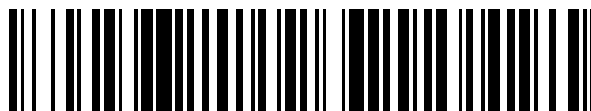


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 950 766**

51 Int. Cl.:

C08F 2/00 (2006.01)

C08F 210/02 (2006.01)

C08F 210/16 (2006.01)

C08L 23/14 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **23.10.2018** **PCT/EP2018/079043**

87 Fecha y número de publicación internacional: **09.05.2019** **WO19086300**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.10.2018** **E 18792404 (8)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **12.07.2023** **EP 3707169**

54 Título: **Configuración secuencial combinada de reactores en paralelo**

30 Prioridad:

06.11.2017 EP 17200142

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

13.10.2023

73 Titular/es:

BOREALIS AG (100.0%)
Trabrennstrasse 6-8
1020 Vienna, AT

72 Inventor/es:

DAS, SHITAL y
ALASTALO, KAUNO

74 Agente/Representante:

DURAN-CORRETJER, S.L.P

ES 2 950 766 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

Configuración secuencial combinada de reactores en paralelo

- 5 La presente invención se refiere a configuraciones de múltiples reactores para producir copolímeros de polipropileno y a procedimientos para producir copolímeros de polipropileno.

Introducción

- 10 Los copolímeros de propileno heterofásicos, también denominados copolímeros de propileno de impacto, son muy conocidos en la técnica. Los copolímeros de propileno heterofásicos están compuestos por dos fases, es decir, una fase de matriz muy cristalina y una fase de elastómero amorfa dispersa en la misma. Estas dos fases se mezclan por combinación *in situ* mediante reactores acoplados en serie o por combinación mecánica de dos componentes producidos por separado, generalmente se prefiere mediante combinación *in situ* debido a la mejor calidad de mezcla. Además de eso, se reconoció en la técnica que se pueden obtener propiedades aún mejores utilizando una fase de matriz bimodal o trimodal y/o una fase de elastómero bimodal. Cuando se combinan con la combinación *in situ* deseable, existe la necesidad de múltiples reactores acoplados en serie. Como opción independiente adicional, se ha descrito la utilización de la polimerización en solución con dos o más trenes de reactores configurados en paralelo. Sin embargo, la separación, es decir, el tratamiento del disolvente y del catalizador en la polimerización en solución, introduce una complejidad indeseable.

- 25 La Patente WO01/77224 describe, como mínimo, dos reactores de polimerización configurados en paralelo y la combinación de los productos poliméricos. En una realización específica se proporciona una configuración de bucle 1 – bucle 2 – reactor de fase gas 1 y, en paralelo a la misma, un reactor de fase gas 2, mediante la cual se hace funcionar el reactor de fase gas 2 para la producción de elastómero de forma independiente, es decir, alimentando el catalizador y los monómeros por separado. En otras palabras, la salida del reactor 2, o el separador directamente aguas abajo del mismo, no está acoplada con el reactor 4.

- 30 La Patente W02014/094990 da a conocer un procedimiento para la producción de un polipropileno heterofásico mediante el cual se aplica una configuración secuencial de reactores de cuatro etapas, bucle – reactor de fase gas 1 – reactor de fase gas 2 – reactor de fase gas 3, en el que la fase de elastómero se produce en los reactores de fase gas 2 y 3. La cantidad de fase de elastómero, tal y como se produce en los reactores de fase gas 2 y 3, es bastante limitada, tal como del 11 al 22 % en peso.

- 35 La Patente WO2013/041507 da a conocer un procedimiento para la producción de un polipropileno heterofásico mediante el cual se utiliza una configuración secuencial de reactores de tres etapas, bucle – reactor de fase gas 1 – reactor de fase gas 2, para la producción de la fase de matriz, incorporando la fase de elastómero mediante combinación mecánica. Debido a la combinación mecánica, se pueden lograr cantidades superiores, de más del 20 % en peso.

- 40 La Patente EP2586823 da a conocer un procedimiento para la producción de un polipropileno heterofásico mediante el cual se aplica una configuración secuencial de reactores de cuatro etapas, bucle – reactor de fase gas 1 – reactor de fase gas 2 – reactor de fase gas 3, siendo producida la fase de matriz en los tres primeros reactores, es decir, bucle – reactor de fase gas 1 – reactor de fase gas 2, y siendo producida la fase de elastómero en el reactor de fase gas 3. De nuevo, la cantidad de elastómero, tal y como se prepara en el reactor final, es bastante limitada, lo que se compensa parcialmente mediante la combinación mecánica de pequeñas cantidades de modificadores del impacto.

- 50 La Patente EP2174980 da a conocer un procedimiento para la producción de un polipropileno heterofásico mediante el cual se utiliza una configuración secuencial de reactores de tres etapas, bucle – reactor de fase gas 1 – reactor de fase gas 2, siendo producida la fase de matriz solo en el reactor de bucle y siendo producida la fase de elastómero en los reactores de fase gas 1 y 2. Sin embargo, dicha secuencia no proporciona bimodalidad en la matriz.

- 55 De forma similar, la Patente WO2011/076354 se refiere a un procedimiento para la producción de un polipropileno heterofásico mediante el cual se aplica una configuración secuencial de reactores de cuatro etapas, bucle – reactor de fase gas 1 – reactor de fase gas 2 – reactor de fase gas 3, en el que la fase de elastómero se produce en los reactores de fase gas 2 y 3.

- 60 No obstante, las configuraciones secuenciales de reactores de tres o cuatro etapas tienen ciertas limitaciones. En un primer aspecto, sería deseable una disminución de la presión que permita la transferencia del polvo de producto intermedio polimérico de un reactor al siguiente reactor de un modo sencillo. En un segundo y más importante aspecto, la productividad del catalizador desciende a lo largo de los reactores acoplados en serie. La adición de un segundo catalizador en uno o más reactores después del primer reactor es plausible, pero normalmente conduce a una complejidad alta debido a la necesidad de desactivación del

catalizador utilizado en el reactor anterior. La introducción adicional de catalizador en el reactor final normalmente aumentará el riesgo de lavado del catalizador. En un tercer y también importante aspecto, el polvo obtenido, por ejemplo, de los tres reactores anteriores desplaza un volumen indeseablemente alto en el cuarto reactor. En un cuarto y también importante aspecto, la disimilitud de las fracciones individuales, tal y como se producen en los reactores individuales, es algo limitada. Por ejemplo, la alimentación de hidrógeno para modificar el índice de fluidez y el peso molecular, dependiente del mismo, da como resultado ciertas limitaciones y/o deben tomarse medidas adicionales, tales como etapas de desgasificación.

Las desventajas de las configuraciones secuenciales de reactores de cuatro etapas existentes conducen a ciertas restricciones en el procedimiento de polimerización y, por tanto, también en los productos poliméricos que se pueden obtener.

La Patente WO 98/02471 A1 da a conocer procedimientos para la fabricación de elastómeros, particularmente elastómeros de etileno-propileno y etileno-propileno-dieno, y el equipo de procesamiento correspondiente. El procedimiento se divide en una etapa de formación de polímero (zona I) y una etapa de recuperación de polímero (zona II).

La Patente US4,751,265 da a conocer la polimerización en masa para la producción de copolímero de bloques de propileno-etileno en la que se polimeriza propileno solo, o se copolimerizan propileno y etileno utilizando propileno como medio líquido, y posteriormente mediante copolimerización por lotes en la que se copolimerizan propileno y etileno. Los recipientes de polimerización son reactores de autoclave.

Por tanto, sigue existiendo la necesidad de una configuración de reactores económica que permita una flexibilidad alta en lo que respecta a las condiciones de polimerización y que permita, por tanto, una flexibilidad alta en lo que respecta al diseño del polímero.

Características de la invención

Por tanto, la presente invención proporciona una

configuración de reactores para la producción de copolímeros de propileno que comprende, como mínimo, tres reactores, R1, R2 y R3, teniendo todos los reactores una entrada y una salida, mediante la cual, los reactores R2 y R3 están configurados en paralelo, ambos aguas abajo del reactor R1; mediante la cual, el reactor R1 está configurado en serie y aguas arriba de los reactores R2 y R3, mediante la cual, la salida del reactor R1 está acoplada con las entradas de ambos reactores R2 y R3, y mediante la cual, R1, R2 y R3 son reactores de polimerización en fase gas.

Además de eso, la presente invención se refiere a una configuración de reactores para la producción de copolímeros de propileno que comprende, además, un reactor R1A, mediante la cual, el reactor R1A está configurado en serie y aguas arriba del reactor R1.

En un aspecto adicional, la presente invención proporciona

un procedimiento para la polimerización de copolímeros de propileno en una configuración de reactores que incluye, como mínimo, tres reactores, R1, R2 y R3, teniendo todos los reactores una entrada y una salida, mediante la cual, los reactores R2 y R3 están configurados en paralelo, ambos aguas abajo del reactor R1; mediante la cual, el reactor R1 está configurado en serie y aguas arriba de los reactores R2 y R3; mediante la cual, la salida del reactor R1 está acoplada con las entradas de ambos reactores R2 y R3, y mediante la cual, R1, R2 y R3 son reactores de polimerización en fase gas, comprendiendo el procedimiento

(a) polimerizar propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12 en el reactor R1, obteniendo de ese modo una fracción de polipropileno (PP2),

(b) retirar la fracción de polipropileno (PP2) del reactor R1

(c) dividir dicha fracción de polipropileno (PP2) retirada en dos corrientes, (S1) y (S2), y transferir la corriente (S1) al reactor R2 y la corriente (S2) al reactor R3

(d) polimerizar propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12 en el reactor R2, obteniendo una fracción de polipropileno (PP3), e independientemente de la misma, polimerizar propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12 en el reactor R3, obteniendo una fracción de polipropileno (PP4)

(e) combinar la fracción de polipropileno (PP3) y la fracción de polipropileno (PP4) para producir el (co)polímero de propileno final.

Aun en otro aspecto adicional, la presente invención proporciona un

procedimiento para la polimerización de copolímeros de propileno en una configuración de reactores que incluye, como mínimo, cuatro reactores, R1A, R1, R2 y R3, teniendo todos los reactores una entrada y una salida, mediante la cual, el reactor R1 está configurado en serie y aguas abajo del reactor R1A, mediante la cual, los reactores R2 y R3 están configurados en paralelo, ambos aguas abajo del reactor R1; y mediante la cual, la salida del reactor R1 está acoplada con las entradas de ambos reactores R2 y R3; mediante la cual, el reactor R1 está configurado en serie y aguas arriba de los reactores R2 y R3, y mediante la cual, R1, R2 y R3 son reactores de polimerización en fase gas, comprendiendo el procedimiento

(a) polimerizar propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12 en el reactor R1A, obteniendo una fracción de polipropileno (PP1), y transferir la fracción de polipropileno (PP1) al reactor R1

(b) polimerizar adicionalmente la fracción de polipropileno (PP1) alimentando propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12 en el reactor R1, obteniendo de ese modo una fracción de polipropileno (PP2),

(c) retirar la fracción de polipropileno (PP2) del reactor R1

(d) dividir dicha fracción de polipropileno (PP2) retirada en dos corrientes, (S1) y (S2), y transferir la corriente (S1) al reactor R2 y la corriente (S2) al reactor R3;

(e) polimerizar adicionalmente en el reactor R2 alimentando propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12, obteniendo una fracción de polipropileno (PP3), e independientemente de la misma, polimerizar propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12 en el reactor R3, obteniendo una fracción de polipropileno (PP4)

(f) combinar la fracción de polipropileno (PP3) y la fracción de polipropileno (PP4) para producir el (co)polímero de propileno final.

Aun en otro aspecto adicional, la presente invención proporciona la utilización de una configuración de reactores, tal y como se describe en lo sucesivo en la presente memoria, para aumentar el rendimiento y/o la productividad frente a una disposición secuencial de reactores R1-R2-R3 o R1A-R1-R2-R3.

“Configurados en paralelo” significa, para una configuración de dos reactores, que el producto de reacción del primer reactor se combina directamente con el producto de reacción del segundo reactor. Por tanto, “combinados directamente” significa la mezcla íntima del polvo de polímero puro, tal y como se obtiene directamente de los reactores, sin ningún tratamiento aguas abajo. Se sobrentiende que la configuración en paralelo puede soportar 2, 3, 4 o más reactores. Sin embargo, normalmente solo se configuran dos reactores de esta manera.

“Configurados en serie” quiere decir lo contrario que “configurados en paralelo” y significa, para una configuración de dos reactores, que el producto de reacción del primer reactor se transfiere al segundo reactor para una reacción adicional. Se sobrentiende que la configuración en serie puede soportar 2, 3, 4 o más reactores.

“Configuración secuencial de reactores” es equivalente a “configurados en serie”.

“Aguas arriba” se refiere a la dirección del procedimiento que comienza con los monómeros y finaliza con el polímero final. “Aguas abajo” debe entenderse del mismo modo. Por ejemplo, la salida de un reactor está aguas abajo de la entrada.

“Salida acoplada con las entradas de ambos reactores” significa que una salida de reactor de un primer reactor está acoplada con las entradas de dos reactores adicionales. Por tanto, la salida debe dividirse en dos líneas de entrada, una primera línea conectada con uno de los reactores adicionales y una segunda línea conectada con el segundo de los reactores adicionales. Por definición, existe la necesidad de dividir la salida del reactor aguas arriba.

“Componente que forma esencialmente la fase de matriz” significa que el producto de reacción obtenido forma la fase de matriz. El término “esencialmente” indica que no hay forma de rastrear con exactitud el historial de producción. Normalmente, la composición heterofásica se somete a un ensayo de sustancias solubles en xileno que produce una fracción insoluble en xileno (XCU, “xylene cold unsolvable”) y una fracción

soluble de xileno (XCS, "xylene cold solvable"). Generalmente, la fracción insoluble en xileno (XCU) corresponde esencialmente a la fase de matriz, mientras que, generalmente, la fracción soluble en xileno (XCS) corresponde esencialmente a la fase de elastómero. "Componente que forma esencialmente la fase de elastómero" significa que el producto de reacción obtenido forma la fase de elastómero. El término "esencialmente" indica que no hay forma de rastrear con exactitud el historial de producción.

El rendimiento es la tasa de producción en toneladas por hora.

La productividad es el cociente de la tasa de producción en toneladas por hora dividida por el volumen total del reactor en metros cúbicos.

La configuración de reactores para la producción de (co)polímeros de propileno según la presente invención comprende, como mínimo, tres reactores, R1, R2 y R3, que son reactores de polimerización en fase gas, teniendo todos los reactores una entrada y una salida y estando caracterizada por dos aspectos principales. En primer lugar, los reactores R2 y R3 están configurados en paralelo, ambos aguas abajo del reactor R1. Esto significa que los reactores R2 y R3 no están configurados en serie. Además, el reactor R1 está acoplado con las entradas de ambos reactores R2 y R3. Esto implica necesariamente la división del producto de reacción, tal y como se obtiene del reactor R1, en dos corrientes. Un experto en la materia entenderá que, en la práctica, se instalará una válvula de control o un medio adicional para controlar y modificar la división en las dos corrientes. Tal y como se ha definido anteriormente, la configuración de R2 y R3 en paralelo significa que el producto de reacción de R2 se combina directamente con el producto de reacción de R3. Por tanto, "combinados directamente" significa la mezcla íntima del polvo de polímero puro, tal y como se obtiene directamente de los reactores R2 y R3, sin ningún tratamiento aguas abajo.

Para lograr la combinación directa del producto de reacción del reactor R2 con el producto de reacción del reactor R3, la salida del reactor R2 y la salida del reactor R3 están acopladas y unidas directamente mediante un diseño de tubos y accesorios apropiado para permitir la mezcla íntima de las corrientes unidas que salen del reactor R2 y del reactor R3. Habitualmente, cada reactor, R2 y R3, descarga el polvo de forma intermitente o continua, preferentemente de forma continua, en un recipiente receptor de polvo. Los reactores R2 y R3 pueden tener, cada uno, un recipiente receptor de polvo exclusivo en el que descargan el polvo o, alternativamente, pueden descargarlo en un recipiente receptor de polvo común.

A continuación, se puede retirar una corriente de polvo del recipiente o los recipientes de polvo de forma intermitente o continua, preferentemente de forma continua. La corriente de polvo se puede hacer pasar, a continuación, de un modo adecuado a un mezclador de polvo o a un contenedor de polvo, en el que se conserva el polvo, y opcionalmente mezclar antes de extruirla para formar gránulos. Si cada uno de los reactores R2 y R3 tiene un recipiente receptor de polvo exclusivo, entonces las corrientes de polvo se pueden combinar, por ejemplo, uniendo los tubos de transferencia de un modo adecuado, tal como una unión en "Y" o una unión en "T". La corriente combinada se puede hacer pasar, a continuación, al contenedor de polvo o al mezclador de polvo. Alternativamente, la corriente de polvo de cada recipiente receptor de polvo se puede hacer pasar al contenedor de polvo o al mezclador de polvo como corrientes independientes.

El polvo se puede descargar de los reactores R2 y R3 al recipiente receptor de polvo y del recipiente receptor de polvo al procesamiento aguas abajo, tal y como se da a conocer, por ejemplo, en la Patente WO-A-OO/29452, especialmente en la realización de la figura 2 de la misma y como se describe en las líneas 7-38 de la página 10. Alternativamente, es posible disponer la retirada de polvo según la Patente EP-A-2330135, especialmente según la realización descrita en los párrafos [0063] y [0064], con la excepción de que la retirada de la corriente de polvo del recipiente de descarga de polvo no se transfiere a otro reactor de fase gas, sino al contenedor de polvo o al mezclador de polvo.

El polvo se puede retirar del contenedor de polvo o del mezclador de polvo, mezclar con los aditivos y extrudir en una extrusora para formar gránulos. La extrusora puede ser una extrusora de un solo husillo o, preferentemente, una extrusora de doble husillo, tal como una extrusora de doble husillo corrotativo.

La masa fundida de polímero se puede descargar de la extrusora a través de una placa de hilera a un baño de agua. Las hebras fundidas se pueden cortar para formar gránulos mediante cuchillas adyacentes a la placa de hilera y los gránulos se pueden solidificar en el baño de agua.

A continuación, los gránulos se pueden secar y hacer pasar a un mezclador de gránulos o a un contenedor de gránulos, en el que los gránulos se pueden almacenar antes de enviarlos a los clientes, y opcionalmente mezclar.

Preferentemente, la configuración de reactores según la presente invención es una configuración de cuatro reactores R1A – R1 y R2 | R3, lo que significa que R1A está configurado en serie y aguas arriba del reactor R1, además de la configuración de los reactores R1, R2 y R3 tal y como se ha descrito anteriormente.

En la configuración de reactores para la producción de copolímeros de propileno según la presente invención, R1, R2 y R3 son reactores de polimerización en fase gas. Preferentemente, e independientemente de lo mismo, en la configuración de reactores para la producción de (co)polímeros de propileno según la presente invención, el reactor R1A es un reactor de bucle. Más preferentemente, según la presente invención, R1A es un reactor de bucle y R1, R2 y R3 son reactores de polimerización en fase gas.

En un aspecto adicional, la presente invención se refiere a un procedimiento para la polimerización de copolímeros de propileno en una configuración de reactores tal y como se ha descrito anteriormente, es decir, en la configuración más sencilla que incluye, como mínimo, tres reactores, R1, R2 y R3, teniendo todos los reactores una entrada y una salida, mediante la cual, los reactores R2 y R3 están configurados en paralelo, ambos aguas abajo del reactor R1; y mediante la cual, el reactor R1 está configurado en serie y aguas arriba de los reactores R2 y R3; y mediante la cual, la salida del reactor R1 está acoplada con las entradas de ambos reactores R2 y R3, comprendiendo el procedimiento

- (a) polimerizar propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12 en el reactor R1, obteniendo de ese modo una fracción de polipropileno (PP2),
- (b) retirar la fracción de polipropileno (PP2) del reactor R1
- (c) dividir dicha fracción de polipropileno (PP2) retirada en dos corrientes, (S1) y (S2), y transferir la corriente (S1) al reactor R2 y la corriente (S2) al reactor R3
- (d) polimerizar propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12 en el reactor R2, obteniendo una fracción de polipropileno (PP3), e independientemente de la misma, polimerizar propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12 en el reactor R3, obteniendo una fracción de polipropileno (PP4)
- (e) combinar la fracción de polipropileno (PP3) y la fracción de polipropileno (PP4) para producir el (co)polímero de propileno final.

Por tanto, teóricamente, el procedimiento se podría utilizar para la preparación de un homopolímero. Sin embargo, los beneficios completos de la presente invención se obtendrán cuando se produzcan copolímeros de propileno y, particularmente, copolímeros de propileno heterofásicos.

Preferentemente, el procedimiento según la presente invención utiliza cuatro reactores. Por tanto, el procedimiento según la presente invención utiliza una configuración de reactores que incluye, como mínimo, cuatro reactores, R1A, R1, R2 y R3, teniendo todos los reactores una entrada y una salida, mediante la cual, el reactor R1 está configurado en serie y aguas abajo del reactor R1A, y mediante la cual, los reactores R2 y R3 están configurados en paralelo, ambos aguas abajo del reactor R1; y mediante la cual, la salida del reactor R1 está acoplada con las entradas de ambos reactores R2 y R3; y mediante la cual, el reactor R1 está configurado en serie y aguas arriba de los reactores R2 y R3, comprendiendo el procedimiento

- (a) polimerizar propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12 en el reactor R1A, obteniendo una fracción de polipropileno (PP1), y transferir la fracción de polipropileno (PP1) al reactor R1
- (b) polimerizar adicionalmente la fracción de polipropileno (PP1) alimentando propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12 en el reactor R1, obteniendo de ese modo una fracción de polipropileno (PP2),
- (c) retirar la fracción de polipropileno (PP2) del reactor R1
- (d) dividir dicha fracción de polipropileno (PP2) retirada en dos corrientes, (S1) y (S2), y transferir la corriente (S1) al reactor R2 y la corriente (S2) al reactor R3;
- (e) polimerizar adicionalmente en el reactor R2 alimentando propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12, obteniendo una fracción de polipropileno (PP3), e independientemente de la misma, polimerizar propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12 en el reactor R3, obteniendo una fracción de polipropileno (PP4)
- (f) combinar la fracción de polipropileno (PP3) y la fracción de polipropileno (PP4) para producir el (co)polímero de propileno final.

Todas las realizaciones y aspectos preferentes, tal y como se han descrito anteriormente, en lo que respecta a la configuración o las configuraciones de reactores también serán aplicables al procedimiento o los procedimientos tal y como se describen en la presente memoria.

Particularmente, los procedimientos según la presente invención tienen la ventaja de permitir un rendimiento superior, en comparación con una configuración tradicional totalmente secuencial de reactores. Por ejemplo, cuando se produce un copolímero de propileno heterofásico y se polimeriza el componente de la matriz en una serie de bucle – reactores de fase gas, la capacidad del tercer reactor de fase gas no se puede utilizar, incluso aunque el bucle y el primer reactor de fase gas estén funcionando con la capacidad de enfriamiento máxima. En otras palabras, mediante la presente invención se pueden lograr divisiones superiores, es decir, cantidades relativas de material producido superiores, en el reactor final. Además, la opción de elegir

libremente la división en las corrientes S1 y S2 ofrece posibilidades adicionales. Por ejemplo, se puede fabricar con facilidad una cantidad de comonomero muy diferente. Se sobrentiende, además, que la disposición de los reactores puede permitir, en función de los productos fabricados, la simplificación del equipo, por ejemplo, haciendo que los desgasificadores sean innecesarios.

Los procedimientos según la presente invención permiten una división sorprendentemente amplia de las corrientes (S1) y (S2). Preferentemente, la relación en peso de las corrientes (S1):(S2) es de 10:90 a 90:10, más preferentemente, la relación en peso de las corrientes (S1):(S2) es de 15:85 a 85:15. Dicha variación amplia permite una flexibilidad extrema en términos de producción y también de producto.

En un aspecto adicional según la presente invención, el procedimiento incluye una etapa de prepolimerización. En dicha etapa de prepolimerización, la cantidad de material fabricado será inferior al 2 % en peso.

Preferentemente, el procedimiento según la presente invención incluye la prepolimerización y la alimentación del catalizador a la etapa de perpolimerización.

En una primera realización, el catalizador se dosifica preferentemente en una sola etapa, más preferentemente en la prepolimerización.

En una segunda realización, el catalizador solo se dosifica a la prepolimerización y, además, a la fracción de polipropileno (PP2) retirada antes de dividir esta fracción en las corrientes S1 y S2. Dicha polimerización integrada, es decir, sin alimentar el catalizador por separado a cualquiera de los reactores R2 y R3, garantiza la mejor mezcla *in situ*.

La presente invención es particularmente ventajosa porque produce copolímeros de polipropileno heterofásicos que tienen una fase de matriz y una fase de elastómero dispersa en la misma.

En una primera realización preferente, el componente que forma esencialmente la fase de matriz se polimeriza en los reactores R1A, R1 y R2, y el componente que forma la fase de elastómero se polimeriza en el reactor R3. Esto permite modificar, entre otras cosas, el contenido de comonomero y/o el tipo de comonomero y/o el peso molecular en los reactores R1A, R1 y R2, formar una mezcla íntima y seguir teniendo suficiente elastómero presente.

En una segunda realización preferente, el componente que forma esencialmente la fase de matriz se polimeriza en el reactor R1A y el componente que forma la fase de elastómero se polimeriza en los reactores R1, R2 y R3. Esto permite modificar, entre otras cosas, el contenido de comonomero y/o el tipo de comonomero y/o el peso molecular en los reactores R1, R2 y R3, y formar una mezcla íntima. Esta realización amplía las opciones para la naturaleza de la fase de elastómero.

En una tercera realización preferente, el componente que forma esencialmente la fase de matriz se polimeriza en los reactores R1A y R1, y el componente que forma la fase de elastómero se polimeriza en los reactores R2 y R3. De nuevo, son aplicables las ventajas tal y como se han descrito anteriormente. Aun en otro aspecto adicional, la presente invención se refiere a la utilización de una configuración de reactores, tal y como se ha descrito en la presente memoria, para aumentar el rendimiento y/o la productividad frente a una disposición secuencial de reactores R1-R2-R3 o R1A-R1-R2-R3.

Descripción detallada

En lo sucesivo, la presente invención se describirá con más detalle también con referencia a las figuras.

La figura 1 representa una configuración de reactores del estado de la técnica anterior, mediante la cual, los reactores 1, 2 y 3 están configurados en serie, con un reactor adicional que se hace funcionar de forma independiente de los mismos.

La figura 2 representa otra configuración de reactores del estado de la técnica anterior estando, concretamente los reactores 1, 2, 3 y 4 configurados en serie.

La figura 3 representa una configuración de reactores, según la presente invención, que tiene tres reactores. La figura 4 representa una configuración de reactores, según la presente invención, que tiene cuatro reactores.

La figura 3 representa una configuración de reactores para la producción de copolímeros de propileno que comprende, como mínimo, tres reactores, R1 (1), R2 (2) y R3 (3), teniendo todos los reactores una entrada y una salida. Como se puede observar, los reactores R2 (2) y R3 (3) están configurados en paralelo, ambos aguas abajo del reactor R1 (1). El reactor R1 (1) adicional está configurado en serie y aguas arriba de los reactores R2 (2) y R3 (3). Por tanto, la salida del reactor R1 (1) está acoplada con las entradas de ambos reactores R2 (2) y R3 (3). El producto de reacción procedente del reactor R1 (1) se divide en dos corrientes, siendo enviada una primera corriente a R2 (2) y siendo enviada una segunda corriente a R3 (3). Dicha

división de la corriente de salida, tal y como procede de R1 (1), normalmente se hace mediante una válvula de control (no mostrada en la figura 3). Los productos de la polimerización, tal y como se obtienen de R2 (2) y R3 (3), se combinan para formar el producto final.

La figura 4 representa una realización adicional y particularmente preferente según la presente invención.

- 5 Además de la realización mostrada en la figura 3 y descrita anteriormente, esta realización contiene un reactor R1A (1A) adicional que está configurado en serie y aguas arriba del reactor R1 (1).

Parte experimental

- 10 Se produjeron dos copolímeros de polipropileno en dos configuraciones de reactores. La configuración de reactores 1 (comparativa) fue una configuración de reactores de bucle – fase gas – fase gas – fase gas con cuatro reactores, todos ellos acoplados en serie.

- 15 La configuración de reactores 2 (inventiva) fue una configuración de reactores de bucle – fase gas – fase gas – fase gas mediante la cual los reactores R2 y R3 estaban configurados en paralelo y aguas abajo del reactor R1, tal y como se ha descrito en la presente memoria.

Los resultados se muestran en la tabla proporcionada a continuación.

20

Tabla

	Configuración de reactores	parámetros	
Ejemplo comparativo	Bucle ↓ GPR1 ↓ GPR2 ↓ GPR3	Tasa de producción total, t/h	41,4
		Tasa de producción en el bucle, t/h	17,9
		Tasa de producción en GPR1, t/h	12,5
		Tasa de producción en GPR2, t/h	3,5
		Tasa de producción en GPR3, t/h	7,5
Ejemplo	Bucle ↓ GPR1 ↙ ↘ GPR2 GPR3	Tasa de producción total, t/h	45,4
		Tasa de producción en el bucle, t/h	17,9
		Tasa de producción en GPR1, t/h	17,9
		Tasa de producción en GPR2, t/h	7,5
		Tasa de producción en GPR3, t/h	7,5

- 25 El ejemplo comparativo presentó restricciones en lo que respecta a la tasa de producción del reactor de fase gas GPR2 (*gas phase reactor 2*), es decir, el tercer reactor. Por tanto, la tasa de producción total estuvo limitada a un total de 41,4 toneladas/hora.

- 30 Utilizando la configuración de reactores inventiva, la tasa de producción en el reactor de fase gas GPR2 se pudo aumentar significativamente hasta 7,5 toneladas/hora, lo que produjo una tasa de producción total significativamente superior, de 45,4 toneladas/hora.

REIVINDICACIONES

1. Configuración de reactores para la producción de copolímeros de propileno que comprende, como mínimo tres reactores, R1, R2 y R3, teniendo todos los reactores una entrada y una salida,

mediante la cual, los reactores R2 y R3 están configurados en paralelo, ambos aguas abajo del reactor R1; y mediante la cual, el reactor R1 está configurado en serie y aguas arriba de los reactores R2 y R3, mediante la cual, la salida del reactor R1 está acoplada con las entradas de ambos reactores R2 y R3, y mediante la cual, R1, R2 y R3 son reactores de polimerización en fase gas.

2. Configuración de reactores para la producción de copolímeros de propileno, según la reivindicación 1, que comprende, además, un reactor R1A, mediante la cual, el reactor R1A está configurado en serie y aguas arriba del reactor R1.

3. Configuración de reactores para la producción de copolímeros de propileno, según la reivindicación 2, mediante la cual, el reactor R1A es un reactor de bucle.

4. Procedimiento para la polimerización de copolímeros de propileno en una configuración de reactores que incluye, como mínimo, tres reactores, R1, R2 y R3, teniendo todos los reactores una entrada y una salida,

mediante la cual, los reactores R2 y R3 están configurados en paralelo, ambos aguas abajo del reactor R1; mediante la cual, el reactor R1 está configurado en serie y aguas arriba de los reactores R2 y R3; mediante la cual, la salida del reactor R1 está acoplada con las entradas de ambos reactores R2 y R3, y mediante la cual, R1, R2 y R3 son reactores de polimerización en fase gas, comprendiendo el procedimiento

(b) polimerizar propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12 en el reactor R1, obteniendo de ese modo una fracción de polipropileno (PP2),

(c) retirar la fracción de polipropileno (PP2) del reactor R1,

(d) dividir dicha fracción de polipropileno (PP2) retirada en dos corrientes, (S1) y (S2), y transferir la corriente (S1) al reactor R2 y la corriente (S2) al reactor R3,

(e) polimerizar propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12 en el reactor R2, obteniendo una fracción de polipropileno (PP3), e independientemente de la misma,

polimerizar propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12 en el reactor R3, obteniendo una fracción de polipropileno (PP4), y

(f) combinar la fracción de polipropileno (PP3) y la fracción de polipropileno (PP4) para producir el (co)polímero de propileno final.

5. Procedimiento para la polimerización de copolímeros de propileno en una configuración de reactores que incluye, como mínimo, cuatro reactores, R1A, R1, R2 y R3, teniendo todos los reactores una entrada y una salida,

mediante la cual, el reactor R1 está configurado en serie y aguas abajo del reactor R1A, y mediante la cual, los reactores R2 y R3 están configurados en paralelo, ambos aguas abajo del reactor R1; y mediante la cual, la salida del reactor R1 está acoplada con las entradas de ambos reactores R2 y R3; mediante la cual, el reactor R1 está configurado en serie y aguas arriba de los reactores R2 y R3, y mediante la cual, R1, R2 y R3 son reactores de polimerización en fase gas, comprendiendo el procedimiento

(a) polimerizar propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12 en el reactor R1A, obteniendo una fracción de polipropileno (PP1), y transferir la fracción de polipropileno (PP1) al reactor R1,

(b) polimerizar adicionalmente la fracción de polipropileno (PP1) alimentando propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12 en el reactor R1, obteniendo de ese modo una fracción de polipropileno (PP2),

(c) retirar la fracción de polipropileno (PP2) del reactor R1,

(d) dividir dicha fracción de polipropileno (PP2) retirada en dos corrientes, (S1) y (S2), y transferir la corriente (S1) al reactor R2 y la corriente (S2) al reactor R3;

(e) polimerizar adicionalmente en el reactor R2 alimentando propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12, obteniendo una fracción de polipropileno (PP3), e independientemente de la misma, polimerizar propileno y opcionalmente, como mínimo, un etileno y/o una α -olefina C4 a C12 en el reactor R3, obteniendo una fracción de polipropileno (PP4), y

(f) combinar la fracción de polipropileno (PP3) y la fracción de polipropileno (PP4) para producir el (co)polímero de propileno final.

6. Procedimiento, según la reivindicación 4 o 5, mediante el cual la relación en peso de las corrientes (S1):(S2) es de 10:90 a 90:10.
- 5 7. Procedimiento, según cualquiera de las reivindicaciones 4 a 6, que incluye una etapa de prepolimerización.
8. Procedimiento, según la reivindicación 7, mediante el cual se alimenta catalizador a la etapa de perpolimerización.
- 10 9. Procedimiento, según cualquiera de las reivindicaciones 4 a 8, mediante el cual se alimenta catalizador adicional a la fracción de polipropileno (PP2) retirada.
10. Procedimiento, según cualquiera de las reivindicaciones 4 a 9, mediante el cual solo se alimenta catalizador a la etapa de prepolimerización y a la fracción de polipropileno (PP2) retirada.
- 15 11. Procedimiento, según cualquiera de las reivindicaciones 4 a 10, mediante el cual se fabrica un copolímero de polipropileno heterofásico que tiene una fase de matriz y una fase de elastómero dispersa en la misma.
12. Procedimiento, según la reivindicación 11, en el que el componente que forma esencialmente la fase de matriz se polimeriza en los reactores R1A, R1 y R2, y el componente que forma esencialmente la fase de elastómero se polimeriza en el reactor R3.
- 20 13. Procedimiento, según la reivindicación 11, en el que el componente que forma esencialmente la fase de matriz se polimeriza en el reactor R1A y el componente que forma esencialmente la fase de elastómero se polimeriza en los reactores R1, R2 y R3.
- 25 14. Procedimiento, según la reivindicación 11, en el que el componente que forma esencialmente la fase de matriz se polimeriza en los reactores R1A y R1, y el componente que forma esencialmente la fase de elastómero se polimeriza en los reactores R2 y R3.
- 30 15. Utilización de una configuración de reactores, según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, para aumentar el rendimiento y/o la productividad frente a una disposición secuencial de reactores R1-R2-R3 o frente a una disposición secuencial de reactores R1A-R1-R2-R3.

Figura 1 (estado de la técnica anterior)

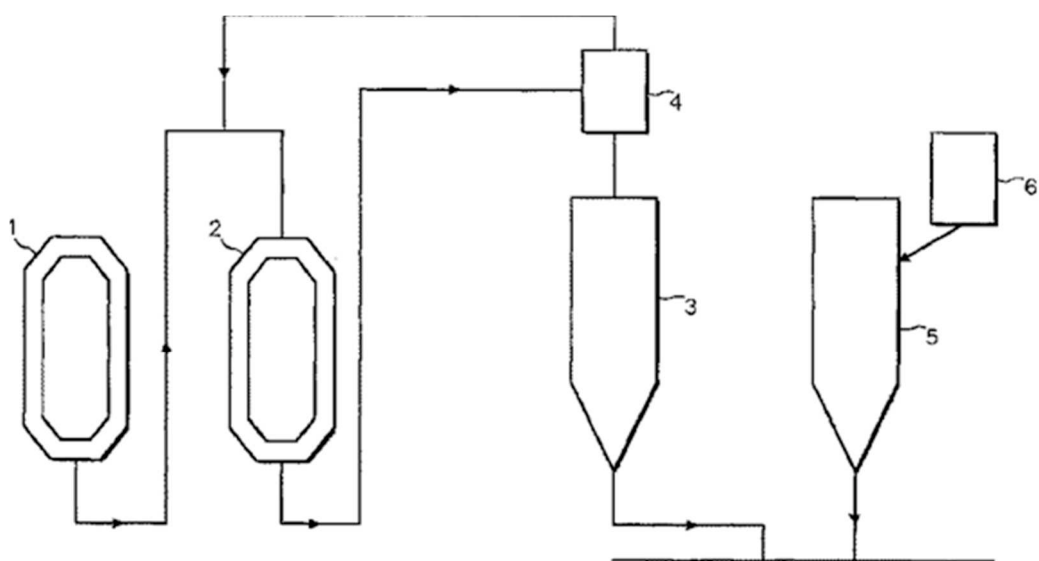


Figura 2 (estado de la técnica anterior)

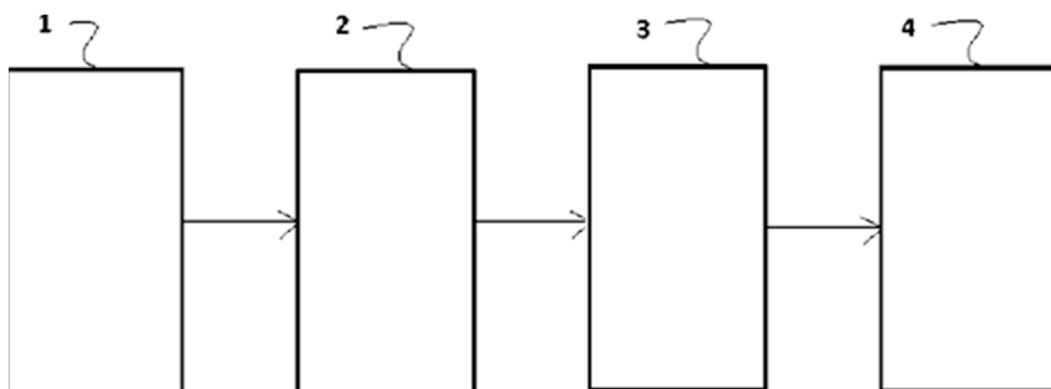


Figura 3 (invención)

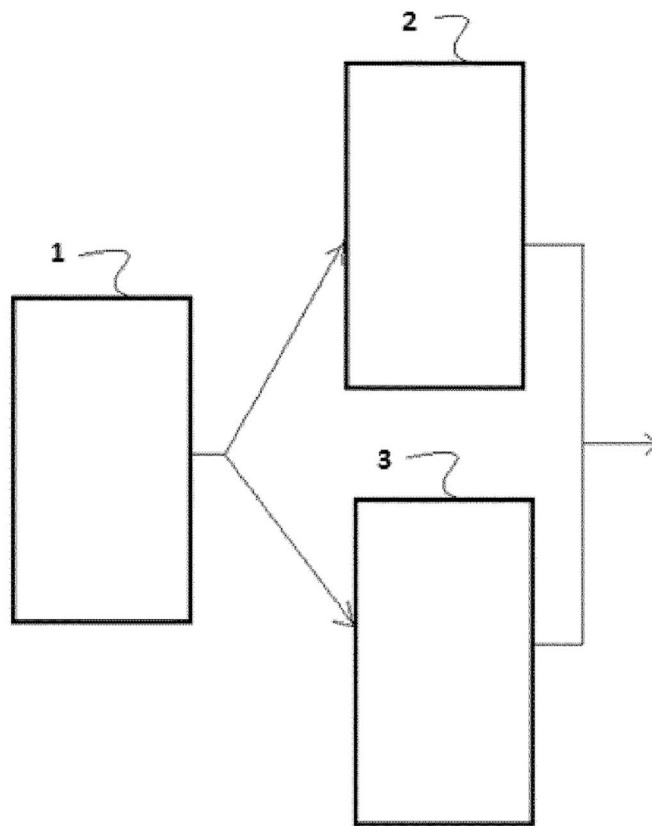
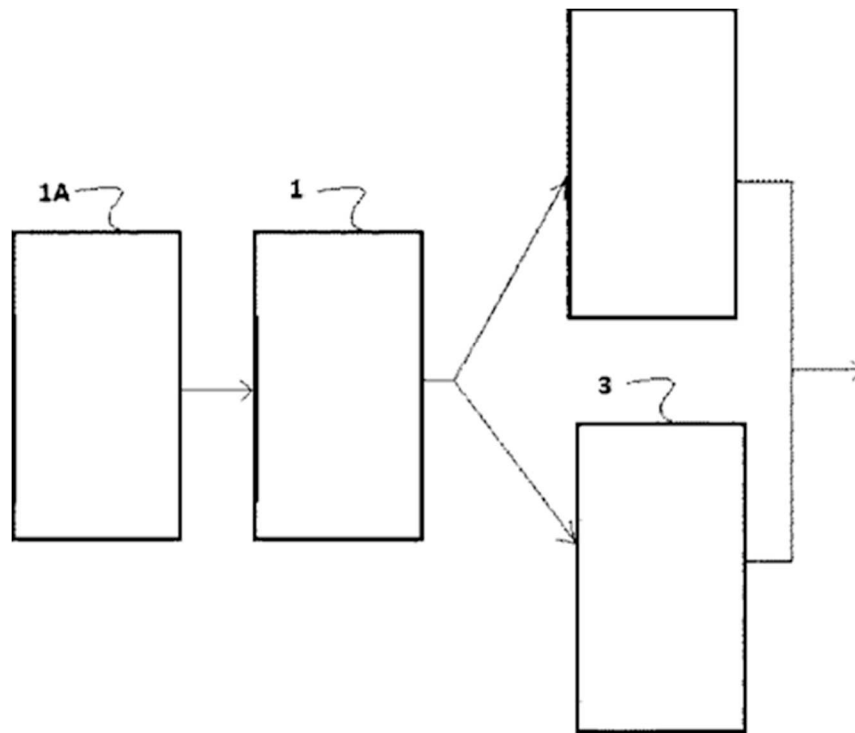


Figura 4 (invención)



REFERENCIAS CITADAS EN LA DESCRIPCIÓN

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

Documentos de patentes citados en la descripción

- WO 0177224 A
- WO 2014094990 A
- WO 2013041507 A
- EP 2586823 A
- EP 2174980 A
- WO 2011076354 A
- WO 9802471 A1
- US 4751265 A
- WO 0029452 A
- EP 2330135 A