

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 483 901**

51 Int. Cl.:

B01J 19/00 (2006.01)

B01J 19/24 (2006.01)

C08G 63/78 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **07.07.2008 E 08826294 (4)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **25.06.2014 EP 2175984**

54 Título: **Reactor tubular inclinado con bandejas secuenciales espaciadas**

30 Prioridad:

12.07.2007 US 776587

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
08.08.2014

73 Titular/es:

**GRUPO PETROTEMEX, S.A. DE C.V. (100.0%)
Ricardo Margain No. 444 Torre sur, Piso, 16 Col.
Valle del Campestre
San Pedro Garza García, Nuevo Leon 66265 , MX**

72 Inventor/es:

**WINDES, LARRY CATES;
DEBRUIN, BRUCE, ROGER y
EKART, MICHAEL, PAUL**

74 Agente/Representante:

POLO FLORES, Carlos

ES 2 483 901 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

Reactor tubular inclinado con bandejas secuenciales espaciadas.

5 ANTECEDENTES DE LA INVENCION

1. Campo de la invención

La presente invención se refiere a reactores para procesar medios de reacción que contienen líquidos. En otro aspecto, la invención se centra en los reactores de policondensación empleados para la producción de poliésteres en fase fundida.

2. Descripción de la técnica anterior

La polimerización en fase fundida se puede utilizar para producir diversos poliésteres tales como, por ejemplo, tereftalato de polietileno (PET). El PET se usa de manera generalizada en recipientes para diversos productos, entre ellos bebidas o comida, así como en fibras sintéticas y resinas. Los avances logrados en la tecnología de dichos procedimientos, junto con el crecimiento de la demanda han aumentado la competencia en el mercado de la producción y venta de PET. Por tanto, resulta deseable obtener un procedimiento para producir PET a bajo coste y con una alta eficiencia.

Por lo general, las plantas en las que se produce poliéster en fase fundida, incluidas las que se usan para fabricar PET, emplean una etapa de esterificación y una etapa de policondensación. En la etapa de esterificación, las materias primas para la producción de polímeros (es decir, los reactivos) se convierten en monómeros y/u oligómeros de poliéster. En la etapa de policondensación, los monómeros de poliéster generados en la etapa de esterificación se convierten en un producto polimérico con la longitud media de cadena final que se desee obtener.

En muchas plantas convencionales de producción de poliéster en fase fundida, la esterificación y la policondensación se llevan a cabo en uno o más reactores con agitación mecánica, como, por ejemplo, reactores de tanque con agitación continua (CSTR). No obstante, los CSTR y otros reactores con agitación mecánica tienen varios inconvenientes que pueden dar lugar a un aumento en los costes de inversión, de explotación y de mantenimiento para el conjunto de la planta de producción de poliéster. Por ejemplo, los agitadores mecánicos y diversos equipos de control que se suelen utilizar con los CSTR son complejos, caros y pueden requerir un mantenimiento exhaustivo.

El documento US 3174830A hace referencia a aparatos útiles en la policondensación continua de ésteres diólicos de ácido tereftálico. El documento US4424301A hace referencia a un procedimiento continuo y un dispositivo para la fabricación de un polímero de cloruro de vinilo en suspensión acuosa. El documento DE 19525579C1 hace referencia a un autoclave para la producción de plásticos. El documento US4680345A hace referencia a la producción continua de poliésteres elásticos. El documento US3841836A hace referencia a un aparato para la producción de polímeros de condensación. El documento GB2020194A hace referencia a un reactor de polimerización. El documento WO95/29752A hace referencia a unas bandejas de reactor de flujo dividido para reactores de policondensación con etapas dispuestas verticalmente. El documento JP07313865A hace referencia a un procedimiento de reacción catalítica de película fina descendente y a un equipo para llevarlo a cabo. El documento US2004/068070 hace referencia a un procedimiento para la producción de compuestos fácilmente polimerizables. El documento WO99/39815A hace referencia a reactores químicos de vapor-líquido predominantemente llenos de líquido. El documento US4588560A hace referencia a un reactor hidropresor para el desparafinado catalítico de materias primas líquidas de petróleo.

Por lo tanto, existe la necesidad de disponer de un proceso de producción de poliéster de alta eficiencia que minimice los costes de inversión, explotación y mantenimiento, al tiempo que se mantiene o se mejora la calidad del producto.

RESUMEN DE LA INVENCION

En una forma de realización de la presente invención, se proporciona un procedimiento que comprende el sometimiento de un medio de reacción a una reacción química en un reactor que comprende un elemento tubular alargado con una inclinación descendente y una pluralidad de bandejas espaciadas y dispuestas en el elemento tubular. El elemento tubular presenta una forma alargada a lo largo de un eje central de elongación que está

orientado en un ángulo con dirección descendente en un intervalo de entre aproximadamente 5 y aproximadamente 75 grados por debajo de la horizontal. Cada una de las bandejas presenta una superficie orientada hacia arriba sobre la cual fluye al menos una parte del medio de reacción a medida que el medio de reacción fluye a través del reactor.

5

En otra forma de realización de la presente invención, se proporciona un procedimiento para la producción de tereftalato de polietileno (PET), y dicho procedimiento comprende: (a) la introducción del material de alimentación para la policondensación en un reactor de policondensación, en el que el material de alimentación para la policondensación constituye un medio de reacción predominantemente líquido en el reactor, en el que el material de alimentación para la policondensación comprende PET con una longitud media de cadena en el intervalo de entre aproximadamente 5 y aproximadamente 100; (b) el sometimiento del medio de reacción a la policondensación en el reactor, en el que el reactor comprende un tubo inclinado hacia abajo y sustancialmente recto y al menos cuatro bandejas espaciadas y dispuestas a diferentes alturas dentro del tubo, y dicho tubo presenta una inclinación en dirección descendente en un ángulo de entre aproximadamente 10 grados y aproximadamente 60 grados por debajo de la horizontal, en el que el medio de reacción fluye principalmente por gravedad a través del reactor, en el que cada una de las bandejas presenta una superficie orientada hacia arriba por la que pasa al menos una parte del medio de reacción a medida que el medio de reacción fluye a través del reactor; y (c) la obtención de un producto de policondensación predominantemente líquido recogido del reactor, en la que el producto de la policondensación comprende PET con una longitud media de cadena al menos 10 unidades más larga que la longitud media de cadena del PET presente en el material de alimentación de la policondensación.

En otra forma más de realización de la presente invención, se proporciona un reactor que comprende un elemento tubular inclinado hacia abajo y una pluralidad de bandejas espaciadas y dispuestas a diferentes alturas en el elemento tubular. El elemento tubular tiene una forma alargada a lo largo de un eje central de elongación que está orientado en un ángulo descendente en un intervalo de entre aproximadamente 5 y aproximadamente 75 grados por debajo de la horizontal. Cada una de las bandejas presenta una pluralidad de aberturas y una superficie orientada hacia arriba que tiene una inclinación menor de aproximadamente 25 grados con respecto a la horizontal.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

30

A continuación se describen detalladamente ciertas formas de realización de la presente invención, haciendo referencia a los dibujos adjuntos, en los que:

la fig 1 es una vista cenital recortada de un reactor tubular inclinado configurado de acuerdo con una forma de realización de la presente invención y adecuado para su uso como reactor de policondensación en una planta de producción de poliéster en fase fundida; y

la fig. 2 es una vista lateral en sección parcial del reactor tubular inclinado tomada a lo largo de la línea 2-2 de la fig. 1, que ilustra particularmente la manera en la que un medio de reacción pasa por encima y a través de la serie de bandejas internas espaciadas a medida que avanza hacia abajo a través del reactor.

DESCRIPCIÓN DETALLADA

Las figs. 1 y 2 ilustran un ejemplo de reactor tubular inclinado configurado de acuerdo con una forma de realización de la presente invención. A continuación se describen detalladamente la configuración y el funcionamiento del reactor ilustrado en las figs. 1 y 2. Aunque ciertas partes de la siguiente descripción se refieren principalmente a los reactores empleados en un procedimiento de producción de poliéster en fase fundida, los reactores configurados de acuerdo con las formas de realización de la presente invención pueden tener aplicación en una gran variedad de procedimientos químicos. Por ejemplo, los reactores configurados de acuerdo con ciertas formas de realización de la presente invención se pueden emplear de manera ventajosa en cualquier procedimiento en el que las reacciones químicas tengan lugar en la fase líquida de un medio de reacción y estas produzcan un vapor. Además, los reactores configurados de acuerdo con ciertas formas de realización de la presente invención se pueden emplear de manera ventajosa en procedimientos químicos que experimentan una mejora al aumentar el área superficial del medio de reacción.

55

En referencia a las figs. 1 y 2, se ilustra una forma de realización de un reactor tubular inclinado 10 que, en general, comprende una carcasa de recipiente 12 y una serie de bandejas internas espaciadas 14a-e dispuestas en la carcasa 12. La carcasa del recipiente 12 comprende un elemento tubular inclinado hacia abajo 16, una tapa en el extremo superior 18 acoplada a la parte superior del elemento tubular 16, y una tapa en el extremo inferior 20

acoplada a la parte inferior del elemento tubular 16. La carcasa del recipiente 12 define un orificio de alimentación 22 próximo a la parte superior del reactor 10, un orificio de salida del producto líquido 24 próximo a la parte inferior del reactor 10, y un orificio de salida de vapor 26 próximo a la parte superior del reactor 10.

- 5 El elemento tubular 16 presenta una forma alargada a lo largo de un eje central de elongación inclinado hacia abajo. En la presente invención, el eje central de elongación del elemento tubular 16 está inclinado a un ángulo dentro del intervalo entre aproximadamente 5 grados y aproximadamente 75 grados por debajo de la horizontal, entre aproximadamente 10 y aproximadamente 60 grados por debajo de la horizontal, o entre 12 y 45 grados por debajo de la horizontal. En la forma de realización que se ilustra en las figs. 1 y 2, el elemento tubular 16 es un tubo
10 alargado, sustancialmente cilíndrico y sustancialmente recto. No obstante, en ciertas formas de realización, el elemento tubular 16 puede ser un elemento tubular alargado cuya sección transversal tenga diversas configuraciones (por ejemplo, rectangular, cuadrada u ovalada).

- La carcasa del recipiente 12 y/o el elemento tubular 16 pueden tener una longitud interna máxima (L) que sea mayor
15 que su diámetro interno máximo (D). En ciertas formas de realización, la carcasa 12 y/o el elemento tubular 16 tienen una relación longitud-diámetro (L:D) dentro del intervalo entre aproximadamente 2:1 y aproximadamente 50:1, entre aproximadamente 4:1 y aproximadamente 30:1, o de 8:1 a 20:1. En ciertas formas de realización, L se encuentra dentro del intervalo entre 3 y 61 m (entre aproximadamente 10 y aproximadamente 200 pies), entre 6,1 y 46 m (entre aproximadamente 20 y aproximadamente 150 pies), o entre 9,1 y 24 m (entre 30 y 80 pies); y D está
20 dentro del intervalo entre 0,3 y 6,1 m (entre aproximadamente 1 y aproximadamente 20 pies), entre 0,6 y 3 m (entre aproximadamente 2 y aproximadamente 10 pies), o entre 0,9 y 1,5 m (entre 3 y 5 pies).

- Las bandejas internas 14a-e de la presente invención presentan unas respectivas superficies orientadas hacia arriba 28a-e a través de las cuales puede fluir un líquido, como se describe detalladamente más adelante. En la forma de
25 realización ilustrada en las figs. 1 y 2, las superficies orientadas hacia arriba 28a-e de las bandejas 14a-e son sustancialmente planas y sustancialmente horizontales. Otra posibilidad consiste en que las superficies orientadas hacia arriba estén dispuestas con una inclinación cualquiera, comprendida en un ángulo de aproximadamente 25 grados con respecto a la horizontal, 10 grados con respecto a la horizontal, o 3 grados con respecto a la horizontal.

- 30 Cada una de las bandejas 14a-e define una pluralidad de aberturas que se extienden hacia abajo 30a-e, a través de las cuales puede fluir un líquido. Otra posibilidad consiste en que al menos una o la mayoría de las bandejas definan una pluralidad de aberturas que se extiendan hacia abajo, y que a través de ellas pueda fluir un líquido. El número, tamaño y forma de las aberturas 30a-e puede variar mucho dependiendo, por ejemplo, de la capacidad de producción del reactor 10 y de la viscosidad del medio que se vaya a procesar en su interior. En ciertas formas de
35 realización de la presente invención, cada bandeja 14a-e define un número de aberturas en un intervalo entre aproximadamente 5 y aproximadamente 200 000 aberturas, entre aproximadamente 200 y aproximadamente 50 000 aberturas, o entre 1000 y 10 000 aberturas. En ciertas formas de realización de la presente invención, el promedio de orificios por unidad de área se encuentra en el intervalo entre aproximadamente 0,5 y aproximadamente 50 orificios por pulgada cuadrada, entre aproximadamente 1 y aproximadamente 20 orificios por pulgada cuadrada, o
40 entre 3 y 10 orificios por pulgada cuadrada. En ciertas formas de realización de la presente invención, el porcentaje de apertura de cada bandeja 14a-e se encuentra en el intervalo entre aproximadamente el 5 y aproximadamente el 80 por ciento, entre aproximadamente el 10 y aproximadamente el 60 por ciento, o entre el 15 y el 50 por ciento.

- Cada una de las bandejas 14a-e presenta unos respectivos bordes terminales 32a-e que están espaciados con
45 respecto a la pared interna del elemento tubular 16. Otra posibilidad consiste en que al menos una o una mayoría de las bandejas presente bordes terminales que estén espaciados con respecto a la pared interna del elemento tubular 16. Los espacios entre la pared interna del elemento tubular 16 y los bordes terminales 32a-e de las bandejas 14a-e definen respectivamente unos conductos de flujo 34a-e. Opcionalmente, una o más bandejas 14a-e pueden estar provistas de un derramadero que se extienda hacia arriba, próximo a los bordes terminales 32a-e. Las bandejas
50 14a-e también presentan unos respectivos bordes de acoplamiento 36a-e que se acoplan con la pared interna del elemento tubular 16 formando un cierre estanco, mediante cualquier procedimiento que resulte adecuado (por ejemplo, soldadura).

- En la forma de realización que se ilustra en las figs. 1 y 2, cada bandeja 14a-e consiste en una placa
55 sustancialmente plana y sustancialmente horizontal que está acoplada con la pared interna del elemento tubular inclinado hacia abajo 16, formando un cierre estanco, por su respectivo borde de acoplamiento 36a-e. De este modo, en la forma de realización ilustrada en las figs. 1 y 2, cada bandeja 14a-e puede tener generalmente forma de óvalo truncado, en el que los bordes de acoplamiento 36a-e definen la parte curva del óvalo y los bordes terminales 32a definen la parte truncada del óvalo.

Aunque en las figs. 1 y 2 se muestran las bandejas 14a-e sostenidas en el elemento tubular 16 a través de la unión rígida de los bordes de acoplamiento 36a-e con la pared interna del elemento tubular 16, cabe señalar que es posible emplear diversos mecanismos para sostener las bandejas 14a-e en el elemento tubular 16. Por ejemplo, las bandejas 14a-e se pueden sostener en elementos tubulares 16 usando elementos de soporte que sostengan las bandejas 14a-e desde la parte inferior del elemento tubular 16 y/o que mantengan las bandejas 14a-e suspendidas desde la parte superior del elemento tubular 16. No obstante, si los laterales de las bandejas 14a-e se encuentran espaciados con respecto a la pared interna del elemento tubular, puede que sea necesario que las paredes laterales de las bandejas impidan que el medio de reacción fluya antes de tiempo alrededor de los laterales de las bandejas 14a-e.

En la forma de realización que se ilustra en las figs. 1 y 2, cada bandeja 14a-e tiene una configuración sustancialmente idéntica. No obstante, en ciertas formas de realización de la presente invención, la orientación y/o configuración de las bandejas 14a-e puede ser diferente, a fin de optimizar la configuración del reactor 10 para adaptarlo a la aplicación para la que se emplee el reactor 10. Por ejemplo, cuando se usa el reactor 10 para procesar un medio de reacción cuya viscosidad aumenta a medida que fluye hacia abajo a través del reactor 10, puede resultar deseable que las bandejas 14a-e presenten una creciente inclinación hacia abajo para facilitar el flujo del medio de reacción de mayor viscosidad a través de las bandejas 14a-e más bajas. Además, en dicha aplicación, puede resultar deseable que el tamaño de las aberturas 30a-e, el número de las aberturas 30a-e, o el porcentaje de apertura de las bandejas 14a-e aumenten en sentido descendente para facilitar el flujo del medio de reacción de mayor viscosidad a través de las bandejas más bajas.

El número total de bandejas internas 14 empleadas en el reactor 10 puede variar mucho dependiendo de diversos factores tales como, por ejemplo, la longitud del elemento tubular 16, la inclinación del elemento tubular 16, y la viscosidad del medio procesado en el reactor 10. En ciertas formas de realización de la presente invención, el número de bandejas 14 empleadas en el reactor 10 puede ser de al menos 4, al menos 6, o en el intervalo de aproximadamente 2 a aproximadamente 50, de aproximadamente 4 a aproximadamente 25, o de 6 a 15.

Cuando está en funcionamiento, se introduce un material de alimentación predominantemente líquido en el reactor 10 a través del orificio de alimentación 22. En la parte superior del reactor 10, el material de alimentación forma un medio de reacción predominantemente líquido 38 que fluye hacia abajo sobre la parte inferior del elemento tubular 16 hasta que alcanza la bandeja interna más alta 14a.

Una vez que el medio de reacción 38 se encuentra en la bandeja más alta 14a, fluye a través de la superficie orientada hacia arriba 28a. Cuando la bandeja 14a está configurada con unas aberturas 30a, una parte del medio de reacción 38 pasa hacia abajo a través de las aberturas 30a y cae sobre la parte inferior del elemento tubular 16 y/o sobre la superficie orientada hacia arriba 28b de la bandeja inmediatamente inferior 14b. De acuerdo con una forma de realización de la presente invención, la parte del medio de reacción 38 que pasa a través de las aberturas 30a forma unos ramales que se extienden por debajo de la bandeja 14a. Estos ramales pueden incrementar en gran medida el área superficial del medio de reacción 38 en comparación con el flujo del medio de reacción 38 a través de un elemento tubular sin bandejas o a través de una bandeja sin aberturas. En una forma de realización, el medio de reacción 38 fluye principalmente por gravedad a través del reactor 10.

La parte del medio de reacción 38 que no pasa a través de las aberturas 30a fluye sobre el borde terminal 32a de la bandeja 14a, pasa en dirección descendente a través del conducto de paso del fluido 34a, y cae sobre la siguiente bandeja 14b. Cuando la bandeja 14a está provista de un derramadero, la parte del medio de reacción que fluye sobre el borde terminal 32a debe pasar por encima, alrededor y a través de las aberturas situadas en y/o bajo el derramadero antes de entrar en el conducto de flujo 34a. El flujo del medio de reacción 38 por encima y a través del resto de las bandejas 14b-e se puede producir generalmente de la misma manera que se ha descrito para la bandeja más alta 14a.

A medida que el medio de reacción 38 fluye a través del reactor 10, se produce una reacción química dentro del medio de reacción 38. En el reactor 10 se puede formar vapor 40. El vapor 40 puede comprender uno o más subproductos de la reacción química llevada a cabo en el reactor 10 y/o uno o más compuestos volátiles presentes en el material de alimentación introducido en el reactor 10 y que se vaporizan en su interior. El vapor 40 se desprende del medio de reacción 38 y fluye generalmente hacia arriba, a medida que el medio de reacción 38 avanza hacia abajo a través del reactor 10. En concreto, el vapor 40 generado en la parte inferior del reactor 10 puede pasar en dirección ascendente a través de los conductos de flujo 34a-e a contracorriente con respecto al medio de reacción 38, que pasa en dirección descendente a través de los conductos de flujo 34a-e. El vapor 40

abandona el reactor 10 a través del orificio de salida de vapor 26, mientras que el medio de reacción 38 lo hace en forma de producto predominantemente líquido a través del orificio de salida de líquido 24. Otra posibilidad consiste en que el vapor 40 fluya generalmente hacia abajo con el medio de reacción 38 y salga por un orificio de salida de vapor (que no se muestra) situado cerca del extremo inferior del reactor 10.

5

Como ya se ha mencionado, se pueden emplear derramaderos en una o más bandejas 14a-e para ayudar a mantener la profundidad deseada del medio de reacción 38 en las bandejas 14a-e. En una forma de realización de la presente invención, la profundidad máxima del medio de reacción 38 sobre cada bandejas 14a-e es inferior a aproximadamente 0,8D, inferior a aproximadamente 0,4D, o inferior a 0,25D; siendo D el diámetro interno máximo del elemento tubular 16.

10

Los reactores tubulares inclinados configurados de acuerdo con ciertas formas de realización de la presente invención apenas requieren agitación mecánica, o no la requieren en absoluto, del medio de reacción procesado en su interior. Aunque el medio de reacción procesado en el reactor tubular inclinado puede experimentar cierta agitación en virtud del flujo a través del reactor y desde la caída de un nivel del reactor a otro, esta agitación debida al flujo y la agitación gravitacional no se pueden considerar como formas de agitación mecánica. En una forma de realización de la presente invención, menos de aproximadamente el 50 por ciento, menos de aproximadamente el 25 por ciento, menos de aproximadamente el 10 por ciento, menos de aproximadamente el 5 por ciento, o el 0 por ciento de la agitación total del medio de reacción procesado en el reactor tubular inclinado se proporciona en forma de agitación mecánica. De este modo, los reactores configurados de acuerdo con ciertas formas de realización de la presente invención pueden funcionar sin la presencia de ningún dispositivo mezclador mecánico, lo cual contrasta con los reactores de tanque con agitación continua (CSTR) que emplean la agitación mecánica de forma casi exclusiva.

Como ya se ha indicado, los reactores tubulares inclinados configurados de acuerdo con las formas de realización de los reactores de la presente invención se pueden usar en diversos procedimientos químicos. En una forma de realización, se emplea un reactor tubular inclinado configurado de acuerdo con la presente invención en una planta de producción de poliéster en fase fundida capaz de producir cualquiera de entre una variedad de poliésteres a partir de diversos materiales de partida. Entre los ejemplos de poliésteres en fase fundida que se pueden producir de acuerdo con las formas de realización de la presente invención, se incluyen, no exclusivamente: tereftalato de polietileno (PET), que incluye homopolímeros y copolímeros de PET; poliésteres líquido-cristalinos o completamente aromáticos; poliésteres biodegradables, como los que comprenden residuos de butanodiol, ácido tereftálico y ácido adipico; homopolímeros y copolímeros de poli(tereftalato de ciclohexano-dimetileno); y homopolímeros y copolímeros de 1,4-ciclohexano-dimetanol (CHDM) y ácido ciclohexanodicarboxílico o ciclohexanodicarboxilato de dimetilo. Cuando se produce un polímero de PET, dicho copolímero puede comprender un porcentaje molar de al menos el 90, al menos el 91, al menos el 92, al menos el 93, al menos el 94, al menos el 95, al menos el 96, al menos el 97, al menos el 98 por ciento de unidades de repetición de tereftalato de etileno y un porcentaje molar de hasta el 10, hasta el 9, hasta el 9, hasta el 7, hasta el 6, hasta el 5, hasta el 4, hasta el 3, o hasta el 2 por ciento de unidades de repetición de comonomero añadido. Por lo general, las unidades de repetición del comonomero se pueden obtener a partir de uno o más comonomeros escogidos entre el grupo formado por ácido isoftálico, ácido 2,6-naftalenodicarboxílico, CHDM y dietilenglicol.

En general, un procedimiento de producción de poliéster de acuerdo con ciertas formas de realización de la presente invención puede comprender dos etapas principales: una etapa de esterificación y una etapa de policondensación. En la etapa de esterificación, los materiales de partida para la obtención del poliéster, que pueden comprender al menos un alcohol y al menos un ácido, se someten a la esterificación para producir de este modo monómeros y/u oligómeros de poliéster. En la etapa de policondensación, se hacen reaccionar los monómeros y/u oligómeros de poliéster obtenidos en la etapa de esterificación para dar lugar al producto final de poliéster. Tal como se entiende en la presente descripción con respecto al PET, los monómeros tienen una longitud de cadena inferior a 3 unidades, los oligómeros tienen una longitud de cadena de entre aproximadamente 7 y aproximadamente 50 unidades (los componentes con una longitud de cadena de 4 a 6 unidades se pueden considerar monómeros u oligómeros), y los polímeros tienen una longitud de cadena mayor de aproximadamente 50 unidades. Un dímero, por ejemplo EG-TA-EG-TA-EG, tiene una longitud de cadena de 2, un trímero de 3, etc.

El ácido empleado como material de partida en la etapa de esterificación puede ser un ácido dicarboxílico tal que el producto final de poliéster comprenda al menos un residuo de ácido dicarboxílico que tenga un número de átomos de carbono dentro del intervalo de aproximadamente 4 a aproximadamente 15 o de aproximadamente 8 a aproximadamente 12. Entre los ejemplos de ácidos dicarboxílicos adecuados para su uso en la presente invención se pueden incluir, no exclusivamente: ácido tereftálico, ácido ftálico, ácido isoftálico, ácido naftaleno-2,6-

dicarboxílico, ácido ciclohexanodicarboxílico, ácido ciclohexanodiacético, ácido difenil-1,4'-dicarboxílico, ácido difenil-3,4'-dicarboxílico, 2,2-dimetil-1,3-propanodiol, ácido dicarboxílico, ácido succínico, ácido glutárico, ácido adípico, ácido azelaico, ácido sebáico, y mezclas de los mismos. En una forma de realización, el ácido empleado como material de partida puede ser un éster correspondiente, como el tereftalato de dimetilo en lugar del ácido tereftálico.

5

El alcohol empleado como material de partida en la etapa de esterificación puede ser un diol tal que el producto final de poliéster pueda comprender al menos un residuo de diol como, por ejemplo, los que se originan a partir de dioles cicloalifáticos con un número de átomos de carbono en el intervalo entre aproximadamente 3 y aproximadamente 25 o entre 6 y 20. Entre los dioles adecuados se pueden incluir, no exclusivamente: etilenglicol (EG), dietilenglicol, trietilenglicol, 1,4-ciclohexanodimetanol, propano-1,3-diol, butano-1,4-diol, pentano-1,5-diol, hexano-1,6-diol, neopentilglicol, 3-metilpentanodiol-(2,4), 2-metilpentanodiol-(1,4), 2,2,4-trimetilpentanodiol-(1,3), 2-etilhexanodiol-(1,3), 2,2-dipropanodiol-(1,3), hexanodiol-(1,3), 1,4-di(hidroxietero)benzeno, 2,2-bis-(4-hidroxiciclohexil)propano, 2,4-dihidroxi-1,1,3,3-tetrametilciclobutano, 2,2,4,4-tetrametilciclobutanodiol, 2,2-bis-(3-hidroxietero)propano, 2,2-bis-(4-hidroxietero)propano, isosorburo, hidroquinona, BDS-(2,2-(sulfonilbis)-4,1-fenilenoxi))bis(etanol), y mezclas de los mismos.

Además, los materiales de partida pueden comprender uno o más comonomeros. Entre los comonomeros adecuados se pueden incluir, por ejemplo, comonomeros que comprendan: ácido tereftálico, tereftalato de dimetilo, ácido isoftálico, isoftalato de dimetilo, 2,6-naftalenodicarboxilato de dimetilo, ácido 2,6-naftalenodicarboxílico, etilenglicol, dietilenglicol, 1,4-ciclohexanodimetanol (CHDM), 1,4-butanodiol, politetrametilenglicol, trans-DMCD, anhídrido trimelítico, 1,4-dicarboxilato de dimetilciclohexano, 2,6-dicarboxilato de dimetildecalina, dimetanoldecalina, 2,6-dicarboxilato de decahidronaftaleno, 2,6-dihidroxieterodecahidronaftaleno, hidroquinona, ácido hidroxibenzoico, y mezclas de los mismos.

De acuerdo con una forma de realización de la presente invención, la esterificación en la etapa de esterificación se puede llevar a cabo a una temperatura en el medio de reacción dentro del intervalo entre aproximadamente 180 y aproximadamente 350°C, o entre aproximadamente 215 y aproximadamente 305°C, o entre 260 y 290°C y una presión en el espacio de vapor inferior a 483 kPa (aproximadamente 70 psig), en el intervalo de -27,6 a 68,9 kPa (de aproximadamente -4 a aproximadamente 10 psig), o de 13,8 a 34,5 kPa (de 2 a 5 psig). La longitud media de cadena del monómero y/u oligómero producido en la etapa de esterificación puede estar en el intervalo entre aproximadamente 1 y aproximadamente 20, entre aproximadamente 2 y aproximadamente 15, o entre 5 y 12.

Los reactores configurados de acuerdo con ciertas formas de realización de la presente invención se pueden emplear en un sistema de producción de poliéster en fase fundida como reactor de prepolimerización para llevar a cabo una etapa de prepolimerización y/o como reactor de acabado para llevar a cabo una etapa de acabado. Más adelante se ofrece una descripción detallada, haciendo referencia a la fig. 1, de las condiciones procedimentales para la presente invención, empleada como reactor de prepolimerización y/o reactor de acabado. Se entiende que los reactores configurados de acuerdo con las formas de realización de la presente invención se pueden emplear generalmente como reactores de prepolimerización y/o reactores de acabado y que estas condiciones procedimentales no se limitan a la forma de realización descrita en la fig. 1.

Haciendo referencia de nuevo a la fig. 1, cuando se emplea el reactor 10 como reactor de prepolimerización en un procedimiento de producción de poliéster en fase fundida (por ejemplo, un procedimiento para fabricar PET), se puede llevar a cabo más de una reacción química en el reactor 10. Por ejemplo, aunque la policondensación sea la reacción química predominante en el reactor 10, también se puede producir cierto grado de esterificación en el reactor 10. Cuando el reactor 10 se emplea como reactor de prepolimerización, la longitud media de cadena del material de alimentación introducido en el orificio de alimentación 22 puede estar dentro del intervalo entre aproximadamente 1 y aproximadamente 20, entre aproximadamente 2 y aproximadamente 15, o entre 5 y 12 unidades; mientras que la longitud media de cadena del producto predominantemente líquido extraído por el orificio de salida del producto líquido 24 puede estar dentro del intervalo entre aproximadamente 5 y aproximadamente 50, entre aproximadamente 8 y aproximadamente 40, o entre 10 y 30 unidades. Cuando se emplea el reactor 10 como reactor de prepolimerización, la reacción química que tiene lugar en el reactor 10 puede provocar un aumento en la longitud media de cadena del medio de reacción 38 de al menos aproximadamente 2 unidades, en el intervalo entre aproximadamente 5 y aproximadamente 30 unidades, o en el intervalo de 8 a 20 entre el orificio de alimentación 22 y el orificio de salida del producto líquido 24.

Cuando el reactor 10 se emplea como reactor de prepolimerización, el material de alimentación puede entrar por el orificio de alimentación 22 a una temperatura dentro del intervalo entre aproximadamente 220 y aproximadamente 350°C, entre aproximadamente 265 y aproximadamente 305°C, o entre 270 y 290°C. El producto

predominantemente líquido que sale por el orificio de salida del producto líquido 24 puede tener una temperatura dentro de un intervalo de aproximadamente 50°C, 25°C o 10°C con respecto a la temperatura del material de alimentación que entra por el orificio de alimentación 22. En una forma de realización, la temperatura del producto líquido que sale por el orificio de salida 24 está dentro del intervalo entre aproximadamente 220 y aproximadamente 5 350°C, entre aproximadamente 265 y aproximadamente 305°C, o entre 270 y 290°C. En una forma de realización, la temperatura media del medio de reacción 38 en el reactor 10 está dentro del intervalo entre aproximadamente 220 y aproximadamente 350°C, entre aproximadamente 265 y aproximadamente 305°C, o entre 270 y 290°C. La temperatura media del medio de reacción 38 es la media de al menos tres medidas de temperatura tomadas en puntos con un espaciado uniforme a lo largo del recorrido principal del flujo del medio de reacción 38 a través del 10 reactor 10, en la que cada una de las medidas de temperatura se toma en un punto próximo al centroide de la sección transversal del medio de reacción 38 (en lugar de en un punto próximo a la pared del reactor o a la superficie superior del líquido del medio de reacción). Cuando el reactor 10 se emplea como reactor de prepolimerización, la presión en el espacio de vapor del reactor 10 (medida en el orificio de salida de vapor 26) se puede mantener dentro del intervalo entre 0 y 39,9 kPa (entre aproximadamente 0 y aproximadamente 300 torr), 15 dentro del intervalo entre 0,13 y 6,65 kPa (entre aproximadamente 1 y aproximadamente 50 torr), o dentro del intervalo entre 2,66 y 3,99 kPa (entre 20 y 30 torr).

Cuando el reactor 10 se emplea como reactor de prepolimerización, puede ser aconsejable calentar el material de alimentación antes de introducirlo en el reactor 10 y/o puede ser aconsejable calentar el medio de reacción 38 a 20 medida que fluya a través del reactor 10. Por lo general, la cantidad de calor acumulada añadida al material de alimentación justo antes de pasar al reactor 10, sumada al calor añadido al medio de reacción 38 en el reactor 10 puede estar en el intervalo entre 47,8 y 2390 kJ/kg (entre aproximadamente 100 y aproximadamente 5000 BTU/lb), en el intervalo entre 191 y 956 kJ/kg (entre aproximadamente 400 y aproximadamente 2000 BTU/lb), o en el intervalo entre 287 y 717 kJ/kg (entre 600 y 1500 BTU/lb).

Haciendo referencia de nuevo a la fig. 1, cuando el reactor 10 se emplea como reactor de acabado en un procedimiento de producción de poliéster en fase fundida (por ejemplo, un procedimiento para fabricar PET), la longitud media de cadena del material de alimentación introducido en el orificio de alimentación 22 puede estar dentro del intervalo entre aproximadamente 5 y aproximadamente 50, entre aproximadamente 8 y aproximadamente 25 40, o entre 10 y 30 unidades; mientras que la longitud media de cadena del producto predominantemente líquido extraído por el orificio de salida del producto líquido 24 puede estar dentro del intervalo entre aproximadamente 30 y aproximadamente 210, entre aproximadamente 40 y aproximadamente 80, o entre 50 y 70. Por lo general, la policondensación que se lleva a cabo en el reactor 10 puede provocar un aumento en la longitud media de cadena del medio de reacción 38 de al menos aproximadamente 10, al menos aproximadamente 25 o al menos 50 unidades 35 entre el orificio de alimentación 22 y el orificio de salida del producto líquido 24.

Cuando el reactor 10 se emplea como reactor de acabado, el material de alimentación puede entrar por el orificio de alimentación 22 a una temperatura dentro del intervalo entre aproximadamente 220 y aproximadamente 350°C, entre aproximadamente 265 y aproximadamente 305°C, o entre 270 y 290°C. El producto predominantemente líquido que 40 sale por el orificio de salida del producto líquido 24 puede tener una temperatura dentro de un intervalo de aproximadamente 50°C, 25°C o 10°C con respecto a la temperatura del material de alimentación que entra por el orificio de alimentación 22. En una forma de realización, la temperatura del producto líquido que sale por el orificio de salida 24 está dentro del intervalo entre aproximadamente 220 y aproximadamente 350°C, entre aproximadamente 265 y aproximadamente 305°C, o entre 270 y 290°C. En una forma de realización, la temperatura 45 media del medio de reacción 38 en el reactor 10 está dentro del intervalo entre aproximadamente 220 y aproximadamente 350°C, entre aproximadamente 265 y aproximadamente 305°C, o entre 270 y 290°C. Cuando el reactor 10 se emplea como reactor de acabado, la presión en el espacio de vapor del reactor 10 (medida en el orificio de salida de vapor 26) se puede mantener dentro del intervalo entre 0 y 3,99 kPa (entre aproximadamente 0 y aproximadamente 30 torr), dentro del intervalo entre 0,13 y 2,66 kPa (entre aproximadamente 1 y aproximadamente 20 torr), o dentro del intervalo entre 0,27 y 1,3 kPa (entre 2 y 10 torr). 50

Los reactores configurados de acuerdo con las formas de realización de la presente invención pueden proporcionar numerosas ventajas cuando se emplean como reactores en las etapas de policondensación de un procedimiento de producción de poliéster. Dichos reactores pueden resultar particularmente ventajosos cuando se emplean como 55 reactores de prepolimerización y/o de acabado en un procedimiento para fabricar PET. Además, dichos reactores resultan muy adecuados para su uso en plantas de producción de PET a escala comercial que sean capaces de producir PET a un ritmo de al menos 4530 kg por hora (aproximadamente 10 000 libras por hora), al menos 45 300 kg por hora (aproximadamente 100 000 libras por hora), al menos 113 000 kg por hora (aproximadamente 250 000 libras por hora), o al menos 227 000 kg por hora (aproximadamente 500 000 libras por hora).

En una forma de realización de la presente invención, se proporciona un procedimiento que comprende el sometimiento de un medio de reacción a una reacción química en un reactor que comprende un elemento tubular inclinado hacia abajo y una pluralidad de bandejas espaciadas y dispuestas en el elemento tubular. El elemento tubular tiene forma alargada a lo largo de un eje central de elongación que está orientado en un ángulo con dirección descendente en un intervalo entre aproximadamente 5 y aproximadamente 75 grados por debajo de la horizontal. Cada una de las bandejas presenta una superficie orientada hacia arriba sobre la cual fluye al menos una parte del medio de reacción a medida que el medio de reacción pasa a través del reactor. La descripción detallada de las figs. 1 y 2, por ejemplo, del elemento tubular, las bandejas y la corriente del medio de reacción se aplican a esta forma de realización.

En un ejemplo, se extrae un producto desde un orificio de salida del producto del reactor, en el que el medio de reacción forma el producto en el reactor. Además, cuando la reacción química comprende una policondensación, el producto puede ser un producto de policondensación. La V. I. del producto o producto de policondensación puede estar dentro del intervalo entre aproximadamente 0,3 y aproximadamente 1,2, entre aproximadamente 0,35 y aproximadamente 0,6, o entre 0,4 y 0,5 dU/g. En un ejemplo, la V. I. del producto o producto de policondensación está dentro del intervalo entre aproximadamente 0,1 y aproximadamente 0,5, entre aproximadamente 0,1 y aproximadamente 0,4, o entre 0,15 y 0,35 dU/g. En un ejemplo, se introduce un material de alimentación por un orificio de alimentación del reactor para formar el medio de reacción y la V. I. del material de alimentación se encuentra dentro del intervalo entre aproximadamente 0,1 y aproximadamente 0,5, entre aproximadamente 0,1 y aproximadamente 0,4, o entre 0,15 y 0,35 dU/g.

Los valores de viscosidad intrínseca (V. I.) se expresan en unidades dU/g calculadas a partir de la viscosidad inherente medida a 25°C en un 60% en peso de fenol y un 40% en peso de 1,1,2,2-tetracloroetano. Las muestras de polímero se pueden disolver en el disolvente a una concentración de 0,25 g/50 mL. La viscosidad de las soluciones poliméricas se puede determinar, por ejemplo, usando un viscosímetro capilar de Rheotek. En la norma ASTM D 4603, se puede encontrar una descripción del principio de funcionamiento de este viscosímetro. La viscosidad inherente se calcula a partir de la medición de la viscosidad de la solución. Las siguientes ecuaciones describen dichas mediciones de viscosidad de la solución y los posteriores cálculos de conversión en viscosidad inherente y del paso de viscosidad inherente a viscosidad intrínseca:

$$\eta_{inh} = [\ln (t_s/t_o)]/C$$

en la que,

η_{inh} = viscosidad inherente a 25°C a una concentración de polímero de 0,5 g/ 100 ml de un 60% en peso de fenol y un 40% en peso de 1,1,2,2-tetracloroetano.

ln = logaritmo natural.

t_s = tiempo de flujo de la muestra a través de un tubo capilar.

t_o = tiempo de flujo del disolvente-solución en blanco a través de un tubo capilar.

C = concentración de polímero en gramos por 100 ml de disolvente (0,50%).

La viscosidad intrínseca es el valor límite a dilución infinita de la viscosidad específica de un polímero. Se define mediante la siguiente ecuación:

$$\eta_{int} = \lim_{C \rightarrow 0} (\eta_{sp}/C) = \lim_{C \rightarrow 0} \ln (\eta_r/C)$$

en la que:

η_{int} = viscosidad intrínseca.

η_r = viscosidad relativa = t_s/t_o

η_{sp} = viscosidad específica = $\eta_r - 1$

La viscosidad intrínseca (V. I. o η_{int}) se puede calcular usando la ecuación de Billmeyer, del siguiente modo:

$$\eta_{\text{int}} = 0,5 [e^{0,5 \times V. I.} - 1] + (0,75 \times V. I.)$$

La referencia para el cálculo de la viscosidad intrínseca (relación de Billmeyer) se encuentra en J. Polymer Sci., 4, pp. 83-86 (1949).

5

La viscosidad de las soluciones poliméricas también se puede determinar usando un viscosímetro diferencial modificado de Viscotek (en la norma ASTM D 5225 se puede encontrar una descripción del principio de funcionamiento de los viscosímetros de presión diferencial) u otros procedimientos conocidos por los expertos en la materia.

10

En otra forma de realización de la presente invención, se proporciona un procedimiento para la producción de tereftalato de polietileno (PET), y dicho procedimiento comprende: (a) la introducción del material de alimentación para la policondensación en un reactor de policondensación, en la que el material de alimentación para la policondensación constituye un medio de reacción predominantemente líquido en el reactor, en la que el material de alimentación para la policondensación comprende PET con una longitud media de cadena dentro del intervalo entre aproximadamente 5 y aproximadamente 100, entre aproximadamente 5 y aproximadamente 50, entre aproximadamente 8 y aproximadamente 40, o entre 10 y 30; (b) el sometimiento del medio de reacción a la policondensación en el reactor, en el que el reactor comprende un tubo inclinado hacia abajo y sustancialmente recto y al menos 4, al menos 6, o en el intervalo entre aproximadamente 2 y aproximadamente 50, entre aproximadamente 4 y aproximadamente 25, o entre 6 y 15 bandejas espaciadas y dispuestas a diferentes alturas en el tubo, y dicho tubo presenta una inclinación en dirección descendente en un ángulo en el intervalo entre aproximadamente 5 y aproximadamente 75 grados por debajo de la horizontal, entre aproximadamente 10 y aproximadamente 60 grados por debajo de la horizontal, o entre 15 y 45 grados por debajo de la horizontal, en el que el medio de reacción fluye principalmente por gravedad a través del reactor, en el que cada una de las bandejas presenta una superficie orientada hacia arriba por la que pasa al menos una parte del medio de reacción a medida que el medio de reacción fluye a través del reactor; y (c) la obtención de un producto de policondensación predominantemente líquido recogido del reactor, en la que el producto de la policondensación comprende PET con una longitud media de cadena que es al menos aproximadamente 10, al menos aproximadamente 25, o al menos 50 unidades más larga que la longitud media de cadena del PET presente en el material de alimentación de la policondensación. La descripción detallada de las figs. 1 y 2, por ejemplo, del elemento tubular, las bandejas y la corriente del medio de reacción se aplican a esta forma de realización.

En un ejemplo, la V. I. del material de alimentación para la policondensación está dentro del intervalo entre aproximadamente 0,1 y aproximadamente 0,5, entre aproximadamente 0,1 y aproximadamente 0,4, o entre aproximadamente 0,15 y aproximadamente 0,35 dU/g. En un ejemplo, la V. I. del producto de policondensación se encuentra en el intervalo entre aproximadamente 0,3 y aproximadamente 1,2, entre aproximadamente 0,35 y aproximadamente 0,6, o entre 0,4 y 0,5 dU/g.

En otra forma de realización de la presente invención, se proporciona un reactor que comprende un elemento tubular alargado con una inclinación descendente y una pluralidad de bandejas espaciadas y dispuestas a diferentes alturas en el elemento tubular. El elemento tubular presenta una forma alargada a lo largo de un eje central de elongación que está orientado en un ángulo con dirección descendente en un intervalo entre aproximadamente 5 y aproximadamente 75 grados por debajo de la horizontal, entre aproximadamente 10 y aproximadamente 60 grados por debajo de la horizontal, o entre 15 y 45 grados por debajo de la horizontal. Cada una de las bandejas presenta una superficie orientada hacia arriba con una inclinación inferior a aproximadamente 10 grados con respecto a la horizontal, aproximadamente 5 grados con respecto a la horizontal, o 2 grados con respecto a la horizontal. La descripción detallada de las figs. 1 y 2, por ejemplo, del elemento tubular, las bandejas y la corriente del medio de reacción se aplica a esta forma de realización.

50 Intervalos numéricos

En la presente descripción se usan intervalos numéricos para cuantificar ciertos parámetros relativos a la invención. Debe entenderse que, cuando se proporcionan intervalos numéricos, dichos intervalos no se deben interpretar como una confirmación literal de las limitaciones de las reivindicaciones que solo especifican el valor mínimo del intervalo, o de las limitaciones de las reivindicaciones que solo especifican el valor máximo del intervalo. Por ejemplo, un intervalo numérico descrito como de 10 a 100 proporciona una confirmación literal de una reivindicación en la que se haga referencia a un valor «superior a 10» (sin límites superiores) y una reivindicación en la que se haga referencia a un valor «inferior a 100» (sin límites inferiores).

55

Definiciones

Según se usan en la presente descripción, los términos «un», «el» y «dicho» hacen referencia a uno o más elementos.

5 Según se usa en la presente descripción, el término «agitación» hace referencia al trabajo disipado en un medio de reacción causante del flujo y/o la mezcla del fluido.

10 Según se usa en la presente descripción, la expresión «y/o», cuando se usa en una lista de dos o más elementos, significa que cualquiera de los elementos mencionados se puede emplear individualmente, o se puede emplear cualquier combinación de dos o más de los elementos mencionados. Por ejemplo, si se describe una composición que contiene los componentes A, B y/o C, la composición puede contener solo A, solo B, solo C, una combinación de A y B, una combinación de A y C, una combinación de B y C, o una combinación de A, B y C.

15 Según se usa en la presente descripción, la expresión «longitud media de cadena» hace referencia al promedio de unidades de repetición en el polímero. Para un poliéster, la longitud media de cadena hace referencia al promedio de unidades de repetición de ácidos y alcoholes. La expresión «longitud media de cadena» es un sinónimo del grado de polimerización promedio en número (DP). La longitud media de cadena se puede determinar por diversos medios conocidos por los expertos en la materia. Por ejemplo, se puede usar un procedimiento de resonancia RMN 1H para determinar directamente la longitud de cadena basándose en un análisis de grupos terminales, y se puede usar una técnica de dispersión de luz para medir el peso molecular promedio con el uso de correlaciones para determinar la longitud de la cadena. A menudo se calcula la longitud de cadena basándose en correlaciones con medidas de cromatografía de permeación en gel (GPC) y/o medidas de viscosidad.

25 Según se usan en la presente descripción, las diferentes formas del verbo «comprender» constituyen términos de transición abiertos usados para pasar de un concepto enunciado antes del término a uno o más elementos citados después del término, en los que el elemento o elementos enumerados después del término de transición no son necesariamente los únicos elementos que componen el concepto.

30 Según se usan en la presente descripción, las diferentes formas del verbo «contener» tienen el mismo significado abierto que «comprender», explicado anteriormente.

35 Según se usa en la presente descripción, el término «conversión» se usa para describir una propiedad de la fase líquida de una corriente que ha sido sometida a una esterificación, en la que la conversión de la corriente esterificada indica el porcentaje de los grupos terminales ácidos originales que se han convertido en grupos éster (es decir, que se han esterificado). La conversión se puede cuantificar como el número de grupos terminales convertidos (es decir, grupos terminales alcohólicos) dividido por el número total de grupos terminales (es decir, grupos terminales alcohólicos más grupos terminales ácidos), expresados como un porcentaje.

40 Según se usa en la presente descripción, la expresión «acoplado directamente» hace referencia a la forma en que se acoplan dos recipientes que se encuentran en comunicación fluida, sin hacer uso de una pieza de conexión intermedia con un diámetro sustancialmente más estrecho que el de los dos recipientes.

45 Según se usa en la presente descripción, el término «esterificación» hace referencia tanto a las reacciones de esterificación como a las de intercambio de ésteres.

Según se usan en la presente descripción, las diferentes formas del verbo «tener», tienen el mismo significado abierto que «comprender», explicado anteriormente.

50 Según se usan en la presente descripción, las diferentes formas del verbo «incluir» tienen el mismo significado abierto que «comprender», explicado anteriormente.

55 Según se usa en la presente descripción, la expresión «agitación mecánica» hace referencia a la agitación de un medio de reacción causada por el movimiento físico de un elemento o elementos rígidos o flexibles contra el medio de reacción o en el interior del mismo.

Según se usa en la presente descripción, la expresión «área de flujo libre» hace referencia al área abierta disponible para que fluya el fluido, en la que el área abierta se mide a lo largo de un plano perpendicular a la dirección del flujo a través de la abertura.

Según se usa en la presente descripción, la expresión «porcentaje de apertura» hace referencia al área de una estructura que se encuentra abierta para que el fluido fluya a través de ella, como un porcentaje del área total de la estructura medida en posición ortogonal con respecto a la dirección del flujo a través de las aberturas de la estructura.

Según se usa en la presente descripción, el término «tubo» hace referencia a un elemento sustancialmente tubular alargado y recto, con una pared lateral generalmente cilíndrica.

10 Según se usan en la presente descripción, las expresiones «tereftalato de polietileno» y «PET» incluyen homopolímeros de PET y copolímeros de PET.

Según se usan en la presente descripción, las expresiones «copolímero de tereftalato de polietileno» y «copolímero de PET» hacen referencia a un PET que ha sido modificado hasta en un 10 por ciento en moles con uno o más comonómeros añadidos. Por ejemplo, las expresiones «copolímero de tereftalato de polietileno» y «copolímero de PET» incluyen PET modificados con hasta un 10 por ciento en moles de ácido isoftálico frente a un 100 por ciento en moles de ácido carboxílico. En otro ejemplo, las expresiones «copolímero de tereftalato de polietileno» y «copolímero de PET» incluyen un PET modificado con hasta un 10 por ciento en moles de 1,4-ciclohexano dimetanol (CHDM) frente a un 100 por ciento en moles de diol.

20 Según se usa en la presente descripción, el término «poliéster» no solo hace referencia a los poliésteres tradicionales, sino que también incluye derivados del poliéster como, por ejemplo, poliéter/ésteres, amidas de poliéster y amidas de poliéter/ésteres

25 Según se usa en la presente descripción, la expresión «predominantemente líquido» hace referencia a una cantidad de líquido superior al 50 por ciento en volumen.

Según se usa en la presente descripción, la expresión «medio de reacción» hace referencia a cualquier medio sometido a una reacción química.

30 Según se usa en la presente descripción, el término «residuo» hace referencia a la fracción que constituye el producto resultante de las especies químicas en un mecanismo de reacción concreto o la posterior formulación o producto químico, independientemente de si la fracción se obtiene en realidad a partir de las especies químicas.

35 Según se usa en la presente descripción, la expresión «subproducto en forma de vapor» incluye el vapor generado por una reacción química buscada (es decir, un coproducto en forma de vapor) y cualquier vapor generado por otras reacciones (es decir, reacciones secundarias) del medio de reacción.

Reivindicaciones no limitadas a las reivindicaciones descritas

40 Las formas de realización ejemplares de la invención descritas anteriormente se deben usar únicamente a modo de ilustración, y no se deben utilizar en un sentido que limite la interpretación del alcance de la invención reivindicada. Los expertos en la materia podrían realizar fácilmente modificaciones en las formas de realización ejemplares descritas, sin alejarse del alcance de la invención, tal como se expresa en las siguientes reivindicaciones.

45

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento que comprende:
- 5 la introducción de material de alimentación para la policondensación en un reactor de policondensación (10), a través de un orificio de alimentación (22) próximo a la parte superior del reactor de policondensación, en la que el material de alimentación para la policondensación comprende PET y forma un medio de reacción en dicho reactor,
- el sometimiento del medio de reacción a una reacción química en el reactor de policondensación (10), que
- 10 comprende un elemento tubular alargado e inclinado hacia abajo (16) y una pluralidad de bandejas espaciadas (14a-e) dispuestas en dicho elemento tubular a diferentes alturas, en el que las bandejas espaciadas tienen una pluralidad de aberturas (30a-e) a través de las cuales fluye al menos una parte del medio de reacción (38), en el que dicho elemento tubular tiene forma alargada a lo largo de un eje central de elongación que está orientado en un ángulo con dirección descendente en el intervalo de 5 a 75 grados por debajo de la horizontal, en el que cada una
- 15 de dichas bandejas presenta una superficie orientada hacia arriba (28a-e) inclinada a menos de 25 grados, sobre la cual fluye al menos una parte de dicho medio de reacción y forma un producto de policondensación a medida que el medio de reacción desciende por el reactor de policondensación por gravedad, y
- la extracción del producto de policondensación desde un orificio de salida del producto (24) próximo a la parte
- 20 inferior del reactor de policondensación.
2. El procedimiento de la reivindicación 1, en el que dicho elemento tubular es un tubo, en el que dicha pluralidad de bandejas comprende al menos cuatro bandejas espaciadas y dispuestas a diferentes alturas en dicho tubo, en el que dicho ángulo en dirección descendente es de 10 a 60 grados por debajo de la horizontal, en el que
- 25 dicho medio de reacción fluye principalmente por gravedad a través de dicho reactor, en el que cada una de dichas bandejas presenta una superficie orientada hacia arriba sobre la cual fluye al menos una parte de dicho medio de reacción a medida que dicho medio de reacción fluye a través de dicho reactor, en el que dicha superficie orientada hacia arriba tiene una inclinación inferior a 10 grados con respecto a la horizontal, en el que cada una de dichas bandejas define una pluralidad de aberturas a través de las cuales pasa al menos una parte de dicho medio de
- 30 reacción a medida que dicho medio de reacción fluye a través de dicho reactor.
3. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 2, en el que dicho medio de reacción comprende un material de alimentación para la policondensación, en el que dicho material de alimentación para la policondensación comprende PET con una longitud media de cadena dentro del intervalo entre 5 y 50 unidades.
- 35
4. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, en el que dicho elemento tubular tiene una relación longitud/diámetro (LD) dentro del intervalo entre 2:1 y 50:1 y en el que L está dentro del intervalo entre 3 y 61 m (de 10 a 200 pies) y D está dentro del intervalo entre 0,3 y 6,1 m (de uno a 20 pies).
- 40
5. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 2 a 4, en el que cada una de dichas bandejas tiene un porcentaje de apertura dentro del intervalo entre el 5 y el 80 por ciento.
6. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, en el que dicho reactor comprende un número de dichas bandejas dentro de un intervalo entre 2 y 50.
- 45
7. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, que además comprende la extracción de al menos una parte del subproducto en forma de vapor de dicho reactor a través de un orificio de salida de vapor (26) situado en un punto próximo a la parte superior y/o la parte inferior de dicho reactor.
- 50
8. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7, en el que la longitud media de cadena de dicho medio de reacción experimenta un incremento de al menos 10 unidades en dicho reactor.
9. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 3 a 8, en el que dicho material de alimentación para la policondensación se mantiene a una temperatura dentro del intervalo entre 220 y 350°C, en el que la presión en el espacio de vapor de dicho reactor se mantiene dentro de un intervalo entre 0 y 3999,6 Pa (de 0 a 30 torr).
- 55
10. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 3 a 9, en el que dicho PET del material de alimentación para la policondensación es un copolímero de PET que comprende al menos un 90 por ciento en moles de unidades de repetición de tereftalato de etileno y hasta un 10 por ciento de unidades de repetición

comonoméricas añadidas.

11. El procedimiento de la reivindicación 10, en el que dichas unidades de repetición comonoméricas añadidas se obtienen a partir de un comonomero seleccionado entre el grupo formado por: ácido isoftálico, ácido 5 2,6-naftalenodicarboxílico, 1,4-ciclohexanodimetanol, dietilenglicol, y combinaciones de dos o más de estos compuestos.
12. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 3 a 11, que además comprende la obtención de un producto de policondensación predominantemente líquido en dicho reactor, en el que dicho producto de 10 policondensación comprende PET con una longitud media de cadena que es al menos 10 unidades más larga que la longitud media de cadena del PET presente en dicho material de alimentación para la policondensación.
13. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 3 a 12, en el que dicho medio de reacción forma dicho producto en dicho reactor, y en el que la viscosidad intrínseca (V. I.) de dicho producto se encuentra en 15 el intervalo entre 0,3 y 1,2 dl/g.
14. Un reactor (10) que comprende: un orificio de alimentación (22), un elemento tubular inclinado hacia abajo (16) y una pluralidad de bandejas espaciadas (14a-e) dispuestas a diferentes alturas en el dicho elemento tubular, en el que dicho elemento tubular tiene forma alargada a lo largo de un eje central de elongación que está 20 orientado en un ángulo con dirección descendente dentro de un intervalo entre 5 y 75 grados por debajo de la horizontal, en el que cada una de dichas bandejas tiene una pluralidad de aberturas (30a-e) y presenta una superficie orientada hacia arriba, en el que dicha superficie orientada hacia arriba tiene una inclinación inferior a 25 grados con respecto a la horizontal, y un orificio de salida del producto (24) próximo al a la parte inferior del reactor.

