(19) OFICINA ESPAÑOLA DE PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

(11) Número de publicación: **2 665 545**

(51) Int. CI.:

C08F 6/00 (2006.01)
B01D 3/34 (2006.01)
B01J 8/00 (2006.01)
C08F 110/02 (2006.01)
C08L 23/04 (2006.01)

(12) TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA T3

(86) Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **03.10.2012 PCT/EP2012/069526**

(87) Fecha y número de publicación internacional: **25.04.2013 WO13056979**

(96) Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **03.10.2012 E 12768813 (3)**

(97) Fecha y número de publicación de la concesión europea: **10.01.2018 EP 2768870**

(54) Título: **Control del proceso de desgasificación del polímero**

(30) Prioridad:

17.10.2011 EP 11185416

(45) Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
26.04.2018

(73) Titular/es:

INEOS EUROPE AG (100.0%)
Avenue des Uttins 3
1180 Rolle (Vaud), CH

(72) Inventor/es:

CHAMAYOU, JEAN-LOUIS y
GIRARDOT, LUC

(74) Agente/Representante:

CARVAJAL Y URQUIJO, Isabel

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

Control del proceso de desgasificación del polímero

La presente invención se relaciona con el control del proceso de desgasificación del polímero. En particular, la presente invención se relaciona con un proceso para operar un desgasificador de polvo de polímero de lecho fijo vertical.

En un proceso de (co)polimerización, los monómeros y comonómeros, si los hay, pueden permanecer ocluidos en las partículas porosas de (co)polímeros y disueltos en particular en las partes amorfas del (co)polímero, en particular cuando los comonómeros son alfa-olefinas relativamente pesadas que comprenden, por ejemplo, de 4 a 8 átomos de carbono y que se usan en particular en la fabricación de polietileno lineal de baja densidad. En la fabricación de polietileno de alta densidad, una temperatura de polimerización relativamente alta y una gran cantidad de hidrógeno usada como agente limitante de la cadena pueden promover reacciones de hidrogenación secundaria, en particular que forman compuestos orgánicos de baja volatilidad, que contienen, por ejemplo, de 4 a 12 átomos de carbón. Además, los alcanos de volatilidad relativamente baja que contienen, por ejemplo, de 4 a 10 y preferiblemente de 5 a 8 átomos de carbono, pueden usarse como constituyentes inertes en procesos para la polimerización de la fase de olefinas en vista a mejorar la producción. Estos compuestos orgánicos y alcanos de baja volatilidad también pueden permanecer ocluidos y disueltos en las partículas de poliolefina porosa. En general, es esencial eliminar de los (co)polímeros producidos, los (co)monómeros no convertidos, los compuestos orgánicos y los alcanos de volatilidad relativamente baja por razones ecológicas y económicas, pero también por razones de seguridad.

Todos estos compuestos constituyen una carga sobre el medio ambiente, son capaces de formar mezclas explosivas en la presencia de oxígeno atmosférico y afectan negativamente a la calidad de los productos debido al riesgo de la prolongación de una polimerización residual no controlada fuera de la zona de polimerización. La ausencia de recuperación y reciclado de estos compuestos, en particular de los (co)monómeros no convertidos, tendría el efecto de aumentar sustancialmente el precio de las poliolefinas.

Además, es deseable fabricar poliolefinas de una calidad que sea estable con el tiempo independientemente de las bajas cantidades de residuos catalíticos contenidos en las poliolefinas y para evitar una prolongación inoportuna e incontrolada de una polimerización residual después de la transferencia del polímero fuera de la zona de polimerización. Se busca una poliolefina que tenga calidad estable y constante en el tiempo y con el índice de blancura más alto posible.

Se han desarrollado diferentes métodos de desgasificación en las últimas décadas con el doble objetivo de mejorar la reducción en los contenidos residuales de (co)monómeros no convertidos y de compuestos orgánicos y alcanos de baja volatilidad que están ocluidos y disueltos en las partículas de poliolefina y que producen continuamente una poliolefina de calidad mejorada, más estable y constante con el tiempo. La mayoría de estos métodos tienden a favorecer la postpolimerización de los (co)monómeros residuales en el desgasificador seleccionando las condiciones de desgasificación y un medio de desgasificación adaptado a la configuración de los recipientes de eliminación de gas.

Por ejemplo, el documento US6465608 divulga el uso de etileno puro en un reactor de tanque de descompresión de lecho fluidizado a una temperatura superior a la temperatura que prevalece en el reactor de polimerización corriente arriba.

En el curso de sus desarrollos continuos, y en particular hacia las plantas de polimerización comercial de alta capacidad, los solicitantes han descubierto que no podían operar su configuración de recipientes de desgasificación sin desarrollar procedimientos de control estrictos. En particular, los solicitantes han descubierto que los métodos de condiciones de desgasificación de la técnica anterior usados para favorecer la polimerización posterior de los componentes de polvo de polímero reactivo residual no podrían aplicarse a sus desgasificadores de lecho fijo vertical porque podrían afectar ya sea las propiedades finales del polímero seco o incluso bloquear el desgasificador (por ejemplo, debido a la fusión de la resina), especialmente con un polvo de polímero que exhibe una cierta actividad de polimerización residual.

Por lo tanto, la presente invención se relaciona con un proceso para operar un desgasificador de lecho fijo vertical que se alimenta continuamente con un polvo de polímero activo producido por un proceso de polimerización de olefina catalítica en un reactor de polimerización en el que

- las condiciones de polimerización en el desgasificador son tales que se produce una cantidad adicional de polímero correspondiente a entre 0.001 y 0.015 veces la cantidad que ingresó al desgasificador,

- el proceso de desgasificación comprende la introducción en dicho desgasificador de un gas depurador que comprende de 5 a 60% en volumen de monómero principal, preferiblemente etileno, y

las condiciones de desgasificación son seleccionadas de manera que la temperatura dentro del desgasificador se mantenga dentro de un intervalo de temperaturas comprendido entre la temperatura del reactor de polimerización más o menos 20 grados centígrados.

Para el propósito de la presente invención y las reivindicaciones adjuntas, se hace referencia al monómero principal como el monómero que tiene la mayor concentración en% en moles en el reactor de polimerización.

El desgasificador de lecho fijo vertical a manera de ejemplo usado en la presente invención puede ser un recipiente cilíndrico que tiene una sección vertical relativamente alta, una cubierta o cabezal en la parte superior, lados inclinados o forma cónica en el fondo con una abertura para descarga de polvo de polímero. El polvo de polímero al que se van a eliminar los gases puede entrar en el recipiente en la parte superior, mientras el gas depurador puede introducirse en el recipiente hacia el fondo, por ejemplo en los lados inferiores inclinados. El flujo está preferiblemente en contracorriente entre el gas depurador y el polvo de polímero en el recipiente. En una realización preferida, el gas depurador abandona el recipiente de desgasificación vertical a través de una abertura en la parte superior, mientras el polvo sin los gases eliminados abandona al fondo de dicho recipiente.

Preferiblemente, el diámetro (D) del recipiente de desgasificación varía de 2 a 10 metros; su longitud (L) se elige preferiblemente para lograr un tiempo de residencia comprendido entre 30 y 180 minutos, es decir, un tiempo suficiente para una desgasificación eficiente del polvo de polímero. Las proporciones L/D preferidas pueden variar de 0.75 a 8. La presión operativa del recipiente de desgasificación está comprendida preferiblemente entre 0.1 y 0.3 MPa.

Los elementos internos también se pueden emplear en el recipiente de desgasificación, tal como una placa distribuidora para introducir el gas depurador, un canal invertido que reduce la canalización del polvo de polímero, y así sucesivamente; la presente invención se usa preferiblemente con recipientes de desgasificación que contienen tales elementos internos.

El gas depurador puede introducirse en una o más ubicaciones/elevaciones en el recipiente de desgasificación.

La Figura 1 representa una ilustración de las características del proceso y/o el equipo de acuerdo con la presente invención. El equipo principal es el desgasificador de lecho fijo vertical ("recipiente de secado" en la Figura 1), las líneas de entrada para el polvo de polímero activo ("poliolefina sólida" en la figura 1), las líneas de entrada del gas depurador ("gas de olefina" en la figura 1) y el control de temperatura ("TRC" en la figura 1).

La Figura 1 representa también realizaciones alternativas y/o preferidas adicionales de acuerdo con la presente invención; dichas características y/o equipos de proceso correspondientes se divulgarán en más detalles a continuación.

Por lo tanto, de acuerdo con la presente invención, las condiciones de polimerización en el desgasificador son tales que se produce una cantidad adicional de polímero correspondiente a entre 0.001 y 0.015 veces la cantidad que ingresó al desgasificador, preferiblemente entre 0.003 y 0.015. En los ejemplos se da un cálculo típico de dicha actividad de polimerización residual que se controla en el desgasificador. Otra forma de describir esta actividad de polimerización residual puede proporcionarse haciendo referencia al polvo de polímero activo que exhibe una proporción de productividad promedio residual comprendida entre 0.001 y 0.015, preferiblemente entre 0.003 y 0.015. Para el propósito de la presente invención y las reivindicaciones adjuntas, dicha proporción de productividad promedio residual indica la proporción entre la productividad promedio en el desgasificador y la productividad promedio en el reactor de polimerización. Un ejemplo de medición se da en los ejemplos. También se puede usar cualquier otro método de medición apropiado, por ejemplo un cálculo de balance de masa. Por ejemplo, para un proceso de polimerización de etileno, la productividad promedio en un recipiente puede definirse como la cantidad de polietileno producido en dicho recipiente (kgPE)/peso del catalizador en el recipiente (kg)]. Por ejemplo, el polietileno producido puede calcularse mediante el consumo de etileno. Por ejemplo, la productividad también puede medirse midiendo el contenido de catalizador residual en polvo.

Un rasgo de caracterización crítica de la presente invención es que las condiciones de desgasificación se seleccionan de manera que la temperatura dentro del desgasificador se mantenga en un intervalo de temperaturas comprendidas entre la temperatura del reactor de polimerización más o menos 20 grados centígrados, preferiblemente más o menos 15 grados centígrados. Dicho punto de medición de temperatura está situado preferiblemente en la ubicación de temperatura más alta que prevalece en el recipiente de desgasificación. Por ejemplo, en la configuración preferida - con la introducción del gas depurador en el fondo del recipiente de desgasificación- dicha temperatura se mide preferiblemente en el fondo del desgasificador de lecho fijo. Sin embargo, por ejemplo en una configuración alternativa donde el gas depurador se introduce a una elevación más alta del recipiente de eliminación, el punto de medición de la temperatura se moverá correspondientemente.

Las condiciones de desgasificación de acuerdo con la presente invención se seleccionarán con el fin de favorecer la polimerización posterior en el desgasificador, mientras que mantiene preferiblemente la temperatura de operación por debajo de la temperatura de sinterización del polvo de polímero. El experto en la técnica sabe que las partículas de poliolefina no tienen una temperatura de fusión precisa, pero que pueden caracterizarse por una temperatura, denominada temperatura de sinterización, en la que comienzan a reblandecerse y tienden a permanecer juntas. Por ejemplo, de acuerdo con Peter Comso et al (Part.Charact./1984. Pp 171-177), esta temperatura mínima de sinterización es la temperatura a la que se produce una gran caída en la viscosidad superficial de las partículas. Varios métodos han sido registrados por los autores, para determinar la temperatura mínima de sinterización de las partículas. Un método conocido consiste en realizar experimentos de fluidización que usa las partículas y que correlaciona la velocidad mínima de fluidización en función de la temperatura. A la temperatura de sinterización mínima, aparece una

discontinuidad en la correlación, como un resultado de la formación de aglomerados de partículas. Como una variante, es posible correlacionar la caída de presión en el aparato de fluidización como función de la temperatura, que usa una velocidad del gas ligeramente superior a la velocidad mínima de fluidización; cuando se produce la sinterización, se observa una fuerte disminución en la caída de presión. Otro método propuesto por los autores del artículo citado consiste en determinar el alargamiento de una columna de partículas bajo una carga específica en función de la temperatura.

El experto en la técnica sabe muy bien cómo medir la temperatura de un reactor de polimerización. Por claridad y simplicidad, la temperatura del reactor de polimerización puede considerarse ventajosamente igual al punto de ajuste del circuito de control de la temperatura de polimerización. Dicho circuito de control de temperatura se implementa habitualmente en un DCS y controla la temperatura promedio dentro del reactor usualmente ajustando uno o más medios de enfriamiento.

Fue inesperado que las operaciones de desgasificación de acuerdo con la presente invención permitieran a los solicitantes superar los problemas de la calidad del polvo de polímero y/o el bloqueo del desgasificador previamente encontrado con el polvo de polímero activo tratado en los desgasificadores de lecho fijo. Mientras que otros métodos de proceso de control podrían usarse alternativamente o adicionalmente como, el control de temperatura de acuerdo con la presente invención demostró ser simple y perfectamente adecuado y, por lo tanto, más apropiado para la configuración vertical del reactor de lecho fijo.

Alternativamente o adicionalmente, el proceso de desgasificación de acuerdo con la presente invención puede comprender un control con base en el contenido de monómero principal en el recipiente de desgasificación, por ejemplo un control con base en la medición del contenido de etileno (o monómero principal) en la parte superior del recipiente de desgasificación y/o con base en el consumo de monómero principal en el desgasificador, preferiblemente con base en la medición de la presión parcial de etileno en el gas depurador y/o sobre el contenido molar de etileno en dicho gas depurador.

Alternativamente o adicionalmente, el proceso de desgasificación de acuerdo con la presente invención puede comprender un control con base en la medición del contenido de agente de desactivación en la parte superior del recipiente de desgasificación y/o el cálculo de la actividad catalítica en cualquier punto en el desgasificador.

Alternativamente o adicionalmente, el proceso de desgasificación de acuerdo con la presente invención puede comprender un control con base en la presión total en la parte superior del recipiente de desgasificación.

Alternativamente o adicionalmente, el proceso de desgasificación de acuerdo con la presente invención puede comprender un control con base en el tiempo de residencia del polímero dentro del recipiente de desgasificación.

Además del mantenimiento de la temperatura del desgasificador dentro de su intervalo de valores especificado, los solicitantes también han encontrado ventajoso controlar las condiciones de desgasificación de tal modo que

- la fluidez del polvo de polímero que entra/que sale del desgasificador es tal que la diferencia entre el valor de la proporción de Hausner del polvo de polímero que sale del desgasificador y el valor de la proporción de Hausner del polvo de polímero que entra al desgasificador está comprendida entre +-0.03, y/o

- la proporción del índice de fusión del polvo de polímero que entra en el desgasificador al que sale del desgasificador está comprendida entre 0.9 y 1.1, y/o

- la diferencia entre la densidad del polvo de polímero que entra en el desgasificador y el que sale del desgasificador está comprendida entre -2 y +2 (menos 2 y 2) (expresada en kg/m3).

Para el propósito de la presente invención y las reivindicaciones adjuntas, la fluidez del polvo de polímero que entra/que sale del desgasificador es preferiblemente tal que la diferencia entre la proporción de Hausner del polvo de polímero que sale del desgasificador y el valor de la proporción de Hausner del polvo de polímero que entra al desgasificador está comprendido entre + - 0.03. Dicha proporción de Hausner se calcula mediante la fórmula

$$H = \frac{\rho_T}{\rho_B}$$

Donde ρ_B es la densidad a granel libremente sedimentada del polvo de polímero, y ρ_T es la densidad después de compactación a granel del polvo de polímero, ambos medidos siguiendo el mismo método de medición apropiado conocido por los expertos en la técnica.

Por lo tanto, de acuerdo con una realización preferida de la presente invención, la proporción del índice de fusión del polvo de polímero que entra en el desgasificador al que sale del desgasificador está comprendida entre 0.9 y 1.1. Para el propósito de la presente invención y las reivindicaciones adjuntas, la proporción de índice de fusión indica la proporción entre el índice de fusión del polvo de polímero que entra en el desgasificador y el índice de fusión del polvo de polímero que sale del desgasificador, ambos medidos de forma idéntica siguiendo el mismo método de medición

apropiado. Por ejemplo, el índice de fusión se puede medir a 190°C y a una carga de 5 kg de acuerdo con el estándar ASTM D 1238-Condition P (1986).

Por lo tanto, de acuerdo con una realización preferida de la presente invención, la diferencia entre la densidad del polvo de polímero que entra en el desgasificador y el que sale del desgasificador está comprendida entre -2 y +2 (menos 2 y 2) (expresado en kg/m3). Para el propósito de la presente invención y las reivindicaciones adjuntas, la diferencia de densidad indica la diferencia entre la densidad del polvo de polímero que entra en el desgasificador y la densidad del polvo de polímero que sale del desgasificador, ambos medidos de forma idéntica siguiendo el mismo método de medición apropiado (expresado en kg/m3). Por ejemplo, la densidad puede medirse de acuerdo con la norma ISO 1183 (1987).

Por lo tanto, de acuerdo con la presente invención, se introduce un gas depurador que comprende 5 a 60% por volumen de etileno (o del monómero principal) en el recipiente de desgasificación, preferiblemente en su fondo. Dicho gas depurador usualmente comprende un inerte, preferiblemente nitrógeno. El monómero principal y el nitrógeno representan preferiblemente al menos 35% en volumen del gas depurador. Las presiones operativas en el desgasificador estarán preferiblemente comprendidas entre 0.1 y 0.3 MPa. Ventajosamente, el gas depurador también comprende un agente de desactivación de la polimerización, por ejemplo agua. Por ejemplo, el control de las condiciones de desgasificación puede ser ventajosamente con base adicionalmente en el control de la concentración de agente de desactivación – por ejemplo agua; dicho control de la concentración de agente de desactivación puede realizarse ventajosamente en el propio gas depurador; alternativamente, se puede hacer en la entrada del desgasificador y/o analizando el gas que sale del desgasificador que idealmente no debería contener (o solo rastros de) dicho agente de desactivación.

Por lo tanto, una realización de la presente invención se relaciona con un proceso para operar un desgasificador de lecho fijo vertical que se alimenta continuamente con un polvo de polímero activo producido por un proceso de polimerización de olefina catalítica en un reactor de polimerización en el que

- las condiciones de polimerización en el desgasificador son tales que se produce una cantidad adicional de polímero correspondiente a entre 0.001 y 0.015 veces la cantidad que ingresó al desgasificador,

- el proceso de desgasificación comprende la introducción en dicho desgasificador de un gas depurador que comprende al menos un agente de desactivación de la polimerización y de 5 a 60% por volumen del monómero principal, preferiblemente etileno, y

- la concentración del agente de desactivación de la polimerización se controla de modo que la temperatura dentro del desgasificador se mantenga en un intervalo de temperaturas comprendidas entre la temperatura del reactor de polimerización más o menos 20 grados centígrados.

El experto en la técnica sabe cómo seleccionar los agentes de desactivación más apropiados dependiendo del sistema catalizador usado en el proceso de polimerización. Por ejemplo, se puede usar oxígeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono, agua o cualquier mezcla de los mismos como agentes de desactivación. De acuerdo con una realización preferida de la presente invención, el agua es el agente de desactivación seleccionado.

Esta alternativa adicional y realización preferida de acuerdo con la presente invención también se representa en la figura 1, en la que al menos un agente de desactivación de la polimerización ("agente de desactivación" en la figura 1) se agrega al gas depurador introducido en el eliminador de gas. Aunque no es una realización preferida de acuerdo con la presente invención, será obvio para un experto en la técnica que el gas depurador y el agente de desactivación pueden introducirse por separado en el desgasificador

Como se representa en la Figura 1, el gas que sale del desgasificador se introduce en una unidad de recuperación de ventilación. La unidad de recuperación comprende etapas de refrigeración, compresión y purificación que permiten separar el gas que sale del desgasificador en una corriente de gas/líquido que puede reciclarse en las operaciones corriente arriba y la corriente de gas depurador (que consiste esencialmente en una mezcla de gas inerte y gas de monómero principal) que luego puede usarse en el desgasificador. En una realización preferida de acuerdo con la presente invención, la unidad de recuperación de descarga también comprende una unidad de separación de membrana que permite controlar el contenido de etileno en el gas depurador; de hecho, los solicitantes han descubierto que la reducción del contenido de etileno en el gas depurador usado en el desgasificador era altamente beneficiosa bajo algunas circunstancias con el fin de cumplir las condiciones establecidas para la presente invención. Tal control del contenido de monómero principal en el gas depurador puede realizarse igualmente controlando la presión y/o la temperatura durante el destello que tiene lugar en la unidad de recuperación.

El polvo de polímero activo tratado en el proceso de desgasificación de la presente invención proviene de un proceso de polimerización de olefina catalítica realizado en un reactor de polimerización; dicho proceso de polimerización es preferiblemente un proceso de reacción de polimerización continua. Dicha reacción de polimerización puede tener lugar en cualquier reactor apropiado, por ejemplo un reactor de fase gaseosa, un reactor de fase gaseosa/líquida o un reactor de suspensión.

Cuando la reacción de polimerización de olefina está en fase de pasta, el reactor es preferiblemente un reactor de circuito de pasta. La polimerización en fase de pasta de olefinas es bien conocida en la que un monómero de olefina y un comonómero de olefina se polimerizan en la presencia de un catalizador en un diluente en el que el producto de polímero sólido se suspende y se transporta. Los reactores de circuito completo líquido son particularmente bien conocidos en la técnica y se describen, por ejemplo, en las patentes de los Estados Unidos Números 3,152,872, 3,242,150 y 4,613,484.

La polimerización se lleva a cabo típicamente a temperaturas en el intervalo de 50-125 grados C y a presiones en el intervalo de 1-100 bara. El catalizador usado puede ser cualquier catalizador usado típicamente para la polimerización de olefinas tales como óxido de cromo, Ziegler-Natta o catalizadores de tipo metaloceno, siempre y cuando el polvo de polímero que entra en el recipiente de desgasificación satisfaga la proporción de productividad promedio residual como se definió anteriormente.

La pasta de producto que comprende polímero y diluente, y en la mayoría de los casos el catalizador, el monómero de olefina y el comonómero se pueden descargar de forma intermitente o forma continua, opcionalmente usando dispositivos de concentración tales como hidrociclones o patas de sedimentación para minimizar la cantidad de fluidos retirados con el polímero.

El reactor de circuito es de una construcción tubular continua que comprende al menos dos, por ejemplo cuatro, secciones verticales y al menos dos, por ejemplo cuatro, secciones horizontales. El calor de polimerización se elimina típicamente usando intercambio indirecto con un medio de enfriamiento, preferiblemente agua, en chaquetas que rodean al menos parte del reactor de circuito tubular. El volumen del reactor de circuito puede variar pero típicamente está en el intervalo de 20 a 120 metros cúbicos.

Cuando la reacción de polimerización está en la fase gaseosa, el método se puede llevar a cabo en un lecho agitado y/o fluidizado con gas. La polimerización en fase gaseosa de una mezcla de olefina polimerizable para producir sustancias poliméricas normalmente sólidas que usa un reactor de polimerización en fase gaseosa enfriado por enfriamiento rápido que contiene un lecho en partículas sub-fluidizado de olefina polimerizada se ha descrito en varias patentes que incluyen: US 3.957.448, EE.UU. 3.965.083 y US 3.971.768. Estas patentes de EE.UU. describen procesos y aparatos de polimerización en los que el polímero se forma a partir de olefina gaseosa en recipientes con lecho agitado horizontal.

De acuerdo con la realización más preferida de la presente invención, el polvo de polímero tratado de acuerdo con la presente invención proviene de un reactor de lecho fluidizado en fase gaseosa. Dichos procesos son bien conocidos, y los ejemplos incluyen los documentos EP 0 475 603, EP 1 240 217, EP 1 484 344 y EP 0 855 411.

En dichos procesos, las partículas de polímero que se forman se mantienen en estado fluidizado en virtud de una mezcla de gases de reacción que contiene los monómeros que se van a polimerizar que viajan en una corriente ascendente. El polímero fabricado de este modo en forma de polvo generalmente se drena del reactor con el fin de mantener el lecho de partículas de polímero fluidizadas en un volumen más o menos constante. El proceso generalmente emplea una criba de fluidización que distribuye la mezcla de gases de reacción a través del lecho de partículas de polímero y que actúa como un soporte para el lecho en el caso de un corte en el flujo del gas ascendente. La mezcla de gases de reacción que sale en la parte superior del reactor de lecho fluidizado se recicla a la base de este último bajo la criba de fluidización por medio de un conducto de circulación externo.

La polimerización de las olefinas es una reacción exotérmica. La mezcla de reacción que comprende las olefinas que se van a polimerizar generalmente se enfría por medio de al menos un intercambiador de calor dispuesto en el exterior del reactor antes de ser reciclado.

Se puede inyectar líquido, especialmente, pero sin estar limitado a líquido condensado a partir de la mezcla de reacción enfriada durante el reciclado, en la zona de reacción. La vaporización del líquido en la zona de reacción proporciona el efecto de enfriamiento directamente en la zona de reacción.

El método de la invención es particularmente adecuado para reactores industriales muy grandes; de acuerdo con una realización de la presente invención, el reactor usado hace posible producir cantidades de polímero de más de 3000 kg/h, preferiblemente más de 10,000 kg/h. El proceso de la invención es además particularmente adecuado para rendimientos de espacio-tiempo elevado (en términos de peso de polímero producido por unidad de volumen de espacio de reactor por unidad de tiempo) en reactores de lecho fluidizado de gas comerciales; por consiguiente, de acuerdo con una realización adicional de la presente invención, los rendimientos de espacio-tiempo son superiores a 25 kg/m^3/h, preferiblemente superiores a 50 kg/m^3/h, más preferiblemente superiores a 80 kg/m^3/h. El rendimiento del espacio-tiempo (STY) expresado en [kg/(m^3xh)] es bien conocido y representa el peso del polímero producido por unidad de tiempo y por unidad de volumen del reactor. El peso de la producción de polímero por unidad de tiempo también se puede calcular ventajosamente como la rata de alimentación de (co)monómeros estables promedio (ignorando por lo tanto las ligeras fluctuaciones debidas a pérdidas de (co)monómeros, por ejemplo, purgas).

La olefina principal de acuerdo con la presente invención es etileno o propileno, preferiblemente etileno. El etileno o propileno representa preferiblemente más del 50% en peso del polímero producido.

Las olefinas de comonómero se seleccionan preferiblemente de olefinas que tienen 3 a 12 átomos de carbono. Las olefinas de comonómero adecuadas son propileno, 1-buteno, 1-hexeno, 4-metil-1-penteno y 1-octeno. Preferiblemente, la olefina principal es etileno y el comonómero es 1-buteno, 1-hexeno o 1-octeno.

La mezcla de reacción también puede comprender uno o más compuestos inertes, especialmente gases inertes tales como nitrógeno, y/o uno o más hidrocarburos saturados tales como etano, propano, butano, pentano y hexano.

El método de acuerdo con la presente invención se puede usar para tratar una amplia variedad de productos poliméricos, por ejemplo polietileno lineal de baja densidad (LLDPE), especialmente con base en copolímeros de etileno con 1-buteno, 1-hexeno o 1-octeno. Este método es particularmente adecuado para la producción de polietileno de muy baja densidad (VLDPE). Un producto adicional de polietileno adecuado es polietileno de alta densidad (HDPE), especialmente copolímeros de etileno con una pequeña porción de alfa olefina superior, por ejemplo, 1-buteno, 1-penteno, 1-hexeno o 1-octeno.

El método es particularmente adecuado para polimerizar olefinas en la fase gaseosa a una presión absoluta de entre 0.5 y 6 MPa y a una temperatura de entre 30°C y 130°C. Por ejemplo, para la producción de LLDPE, la temperatura está adecuadamente en el intervalo de 75-100°C y para HDPE, la temperatura es típicamente 80-115°C, que depende de la actividad del catalizador usado y las propiedades del polímero deseadas

La presión total en el reactor de polimerización en fase gaseosa es más preferiblemente entre 1.5 y 3 MPa.

El método de la presente invención se puede aplicar a procesos de polimerización que usan cualquier catalizador de polimerización adecuado, que incluyen catalizadores de tipo Ziegler-Natta, catalizadores de tipo óxido de cromo y catalizadores de tipo metaloceno, siempre y cuando el polvo de polímero que entra en el recipiente de desgasificación satisfaga el requisito de proporción de productividad promedio residual como se definió aquí anteriormente.

La polimerización puede por lo tanto llevarse a cabo, por ejemplo, en la presencia de un catalizador de tipo Ziegler-Natta que comprende al menos un metal de transición en combinación con un cocatalizador que comprende un compuesto organometálico, por ejemplo un compuesto de organoaluminio. El catalizador comprende esencialmente un átomo de un metal de transición seleccionado de los metales de los grupos IV a VI de la clasificación periódica de los elementos, tales como titanio, vanadio, cromo, circonio o hafnio, opcionalmente un átomo de magnesio y un átomo de halógeno. El catalizador puede estar soportado sobre un óxido refractario poroso tal como sílice o alúmina o puede combinarse con un compuesto de magnesio sólido, tal como el cloruro, el óxido, el cloruro de hidroxilo o un alcoholato de magnesio. A modo de ejemplo, se pueden citar los catalizadores descritos en las patentes US 4,260,709, EP 0 598 094, EP 0 099 774, EP 0 175 532 y US 6,410,475. Ejemplos adicionales para catalizadores de Ziegler soportados en sílice incluyen los descritos en las patentes WO 93/09147, WO 95/13873, WO 95/34380, WO 99/05187 y US 6,140,264. El catalizador se puede usar como tal u opcionalmente en la forma de un catalizador o prepolímero recubierto que contiene, por ejemplo, de 10^{-5} a 3, preferiblemente de 10^{-3} a 10^{-1}, milimoles de metal de transición por gramo de polímero; se puede usar junto con un cocatalizador o activador, por ejemplo un compuesto organometálico de un metal de los grupos I a III de la Clasificación Periódica de los Elementos, tal como, por ejemplo, un compuesto de organoaluminio. También es posible usar un catalizador complejado por un metal seleccionado de aquellos del grupo VIII de la clasificación periódica de los elementos, tales como, por ejemplo, níquel, hierro o cobalto. A modo de ejemplos, se pueden mencionar los descritos en la solicitud de patente WO 98/27124 o WO 98/2638. También es posible usar catalizadores con base en platino o paladio como metal de transición; complejos de este tipo se describen, por ejemplo, en la patente WO 96/23010.

La polimerización también puede llevarse a cabo en la presencia de un catalizador de tipo óxido de cromo. Dichos catalizadores de tipo de óxido de cromo (o catalizador de Phillips) son particularmente preferidos en la presente invención, debido al requisito de proporción de productividad promedio residual. Ejemplos de catalizadores de óxido de cromo son típicamente aquellos que comprenden un soporte de óxido refractario que se activa mediante un tratamiento térmico ventajosamente llevado a cabo a una temperatura de al menos 250ºC y como máximo a la temperatura a la que el soporte granular comienza a sinterizarse y bajo una atmósfera no reductora y preferiblemente una atmósfera oxidante. Este catalizador puede obtenerse mediante un gran número de procesos conocidos, en particular mediante aquellos según los cuales, en una primera etapa, un compuesto de cromo, tal como un óxido de cromo, generalmente de fórmula CrO3, o un compuesto de cromo que puede convertirse mediante la calcinación en óxido de cromo, como, por ejemplo, un nitrato o sulfato de cromo, un cromato de amonio, un carbonato de cromo, acetato o acetilacetonato, o un cromato de tertbutilo, se combina con un soporte granular con base en óxido refractario, tal como, por ejemplo , sílice, alúmina, óxido de circonio, óxido de titanio o una mezcla de estos óxidos o fosfatos de aluminio o boro o mezclas en cualquier proporción de estos fosfatos con los óxidos mencionados anteriormente. En una segunda etapa, el compuesto de cromo combinado de esta forma con el soporte granular se somete a una denominada operación de activación por tratamiento térmico en una atmósfera no reductora y preferiblemente una atmósfera oxidante a una temperatura de al menos 250ºC y como máximo en la cual el soporte granular comienza a sinterizarse. La temperatura del tratamiento térmico generalmente está entre 250°C y 1200°C y preferiblemente entre 350 y 1000°C. Dicho catalizador contiene preferiblemente de 0.05 a 5%, más preferiblemente de 0.1 a 2%, en peso de cromo; puede contener, además del cromo, de 0.1 a 10% de titanio en forma de óxido de titanio y/o flúor y/o aluminio, en particular en la forma de óxido de aluminio; se puede usar como tal u opcionalmente en la forma de un catalizador o prepolímero recubierto que contiene, por ejemplo, de 10^{-5} a 3, preferiblemente de 10^{-3} a 10^{-1}, milimoles

de cromo por gramo de polímero. Los catalizadores de óxido de cromo se pueden usar junto con un cocatalizador o activador, por ejemplo un compuesto organometálico de un metal de los grupos I a III de la Clasificación Periódica de los Elementos, tal como, por ejemplo, un compuesto de organoaluminio. Se pueden encontrar ejemplos de catalizadores, por ejemplo, en los documentos EP 0 275 675, EP 0 453 116, o WO 99/12978.

El método de la presente invención también puede aplicarse a un proceso de polimerización en el que el catalizador es un catalizador de tipo metaloceno.

Con respecto a catalizadores de tipo metaloceno particulares, se puede hacer mención, a modo de ejemplo, de los correspondientes a la fórmula

[L]mM[A]n

donde L es un ligando abultado; A es un grupo saliente, M es un metal de transición y m y n son tales que la valencia total del ligando corresponde a la valencia del metal de transición.

Los ligandos L y A pueden estar puenteados. L es generalmente un ligando del tipo ciclopentadienilo.

Ejemplos de catalizadores de metaloceno de este tipo se describen en patentes de EE. UU. Nos. 4,530,914, 5,124,418, 4,808,561, 4,897,455, 5,278,264, 5,278,119, 5,304,614, y los documentos EP 0 129 368, EP 0 591 756, EP 0 520 732, EP 0 420 436, WO 91/04257, WO 92/00333, WO 93/08221, WO 93/08199.

También es posible usar con ventaja los sistemas catalíticos con base en metaloceno como se describe en las patentes de EE.UU. Nos. 4,871,705, 4,937,299, 5,324,800, 5,017,714, 5,120,867, 4,665,208, 4,952,540, 5,091,352, 5,206,199, 5,204,419, 4,874,734, 4,924,018, 4,908,463, 4,968,827, 5,308,815, 5,329,032, 5,248,801, 5,235,081, 5,157,137, 5,103,031 y los documentos EP 0 561 476, EP 0 279 586, EP 0 594 218, WO 94/10180 y WO 2006/085051.

También se pueden mencionar las Patentes WO 92/00333, WO 94/07928, WO 91/04257, WO 94/03506, U.S. Nos. 5,057,475, 5,096,867, 5,055,438, 5,198,401, 5,227,440, 5,264,405, EP-A-0 420 436, U.S. Nos. 5,604,802, 5,149,819, 5,243,001, 5,239,022, 5,276,208, 5,296,434, 5,321,106, 5,329,031, 5,304,614, WO 93/08221, WO 93/08199 y EP 0 578 838. Los compuestos de metal de transición preferidos del catalizador son los del grupo 4, en particular circonio, titanio y hafnio.

El catalizador de metaloceno también puede estar representado por la fórmula general (Cp) mMRnR'p, donde Cp es un anillo del tipo ciclopentadienilo, M es un metal de transición del grupo 4, 5 o 6; R y R' pueden ser seleccionados de halógenos y grupos hidrocarbilo o hidrocarboxilo; m = 1-3, n = 0-3, p = 0-3 y la suma m+n+p es igual al estado de oxidación de M; preferiblemente, m = 2, n = 1 y p = 1.

El catalizador de metaloceno también puede estar representado por la fórmula general

(C5 R’m)p R"s (C5 R’m) Me Q3-p-x,

o

R"s (C5 R’m)2 MeQ’

donde Me es un metal de transición del grupo 4, 5 o 6, al menos un C5 R'm es un ciclopentadienilo sustituido, cada R', que puede ser idéntico o diferente, es hidrógeno, un radical alquilo, alquenilo, arilo, alquilarilo o arilalquilo que tiene 1 a 20 átomos de carbono, o dos átomos de carbono unidos para formar parte de un anillo sustituido o no sustituido que tiene 4 a 20 átomos de carbono, R" es un radical que contiene uno o más o una combinación de carbono, germanio, silicio y fósforo o átomos de nitrógeno que unen dos anillos (C5 R'm), o que puentea un anillo (C5 R'm) a M, cuando p=0, x=1, sino que "x" siempre es 0, cada Q, que puede ser idéntico o diferente, es un radical alquilo, alquenilo, arilo, alquilarilo o arilalquilo que tiene de 1 a 20 átomos de carbono, un halógeno o un alcóxido, Q' es un radical alquilideno que tiene 1 a 20 átomos de carbono, s es 0 o 1, y cuando s es 0, m es 5 y p es 0, 1 o 2 y cuando s es 1, m es 4 y p es 1.

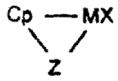
Los catalizadores de metaloceno se usan generalmente con un activador o cocatalizador. Los ejemplos que pueden mencionarse incluyen alumoxano y/o activadores que ionizan iónicos o neutros, o compuestos tales como tetraborato de pentafluorofeniltri(n-butil)amonio o el precursor de metaloide bórico de trisperfluorofenilo, que ioniza el compuesto de metaloceno neutro. Los compuestos de este tipo se describen en los documentos EP 0 570 982, EP 0 520 732, EP 0 495 375, EP 0 426 637, EP 0 500 944, EP 0 277 003, EP 0 277 004, U.S. Nos. 5,153,157, 5,198,401, 5,066,741, 5,206,197 y 5,241,025, y WO 94/07928. También se pueden usar combinaciones de catalizadores, por ejemplo, las descritas en los documentos U.S. Nos. 5,281,679, 4,701,432, 5,124,418, 5,077,255 and 5,183,867.

Otros ejemplos de catalizadores de metaloceno se describen en las Patentes EP 0 593 083, U.S. Nos. 5,317,036, 4,937,217, 4,912,075, 4,935,397, 4,937,301, 4,914,253, 5,008,228, 5,086,025, 5,147,949, 4,808,561, 4,897,455, 4,701,432, 5,238,892, 5,240,894, 5,332,706, WO 95/10542, WO 95/07939, WO 94/26793 y WO 95/12622.

Preferiblemente, el metaloceno comprende

A) un soporte inerte,

B) un complejo de metal del grupo 4-10 que corresponde a la fórmula:



donde M es un metal de uno de los grupos 4 a 10 de la Tabla Periódica de los Elementos, Cp es un grupo ligando aniónico, Z es una parte divalente ligada a Cp y vinculado a M, que comprende boro o un elemento del grupo 14 de la Tabla Periódica de los Elementos, y que comprende además nitrógeno, fósforo, azufre u oxígeno;

X es un grupo ligando de dieno conjugado neutro que tiene hasta 60 átomos, o un derivado dianiónico, y

C) un cocatalizador iónico capaz de convertir el complejo metálico en un catalizador de polimerización activo.

Se describen ejemplos de cocatalizadores en los documentos US Nos. 5,132,380, 5,153,157, 5,064,802, 5,321,106, 5,721,185 y 5,350,723. También se puede hacer mención de los complejos descritos en los documentos WO 96/28480 y WO 98/27119.

El catalizador puede usarse en la forma de un prepolímero preparado de antemano durante un paso de prepolimerización a partir de los catalizadores descritos anteriormente. La prepolimerización se puede llevar a cabo mediante cualquier proceso, por ejemplo, una prepolimerización en un hidrocarburo líquido o en fase gaseosa de acuerdo con un proceso por lotes, semicontinuo o continuo.

El catalizador o el prepolímero pueden introducirse en el reactor de manera continua o manera discontinua, preferiblemente de manera continua.

Los ejemplos no limitantes que siguen ilustran la presente invención.

Los solicitantes han desarrollado un modelo que ha sido validado, respectivamente, por su experiencia industrial. Dicho modelo se basa en la combinación de un modelo cinético y un balance de calor y masa en una multitud de zonas homogéneas del desgasificador de lecho fijo vertical de acuerdo con la presente invención. El modelo predice el perfil de temperatura del desgasificador como se representa a continuación.

El modelo se ha aplicado a un grado de polietileno de alta densidad que tiene una densidad de 953 y un MI5 de 1. Dicho grado de polímero se produjo en un reactor de lecho fluidizado en la presencia de un catalizador de óxido de cromo soportado sobre sílice de la siguiente manera:

Reactor de productividad de catalizador de cromo: 2500g/g;

Rata de producción: 50t/h;

Temperatura del reactor: 102°C;

Presión del reactor: 24 bara;

Reactor de lecho fluidizado – composición de fase gaseosa:

Etileno: 8.5 bar

Hidrógeno: 3 bar

Hexeno: 0.0008 bar

Pentano: 3.7 bar

El desgasificador de lecho fijo vertical tiene la siguiente geometría/características:

Diámetro: 3.9 m

Altura del polvo: 7 m

UD del desgasificador: 1.8

Tiempo de residencia del polvo en el desgasificador vertical: 45 min

Presión de la parte superior del desgasificador: 0.13MPa

Flujo del gas depurador: 2250 Nm3/h

Temperatura del gas separado: 30°C

Para este ejemplo, el cálculo de la proporción de productividad se puede hacer de la siguiente manera =

(Z-Y)/(Y-X) en la que X, Y y Z son las ratas de flujo respectivamente de catalizador (X) en la entrada del reactor, de polímero en la entrada del desgasificador (Y) y de polímero en la salida del desgasificador (Z).

QPEdesgasificador(polietileno producido en el desgasificador) = (flujo de gas depurador Nm3/h) x (concentración de etileno en gas depurador en % en moles) x (fracción en peso de etileno del gas depurador reaccionado en el desgasificador) x 28.05 / 22.414

X = rata de producción / productividad del catalizador

Y = rata de producción

Z = Y + QPEdesgasificador

Por ejemplo 2,

QPEdesgasificador = 2250 x 0.215 x 1 x 28.05 / 22.414 = 605.39 kg/h

X = 50,000 / 2500 = 20 kg/h

Y = 50,000 kg/h

Z = 50605.39 kg/h

→ (Z-Y)/(Y-X) = 605.39 / 49.980 = 0.0121

Resultados:

Ejecución	Concentración de etileno en gas depurador (%mol)	Temperatura de fondo del desgasificador (°C)	Proporción de productividad	Diferencia de temperatura (polimerización / desgasificador)	Densidad de salida del desgasificador (kg/m3)	MI de salida del desgasificador	Comentarios
1	16.0	107.5	0.009	+5.5	953.0	0.99	94.5% en peso de etileno reaccionado
2	21.5	113.3	0.012	+11.3	953.0	0.99	Todo el etileno reaccionado
C3	29.2	124.6	0.016	+22.6	953.1	1.01	Todo el etileno reaccionado Temperatura de fisión de polvo alcanzada

El gráfico con catalizador de cromo se adjunta como la Figura 2

Este modelo confirma la existencia de una zona caliente en el fondo del desgasificador de lecho fijo vertical.

En el ejemplo anterior, los experimentos 1 y 2 conducen a una desgasificación satisfactoria del polvo de polímero, que incluye polimerización posterior favorable; el experimentó 3 (comparativo) ilustra que puede producirse la fusión del polvo de polímero si las condiciones de desgasificación no se controlan de acuerdo con la presente invención; en este experimento 3, hubo una diferencia de temperatura de más de 20 grados centígrados entre la temperatura de polimerización y el punto de temperatura más alta en el desgasificador.

El mismo modelo se ha usado para un polvo de polímero -obtenido de un proceso de polimerización en fase gaseosa catalizado por metaloceno según las condiciones detalladas indicadas a continuación.

El catalizador corresponde al preparado en el ejemplo 2 del documento WO2005019275.

Producto: Metaloceno PE (densidad=918, MI2.16=1.2)

Reactor de productividad de catalizador de metaloceno: 5000 g / g

Rata de producción: 50t/h

Temperatura del reactor: 80°C

Presión del reactor: 24 bara

Reactor de lecho fluidizado - composición de fase gaseosa:

Etileno: 12.45 bar

Hidrógeno: 0.04 bar

Hexeno: 0.0433 bar

Pentano: 3.07 bar

El desgasificador de lecho fijo vertical tiene la siguiente geometría/características:

Diámetro: 3.9 m

Altura del polvo: 7 m

Desgasificador L/D: 1.8

Tiempo de residencia del polvo en desgasificador vertical: 49 min

Presión de la parte superior del desgasificador: 0.13MPa

Flujo del gas depurador: 2250 Nm3 / h

Temperatura del gas depurador: 30°C

Resultados:

Ejecución	Concentración de etileno en gas depurador (%mol)	Temperatura de fondo del desgasificador (°C)	Proporción de productividad	Diferencia de temperatura (polimerización / desgasificador)	Densidad de salida del desgasificador (kg/m3)	MI de salida del desgasificador	Comentarios
C4	27.0	57.3	0.0	-21.7	918.0	1.2	Sin polimerización posterior

El gráfico correspondiente -adjunto como en la Figura 3- muestra claramente que no tiene lugar una polimerización posterior en el desgasificador.

La figura 4 es un gráfico genérico que muestra los tres tipos diferentes de curvas de temperaturas típicas en un desgasificador de lecho fijo. La curva en el medio corresponde a la presente invención.

REIVINDICACIONES

1. Proceso para operar un desgasificador de lecho fijo vertical que se alimenta continuamente con un polvo de polímero activo producido por un proceso de polimerización de olefina catalítica en un reactor de polimerización en el que

- las condiciones de polimerización en el desgasificador son tales que se produce una cantidad adicional de polímero correspondiente a entre 0.001 y 0.015 veces la cantidad que ingresó al desgasificador,

- el proceso de desgasificación comprende la introducción en dicho desgasificador de un gas depurador que comprende de 5 a 60% en volumen de monómero principal, preferiblemente etileno, y

- las condiciones de desgasificación se seleccionan de manera que la temperatura dentro del desgasificador se mantenga dentro de un intervalo de temperaturas comprendidas entre la temperatura del reactor de polimerización más o menos 20 grados centígrados.

2. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1 en el que el proceso de desgasificación comprende la introducción en dicho desgasificador de al menos un agente de desactivación de polimerización y la selección de las condiciones de desgasificación comprende el control del contenido de dicho agente de desactivación.

3. El proceso de acuerdo con la reivindicación 2 en el que el agente de desactivación es seleccionado de oxígeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono, agua, o cualquier mezcla de los mismos.

4. El proceso de acuerdo con la reivindicación 3 en el que el agente de desactivación es agua.

5. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores en el que el proceso de desgasificación comprende un control con base en el contenido de monómero principal en el recipiente de desgasificación.

6. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores en el que el proceso de desgasificación comprende un control con base en la presión total en la parte superior del recipiente de desgasificación.

7. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores en el que el proceso de desgasificación comprende un control con base en el tiempo de residencia del polímero dentro del recipiente de desgasificación.

8. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores en el que el catalizador usado en el proceso del reactor de polimerización corriente arriba es un catalizador de tipo metaloceno, un catalizador de tipo Ziegler-Natta o un catalizador de tipo óxido de cromo.

9. El proceso de acuerdo con la reivindicación 8 en el que el catalizador es un catalizador de tipo óxido de cromo.

10. El proceso de acuerdo con la reivindicación 8 en el que el catalizador es un catalizador de tipo Ziegler-Natta.

11. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores en el que el gas que sale del desgasificador se agota en el monómero principal antes de su reciclado como gas depurador.

12. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores en el que el monómero principal es etileno o propileno, preferiblemente etileno.

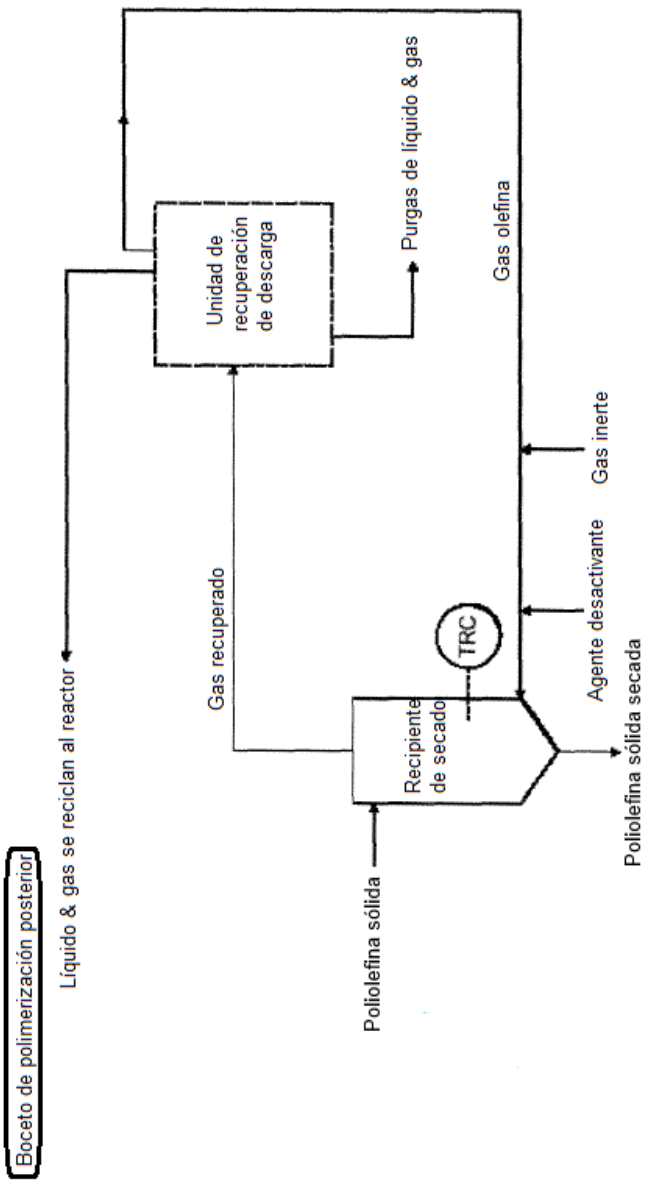

Boceto de polimerización posterior
Líquido & gas se reciclan al reactor
Unidad de recuperación de descarga
Purgas de líquido & gas
Gas olefina
Gas inerte
Gas recuperado
TRC
Agente desactivante
Recipiente de secado
Poliolefina sólida
Poliolefina sólida secada

FIG. 1

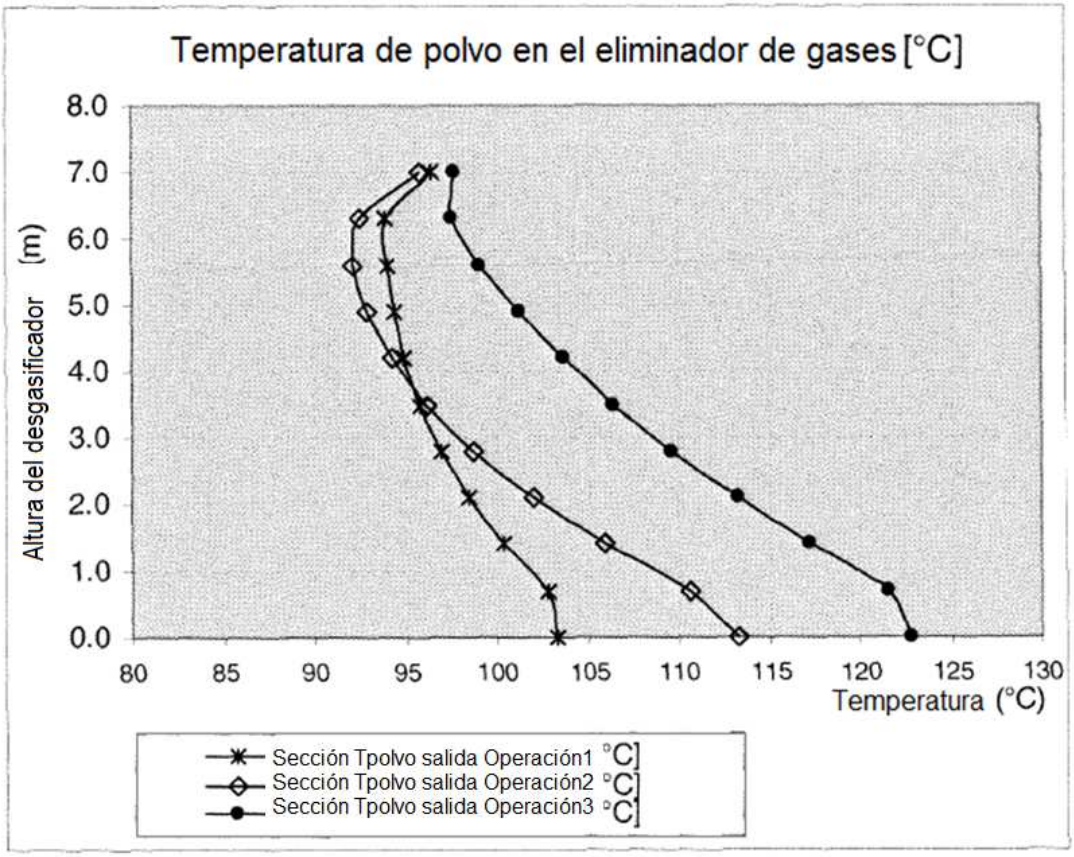

Temperatura de polvo en el eliminador de gases [°C]
Altura del desgasificador (m)
8.0
7.0
6.0
5.0
4.0
3.0
2.0
1.0
0.0
80
85
90
95
100
105
110
115
120
125
130
Temperatura (°C)
Sección Tpolvo salida Operación1 °C]
Sección Tpolvo salida Operación2 °C]
Sección Tpolvo salida Operación3 °C]

FIGURA 2

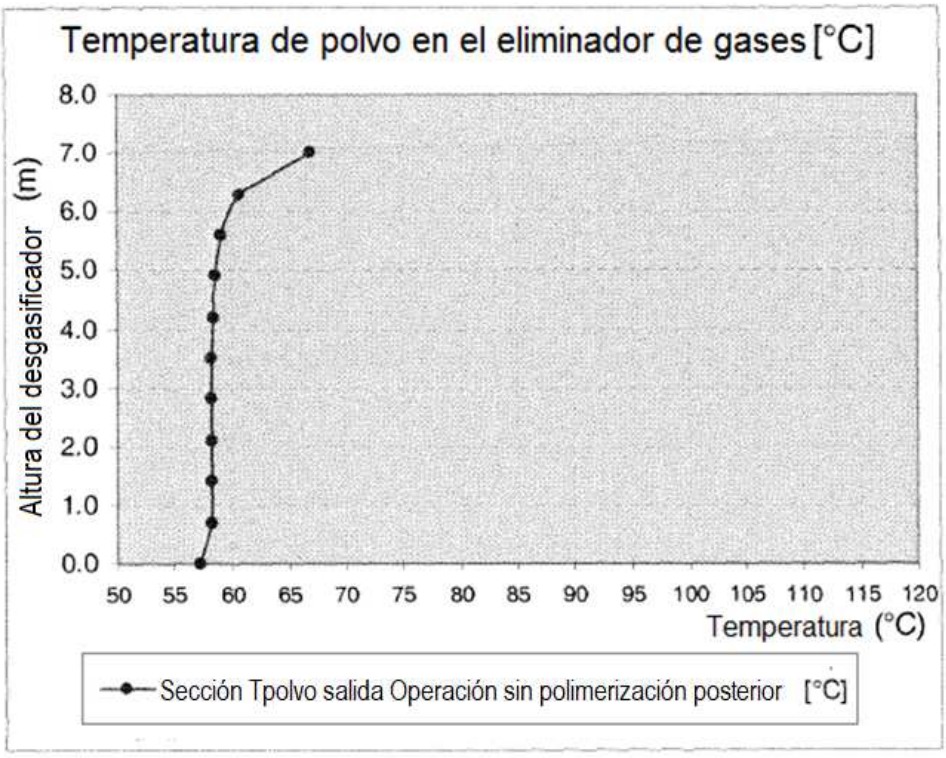

Temperatura de polvo en el eliminador de gases [°C]
Altura del desgasificador (m)
8.0
7.0
6.0
5.0
4.0
3.0
2.0
1.0
0.0
50 55 60 65 70 75 80 85 90 95 100 105 110 115 120
Temperatura (°C)
Sección Tpolvo salida Operación sin polimerización posterior [°C]

FIGURA 3

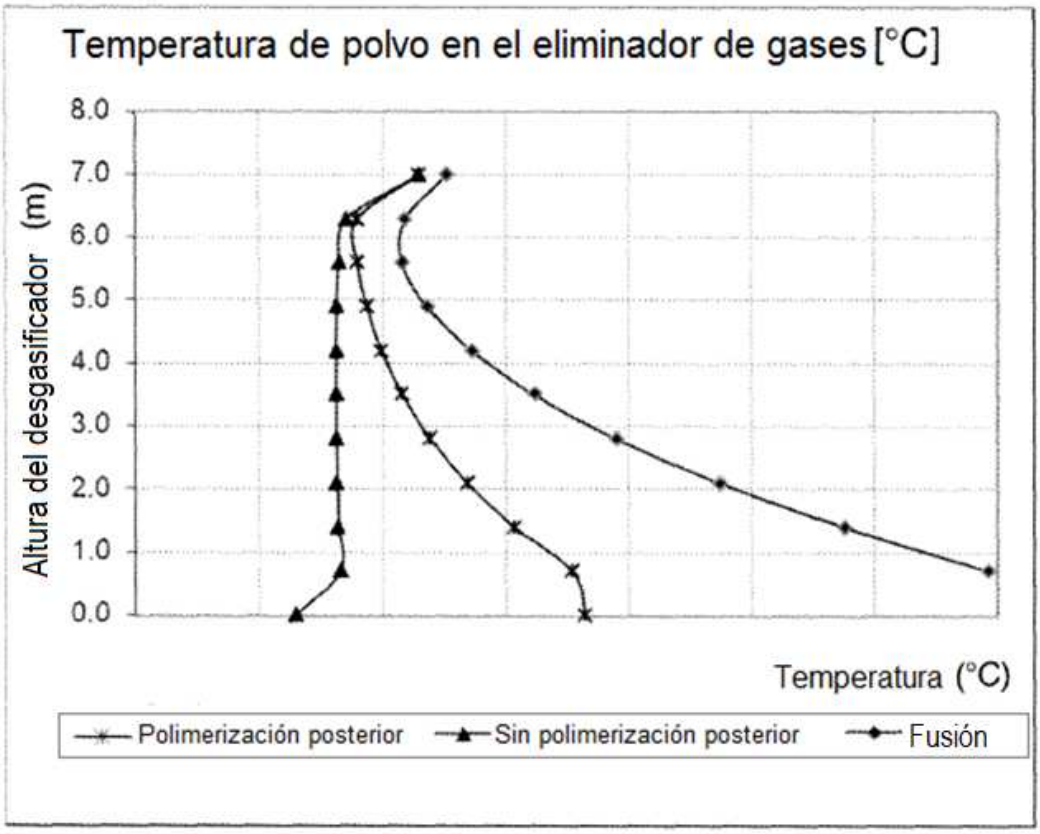

Temperatura de polvo en el eliminador de gases [°C]
Altura del desgasificador (m)
8.0
7.0
6.0
5.0
4.0
3.0
2.0
1.0
0.0
Temperatura (°C)
Polimerización posterior
Sin polimerización posterior
Fusión

FIGURA 4