor de lecho fluidizado".

20 Aparte de la dimensión especificada de la presente invención, el reactor y el procedimiento en el mismo son como es convencional en la técnica. Los ejemplos de reactores de lecho fluidizado y su funcionamiento incluyen los documentos EP 0 475 603, EP 1 240 217, EP 1 484 344 y EP 0 855 411.

25 En los procedimientos de lecho fluidizado, las partículas del polímero que se forman se mantienen en el estado fluidizado en virtud de una mezcla de gas de reacción que contiene los monómeros que van a polimerizarse desplazándose en una corriente de elevación. El polímero así fabricado en forma de polvo se drena generalmente del reactor con el fin de mantener el lecho de partículas de polímero fluidizadas a un volumen más o menos constante. El procedimiento emplea generalmente una rejilla de fluidización que distribuye la mezcla de gas de reacción a través del lecho de partículas de polímero y que actúa como soporte para el lecho en el caso de un corte en el flujo del gas de elevación. La mezcla de gas de reacción que sale por la parte de arriba del reactor de lecho fluidizado se recircula en la base de este último bajo la rejilla de fluidización por medio de un conducto de circulación externo.

30 La polimerización de las olefinas es una reacción exotérmica. La mezcla de reacción que comprende las olefinas que van a polimerizarse se enfría generalmente por medio de al menos un intercambiador de calor dispuesto en el exterior del reactor antes de que se recircule. Pueden inyectarse uno o más compuestos en la zona de reacción en forma líquida. La vaporización del líquido en la zona de reacción proporciona el efecto de enfriamiento directamente en la zona de reacción.

35 Resultará evidente a partir de lo anterior que el aparato también comprenderá generalmente componentes típicos de un reactor de lecho fluidizado, incluyendo:

- 1) una sección superior, ubicada por encima y unida a la parte de arriba de la segunda sección, que actúa cerrando la parte de arriba del reactor, y está habitualmente en forma de una cúpula,
- 2) una o más salidas de gas ubicadas cerca, y preferiblemente en, la parte de arriba del aparato y a través de las cuales el gas de fluidización puede salir del aparato,
- 3) una rejilla de fluidización ubicada en la base de la primera sección, que actúa soportando el lecho en ausencia del gas de fluidización,
- 4) una sección inferior, ubicada por debajo y unida a la base de la primera sección, que actúa cerrando el fondo del reactor, y está habitualmente en forma de una cúpula invertida,
- 45 5) una o más entradas de gas, ubicadas en la sección de fondo, para proporcionar gas de fluidización por debajo de la rejilla de fluidización,
- 6) una tubería de recirculación que une la una o más salidas de gas en la parte de arriba del aparato con la una o más entradas de gas ubicadas en la sección de fondo, y
- 7) una o más salidas de extracción de polímero ubicadas sobre la primera sección.

50 El aparato también comprenderá preferiblemente uno o más de los siguientes, que se conocen generalmente en la

técnica:

1) uno o más componentes en la tubería de recirculación para tratar el gas de fluidización antes de recircularse, tal como compresores, intercambiadores de calor, tuberías de purga y/o tuberías de introducción de reactantes,

5 2) una o más entradas para introducir componentes de la reacción, tales como catalizador, reactantes o líquidos inertes directamente en la primera sección del reactor, y

3) uno o más ciclones proporcionados en la tubería de recirculación cerca de una o más salidas de gas para la retirada de partículas finas arrastradas.

10 Ha habido una tendencia en los últimos años a tratar y diseñar reactores de polimerización de lecho fluidizado con diámetro creciente en la sección primera/de fluidización, en particular proporcionar un aumento de productividad con respecto a un reactor individual.

15 Se ha encontrado ahora que a los diámetros de reactor relativamente grandes a los que se hace referencia en el presente documento, que se definen como un diámetro, D_1 , en la primera sección (zona de fluidización) de más de 4,5 m, preferiblemente más de 5 m, el rendimiento de gas global superior da como resultado un aumento en partículas finas incluso si el tamaño de la zona de desprendimiento se aumenta en proporción a la zona de fluidización.

Se ha encontrado de manera sorprendente que éste es el caso incluso si se usa la misma velocidad de gas lineal (velocidad de fluidización, V_f) en el reactor.

20 En cambio, mediante el uso del aparato según la presente invención, puede lograrse un arrastre significativamente reducido, incluso en comparación con reactores de diámetro más pequeño que funcionan en condiciones por lo demás "equivalentes" (tal como la misma velocidad de fluidización).

En una realización, puede usarse esta ventaja para permitir un aumento en la velocidad de fluidización que va a usarse en el procedimiento según la presente invención mientras que todavía se mantiene el arrastre total a o por debajo de niveles aceptables, y en particular, a o por debajo de los niveles que pueden obtenerse en reactores más pequeños.

25 Por tanto, mientras que la velocidad de fluidización en el procedimiento de la presente invención generalmente puede estar dentro de intervalos "típicos" usados para reactores de diámetro más pequeño, tal como en el intervalo de 0,1 a 1 m/s, en realizaciones preferidas de la presente invención pueden usarse velocidades de fluidización por encima de 1 m/s, por ejemplo, entre 1 y 1,5 m/s.

30 Alternativamente, o además, el arrastre reducido que puede lograrse en comparación con reactores de diámetro más pequeño que funcionan en condiciones por lo demás equivalentes mediante el uso del aparato según la presente invención, permite un aumento de la flexibilidad para ajustar otros parámetros para mejorar la productividad global del procedimiento de polimerización. Los ejemplos de parámetros adecuados incluyen la presión global del reactor y/o las cantidades de hidrocarburos normalmente líquidos añadidos a la zona de reacción, aumentos de los cuales ayudan ambos a la eliminación de calor de la reacción, lo que puede dar como resultado un aumento en el espacio-tiempo-rendimiento. Los aumentos en tales parámetros, aunque generalmente se sabe que son beneficiosos, están limitados a menudo porque también aumentan la densidad promedio del gas de fluidización, lo que tiende a aumentar el arrastre.

40 En el procedimiento de la presente invención, el ajuste de tales parámetros todavía puede aumentar el arrastre, pero debido a que el procedimiento de la presente invención comienza a un nivel inferior de arrastre que un reactor de diámetro más pequeño que funciona en condiciones por lo demás "equivalentes" en primer lugar, es posible ajustar estos parámetros más o con más flexibilidad de lo que es posible para el reactor de diámetro más pequeño, mientras que todavía se mantiene el arrastre total a o por debajo de niveles aceptables, y en particular, a o por debajo de los niveles que pueden obtenerse en reactores más pequeños.

45 Por ejemplo, mientras que la densidad de gas en el procedimiento de la presente invención generalmente puede estar dentro de intervalos "típicos" usados para reactores de diámetro más pequeño, tal como en el intervalo de 20 a 30 kg/m^3 , en realizaciones preferidas de la presente invención pueden usarse densidades del gas por encima de 30 kg/m^3 , tal como al menos 31 kg/m^3 y/o hasta 40 kg/m^3 .

50 Para evitar cualquier duda, por "hidrocarburos normalmente líquidos" quiere decirse hidrocarburos que son líquidos a temperatura y presión convencionales. Tales hidrocarburos se denominan a menudo agentes de condensación inertes. Ejemplos típicos de tales hidrocarburos son alcanos individuales que tienen de 4 a 8 átomos de carbono, o una mezcla de tales alcanos.

Preferiblemente, el procedimiento de la presente invención se hace funcionar de manera que el arrastre fuera del reactor, medido como la cantidad de partículas que salen del reactor por unidad de tiempo a través de un conducto de salida en la parte de arriba del reactor, es de 1500 kg/h o menos, preferiblemente de 1200 kg/h o menos.

5 En una realización particular, el arrastre fuera del reactor, medido como la cantidad de partículas que salen del reactor por unidad de tiempo a través de un conducto de salida en la parte de arriba del reactor, es de 1500 kg/h o menos, preferiblemente de 1200 kg/h o menos, y la velocidad de fluidización es mayor de 0,81 m/s.

El polímero de producto retirado del recipiente de reacción se hace pasar a un recipiente de desgasificación en el que se pone en contacto con un gas de purga para eliminar los monómeros sin reaccionar (olefina principal y comonomero(s)).

10 La etapa o etapas de desgasificación de la presente invención puede(n) tener lugar en cualquier recipiente o recipientes de desgasificación adecuado(s). Por ejemplo, el recipiente de desgasificación puede consistir en un "desgasificador combinado" en el que dos de más fases de desgasificación están presentes en una columna de desgasificación individual. El contacto del gas de purga y el polímero que va a desgasificarse habitualmente tiene lugar en contracorriente, por ejemplo haciendo pasar el gas de purga a la base de un recipiente de desgasificación y el polímero que va a desgasificarse a la parte de arriba de dicho recipiente de manera que se ponen en contacto en el mismo, y extrayendo el polímero desgasificado de la base y el gas de purga de la parte de arriba del recipiente.

El catalizador usado en la producción del polímero en la etapa (a) puede ser cualquier catalizador adecuado. Los ejemplos de catalizadores adecuados que se conocen para reacciones de polimerización incluyen metaloceno, catalizadores Ziegler (o "Ziegler-Natta") y "Phillips" (o "cromo"), y mezclas de los mismos.

20 La invención se ilustrará ahora mediante los siguientes ejemplos y la figura 1, representando la figura en forma esquemática un reactor de lecho fluidizado para la polimerización en fase gaseosa de olefinas.

Con respecto a la figura 1, se muestra un reactor de lecho fluidizado que comprende una primera sección (1) que es una sección cilíndrica vertical que tiene un diámetro, D_1 , y una segunda sección (2) que es un cono truncado invertido prevista verticalmente por encima de la primera sección y centrada alrededor de un eje vertical común a la primera sección cilíndrica vertical, teniendo la base de la segunda sección una sección transversal cilíndrica de diámetro D_1 (correspondiente a un área de sección transversal horizontal, A_1) y estando unida a la parte de arriba de la primera sección, y aumentando el área de sección transversal de la segunda sección por encima de su base hasta un diámetro máximo, D_2 (correspondiente al punto de área de sección transversal horizontal máxima, A_2).

En la parte de arriba de la segunda sección está una cúpula (3).

30 El gas de fluidización entra en la primera sección a través de una tubería (4) y una rejilla de fluidización (no mostrada) y sale por la parte de arriba del reactor a través de un conducto de salida representada como tubería (5).

Ejemplos

Los siguientes ejemplos representan el modelado del arrastre de partículas de una serie de reactores de lecho fluidizado. Se ha modelado un reactor comercial típico del tipo representado por la figura 1. En los ejemplos comparativos y los ejemplos 1 a 3 según la invención, se usó un gas de fluidización que tenía una densidad de 27 kg/m³ a una velocidad de fluidización constante, V_f , de 0,75 m/s. Los ejemplos 4 y 5 son similares excepto porque en el ejemplo 4 se aumenta la velocidad de fluidización, mientras que en el ejemplo 5 se aumenta la densidad de gas.

40 En todos los ejemplos, la segunda sección se ensancha a un ángulo constante desde donde se une a la parte de arriba de la primera sección cilíndrica hasta el punto de diámetro máximo, D_2 . Por tanto, la altura por encima de la parte de arriba de la primera sección cilíndrica de la parte más ancha de la segunda sección en cada caso es proporcional a la diferencia entre el diámetro del bulbo máximo y el diámetro del cilindro.

Ejemplos comparativos

45 En el ejemplo comparativo A, el reactor tiene un diámetro, D_1 , de 4 m en la primera sección cilíndrica, y un diámetro máximo de la segunda sección, D_2 , de 6,6 m (razón de $A_2/A_1 = 2,7$). Se encuentra que el arrastre, medido como la cantidad de partículas que salen del reactor por unidad de tiempo a través del conducto de salida en la parte de arriba del reactor es de 1655 kg/h.

50 En el ejemplo comparativo B, se aumenta el diámetro del reactor hasta 5,3 m. Se aumenta el tamaño de la segunda sección correspondientemente para mantener la razón $A_2/A_1 = 2,7$. A pesar de esto y el hecho de que se usa la misma velocidad de fluidización, el arrastre aumenta hasta 2905 kg/h, un aumento del 75%.

En el ejemplo comparativo C, el diámetro del reactor es de nuevo de 5,3 m, pero el diámetro máximo de la segunda sección, D_2 , se aumenta hasta 9,2 m (razón de $A_2/A_1 = 3$).

Esto da como resultado un arrastre de 2050 kg/h. Aunque esto es una reducción en el arrastre en comparación con el ejemplo comparativo B, es todavía un aumento de casi el 25% en comparación con el ejemplo comparativo A.

5 Ejemplos según la invención.

Ejemplos 1 a 3

En el ejemplo 1, el diámetro del reactor es de nuevo de 5,3 m, pero el diámetro máximo de la segunda sección, D_2 , se aumenta hasta 10,2 m (razón de $A_2/A_1 = 3,7$). Esto da como resultado un arrastre de 1380 kg/h.

10 En el ejemplo 2, el diámetro del reactor es de nuevo de 5,3 m, pero el diámetro máximo de la segunda sección, D_2 , se aumenta hasta 10,6 m (razón de $A_2/A_1 = 4$). Esto da como resultado un arrastre de 1200 kg/h.

En el ejemplo 3, el diámetro del reactor es de nuevo de 5,3 m, pero el diámetro máximo de la segunda sección, D_2 , se aumenta hasta 11,9 m (razón de $A_2/A_1 = 5$). Esto da como resultado un arrastre de 690 kg/h.

15 Los ejemplos anteriores muestran que para reducir el arrastre cuando se usan reactores de diámetro mayor en comparación con cuando se usan reactores de diámetro más pequeño, es necesario aumentar significativamente el área, A_2 , con respecto al área del reactor, A_1 .

Ejemplos 4 y 5

Estos ejemplos ilustran la posibilidad de usar la presente invención para optimizar otros parámetros del procedimiento en la polimerización en fase gaseosa mientras que se mantiene un arrastre comparable al ejemplo comparativo A.

20 En el ejemplo 4, el diámetro del reactor es de 5,3 m, y el diámetro máximo de la segunda sección, D_2 , es de 10,6 m (razón de $A_2/A_1 = 4$). Este es el mismo reactor que se usa en el ejemplo 2. Sin embargo, para este ejemplo, la velocidad de fluidización, V_f , se aumenta desde 0,75 m/s hasta 0,85 m/s (la densidad de gas se mantiene a 27 kg/m^3). El arrastre es de 1600 kg/h, mientras que un aumento en comparación con el ejemplo 2 todavía es comparable a (de hecho ligeramente inferior a) el obtenido a partir del reactor más pequeño del ejemplo comparativo A. El aumento de la velocidad de fluidización aumenta la capacidad de eliminación de calor del reactor, lo que permite un aumento en la tasa de producción que va a lograrse en comparación con el ejemplo 2, del orden del 10 al 15%.

30 En el ejemplo 5, el diámetro del reactor es de 5,3 m, y el diámetro máximo de la segunda sección, D_2 , es de 10,6 m (razón de $A_2/A_1 = 4$). Este es el mismo reactor que se usa en el ejemplo 2 y el ejemplo 4 de nuevo. En este caso, se aumenta la densidad de gas desde 27 kg/m^3 hasta 40 kg/m^3 (mientras que la velocidad de fluidización, V_f , se mantiene a 0,75 m/s). El arrastre es de nuevo de 1600 kg/h. El aumento de la densidad de gas permite de nuevo un aumento en la capacidad de eliminación de calor del reactor, lo que permite un aumento en la tasa de producción que va a lograrse, del orden del 10 al 15%.

35 Los ejemplos 4 y 5 muestran que es posible optimizar los parámetros del procedimiento para aumentar la tasa de producción en la presente invención mientras que todavía se obtiene un arrastre equivalente al obtenido en un reactor más pequeño. Por tanto, la presente invención proporciona una flexibilidad aumentada para el experto en la técnica para optimizar el procedimiento de polimerización. Por ejemplo, el experto en la técnica puede decidir trabajar con una velocidad de fluidización aumentada o una densidad de gas aumentada tal como se muestra en los ejemplos 4 y 5, o usar una combinación de tanto una velocidad de fluidización aumentada o una densidad de gas aumentada, o puede también o en su lugar optimizar otros parámetros del procedimiento para aumentar la tasa de producción. Alternativamente, el experto en la técnica puede decidir trabajar con niveles inferiores de arrastre, por ejemplo a los niveles mostrados en el ejemplo 2, a niveles inferiores a éste, o a niveles entre éste y los de los ejemplos 4 y 5, tal como a 1500 kg/h o menos.

REIVINDICACIONES

1. Aparato para la polimerización en lecho fluidizado en fase gaseosa de olefinas, comprendiendo el aparato:
 - A) una primera sección que es una sección cilíndrica vertical que tiene un diámetro, D_1 , y un área de sección trasversal, A_1 , y
 - 5 B) una segunda sección, proporcionada verticalmente por encima de la primera sección y centrada alrededor de un eje vertical común a la primera sección cilíndrica vertical, teniendo la base de la segunda sección una sección transversal cilíndrica de diámetro D_1 y estando unida a la parte de arriba de la primera sección, y siendo el área de sección transversal horizontal de la segunda sección por encima de su base mayor que el área de sección transversal de la primera sección,
 - 10 caracterizado porque:
 - i) D_1 es mayor de 4,5 metros, y
 - ii) la segunda sección tiene un área de sección transversal horizontal máxima, A_2 , que está entre 3,2 y 6 veces el área de sección transversal, A_1 , de la primera sección.
- 15 2. Aparato según la reivindicación 1, en el que la segunda sección está en forma de un cono truncado invertido en el que el área de sección transversal horizontal aumenta con la altura a lo largo de la altura completa de la sección.
3. Aparato según la reivindicación 1, en el que la segunda sección comprende una parte inferior que está en forma de un cono truncado invertido, sobre la parte de arriba de la cual se proporciona un cilindro adicional, teniendo dicho cilindro adicional una sección transversal horizontal del área que está entre 3,2 y 6 veces A_1 .
- 20 4. Aparato según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que D_1 es de al menos 5 metros.
5. Aparato según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la segunda sección tiene un área de sección transversal horizontal máxima, A_2 , que está entre 4 y 6 veces el área de sección transversal, A_1 , de la primera sección.
- 25 6. Procedimiento para la polimerización de olefinas, comprendiendo el procedimiento polimerizar una o más olefinas en condiciones de reacción de lecho fluidizado en un aparato según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5.
7. Procedimiento según la reivindicación 6, en el que la velocidad de fluidización es de al menos 0,81 cm/s.
8. Procedimiento según la reivindicación 6 o la reivindicación 7, en el que la densidad de gas del gas de fluidización es de al menos 30 kg/m³, preferiblemente de al menos 31 kg/m³.
- 30 9. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 6 a 8, en el que el arrastre fuera del reactor, medido como la cantidad de partículas que salen del reactor por unidad de tiempo a través de un conducto de salida en la parte de arriba del reactor es de 1500 kg/h o menos.

Fig. 1

