

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 795 354**

51 Int. Cl.:

B01J 10/00 (2006.01)

B01J 19/00 (2006.01)

B01J 19/24 (2006.01)

C08G 63/78 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **07.07.2008 PCT/US2008/008304**

87 Fecha y número de publicación internacional: **15.01.2009 WO09009014**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **07.07.2008 E 08826317 (3)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **18.03.2020 EP 2175977**

54 Título: **Sistema de reactor con calefacción optimizada y separación de fases**

30 Prioridad:

12.07.2007 US 776603

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
23.11.2020

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 Garcia, Nuevo Leon 66265, MX**

72 Inventor/es:

**DEBRUIN, BRUCE, ROGER;
YOUNT, THOMAS, LLOYD;
WINDES, LARRY, CATES y
MOYER, WESLEY, THOMAS**

74 Agente/Representante:

PONS ARIÑO, Ángel

ES 2 795 354 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

Sistema de reactor con calefacción optimizada y separación de fases

5 ANTECEDENTES DE LA INVENCION

1. Campo de la invención

Esta invención se refiere a un procedimiento de policondensación en un reactor de una configuración particular tal y como se expone en lo sucesivo.

2. Descripción de la técnica anterior

La polimerización en fase fundida puede usarse para producir una diversidad de poliésteres, tales como, por ejemplo, tereftalato de polietileno (PET). El PET se usa ampliamente en bebidas, alimentos y otros recipientes, así como en fibras sintéticas y resinas. Los avances en la tecnología de procedimiento junto con el incremento de demanda han conducido a un mercado cada vez más competitivo para la producción y venta de PET. Por lo tanto, resulta deseable un procedimiento de bajo coste y alta eficiencia para producir PET.

En general, las instalaciones de producción de poliéster en fase fundida, incluyendo las usadas para fabricar PET, emplean una fase de esterificación y una fase de policondensación. En la etapa de esterificación, las materias primas poliméricas (i.e., reactivos) se convierten en monómeros de poliéster y/u oligómeros. En la fase de policondensación, los monómeros que salen de la fase de esterificación se convierten en un producto de polímero con la longitud de cadena media final deseada.

En muchas instalaciones de producción de poliéster en fase fundida convencionales, la esterificación y la policondensación se llevan a cabo en uno o más reactores agitados mecánicamente, tales como, por ejemplo, reactores continuos de tanque agitado (CSTR). Sin embargo, los CSTR y otros reactores con agitación mecánica tienen varios inconvenientes que pueden dar como resultado un aumento de los costes de capital, operación y/o mantenimiento para la instalación de producción de poliéster en general. Por ejemplo, los agitadores mecánicos y varios equipos de control típicamente asociados con CSTR son complejos, caros y pueden requerir un mantenimiento extenso. Además, los CSTR convencionales emplean frecuentemente tubos de intercambio de calor internos que ocupan una parte del volumen interno del reactor. Para compensar la pérdida en el volumen eficaz del reactor, los CSTR con tubos internos de intercambio de calor requieren un volumen total más grande, lo que aumenta los costes de capital. Además, las bobinas internas de intercambio de calor normalmente asociadas con los CSTR pueden interferir indeseablemente con los patrones de flujo del medio de reacción dentro del recipiente, lo que resulta en una pérdida de conversión. Para aumentar la conversión del producto, muchas instalaciones de producción de poliéster convencionales han empleado múltiples CSTR que operan en serie, lo que aumenta aún más los costes de capital y operativos.

Por lo tanto, existe una necesidad de un procedimiento de poliéster de alta eficiencia que minimice los costes de capital, operativos y de mantenimiento, mientras que mantenga o mejore la calidad de producto.

El documento de los EE.UU. 2820815 describe un procedimiento para la preparación de composiciones lubricantes sintéticas. El documento GB1122538 describe un procedimiento para la esterificación de ácido tereftálico con glicoles. El documento de los EE.UU. 3927982 describe un aparato de auto agitación para la esterificación continua.

RESUMEN DE LA INVENCION

En la presente invención, se proporciona un procedimiento de policondensación para producir tereftalato de polietileno (PET), que comprende: (a) calentar un medio de reacción inicial en un intercambiador de calor para proporcionar así un medio de reacción calentado; y (b) desacoplar un vapor del medio de reacción calentado en un recipiente de desacoplamiento alargado horizontalmente para proporcionar así un producto predominantemente líquido. Al menos una parte del vapor es un subproducto de una reacción de policondensación llevada a cabo en el intercambiador de calor y/o en el recipiente de desacoplamiento. El recipiente de desacoplamiento tiene una relación de longitud a diámetro (L:D) en el intervalo de aproximadamente 1,25:1 a alrededor de 8:1.

El medio de reacción inicial es una alimentación de policondensación de tereftalato de polietileno. La alimentación tiene una viscosidad intrínseca inicial (It.V.) en el intervalo de 0,1 a 0,5 dL/g, el producto predominantemente líquido comprende tereftalato de polietileno, al menos parcialmente formado por la reacción de policondensación. La It.V. del producto de policondensación representa un aumento desde la It.V. inicial a un valor en el intervalo de 0,3 a 1,2 dL/g. Dicho recipiente de desacoplamiento está directamente acoplado a dicho intercambiador de calor.

La distancia entre una salida del intercambiador de calor y una entrada de alimentación del recipiente de desacoplamiento es inferior a aproximadamente 5 D. La distancia horizontal entre la entrada de alimentación del recipiente de desacoplamiento y una salida de líquido y una salida de vapor del recipiente de desacoplamiento es de al menos 1,25 D. La distancia vertical entre la entrada de alimentación del recipiente de desacoplamiento y la salida de líquido del recipiente de desacoplamiento está en el intervalo de 0,20 D a 10 D. La distancia vertical entre la salida del líquido del recipiente de desacoplamiento y la salida de vapor del recipiente de desacoplamiento es de al menos 0,5 D.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

10

La figura 1 es una representación esquemática de un sistema de reactor útil en un procedimiento de producción de poliéster en fase fundida para producir PET según la presente invención.

DESCRIPCIÓN DETALLADA

15

Ahora, en referencia a la figura 1, se ilustra un sistema de reactor 10 que comprende un intercambiador de calor 12 y un recipiente de desacoplamiento 14 utilizados al efectuar el procedimiento de la presente invención.

El intercambiador de calor 12 comprende una carcasa del intercambiador verticalmente alargada 16 y un núcleo del intercambiador 18 dispuesto en la carcasa del intercambiador 16. La carcasa del intercambiador 16 comprende un miembro tubular vertical 20 con un par de tapas extremas 22,24 acopladas a la parte superior e inferior del miembro tubular 20. En la presente invención, el intercambiador de calor 12 puede tener una relación de altura a ancho (H:W) en el intervalo de aproximadamente 1,25:1 a alrededor de 8:1, donde H es la dimensión interna máxima de la carcasa del intercambiador 16, medida en la dirección de alargamiento de la carcasa del intercambiador 16, y W es la dimensión interna máxima de la carcasa del intercambiador 16, medida de manera perpendicular a la dirección de alargamiento de la carcasa del intercambiador 16. En ciertas realizaciones, H puede estar en el intervalo de aproximadamente 1,5 a aproximadamente 30,5 m (aproximadamente de 5 a aproximadamente 100 pies), aproximadamente 3 a aproximadamente 23 m (aproximadamente 10 a aproximadamente 75 pies), o de 6 a 15 m (de 20 a 50 pies), mientras que W puede estar en el intervalo de aproximadamente 0,3 a aproximadamente 15 m (aproximadamente 1 a aproximadamente 50 pies), aproximadamente 0,6 a aproximadamente 9 m (aproximadamente 2 a aproximadamente 30 pies) o (4 a 20 pies).

El volumen interno de la carcasa del intercambiador 16 incluye una zona común inferior 26 y una zona común superior 28, separadas entre sí por el núcleo intercambiador 18. La carcasa del intercambiador 16 define una entrada del intercambiador 30 definida en la tapa del extremo inferior 24 cerca del fondo de la carcasa del intercambiador 16 y una salida del intercambiador 32 definida en el lado del miembro tubular 20 cerca de la parte superior de la carcasa del intercambiador 16. La entrada del intercambiador 30 está en comunicación fluida con la zona común inferior 26, mientras que la salida del intercambiador 32 está en comunicación fluida con la zona común superior 28. El núcleo 18 del intercambiador comprende un cabezal inferior 34, un cabezal superior 36, una pluralidad de tubos de intercambio de calor 38 y una pluralidad de deflectores 40. Los cabezales inferior y superior 34,36 pueden ser placas sustancialmente planas que están acopladas por sellado (por ejemplo, soldadas) a la pared interior de la carcasa del intercambiador 16. Los tubos del intercambio de calor 38 están acoplados y se extienden entre los cabezales inferior y superior 34,36. Los cabezales inferior y superior 34,36 definen una pluralidad de aberturas que se corresponden con los extremos abiertos de los tubos 38, de modo que un fluido puede fluir hacia arriba a través de los tubos 38 desde la zona común inferior 26 a la zona común superior 28. Por consiguiente, la única ruta de flujo de fluido entre las zonas comunes inferior y superior 26,28 es a través de los tubos 38.

Una zona del lado de la carcasa 42 se define en el núcleo 18 entre los cabezales superior e inferior 34,36 y fuera de los tubos 38. La zona del lado de la carcasa 42 está configurada para recibir un medio de transferencia de calor que intercambia calor con el fluido que fluye hacia arriba a través de los tubos 38. Como se representa en la figura 1, la carcasa del intercambiador 16 define una entrada del medio de transferencia de calor 48 para recibir el medio de transferencia de calor en la zona del lado de la carcasa 42 y una salida del medio de transferencia de calor 50 para descargar el medio de transferencia de calor fuera de la zona del lado de la carcasa 42. El medio de transferencia de calor se representa como un flujo de contracorriente al medio de reacción. Un experto en la materia reconocerá que, alternativamente, la carcasa del intercambiador 16 puede definir una abertura 50 para recibir el medio de transferencia de calor en la zona del lado de la carcasa 42 y una abertura 48 para descargar el medio de transferencia de calor fuera de la zona 42 de la carcasa (es decir, el medio de transferencia de calor puede fluir conjuntamente con el medio de reacción). Los deflectores 40 se extienden en la zona del lado de la carcasa 42 y son operables para hacer que el medio de transferencia de calor en la zona del lado de la carcasa 42 fluya a través de la zona del lado de la carcasa 42 a lo largo de una trayectoria tortuosa. El intercambiador de calor 12 es operable para un medio de reacción al calor que fluye hacia arriba a través del núcleo intercambiador 18 a través del intercambio de calor indirecto con el medio de transferencia de calor en la zona del lado de la carcasa 42. El medio de reacción calentado resultante sale del intercambiador de calor 12 a través de la salida del intercambiador 32 y, a continuación, se introduce en el recipiente

de desacoplamiento 14.

El recipiente de desacoplamiento 14 comprende una carcasa de recipiente alargada horizontalmente 52 que incluye un miembro tubular alargado 54 y un par de tapas de extremos 56,58 acopladas a los extremos opuestos del miembro tubular 54. La carcasa del recipiente 52 define una entrada de alimentación 60, una salida de producto líquido 62 y una salida de vapor 64. En ciertas realizaciones de la presente invención, el recipiente de desacoplamiento 14 tiene una relación de longitud a diámetro (L:D) de menos de aproximadamente 10:1, en el intervalo de aproximadamente 1,25:1 a alrededor 8:1, en el intervalo de aproximadamente 1,5:1 a alrededor 6:1, o en el intervalo de 2:1 a 4,5:1, donde L es la dimensión interna máxima de la cubierta del recipiente 52, medida en la dirección de alargamiento de la cubierta del recipiente 52, y D es la dimensión interna máxima de la cubierta del recipiente 52, medida perpendicular a la dirección de alargamiento de la cubierta del recipiente 52. En ciertas realizaciones, L puede estar en el intervalo de aproximadamente 3 a aproximadamente 61 m (aproximadamente 10 a aproximadamente 200 pies), de aproximadamente 6 a aproximadamente 46 m (aproximadamente 20 a aproximadamente 150 pies) o de 9 a 24 m (de 30 a 80 pies), mientras que D puede estar en el intervalo de aproximadamente 0,3 a aproximadamente 15 m (aproximadamente 1 a aproximadamente 50 pies), aproximadamente 0,6 a aproximadamente 9 m (aproximadamente 2 a aproximadamente 30 pies) o 1,2 a 6 m (4 a 20 pies).

Como se ilustra en la figura 1, el intercambiador de calor 12 y el recipiente de desacoplamiento 14 están ubicados muy cerca uno del otro. Por lo tanto, la distancia entre la salida del intercambiador 32 y la entrada de alimentación 60 puede ser inferior a aproximadamente 5 D, inferior a aproximadamente 2 D o inferior a 1 D. Además, en la realización ilustrada en la figura 1, el intercambiador de calor 12 y el recipiente de desacoplamiento 14 están directamente acoplados entre sí (es decir, acoplados sin ningún equipo de procedimiento intermedio situado entre la salida del intercambiador 32 y la entrada de alimentación 60). Generalmente, la salida del intercambiador 32 y la entrada de alimentación 60 están acopladas entre sí mediante una conexión bridada convencional, con una primera mitad de la conexión bridada que se extiende desde la pared lateral de la carcasa del intercambiador 16 y la segunda mitad de la conexión bridada que se extiende desde la tapa de extremo 56 de la carcasa del recipiente de desacoplamiento 52.

La entrada de alimentación 60, la salida de producto líquido 62 y la salida de vapor 64 se pueden posicionar de modo tal que mejoren el desacoplamiento de vapor/líquido en el recipiente de desacoplamiento 14. La distancia horizontal entre la entrada de alimentación 60 y las salidas de líquido y vapor 62,64 puede ser de al menos aproximadamente 1,25 D, al menos aproximadamente 1,5 D o al menos 2 D. La distancia vertical entre la entrada de alimentación 60 y la salida de líquido 64 puede ser inferior a aproximadamente 2 D, en el intervalo de aproximadamente 0,2 D a aproximadamente 1 D, en el intervalo de aproximadamente 0,25 D a aproximadamente 0,75 D o en el intervalo de 0,3 D a 0,5 D. La distancia vertical entre la salida de producto líquido 62 y la salida de vapor 64 puede ser de al menos aproximadamente 0,5 D, al menos aproximadamente 0,75 D o aproximadamente 1 D. Como se ilustra en la figura 1, el recipiente de desacoplamiento 14 también puede comprender un deflector 66 que se extiende hacia abajo. El deflector 66 puede disponerse generalmente entre la entrada de alimentación 60 y la salida de vapor 64, pero más cerca de la salida de vapor 64 que de la entrada de alimentación 60. El deflector 66 puede extenderse hacia abajo desde la parte superior de la carcasa del recipiente 52, cerca de la salida de vapor 64.

Aunque la carcasa del intercambiador 16 y la carcasa del recipiente de desacoplamiento 52 se ilustran en la figura 1 como que tienen configuraciones sustancialmente cilíndricas, debe tenerse en cuenta que estas cubiertas pueden tener una variedad de configuraciones de sección transversal (por ejemplo, cuadrada, rectangular, ovalada, etc.). Aunque la carcasa del intercambiador 16 y los tubos 38 se ilustran en la figura 1 como alargados a lo largo de un eje vertical de alargamiento, debe observarse que el eje de alargamiento de la carcasa del intercambiador 16 y los tubos 38 no necesitan ser perfectamente verticales. Por ejemplo, el eje de alargamiento de la carcasa del intercambiador 16 y/o los tubos 38 pueden orientarse con aproximadamente 30 grados de verticalidad, dentro de aproximadamente 15 grados de verticalidad, o dentro de 5 grados de verticalidad. Aunque la carcasa del recipiente de desacoplamiento 52 se ilustra en la figura 1 como alargada a lo largo de un eje horizontal de alargamiento, debe tenerse en cuenta que el eje de alargamiento de la carcasa del recipiente de desacoplamiento 52 no necesita ser perfectamente horizontal. Por ejemplo, el eje de alargamiento de la carcasa 52 del recipiente de desacoplamiento puede orientarse con aproximadamente 30 grados de horizontalidad, dentro de aproximadamente 15 grados de horizontalidad o dentro de 5 grados de horizontalidad.

Como se representa en la figura 1, el recipiente de desacoplamiento 14 puede ser un recipiente sustancialmente vacío. Opcionalmente, el recipiente de desacoplamiento 14 puede equiparse con tubos de intercambio de calor internos, bobinas de intercambio de calor internas, una cubierta externa y/o trazado de calor externo usado para calentar el medio de reacción en el recipiente de desacoplamiento 14. Típicamente, menos de aproximadamente 50 por ciento, menos de aproximadamente 25 por ciento, menos de aproximadamente 10 por ciento, menos de aproximadamente 5 por ciento o 0 por ciento del calor total agregado al medio de reacción en el recipiente de desacoplamiento 14 se agrega a través de bobinas o tubos de intercambio de calor internos.

Como se mencionó anteriormente, el sistema de reactor 10 puede requerir poca o ninguna agitación mecánica del

medio de reacción procesado en el mismo. Aunque el medio de reacción procesado en el sistema de reactor 10 puede agitarse en alguna medida en virtud del flujo a través del sistema de reactor 10, esta agitación de flujo no es una agitación mecánica. Típicamente, 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 intercambiador de calor 12 y/o el recipiente de desacoplamiento 14 del sistema de reactor 10 se proporciona mediante agitación mecánica. Por consiguiente, los sistemas del reactor pueden funcionar sin ningún dispositivo de mezcla mecánica. Esto contrasta directamente con los reactores continuos de tanque agitado (CSTR) convencionales que emplean agitación mecánica casi exclusivamente.

10

Ahora se describirá en detalle el funcionamiento de un sistema de reactor 10 útil para realizar la presente invención. En general, el sistema de reactor 10 puede emplearse para facilitar una reacción química en un medio de reacción calentando el medio de reacción en el intercambiador de calor 12 y, a continuación, desacoplando un vapor del medio de reacción en el recipiente de desacoplamiento 14. A continuación, se proporcionan ejemplos específicos de reacciones químicas que pueden llevarse a cabo en un sistema de reactor. En general, sin embargo, el sistema de reactor 10 puede usarse para facilitar cualquier tipo de reacción en la que (1) se requiere una entrada de calor, (2) la reacción tiene lugar en la fase líquida de un medio de reacción, (3) se produce un vapor a partir del medio de reacción y (4) es deseable desacoplar el vapor del medio de reacción.

15

El procedimiento llevado a cabo en el sistema de reactor 10 puede comenzar introduciendo una alimentación de intercambiador predominantemente líquida en el intercambiador de calor 12 a través de la entrada del intercambiador 30. La alimentación del intercambiador forma un medio de reacción inicial 68 en la zona común inferior 26 del intercambiador de calor 12. El medio de reacción inicial 68 se pasa, a continuación, hacia arriba a través de los tubos 38 del núcleo 18. Al mismo tiempo, se hace circular un medio de transferencia de calor caliente a través de la zona del lado de la carcasa 42 desde la entrada del medio de transferencia de calor 48 hasta la salida del medio de transferencia de calor 50. El medio de transferencia de calor puede fluir generalmente hacia abajo a través de la zona del lado de la carcasa 42 (es decir, en contracorriente a la dirección del flujo del medio de reacción 68 en los tubos 38). A medida que el medio de transferencia de calor fluye a través de la zona del lado de la carcasa 42, rodea y entra en contacto con el exterior de los tubos 38 para calentar así el medio de reacción inicial 68 que fluye hacia arriba a través de los tubos 38. Por lo tanto, el medio de reacción inicial 68 que fluye hacia arriba a través de los tubos 38 se calienta por intercambio de calor indirecto con el medio de transferencia de calor en la zona del lado de la carcasa 42, produciendo así un medio de reacción calentado 70 que sale de la parte superior del núcleo 18 y entra en la zona común superior 28 del intercambiador de calor 12. El medio de reacción calentado 70, a continuación, fluye fuera del intercambiador de calor 12 a través de la salida del intercambiador 32 y dentro del recipiente de desacoplamiento 14 a través de la entrada de alimentación 60.

20

25

30

35

En el recipiente de desacoplamiento 14, un vapor 72 se desacopla del medio de reacción calentado 70. El vapor 72 se puede formar en el intercambiador de calor 12 y/o en el recipiente de desacoplamiento 14. El vapor 72 puede comprender un subproducto de la reacción química realizada en el sistema de reactor 10 y/o un componente volátil de la alimentación del intercambiador que se vaporiza en el sistema de reactor 10.

40

Como se ilustra en la figura 1, el medio de reacción calentado 70 puede comprender una porción predominantemente líquida 74 y una porción de espuma 76. La porción de espuma 76 se puede generar en el intercambiador de calor 12 y/o en el recipiente de desacoplamiento 14. Independientemente de si el medio de reacción calentado 70 comprende o no una porción de espuma, la porción predominantemente líquida 74 del medio de reacción calentado 70 fluye generalmente de manera horizontal a través del fondo del recipiente de desacoplamiento 14 y hacia la salida de líquido 62. Como la porción predominantemente líquida 74 del medio de reacción calentado 70 fluye a través del recipiente de desacoplamiento 14, el vapor 72 fluye generalmente sobre el medio de reacción calentado 70 y hacia la salida de vapor 64.

45

50

El deflector 66, que se encuentra cerca de la salida de vapor 64, está configurado para garantizar que prácticamente ninguna espuma o líquido arrastrado salga del recipiente de desacoplamiento 14 a través de la salida de vapor 64. Además, la longitud del recipiente de desacoplamiento 14, el caudal de líquido a través del recipiente de desacoplamiento 14, el volumen del recipiente de desacoplamiento 14, el área superficial del medio de reacción calentado 70 y la profundidad del medio de reacción calentado 70 en el recipiente de desacoplamiento 14 ayudan a garantizar que prácticamente no salga espuma del recipiente de desacoplamiento 14 a través de la salida del producto líquido 62. Generalmente, la profundidad máxima de la porción predominantemente líquida 74 del medio de reacción 70 en el recipiente de desacoplamiento 14 puede ser inferior a aproximadamente 0,75 D, inferior a aproximadamente 0,6 D, inferior a aproximadamente 0,5 D o inferior a 0,3 D. Generalmente, la porción predominantemente líquida 74 del medio de reacción 70 ocupa menos de aproximadamente el 50 por ciento, menos de aproximadamente el 25 por ciento o menos del 15 por ciento del volumen interno total del recipiente de desacoplamiento. Después de pasar a través del recipiente de desacoplamiento 14, la porción predominantemente líquida 74 del medio de reacción calentado 70 sale del recipiente de desacoplamiento 14 a través de la salida de producto líquido 62 como un producto

55

60

predominantemente líquido y el vapor 72 sale del recipiente de desacoplamiento 14 a través de la salida de vapor 64.

El sistema de reactor descrito anteriormente, según la invención, se emplea en una instalación de producción de poliéster en fase fundida para producir tereftalato de polietileno (PET), que incluye homopolímeros y copolímeros de PET. Cuando se produce un copolímero de PET, dicho copolímero puede comprender al menos 90, al menos 91, al menos 92, al menos 93, al menos 94, al menos 95, al menos 96, al menos 97, al menos 98 por ciento en moles de etileno unidades repetidas de tereftalato y hasta 10, hasta 9, hasta 8, hasta 7, hasta 6, hasta 5, hasta 4, hasta 3 o hasta 2 por ciento en moles de unidades de repetición de comonomero añadidas. Generalmente, las unidades de repetición de comonomero pueden derivarse de uno o más comonomeros seleccionados del grupo que consiste en ácido isoftálico, ácido 2,6-naftalin-dicarboxílico, CHDM y dietilenglicol.

En general, un procedimiento de producción de poliéster comprende dos etapas principales: una etapa de esterificación y una etapa de policondensación. En la etapa de esterificación, los materiales de partida de poliéster, que pueden comprender al menos un alcohol y al menos un ácido, se someten a esterificación para producir monómeros de poliéster y/u oligómeros. En la etapa de policondensación, los monómeros de poliéster y/u oligómeros de la etapa de esterificación se hacen reaccionar en el producto de poliéster final. Como se usa en esta invención con respecto al PET, los monómeros tienen menos de 3 longitudes de cadena, los oligómeros tienen de aproximadamente 7 a aproximadamente 50 longitudes de cadena (los componentes con una longitud de cadena de 4 a 6 unidades pueden considerarse monómero u oligómero) y los polímeros tienen más de cerca de 50 longitudes de cadena. Un dímero, por ejemplo, EG-TA-EG-TA-EG, tiene una longitud de cadena de 2, y un trímero 3, y así sucesivamente.

El material de partida de ácido empleado en la fase de esterificación puede ser un ácido dicarboxílico de modo que el producto de poliéster final comprende al menos un residuo de ácido dicarboxílico que tiene en el intervalo de aproximadamente 4 a aproximadamente 15, o de 8 a 12 átomos de carbono. Los ejemplos de ácidos dicarboxílicos adecuados para su uso en la presente invención pueden incluir, entre otros, ácido terftálico, ácido ftálico, ácido isoftálico, ácido naftaleno-2,6-dicarboxílico, ácido ciclohexanodicarboxílico, ácido ciclohexanodiacético, ácido difenil-4,4'-dicarboxílico, ácido difenil-3,4'-dicarboxílico, 2,2,-dimetil-1 ,3-propanodiol, ácido dicarboxílico, ácido succínico, ácido glutárico, ácido adípico, ácido azelaico, ácido sebácico y mezclas de los mismos. En una realización, el material de partida ácido puede ser un éster correspondiente, tal como tereftalato de dimetilo en lugar de ácido tereftálico.

El material de partida de alcohol empleado en la fase de esterificación puede ser un diol de modo que el producto de poliéster final pueda comprender al menos un residuo de diol, tal como, por ejemplo, aquellos que proceden de dioles cicloalifáticos que tienen en el intervalo de aproximadamente 3 a aproximadamente 25 átomos de carbono o de 6 a 20 átomos de carbono. Los dioles adecuados pueden incluir, entre otros, etilenglicol (EG), dietilenglicol, trietilenglicol, 1 ,4-ciclohexano-dimetanol, 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-trimetilpentano-diol-(1, 3), 2-etilhexanodiol-(1 ,3), 2,2-dietilpropano-diol-(1 ,3), hexanodiol-(1 ,3), 1 ,4-di-(hidroxietoxi)-benceno, 2,2-bis-(4-hidroxiciclohexil)-propano, 2,4-dihidroxi-1 ,1 ,3,3-tetrametil-ciclobutano, 2,2,4,4-tetrametil-ciclobutanodiol, 2,2-bis-(3-hidroxietoxifenil)-propano, 2,2bis-(4-hidroxi-propoxifenil)-propano, isosorburo, hidroquinona, BDS-(2,2-(sulfonilbis)4,1-fenileneoxi)bis(etanol) y mezclas de los mismos. Además, los materiales de partida pueden comprender uno o más comonomeros. Comonomeros adecuados pueden incluir, por ejemplo, comonomeros que comprenden ácido tereftálico, tereftalato de dimetilo, ácido isoftálico, isoftalato de dimetilo, dimetil-2,6-naftalenodicarboxilato, ácido 2,6-naftalenodicarboxílico, etilenglicol, dietilenglicol, 1 ,4-ciclohexanodimetanol (CHDM), 1 ,4-butanodiol, politetrametilenglicol, trans-DMCD, anhídrido trimelítico, clciclohexano-1 ,4 dicarboxilato de dimetilo, decalin-2,6 dicarboxilato de dimetilo, decalindimetanol, 2,6-dicarboxilato de decahidronaftaleno, 2,6-dihidroxi-metil-decahidronaftaleno, hidroquinona, ácido hidroxibenzoico, y mezclas de los mismos.

La etapa de policondensación puede incluir una etapa de prepolimerización para producir un producto parcialmente condensado que, a continuación, se somete a una etapa de acabado para producir así el producto polimérico final.

Haciendo referencia nuevamente a la figura 1, se puede llevar a cabo más de una reacción química en el sistema de reactor 10. Por ejemplo, aunque la policondensación puede ser la reacción química predominante llevada a cabo en el sistema de reactor 10, también puede producirse una cierta cantidad de esterificación en el sistema de reactor 10. La longitud de cadena promedio de la alimentación introducida en la entrada del intercambiador 30 del intercambiador de calor 12 puede estar en el intervalo de alrededor de 1 a alrededor de 20, de alrededor de 2 a alrededor de 15, o de 5 a 12, mientras que la longitud de cadena promedio del producto predominantemente líquido extraído de la salida de producto líquido 62 del recipiente de desacoplamiento 14 puede encontrarse en el intervalo de desde alrededor de 5 a alrededor de 50, de alrededor de 8 a alrededor de 40, o de 10 a 30. Generalmente, la longitud de cadena promedio del medio de reacción procesado en el sistema de reactor 10 puede aumentar en al menos aproximadamente 2, en el intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 30, o en el intervalo de 8 a 20 entre la entrada del intercambiador 30 y el producto líquido salida 62.

La alimentación del intercambiador de un sistema de reactor 10 útil para realizar la presente invención puede entrar

en la entrada del intercambiador 30 a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 200 a aproximadamente 330°C, de aproximadamente 245 a aproximadamente 285°C, o de 250 a 270°C, mientras que el medio de reacción calentado 70 que sale de la salida del intercambiador 32 puede tener una temperatura en el intervalo de aproximadamente 220 a aproximadamente 350°C, de aproximadamente 265 a aproximadamente 305°C, o de 270 a 290°C. Por lo tanto, el intercambiador de calor 12 puede usarse para aumentar la temperatura del medio de reacción inicial 68 en al menos aproximadamente 5°C, en el intervalo de aproximadamente 10 a aproximadamente 50°C, o en el intervalo de 15 a 40°C. La cantidad de calentamiento proporcionada por el intercambiador de calor 12 puede estar en el intervalo de aproximadamente 230 a aproximadamente 11500 kilojulios por kilogramo de medio de reacción (kj/kg) (aproximadamente 100 a aproximadamente 5,000 BTU por libra de medio de reacción (BTU/lb)), en el intervalo de aproximadamente 930 a aproximadamente 4500 kj/kg (de aproximadamente 400 a aproximadamente 2,000 BTU/lb) o en el intervalo de 1400 a 3500 kj/kg (600 a 1.500 BTU/lb).

El medio de reacción calentado 70 de un sistema de reactor 10 útil para realizar la presente invención puede entrar en el recipiente de desacoplamiento 14 a través de la entrada 60 a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 220 a aproximadamente 350°C, de aproximadamente 265 a aproximadamente 305°C, o de 270 a 290°C. El producto predominantemente líquido que sale de la salida del producto líquido 62 puede tener una temperatura dentro de aproximadamente 50, 25 o 10°C de la temperatura del medio de reacción calentado 70 que entra en la entrada 60. En una realización, la temperatura del producto líquido que sale de la salida del producto líquido 62 está en el intervalo de aproximadamente 220 a aproximadamente 350°C, de aproximadamente 265 a aproximadamente 305°C, o de 270 a 290°C. La temperatura media del medio de reacción calentado 70 en el recipiente de desacoplamiento 14 puede mantenerse en el intervalo de aproximadamente 220 a aproximadamente 350°C, de aproximadamente 265 a aproximadamente 305°C, o de 270 a 290°C. La presión espacial del vapor tanto en el intercambiador de calor 12 como en el recipiente de desacoplamiento 14 puede mantenerse en el intervalo de aproximadamente 0 a aproximadamente 40000 Pa (aproximadamente 0 a aproximadamente 300 torr), aproximadamente 133 a aproximadamente 6500 Pa (aproximadamente 1 a aproximadamente 50 torr), o en el intervalo de 2500 a 4000 Pa (de 20 a 30 torr).

Los sistemas de reactores configurados según la presente invención pueden proporcionar numerosas ventajas cuando se emplean como reactores en las etapas de esterificación y/o policondensación de un procedimiento de producción de poliéster. Dichos sistemas de reactor son muy adecuados para su uso en instalaciones de producción de PET a escala comercial capaces de producir PET a una velocidad de al menos aproximadamente 4500 kilogramos por hora (aproximadamente 10.000 libras por hora), al menos aproximadamente 45000 kilogramos por hora (aproximadamente 100.000 libras por hora), al menos aproximadamente 110000 kilogramos por hora (aproximadamente 250.000 libras por hora) o al menos 230000 kilogramos por hora (500.000 libras por hora).

En la presente invención, se proporciona un procedimiento que comprende: (a) calentar un medio de reacción inicial que fluye hacia arriba a través de un intercambiador de calor para proporcionar así un medio de reacción calentado; y (b) desacoplar un vapor del medio de reacción calentado en un recipiente de desacoplamiento alargado horizontalmente para proporcionar así un producto predominantemente líquido, donde al menos una parte del vapor es un subproducto de una reacción química llevada a cabo en el intercambiador de calor y/o en el recipiente de desacoplamiento, donde el recipiente de desacoplamiento tiene una relación de longitud a diámetro (LD) en el intervalo de aproximadamente 1,25:1 a alrededor 8:1. Las características descritas para el medio de reacción, el intercambiador de calor y el recipiente de desacoplamiento para la realización mostrada en la figura 1 se aplican a esta realización. En un ejemplo del procedimiento, el recipiente de desacoplamiento está directamente acoplado al intercambiador de calor. Además, el recipiente de desacoplamiento puede estar separado en menos de aproximadamente 5 D, menos de aproximadamente 2 D o menos de 1 D del intercambiador de calor.

En un ejemplo del procedimiento, el recipiente de desacoplamiento comprende un tubo sustancialmente horizontal y un par de tapas de extremo acopladas a los extremos opuestos del tubo. Además, el recipiente de desacoplamiento puede tener una relación LD de menos de aproximadamente 8:1, en el intervalo de aproximadamente 1,25:1 a alrededor de 8:1, en el intervalo de aproximadamente 1,5:1 a alrededor de 6:1 o en el intervalo de 2:1 a 4,5:1.

En un ejemplo del procedimiento, el medio de reacción calentado forma espuma en el intercambiador de calor y/o en el recipiente de desacoplamiento. El medio de reacción al calor que forma espuma puede comprender una porción de espuma y una porción predominantemente líquida, donde sustancialmente ninguna de la porción de espuma sale del recipiente de desacoplamiento.

En un ejemplo del procedimiento, la reacción química comprende la policondensación. La descripción detallada del reactor 10 de la figura 1, empleada como una segunda etapa de esterificación, prepolimerización, y/o el reactor dado anteriormente se aplica a este ejemplo de la presente invención. Específicamente, todas las características de alimentación (por ejemplo, Conversión y/o longitud de cadena), temperatura, presión, aumento de conversión, aumento promedio de longitud de cadena, características del producto y cualquier aporte de calor se aplican a este ejemplo de la presente invención.

En el procedimiento, un producto se elimina de una salida de producto del reactor, donde el medio de reacción forma el producto en el reactor. Además, cuando la reacción química comprende policondensación, el producto puede ser un producto de policondensación. La lt. V de producto o producto de policondensación puede estar en el intervalo de 5 aproximadamente 0,3 a aproximadamente 1,2, aproximadamente 0,35 a aproximadamente 0,6, o 0,4 a 0,5 dL/g. En un ejemplo, la lt.V. del producto o producto de policondensación está en el intervalo de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,5, aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,4, o 0,15 a 0,35 dL/g. En un ejemplo, se introduce una alimentación en una entrada de alimentación del reactor para formar el medio de reacción y la lt.V. de la alimentación está en el intervalo de aproximadamente 0.1 a aproximadamente 0.5, aproximadamente 0.1 a 10 aproximadamente 0.4, o 0.15 a 0.35 dL/g.

Los valores de viscosidad intrínseca (lt.V.) se establecen en unidades de dL/g tal como se calculan a partir de la viscosidad inherente medida a 25°C en 60% en peso de fenol y 40% en peso de 1,1,2,2-tetracloroetano. Pueden disolverse muestras de polímero en el disolvente a una concentración de 0,25 g/50 mL. La viscosidad de las soluciones de polímeros se puede determinar, por ejemplo, usando un viscosímetro capilar de vidrio Rheotek. Una descripción 15 del principio de funcionamiento de este viscosímetro puede encontrarse en la norma ASTM D 4603. La viscosidad inherente se calcula a partir de la viscosidad medida de la solución. Las siguientes ecuaciones describen tales medidas de viscosidad de la solución y los cálculos posteriores para V.lh. y de V.lh. a V.lt.:

$$20 \quad \eta_{inh} = [\ln (t_s/t_0)]/C$$

donde η_{inh} = viscosidad inherente a 25°C a una concentración de polímero de 0,5 g/100 mL de 60% en peso de fenol y 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_0 = Tiempo de flujo de blanco de solvente a través de un tubo capilar C = Concentración de polímero en 25 gramos por 100 mL de solvente (0,50%)

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

$$30 \quad \eta_{int} = \lim_{C \rightarrow 0} (\eta_{sp}/C) = \lim_{C \rightarrow 0} (\ln \eta_r)/C$$

Donde η_{int} = Viscosidad intrínseca η_r = Viscosidad relativa = t_s/t_0 η_{sp} = Viscosidad específica = $\eta_r - 1$

La viscosidad intrínseca (lt.V. o η_{int}) puede estimarse usando la ecuación de Billmeyer siguiente:

$$35 \quad \eta_{int} = 0.5 [e^{0.5 \times lh.V.} - 1] + (0.75 \times lh.V.)$$

La referencia para estimar la viscosidad intrínseca (relación de Billmeyer) es J. Polymer ScL, 4, pp. 83-86 (1949).

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

En un ejemplo de la presente invención, se proporciona un procedimiento que comprende: (a) calentar un medio de reacción inicial en un intercambiador de calor para proporcionar así un medio de reacción calentado; y (b) desacoplar un vapor del medio de reacción calentado en un recipiente de desacoplamiento alargado horizontalmente para proporcionar así un producto predominantemente líquido, en el que al menos una parte del vapor es un subproducto de una reacción de policondensación llevada a cabo en el intercambiador de calor y/o en el recipiente de desacoplamiento, en el que el recipiente de desacoplamiento tiene una relación de longitud a diámetro (LD) de menos 50 de alrededor de 10:1, en el intervalo de aproximadamente 1,25:1 a alrededor 8:1, en el intervalo de alrededor de 1,5:1 a alrededor de 6:1 o en el intervalo de 2:1 a 4,5:1.

En un ejemplo del procedimiento de policondensación, la longitud de cadena promedio del medio de reacción inicial introducido en el intercambiador de calor está en el intervalo de aproximadamente 1 a aproximadamente 20, de 55 aproximadamente 2 a aproximadamente 15, o de 5 a 12 donde la cadena promedio la longitud del producto predominantemente líquido es de al menos aproximadamente 2, en el intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 30, o de 8 a 20 mayor que la longitud de cadena promedio del medio de reacción inicial introducido en el intercambiador de calor.

60 En un ejemplo del procedimiento de policondensación, la temperatura del medio de reacción calentado que sale del intercambiador de calor está en el intervalo de aproximadamente 220 a aproximadamente 350°C, aproximadamente 265 a aproximadamente 305°C, o 270 a 290°C y la presión espacial del vapor en el recipiente de desacoplamiento se

mantiene en el intervalo de aproximadamente 0 a aproximadamente 4000 Pa (aproximadamente 0 a aproximadamente 300 torr), aproximadamente 130 a aproximadamente 6500 Pa (aproximadamente 1 a aproximadamente 50 torr), o de 2500 a 4000 Pa (20 a 30 torr).

- 5 En un ejemplo del procedimiento de policondensación, el producto predominantemente líquido comprende tereftalato de polietileno, al menos parcialmente formado por la reacción de policondensación.

En un ejemplo del procedimiento de policondensación, el recipiente de desacoplamiento está directamente acoplado al intercambiador de calor y está separado en menos de 5 D, menos de 2 D o menos de 1 D del intercambiador de calor.

En un ejemplo del procedimiento de policondensación, el medio de reacción inicial fluye hacia arriba a través de una pluralidad de tubos sustancialmente verticales del intercambiador de calor durante el calentamiento.

- 15 En un ejemplo del procedimiento de policondensación, el recipiente de desacoplamiento comprende un tubo sustancialmente horizontal y un par de tapas de extremo acopladas a los extremos opuestos del tubo.

En un ejemplo del procedimiento de policondensación, el recipiente de desacoplamiento define una entrada de alimentación para recibir al menos una porción del medio de reacción calentado, una salida de vapor para descargar al menos una porción del vapor y una salida de líquido para descargar al menos una porción del producto predominantemente líquido, donde la salida de líquido y la salida de vapor están separadas horizontalmente en al menos aproximadamente 1,25 D, al menos aproximadamente 1,5 D o al menos 2 D desde la entrada de alimentación.

En un ejemplo del procedimiento de policondensación, el medio de reacción calentado comprende una porción predominantemente líquida, donde la profundidad máxima de la porción predominantemente líquida en el recipiente de desacoplamiento es menor que aproximadamente 0,75 D, menor que aproximadamente 0,6 D, menos que aproximadamente 0,5 D o menor que 0,3 D. En un ejemplo del procedimiento de policondensación, la lt.V. de la alimentación de policondensación está en el intervalo de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,5, aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,4, o aproximadamente 0,15 a aproximadamente 0,35 dL/g. En un ejemplo, la lt.V. del producto de policondensación está en el intervalo de aproximadamente 0,3 a aproximadamente 1,2, aproximadamente 0,35 a aproximadamente 0,6, o de 0,4 a 0,5 dL/g.

Un sistema de reactor útil para realizar la presente invención puede comprender un intercambiador de calor vertical y un recipiente de desacoplamiento alargado horizontalmente. El intercambiador de calor define una entrada de intercambiador y una salida de intercambiador. El recipiente de desacoplamiento define una entrada de alimentación, una salida de vapor y una salida de líquido. La entrada de alimentación está acoplada en comunicación fluida con la salida del intercambiador y el recipiente de desacoplamiento tiene una relación de longitud a diámetro (L:D) inferior a aproximadamente 10:1, en el intervalo de aproximadamente 1,25:1 a alrededor de 8:1, en el intervalo de aproximadamente 1.5:1 a alrededor de 6:1 o en el intervalo de 2:1 a 4.5:1. La salida de líquido está espaciada horizontalmente al menos en aproximadamente 1,25 D, al menos aproximadamente 1,5 D, o al menos 2 D de la entrada de alimentación y la salida de líquido está verticalmente separada en menos de aproximadamente 2 D, en el intervalo de aproximadamente 0,2 D a aproximadamente 1 D, aproximadamente 0,25 D a aproximadamente 0,75 D o 0,3 D a 0,5 D desde la entrada de alimentación.

- 45 En un ejemplo del sistema de reactor útil para realizar la presente invención, el recipiente de desacoplamiento está directamente acoplado al intercambiador de calor, y la entrada de alimentación está separada en menos de 5 D, menos de 2 D o menos de 1 D de la salida de líquido.

En un ejemplo del sistema de reactor útil para realizar la presente invención, la salida del intercambiador está ubicada a una elevación más alta que la entrada del intercambiador.

En un ejemplo del sistema de reactor útil para realizar la presente invención, el intercambiador de calor comprende una pluralidad de tubos sustancialmente verticales, donde el intercambiador de calor es operable para calentar un fluido que fluye hacia arriba a través de los tubos.

En un ejemplo del sistema de reactor útil para realizar la presente invención, la salida de líquido está verticalmente espaciada a menos de aproximadamente 2 D, en el intervalo de aproximadamente 0,2 D a aproximadamente 1 D, aproximadamente 0,25 D a aproximadamente 0,75 D, o 0,3 D a 0,5 D debajo de la entrada de alimentación.

- 60 En un ejemplo del sistema de reactor útil para realizar la presente invención, el recipiente de desacoplamiento comprende un tubo sustancialmente recto, sustancialmente horizontal, y un par de tapas de extremo acopladas en los extremos opuestos del tubo. Además, una de las tapas de los extremos puede definir la entrada de alimentación.

En un ejemplo del sistema de reactor útil para realizar la presente invención, el recipiente de desacoplamiento comprende un tubo sustancialmente recto, sustancialmente horizontal, y un par de tapas de extremo acopladas en los extremos opuestos del tubo y la salida de líquido está ubicada cerca de la parte inferior del tubo, donde la salida de vapor está ubicada cerca de la parte superior del tubo. En un ejemplo del sistema de reactor, el recipiente de
5 desacoplamiento comprende un deflector que se extiende hacia abajo ubicado generalmente entre la entrada de alimentación y la salida de vapor, donde el deflector está ubicado más cerca de la salida de vapor que de la entrada de alimentación.

En un ejemplo del sistema de reactor útil para efectuar la presente invención, la relación LD es de menos de alrededor
10 de 10:1, en el intervalo de alrededor de 1,25:1 a alrededor de 8:1, en el intervalo de alrededor de 1,5:1 a alrededor de 6:1 o en el intervalo de 2:1 a 4,5:1.

En un ejemplo del sistema de reactor útil para realizar la presente invención, el sistema de reactor no comprende
15 ningún dispositivo de mezcla mecánica.

En un ejemplo del sistema de reactor útil para realizar la presente invención, el recipiente de desacoplamiento no
compromete ningún tubo de intercambio de calor interno.

Intervalos numéricos

La presente descripción usa intervalos numéricos para cuantificar ciertos parámetros relacionados con la invención.
Debería entenderse que cuando se proporcionan intervalos numéricos, debe interpretarse que dichos intervalos
20 proporcionan soporte literal para limitaciones de las reivindicaciones que solo citan el valor inferior del intervalo, así como también limitaciones de las reivindicaciones que solo citan el valor superior del intervalo. Por ejemplo, un
25 intervalo numérico divulgado de 10 a 100 proporciona soporte literal para una reivindicación que indique "más de 10" (sin límites superiores) y una reivindicación que indique "menos de 100" (sin límites inferiores).

Definiciones

Como se usa en esta invención, los términos "un", "uno(a)", "el(la)" y "dicho(a)" significan uno(a) o más.
30

Tal como se usa en esta invención, el término "agitación" hace referencia a trabajo disipado en un medio de reacción
que hace que el fluido fluya y/o se mezcle.

Tal como se usa en esta invención, el término "y/o", cuando se usa en una lista de dos o más elementos, significa que
35 puede emplearse uno cualquiera de los elementos enumerados en sí mismo, o que puede emplearse cualquier combinación de dos o más de los elementos enumerados. Por ejemplo, si se describe que una composición contiene
los componentes A, B y/o C, la composición puede contener solamente A; solamente B; solamente C; A y B en
40 combinación; A y C en combinación; B y C en combinación; o A, B y C en combinación.

Como se usa en esta invención, el término "longitud de cadena promedio" significa el número promedio de unidades
repetidas en el polímero. Para un poliéster, la longitud de cadena promedio significa el número de unidades repetidas
de ácido y alcohol. La longitud de cadena promedio es sinónimo del número promedio de grado de polimerización
45 (DP). La longitud de cadena promedio se puede determinar por diversos medios conocidos por los expertos en la
materia. Por ejemplo, se puede usar una RMN 1 H para determinar directamente la longitud de la cadena en base al
análisis del grupo final, y la dispersión de la luz se puede usar para medir el peso molecular promedio en peso con
correlaciones usadas para determinar la longitud de la cadena. La longitud de la cadena a menudo se calcula en
función de las correlaciones con las mediciones de cromatografía de permeación de gel (GPC) y/o mediciones de
50 viscosidad.

Como se usan en esta invención, los términos "comprendiendo", "comprende" y "comprenden" son términos de
transición de extremos abiertos usados para la transición desde un sujeto indicado antes que el término hasta uno o
más elementos indicados después del término, donde el elemento o elementos enumerados después del término de
55 transición no son necesariamente los únicos elementos que constituyen el sujeto.

Tal como se usan en esta invención, los términos "que contiene", "contiene" y "contienen" tienen el mismo significado
abierto que "que comprende", "comprende" y "comprenden", proporcionado a continuación.

Como se usa en esta invención, el término "conversión" se utiliza para describir una propiedad de la fase líquida de
una corriente que ha sido sometida a esterificación, donde la conversión de la corriente esterificada indica el porcentaje
de los grupos terminales ácidos originales que han sido convertidos (es decir, esterificados) en grupos éster. La
conversión se puede cuantificar como el número de grupos finales convertidos (es decir, grupos finales de alcohol)

dividido por el número total de grupos finales (es decir, grupos terminales de alcohol más ácido), expresado como porcentaje.

5 Como se usa en esta invención, el término "directamente acoplado" hace referencia a una manera de acoplar dos recipientes en comunicación de flujo de fluido entre sí sin el uso de un conector intermedio que tenga un diámetro sustancialmente más estrecho que los dos recipientes. Como se usa en esta invención, el término "esterificación" hace referencia tanto a la esterificación como a las reacciones de intercambio de éster.

10 Tal como se usan en esta invención, los términos "que tiene", "tiene" y "tienen" tienen el mismo significado abierto que "que comprende", "comprende" y "comprenden", proporcionado anteriormente.

Como se usa en esta invención, el término "alargado horizontalmente" significa que la dimensión horizontal máxima es mayor que la dimensión vertical máxima.

15 Tal como se usan en esta invención, los términos "que incluye", "incluye" e "incluyen" tienen el mismo significado que "que comprende", "comprende" y "comprenden", proporcionado anteriormente.

20 Tal como se usa en esta invención, el término "agitación mecánica" hace referencia a agitación de un medio de reacción causada por movimiento físico de un(os) elemento(s) rígido(s) o flexible(s) contra o dentro del medio de reacción.

Como se usa en esta invención, el término "área de flujo abierto" hace referencia al área abierta disponible para el flujo de fluido, donde el área abierta se mide a lo largo de un plano que es perpendicular a la dirección del flujo a través de la abertura.

25 Como se usa en esta invención, el término "tubo" hace referencia a un miembro tubular alargado sustancialmente recto que tiene una pared lateral generalmente cilíndrica.

30 Como se usan en esta invención, los términos "tereftalato de polietileno" y "PET" incluyen homopolímeros y copolímeros de PET.

35 Como se usan en esta invención, los términos "copolímero de tereftalato de polietileno" y "copolímero de PET" significan PET que se ha modificado hasta en un 10 por ciento en moles con uno o más comonómeros añadidos. Por ejemplo, los términos "copolímero de tereftalato de polietileno" y "copolímero de PET" incluyen PET modificado con hasta 10 por ciento en moles de ácido isoftálico sobre una base de 100 por ciento en moles de ácido carboxílico. En otro ejemplo, los términos "copolímero de tereftalato de polietileno" y "copolímero de PET" incluyen PET modificado con hasta el 10 por ciento molar de 1,4-ciclohexanodimetanol (CHDM) sobre una base 100 por ciento molar de diol.

40 Tal como se usa en esta invención, el término "poliéster" hace referencia no solo a poliésteres tradicionales, sino que también incluye derivados de poliéster, como, por ejemplo, polieterésteres, amidas de poliéster y amidas de polieteréster. Como se usa en esta invención, "predominantemente líquido" significa más del 50 por ciento en volumen de líquido.

45 Como se usa en esta invención, el término "medio de reacción" hace referencia a cualquier medio sometido a reacción química.

50 Tal como se usa en esta invención, el término "residuo" hace referencia a la fracción que es el producto resultante de la especie química en un esquema de reacción particular o la posterior formulación o producto químico, independientemente de si la fracción se obtiene realmente de la especie química.

Como se usa en esta invención, el término "vertical" indica un ángulo dentro de 45 grados de la vertical.

55 Como se usa en esta invención, el término "subproducto de vapor" incluye el vapor generado por una reacción química deseada (es decir, un coproducto de vapor) y cualquier vapor generado por otras reacciones (es decir, reacciones secundarias) del medio de reacción.

Tal como se usa en esta invención, el término "alargado verticalmente" significa que la dimensión vertical máxima es mayor que la dimensión horizontal máxima.

60 Reivindicaciones no limitadas a las realizaciones descritas en esta invención

Las realizaciones ejemplares de la invención descritas anteriormente deben usarse solo como ilustración, y no deben usarse en un sentido limitante para interpretar el alcance de la invención reivindicada. Los expertos en la técnica

podrían realizar fácilmente varias modificaciones a las realizaciones ejemplares descritas anteriormente sin apartarse del alcance de la invención como se establece en las siguientes reivindicaciones.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento de policondensación para producir tereftalato de polietileno que comprende: (a) calentar un medio de reacción inicial que fluye hacia arriba a través de un intercambiador de calor para proporcionar
5 así un medio de reacción calentado; y (b) desacoplar un vapor de dicho medio de reacción calentado en un recipiente de desacoplamiento alargado horizontalmente para proporcionar así un producto predominantemente líquido, donde al menos una porción de dicho vapor es un subproducto de una reacción de policondensación realizada en dicho intercambiador de calor y/o en dicho recipiente de desacoplamiento, donde dicho recipiente de desacoplamiento tiene una relación de longitud a diámetro (L:D) en el intervalo de 1,25:1 a 8:1, donde el medio de reacción inicial es una
10 alimentación de policondensación de tereftalato de polietileno que tiene una viscosidad intrínseca inicial (It.V.) en el intervalo de 0,1 a 0,5 dL/g, el producto predominantemente líquido comprende tereftalato de polietileno formado al menos en parte por la reacción de policondensación, la It.V. del producto de policondensación representa un aumento desde la It.V. inicial a un valor en el intervalo de 0,3 a 1,2 dL/g, y donde dicho recipiente de desacoplamiento está directamente acoplado a dicho intercambiador de calor, donde la distancia entre una salida del intercambiador de calor
15 (32) y una entrada de alimentación del recipiente de desacoplamiento (60) es inferior a 5 D, donde una distancia horizontal entre la entrada de alimentación del recipiente de desacoplamiento (60) y una salida de líquido (62) y una salida de vapor del recipiente de desacoplamiento (64) es de al menos 1,25 D, y donde una distancia vertical entre la entrada de alimentación del recipiente de desacoplamiento (60) y el líquido la salida del recipiente de desacoplamiento (62) está en el intervalo de 0,20 a 1 D, y una distancia vertical entre la salida de líquido del recipiente de
20 desacoplamiento (62) y la salida de vapor del recipiente de desacoplamiento (64) es de al menos 0,50 D.
2. El procedimiento de la reivindicación 1, donde dicho intercambiador de calor comprende una pluralidad de tubos sustancialmente verticales a través de los cuales dicho medio de reacción inicial fluye durante dicho calentamiento.
25
3. El procedimiento de la reivindicación 1 o la reivindicación 2, donde dicho medio de reacción calentado fluye sustancialmente de manera horizontal en dicho recipiente de desacoplamiento.
4. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, donde dicho medio de reacción calentado
30 forma espuma en dicho intercambiador de calor y/o en dicho recipiente de desacoplamiento.
5. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, donde la longitud de cadena promedio de dicho medio de reacción inicial introducido en dicho intercambiador de calor se encuentra en el intervalo de 1 a 20, donde la longitud de cadena promedio de dicho producto predominantemente líquido es de al menos 2 mayor que la
35 longitud de cadena promedio de dicho medio de reacción inicial introducido en dicho intercambiador de calor.
6. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, donde la temperatura de dicho medio de reacción calentado introducido en dicho recipiente de desacoplamiento se mantiene en el intervalo de 220 a 350°C, donde la presión espacial del vapor en dicho recipiente de desacoplamiento se mantiene en el intervalo de 0 a 39996
40 Pa (0 a 300 torr).
7. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, donde dicha reacción química comprende la policondensación, donde la longitud de cadena promedio de dicho producto predominantemente líquido es al menos 10 mayor que la longitud de cadena promedio de dicho medio de reacción inicial introducido en dicho intercambiador
45 de calor.
8. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7, donde la conversión promedio de dicho medio de reacción inicial introducido en dicho intercambiador de calor se encuentra en el intervalo de desde 70 a 95, donde la conversión promedio de dicho producto predominantemente líquido es de al menos 2 puntos de porcentaje
50 más que la conversión de dicho medio de reacción inicial introducido en dicho intercambiador de calor.
9. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 8, donde la longitud de cadena promedio de dicho medio de reacción inicial es de 1 a 20 y la de dicho producto predominantemente líquido se encuentra en el intervalo de 5 a 30 mayor que la longitud de cadena promedio del medio de reacción inicial.
55

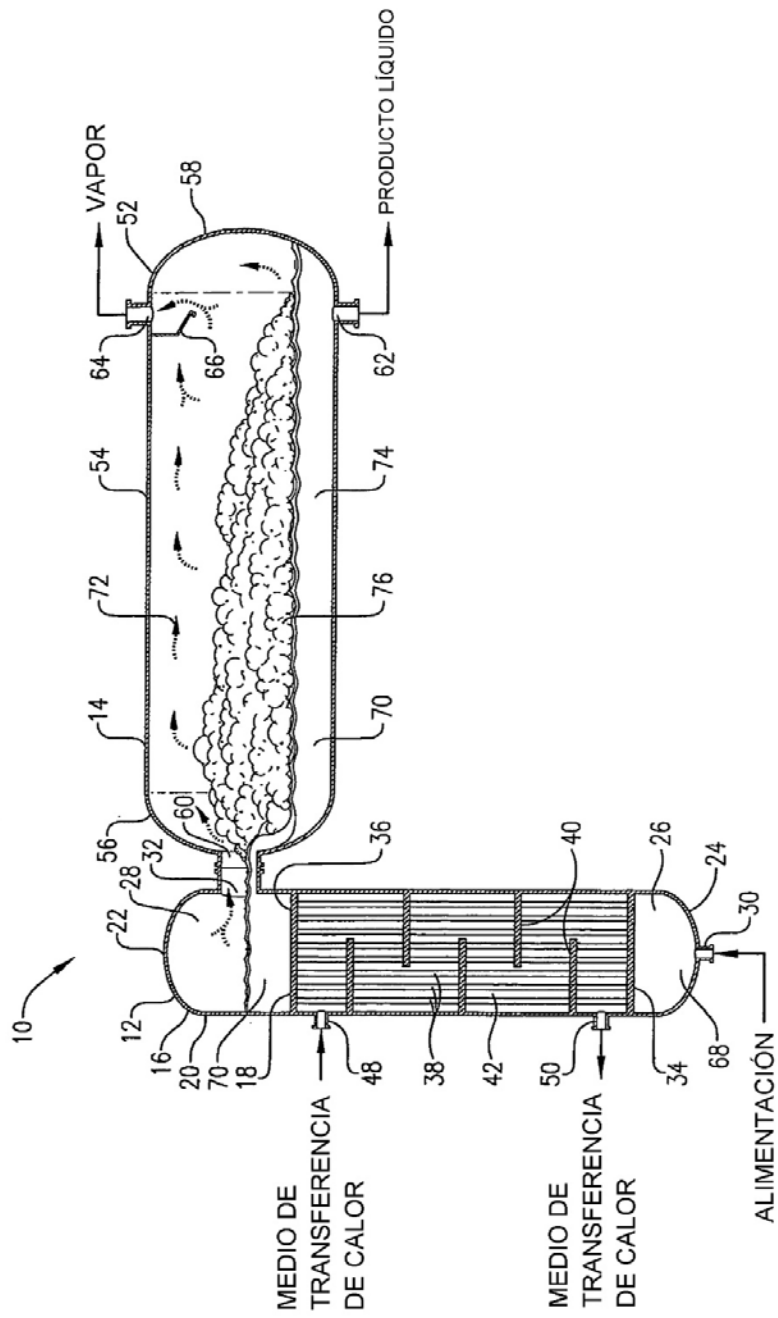


FIG. 1