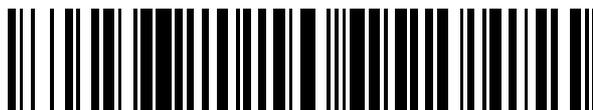


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 522 620**

51 Int. Cl.:

B01J 19/24 (2006.01)

C08G 63/79 (2006.01)

B01J 19/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **07.07.2008 E 08794418 (7)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **20.08.2014 EP 2178634**

54 Título: **Reactor tubular multinivel con bandeja interna**

30 Prioridad:

12.07.2007 US 776595

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
17.11.2014

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:

**DEBRUIN, BRUCE ROGER;
EKART, MICHAEL PAUL;
YOUT, THOMAS LLOYD;
WINDES, LARRY CATES y
SLIGER, DAVID ALLEN**

74 Agente/Representante:

POLO FLORES, Carlos

ES 2 522 620 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 multinivel con bandeja interna.

5 ANTECEDENTES DE LA INVENCION

1. Campo de la invención

Esta invención se refiere a reactores para procesar medios de reacción que contienen líquido. En otro aspecto, la invención tiene que ver con reactores de policondensación usados para la producción en fase fundida de poliésteres.

2. Descripción de la técnica anterior

La polimerización en fase fundida se puede usar para producir una diversidad de poliésteres, tales como, por ejemplo, tereftalato de polietileno (PET). El PET se usa ampliamente en bebidas, comida y otros envases, así como en fibras sintéticas y resinas. Los avances en la tecnología de proceso junto con la demanda aumentada han llevado a un mercado cada vez más competitivo para la producción y la venta de PET. Por lo tanto, es deseable un proceso de alta eficiencia y de bajo coste para producir PET.

Generalmente, las instalaciones de producción de poliéster en fase fundida, incluyendo las usadas para hacer PET, emplean una fase de esterificación y una fase de policondensación. En la fase de esterificación, las materias primas de los polímeros (es decir, los reactantes) se convierten en monómeros y/u oligómeros de poliéster. En la fase de policondensación, los monómeros de poliéster que salen de la fase de esterificación se convierten en un producto de polímero que tiene el promedio final de longitud de cadena deseado.

En muchas instalaciones convencionales de producción de poliéster en fase fundida, la esterificación y la policondensación se realizan en uno o más reactores agitados mecánicamente, tales como por ejemplo, reactores continuos de tanque agitado (CSTR). Sin embargo, los CSTR y otros reactores agitados mecánicamente tienen varios inconvenientes que pueden dar como resultado un aumento del coste de capital, funcionamiento y/o mantenimiento para toda la instalación de producción de poliéster. Por ejemplo, los agitadores mecánicos y diversos equipos de control habitualmente asociados a los CSTR son complejos, caros, y pueden requerir un mantenimiento exhaustivo.

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

El documento US6545176 desvela un procedimiento para la producción de metacrilato de metilo o ácido metacrílico y un aparato para aumentar el rendimiento en un procedimiento para la producción de metacrilato de metilo o ácido metacrílico. Está implicada una etapa de craqueo, que tiene lugar en una tubería que puede contener un deflector que separa la tubería para proporcionar un paso que tenga un giro de 180° para minimizar el espacio requerido para alojar el reactor de craqueo.

El documento US 2006/008661 desvela un reactor tubular que comprende un miembro tubular alargado en horizontal y una bandeja dispuesta en el miembro tubular, en el que la bandeja se extiende parcialmente a lo largo de la longitud del miembro tubular, y divide el interior en las cámaras superior e inferior. El reactor se usa en un procedimiento para depositar carburo de silicio en un sustrato.

RESUMEN DE LA INVENCION

En una realización de la presente invención, se proporciona un proceso para fabricar tereftalato de polietileno (PET) que comprende someter un medio de reacción a una reacción química en un reactor que comprende un segmento de reactor alargado en horizontal a través del cual el medio de reacción fluye según el medio de reacción transcurre a través del reactor. El segmento del reactor comprende un miembro tubular alargado en horizontal y una bandeja dispuesta sustancialmente en el miembro tubular y que se extiende a lo largo de al menos un medio la longitud del miembro tubular. Al menos una porción del medio de reacción fluye en una dirección en la bandeja y en una dirección opuesta en la parte inferior del miembro tubular.

En una realización más de la presente invención, se proporciona un reactor que comprende un segmento de reactor alargado en horizontal. El segmento del reactor comprende un miembro tubular alargado y una bandeja dispuesta

sustancialmente en el miembro tubular. La bandeja se extiende a lo largo de al menos un medio la longitud del miembro tubular y divide el interior del miembro tubular en las cámaras superior e inferior. El segmento del reactor define un paso de flujo interno próximo a un extremo del segmento del reactor para permitir una comunicación fluida entre las cámaras superior e inferior, y comprende un cabezal alargado en vertical.

5

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

Ciertas realizaciones de la presente invención se describen en detalle a continuación con referencia a las figuras adjuntas, en las que:

10

La figura 1 es una representación esquemática de un reactor tubular multinivel configurado de acuerdo con una realización de la presente invención y adecuado para su uso como un reactor de policondensación en una instalación de producción de poliéster en fase fundida;

15

la figura 1a es una vista lateral ampliada que representa una configuración alternativa para introducir una corriente de alimentación en el reactor de la figura 1;

la figura 1b es una vista desde arriba del sistema de introducción de alimentación alternativo representado en la figura 1a;

20

la figura 1c es una vista desde un extremo en sección transversal del sistema de introducción de alimentación alternativo, tomada a lo largo de la línea 1c-1c en la figura 1a; y

25

la figura 2 es una representación esquemática de un reactor tubular multinivel configurado de acuerdo con otra realización de la presente invención y adecuado para su uso como un reactor de policondensación en una instalación de producción de poliéster en fase fundida; y

la figura 3 es una representación esquemática de un reactor tubular multinivel adecuado para su uso como un reactor de policondensación en una instalación de producción de poliéster en fase fundida.

30

DESCRIPCIÓN DETALLADA

Las figuras 1 y 2 ilustran reactores tubulares multinivel ejemplares configurados de acuerdo con dos realizaciones de la presente invención. La configuración y el funcionamiento de los reactores representados en las figuras 1 y 2 se describen en detalle más adelante. Aunque ciertas porciones de la siguiente descripción se refieren principalmente a reactores empleados en un proceso de producción de poliéster en fase fundida, los reactores configurados de acuerdo con las realizaciones de la presente invención pueden encontrar aplicación en una amplia diversidad de procesos químicos. Por ejemplo, los reactores configurados de acuerdo con ciertas realizaciones de la presente invención se pueden emplear de forma ventajosa en cualquier proceso en el que tengan lugar reacciones químicas en la fase líquida de un medio de reacción y se produzca un subproducto de vapor como resultado de la reacción química. Asimismo, los reactores configurados de acuerdo con ciertas realizaciones de la presente invención se pueden emplear de forma ventajosa en procesos químicos en los que al menos una porción del medio de reacción forme espuma durante el procesamiento.

45

Con referencia ahora a la figura 1, una realización de un reactor tubular multinivel 10 se ilustra comprendiendo generalmente un cabezal alargado verticalmente 12 y un grupo de segmentos del reactor alargados horizontalmente y separados verticalmente 14 acoplados a y que se extienden hacia fuera desde el cabezal 12.

50

El cabezal 12 comprende generalmente una carcasa tubular vertical 16, un par de tapas finales 17a,b acopladas a extremos opuestos de la carcasa 16, y una pluralidad de desviadores de flujo 18a,b,c dispuestos dentro del volumen interno del cabezal 12. Un primer hueco de vapor 20a se define entre los desviadores de flujo 18a y 18b, mientras que un segundo hueco de vapor 20b se define entre los desviadores de flujo 18b y 18c. El cabezal 12 define una salida de vapor 22 en la tapa final superior 17a y una salida de producto líquido 24 en la tapa final inferior 17b. Un lado del cabezal 12 define una pluralidad de aberturas separadas verticalmente que proporcionan una comunicación fluida entre el volumen interno del cabezal 12 y el grupo de segmentos del reactor 14 acoplados al lado del cabezal 12.

55

En la realización ilustrada en la figura 1, la carcasa 16 del cabezal 12 es un conducto sustancialmente cilíndrico y sustancialmente vertical. En una realización alternativa, la carcasa 16 puede ser un miembro tubular alargado

verticalmente que tiene una diversidad de configuraciones en sección transversal (por ejemplo, rectangular, cuadrada u ovalada). Además, la carcasa 16 no necesita tener una orientación totalmente vertical. Por ejemplo, el eje central de alargamiento de la carcasa 16 se puede extender dentro de aproximadamente 30, aproximadamente 15 ó 5 grados de verticalidad.

5

En la realización ilustrada en la figura 1, el cabezal 12 tiene una altura interna máxima (H) que es mayor que su anchura interna máxima (W). En una realización, el cabezal 12 tiene una relación altura-anchura (H:W) en el intervalo de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 20:1, aproximadamente 4:1 a aproximadamente 15:1, o de 5:1 a 10:1. En una realización, H se halla en el intervalo de aproximadamente 2,44 a aproximadamente 30,48 metros (aproximadamente 8 a aproximadamente 100 pies), de aproximadamente 3,05 a aproximadamente 22,36 metros (aproximadamente 10 a aproximadamente 75 pies), o de 6,1 a 15,2 metros (20 a 50 pies), y W se halla en el intervalo de aproximadamente 3,05 a aproximadamente 6,1 metros (aproximadamente 1 a aproximadamente 20 pies), de aproximadamente 0,61 a 3,05 metros (aproximadamente 2 a aproximadamente 10 pies), o de 0,91 a 1,52 metros (3 a 5 pies).

15

En la realización ilustrada en la figura 1, el grupo de segmentos del reactor 14 está acoplado directamente a y se extiende generalmente hacia fuera desde un lado común del cabezal 12. El grupo de segmentos del reactor 14 incluye un segmento del reactor sin bandeja 26, un segmento del reactor con bandeja más alto 28a, un segmento del reactor con bandeja intermedio 28b, y un segmento del reactor con bandeja más bajo 28c. Cada segmento del reactor 26 y 28a,b,c presenta un extremo proximal acoplado en comunicación fluida con el cabezal 12 y un extremo distal separado del cabezal 12.

20

El segmento del reactor sin bandeja 26 define una entrada de alimentación 30 cerca del extremo distal del mismo y una salida 32 cerca del extremo proximal del mismo. El segmento del reactor sin bandeja 26 comprende generalmente un miembro tubular alargado horizontalmente 34 y una tapa final 36. El miembro tubular 34 se acopla al cabezal 12 cerca del extremo proximal del segmento del reactor sin bandeja 26, mientras que la tapa final 36 se acopla al miembro tubular 34 cerca del extremo distal del segmento del reactor sin bandeja 26. Un vertedero 38, opcionalmente, se puede acoplar a y extender hacia arriba desde la parte inferior del miembro tubular 34 cerca de la salida 32 (como se muestra en la figura 1) y/o se pueden situar múltiples vertederos separados por un espacio (no mostrados) a lo largo de la longitud del miembro tubular 34.

30

Cada segmento del reactor con bandeja 28a,b,c define una entrada de medio de reacción respectiva 40a,b,c y una salida de medio de reacción respectiva 42a,b,c. Las entradas 40a,b,c y las salidas 42a,b,c se sitúan cerca del extremo proximal de los segmentos del reactor 28a,b,c y se hallan en comunicación fluida con el volumen interno del cabezal 12. Cada segmento del reactor con bandeja 28a,b,c comprende generalmente un miembro tubular alargado horizontalmente 44a,b,c, una tapa final 46a,b,c y una bandeja 48a,b,c. Cada miembro tubular 44a,b,c está acoplado directamente al cabezal 12 cerca del extremo proximal de los segmentos del reactor 28a,b,c. Las tapas finales 46a,b,c se acoplan a los miembros tubulares 44a,b,c cerca del extremo distal de los segmentos del reactor 28a, b,c.

35

Las bandejas 48a,b,c se disponen dentro de los miembros tubulares respectivos 44a,b,c y se extienden a lo largo de una longitud sustancial de los miembros tubulares 44a,b,c. Cada bandeja 48a,b,c presenta un extremo proximal acoplado a un desviador de flujo respectivo 18a,b,c y un extremo distal ubicado cerca del extremo distal de los segmentos del reactor 28a,b,c. Cada bandeja 48a,b,c puede tener una longitud que sea de al menos aproximadamente 0,5L, aproximadamente 0,75L o 0,9L, donde L es la longitud máxima del segmento del reactor 28a,b,c y/o el miembro tubular 44a,b,c dentro del cual se recibe la bandeja respectiva 48a,b,c.

45

Cada bandeja 48a,b,c divide el volumen interno del segmento del reactor respectivo 28a,b,c en una cámara superior 50a,b,c y una cámara inferior 52a,b,c. En la realización ilustrada en la figura 1, cada bandeja 48a,b,c presenta una superficie de flujo que mira hacia arriba sustancialmente horizontal y sustancialmente plana a través de la cual pueden fluir líquidos. Con el fin de proporcionar las cámaras superior e inferior 50a,b,c y 52a,b,c suficientemente grandes, la superficie de flujo que mira hacia arriba de cada bandeja 48a,b,c se puede separar de la parte superior y/o la parte inferior de los miembros tubulares 44a,b,c a una distancia vertical en el intervalo de aproximadamente 0,1D a aproximadamente 0,9D, aproximadamente 0,2D a aproximadamente 0,8D, o de 0,4D a 0,6D, donde D es la dimensión vertical máxima del miembro tubular 44a,b,c dentro del cual se recibe la bandeja respectiva 48a,b,c.

50

El extremo distal de cada bandeja 48a,b,c se separa de las tapas finales 46a,b,c de manera que se defina un pasaje de flujo 54a,b,c por el hueco entre el extremo distal de cada bandeja 48a,b,c y las tapas finales 46a,b,c. El extremo distal de cada bandeja 48a,b,c puede estar equipado, opcionalmente, con un vertedero que se extienda hacia arriba 56a,b,c. Cada segmento del reactor con bandeja 28a,b,c puede estar equipado, opcionalmente, con un vertedero

55

58a,b,c acoplado a y que se extienda hacia arriba desde la parte inferior de los miembros tubulares 44a,b,c cerca de las salidas 42a,b,c.

En la realización ilustrada en la figura 1, los miembros tubulares 34 y 44a,c,b de cada segmento del reactor 26 y 28a,b,c son conductos sustancialmente horizontales, y las bandejas 48a,b,c son placas sustancialmente planas, sustancialmente horizontales y sustancialmente rectangulares acopladas rígidamente y herméticamente a las paredes interiores del conducto. En una realización alternativa, los miembros tubulares 34 y 44a,b,c de cada segmento del reactor 26 y 28a,b,c pueden tener una diversidad de formas en sección transversal (por ejemplo, rectangular, cuadrada u ovalada). Además, los miembros tubulares 34 y 44a,c,b y las bandejas 48a,b,c no necesitan tener una orientación totalmente horizontal. Por ejemplo, el eje central de alargamiento de los miembros tubulares 34 y 44a,c,b se puede extender dentro de aproximadamente 30, aproximadamente 15 ó 5 grados de horizontalidad. Además, las bandejas 48a,b,c se pueden apoyar en miembros tubulares 44a,b,c, que usan una diversidad de mecanismos de apoyo tal como, por ejemplo, la soldadura a ambas paredes laterales de los miembros tubulares 44a,b,c, patas de apoyo que se extiendan desde la parte inferior de los miembros tubulares 44a,b,c, o la suspensión desde la parte superior de los miembros tubulares 44a,b,c.

En la realización ilustrada en la figura 1, cada segmento del reactor 26 y 28a,b,c y/o cada miembro tubular 34 y 44a,b,c tiene una longitud interna máxima (L) que es mayor que su diámetro interno máximo (D). En una realización, cada segmento del reactor 26 y 28a,b,c y/o cada miembro tubular 34 y 44a,b,c tiene una relación longitud-diámetro (L:D) en el intervalo de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 50:1, de aproximadamente 5:1 a aproximadamente 20:1, o de 8:1 a 15:1. En una realización, L se halla en el intervalo de aproximadamente 3,05 a aproximadamente 60,96 metros (aproximadamente 10 a aproximadamente 200 pies), de aproximadamente 6,1 a aproximadamente 30,48 metros (aproximadamente 20 a aproximadamente 100 pies), o de 9,14 a 15,2 metros (30 a 50 pies), y D se halla en el intervalo de aproximadamente 0,35 a aproximadamente 6,1 metros (aproximadamente 1 a aproximadamente 20 pies), de aproximadamente 0,61 a aproximadamente 3,05 metros (aproximadamente 2 a aproximadamente 10 pies), o de 0,91 a 1,52 metros (3 a 5 pies). En una realización, la relación del diámetro (D) de uno o más segmentos del reactor 26 y 28a,b,c con respecto a la anchura interna máxima del cabezal (W) se halla en el intervalo de aproximadamente 0,1:1 a aproximadamente 2:1, de aproximadamente 0,25:1 a aproximadamente 1:1, o de 0,4:1 a 0,9:1. En la realización ilustrada en la figura 1, cada segmento del reactor con bandeja 28a,b,c tiene una configuración sustancialmente idéntica. En una realización alternativa, los segmentos del reactor 28a,b,c pueden tener longitudes diferentes, diámetros diferentes, y/u orientaciones diferentes.

En la realización ilustrada en la figura 1, el reactor 10 comprende un segmento del reactor sin bandeja 26 y tres segmentos del reactor con bandeja 28a,b,c. Sin embargo, debe apreciarse que el número y la configuración de los segmentos del reactor se pueden optimizar para corresponder con la aplicación para la que se emplee el reactor 10. Por ejemplo, el reactor 10 podría emplear sólo segmentos del reactor con bandeja (es decir, ningún segmento del reactor sin bandeja). En tal configuración, el segmento del reactor con bandeja más alto definiría una entrada de alimentación cerca del cabezal. En otro ejemplo, el reactor podría emplear un segmento del reactor sin bandeja y dos segmentos del reactor con bandeja. En otro ejemplo, el reactor podría emplear un segmento del reactor sin bandeja y cuatro segmentos del reactor con bandeja. Aunque la figura 1 ilustra la entrada de alimentación 30 estando ubicada en la tapa final 36, en una realización alternativa, la entrada de alimentación se puede definir en el lado del miembro tubular 34 cerca, pero separada del, extremo distal del segmento del reactor sin bandeja 26.

Las figuras 1a-c ilustran un sistema de introducción de alimentación alternativo 90 que introduce la alimentación del reactor a través del lado del segmento del reactor 26. Como quizá se ilustra mejor en la vista desde arriba de la figura 1 b y la vista desde un extremo de la figura 1c, el sistema de introducción de alimentación lateral 90 incluye una abertura de entrada 92 definida en el lado del segmento del reactor 26, un distribuidor de alimentación interno 94 que se extiende hacia el segmento del reactor 26, y una abertura de descarga 96 definida por el distribuidor de alimentación 94. En la realización ilustrada en las figuras 1 a-c, el distribuidor de alimentación 94 es un conducto sustancialmente cilíndrico que se fija a la pared lateral del segmento del reactor 26 en la abertura de entrada 92. El extremo distal del distribuidor de alimentación 94 define la abertura de descarga 96 en una ubicación separada de las paredes laterales y el extremo del segmento del reactor 26. Como se muestra en las figuras 1 b y 1c, la abertura de descarga 96 se puede formar cortando el extremo distal del distribuidor de alimentación 94 en un ángulo oblicuo de manera que la abertura de descarga 96 mire al menos parcialmente hacia el extremo cerrado del segmento del reactor 26. La ubicación y la orientación de la abertura de descarga 96 pueden aumentar la circulación de líquido y ayudar a reducir o eliminar las zonas estancadas cerca del extremo del segmento del reactor 26.

Con referencia de nuevo a la figura 1, en funcionamiento, una alimentación, que puede ser en una forma predominantemente líquida, se introduce en el reactor 10 a través de la entrada de alimentación 30 del segmento del

- reactor sin bandeja 26. En el segmento del reactor sin bandeja 26, la alimentación forma un medio de reacción 60 que fluye generalmente de forma horizontal en la parte inferior del miembro tubular 34 desde el extremo distal del segmento del reactor sin bandeja 26 hasta el extremo proximal del segmento del reactor sin bandeja 26. Según el medio de reacción 60 fluye a través del segmento del reactor sin bandeja 26, una reacción química tiene lugar dentro del medio de reacción 60. Un vapor 62 se puede formar en el segmento del reactor sin bandeja 26. El vapor 62 puede comprender un subproducto de la reacción química realizada en el segmento del reactor 26 y/o un componente volátil de la alimentación al segmento del reactor 26. Al menos una porción de vapor 62 se separa de y fluye generalmente por encima del medio de reacción 60 cuando el medio de reacción 60 fluye a través del segmento del reactor sin bandeja 26.
- 10 Como se representa en la figura 1, en una realización de la presente invención, la reacción química realizada en el reactor 10 causa la formación de espuma del medio de reacción 60, produciéndose de ese modo una porción de espuma 64 y una porción predominantemente líquida 66 del medio de reacción 60. La reacción química puede tener lugar en el líquido tanto de la porción de espuma 64 como de la porción predominantemente líquida 66. De hecho, la presencia de espuma realmente puede mejorar ciertas reacciones químicas, especialmente las reacciones que sean facilitadas por un área de superficie de líquido aumentada y una presión reducida. Por lo tanto, en una realización de la presente invención, el volumen interno y el área de flujo abierta de los segmentos del reactor son suficientemente grandes para que se permita la cantidad máxima de formación de espuma. En las aplicaciones en las que se produzcan grandes cantidades de formación de espuma por toda una porción sustancial del reactor, se puede desear tener dos o más segmentos del reactor sin bandeja iniciales y menos segmentos del reactor con bandeja con el fin de proporcionar suficiente espacio dentro de los segmentos del reactor para una formación de espuma máxima. De forma alternativa, se pueden emplear segmentos del reactor con bandeja más grandes para proporcionar el volumen necesario y un área de flujo abierta para promover la formación de espuma. Como se ilustra en las figuras 1 y 2, la cantidad de espuma producida por la reacción puede disminuir a medida que la reacción progresa a través del reactor. Por lo tanto, el medio de reacción 60 en el segmento del reactor inicial puede comprender gas con un porcentaje en volumen de más de 50, 75 ó 90, mientras que el medio de reacción 60 en el segmento del reactor final puede comprender gas con un porcentaje en volumen de menos de 20, 10 ó 5.
- 30 Con referencia de nuevo a la figura 1, después de fluir a través del segmento del reactor sin bandeja 26, el medio de reacción 60 sale del segmento del reactor sin bandeja 26 a través de la salida 32. Si se emplea el vertedero 38, el medio de reacción 60 fluye por la parte superior de, alrededor de los bordes de, a través de las aberturas en, y/o por debajo del vertedero 38 cuando sale del segmento del reactor sin bandeja 26 y entra en el volumen interno del cabezal 12. Según el medio de reacción 60 sale del segmento del reactor sin bandeja 26 y fluye hacia abajo dentro del cabezal 12, el vapor 62 fluye hacia arriba dentro del cabezal 12. En el cabezal 12, el vapor 62 del segmento del reactor sin bandeja 26 se puede combinar con el vapor producido en los segmentos del reactor con bandeja 28a,b,c. El vapor combinado resultante puede salir del cabezal 12 a través de la salida de vapor 22. Al salir del segmento del reactor sin bandeja 26, el medio de reacción 60 fluye hacia abajo en el cabezal 12 y se dirige por el desviador de flujo 18a a la entrada 40a del segmento del reactor con bandeja más alto 28a.
- 40 En el segmento del reactor con bandeja más alto 28a, el medio de reacción 60 fluye generalmente de forma horizontal a través de la superficie que mira hacia arriba de la bandeja 48a y hacia el extremo distal del segmento del reactor 28a. Como se ha analizado anteriormente, el medio de reacción 60 se somete a una reacción química en el segmento del reactor 28a, y la reacción química puede causar la formación de un subproducto de vapor y/o espuma cuando el medio de reacción 60 fluye a través de la bandeja 48a. Cuando se produce un vapor por el medio de reacción 60 que fluye en la bandeja 48a, el vapor puede fluir en la cámara superior 50a a contracorriente con respecto a la dirección de flujo del medio de reacción 60 en la cámara superior 50a. El subproducto de vapor puede salir fuera de la cámara superior 50a a través de la entrada 40a según el medio de reacción 60 entra en la cámara superior 50a a través de la entrada 40a.
- 50 Cuando el medio de reacción 60 llega al extremo terminal de la bandeja 48a, cae hacia abajo a través del pasaje de flujo 54a y a la parte inferior del miembro tubular 44a. Cuando el extremo terminal de la bandeja 48a está equipado con el vertedero 56a, el medio de reacción 60 fluye por la parte superior de, alrededor de los bordes de, a través de las aberturas en, y/o por debajo del vertedero 56a antes de entrar en el pasaje de flujo 54a. El medio de reacción 60 fluye entonces en la parte inferior del miembro tubular 44a desde el extremo distal del segmento del reactor 28a hasta el extremo proximal del segmento del reactor 28a. Cuando el medio de reacción 60 llega al extremo proximal del segmento del reactor 28a, sale del segmento del reactor 28a a través de la salida 42a y entra en el cabezal 12. Cuando se produce un vapor en la cámara inferior 52a, el vapor fluye generalmente por encima del medio de reacción 60 y sale de la cámara inferior 52a junto con el medio de reacción 60 a través de la salida 42a. Cuando se proporciona el vertedero 58a en la salida 42a, al menos una porción del medio de reacción 60 fluye por la parte

superior de, alrededor de los bordes de, a través de las aberturas en, y/o por debajo del vertedero 58a.

Los vertederos 38, 56a,b,c y 58a,b,c se pueden emplear en el reactor 10 para ayudar a mantener la profundidad deseada del medio de reacción 60 en los segmentos del reactor 26 y 28a,b,c. En una realización de la presente invención, la profundidad máxima del medio de reacción 60 en cada segmento del reactor 26 y 28a,b,c es inferior a aproximadamente 0,8D, inferior a aproximadamente 0,4D, o inferior a 0,25D, donde D es la dimensión vertical máxima del segmento del reactor respectivo 26 y 28a,b,c.

Según el medio de reacción 60 sale del segmento del reactor con bandeja más alto 28a y fluye hacia abajo en el cabezal 12, el vapor producido en el segmento del reactor con bandeja 28a fluye hacia arriba dentro del cabezal 12. El vapor que sale de la cámara inferior 52a del segmento del reactor 28a puede pasar a través de un hueco de vapor 20a definido por el desviador de flujo 18b o entre los desviadores de flujo 18a y 18b. Como se ha mencionado anteriormente, el vapor producido en el segmento del reactor 28a se puede combinar en el cabezal 12 con el vapor producido en el segmento del reactor sin bandeja 26 y los segmentos del reactor con bandeja 28b,c. El vapor combinado resultante sale del cabezal 12 a través de la salida de vapor 22. Al salir del segmento del reactor con bandeja 28a, el medio de reacción 60 fluye hacia abajo en el cabezal 12 y se dirige por el desviador de flujo 18b a la entrada 40b del segmento del reactor con bandeja intermedio 28b.

El flujo del medio de reacción 60 a través de los segmentos del reactor con bandeja intermedio y más bajo 28b y 28c puede avanzar sustancialmente igual que como se describe anteriormente con referencia al flujo a través del segmento del reactor con bandeja más alto 28a. En resumen, el medio de reacción 60 avanza a través de los segmentos del reactor con bandeja 28a,b,c como se indica a continuación: (a) el medio de reacción 60 se dirige desde el cabezal 12 hasta los segmentos del reactor con bandeja 28a,b,c por los desviadores de flujo 18a,b,c; (b) el medio de reacción 60 entra en los segmentos del reactor con bandeja 28a,b,c a través de las entradas 40a,b,c; (c) el medio de reacción 60 fluye generalmente hacia fuera del cabezal 12 en las bandejas 48a,b,c; (d) el medio de reacción 60 cae hacia abajo por un extremo terminal de las bandejas 48a,b,c y a la parte inferior de los miembros tubulares 44a,b,c; (e) el medio de reacción 60 fluye de vuelta hacia el cabezal 12 en la parte inferior de los miembros tubulares 44a,b,c; (f) el medio de reacción 60 sale de los segmentos del reactor con bandeja 28a,b,c a través de las salidas 42a,b,c; y (g) el medio de reacción 60 cae hacia abajo en el cabezal 12 al siguiente nivel de procesamiento.

El medio de reacción 60 que sale del segmento del reactor con bandeja más bajo 28c fluye hacia el cabezal 12 y se acumula en la parte inferior del mismo. Este medio de reacción final 60 se retira del cabezal 12 como un producto predominantemente líquido a través de la salida de producto líquido 24.

Aunque no se ilustra en la figura 1, se pueden emplear placas de impacto en el cabezal 12 cerca de una o más de la salida de vapor 22, la salida del segmento del reactor sin bandeja 32, y las salidas de los segmentos del reactor con bandeja 42a,b,c. Dichas placas de impacto se pueden situar en las trayectorias de flujo de vapor de manera que el líquido arrastrado en el vapor que fluye golpee, se acumule en, y caiga de las placas de impacto hacia abajo. Esto ayuda a garantizar que sólo salga el vapor por la salida de vapor 22 del cabezal 12.

Con referencia ahora a la figura 2, se ilustra una segunda realización de un reactor tubular multinivel 100 que comprende generalmente un cabezal 102, un primer conjunto de segmentos del reactor con bandeja 104a,b,c,d, y un segundo conjunto de segmentos del reactor con bandeja 106a,b,c,d. En la configuración ilustrada en la figura 2, el primer y segundo conjuntos de segmentos del reactor 104a,b,c,d y 106a,b,c,d se extienden hacia fuera desde lados generalmente opuestos del cabezal 102. Sin embargo, en una realización alternativa, los conjuntos de segmentos del reactor se pueden extender desde lados diferentes del cabezal 102 que no sean necesariamente opuestos. Por ejemplo, los dos conjuntos de segmentos del reactor se podrían extender hacia fuera desde el cabezal en un ángulo de 45°, 60°, 75°, 90°, 105°, 130°, 145° ó 160° el uno con relación al otro. En otro ejemplo, el reactor 100 podría emplear tres conjuntos de segmentos del reactor separados circunferencialmente alrededor del cabezal 102 en ángulos de 120° entre sí.

Con referencia de nuevo a la figura 2, el cabezal 102 define una entrada de alimentación 108 para recibir una alimentación, que puede ser en una forma predominantemente líquida, una salida de producto 110 para descargar un producto predominantemente líquido, y un par de salidas de vapor 112a,b para descargar un vapor. El cabezal 102 comprende generalmente un separador de flujo 114, un primer conjunto de desviadores de flujo 116a,b,c y un segundo conjunto de desviadores de flujo 118a,b,c. El primer y segundo conjuntos de segmentos del reactor 104a,b,c,d y 106a,b,c,d pueden tener sustancialmente la misma configuración que los segmentos del reactor con bandeja que se han descrito anteriormente con referencia a la figura 1. Por lo tanto, no se describirá la configuración y los detalles de funcionamiento específicos de los segmentos del reactor con bandeja 104a,b,c,d y 106a,b,c,d.

Durante el funcionamiento, el reactor 100 recibe una alimentación, que puede ser en una forma predominantemente líquida, a través de la entrada de alimentación 108. El separador de flujo 114 separa la alimentación en dos porciones sustancialmente iguales. El separador de flujo 114 dirige entonces una de las porciones a la bandeja interna del primer segmento del reactor más alto 104a, y la otra porción a la bandeja interna del segundo segmento del reactor más alto 106a. Una vez que las porciones de alimentación dividida entran en los segmentos del reactor con bandeja, el flujo a través de los segmentos del reactor con bandeja puede avanzar de la misma forma sustancialmente que la descrita anteriormente con respecto a la figura 1, con el medio de reacción siguiendo una trayectoria de flujo que incluya una porción hacia fuera (es decir, flujo hacia fuera del cabezal en la bandeja interna), una porción hacia abajo (es decir, flujo desde la bandeja hasta la parte inferior del miembro tubular), y una porción hacia dentro (es decir, flujo de vuelta hacia el cabezal en la parte inferior del miembro tubular). Después de fluir a través de cada segmento del reactor, el medio de reacción se dirige entonces a través del cabezal por los desviadores de flujo al siguiente segmento del reactor inferior. Con referencia de nuevo a la figura 2, cuando el medio de reacción sale de los segmentos del reactor más bajos 104d y 106d, las dos porciones del medio de reacción se combinan para formar el producto predominantemente líquido, que se retira del cabezal 102 a través de la salida de producto líquido 110.

Ahora con referencia a la figura 3, una tercera realización de un reactor tubular multinivel 200 se ilustra comprendiendo una carcasa de recipiente alargada horizontalmente 202 y una bandeja 204 dispuesta en la carcasa de recipiente 202. La bandeja 204 divide el volumen interno de la carcasa de recipiente 202 en una cámara superior 206 y una cámara inferior 208. La cubierta de recipiente 202 comprende un miembro tubular alargado horizontalmente 210 y un par de tapas finales 212, 214 acopladas a los extremos opuestos del miembro tubular 210. La carcasa de recipiente 202 define una entrada de alimentación 216, una salida de producto líquido 218 y una salida de vapor 220. El reactor 200 puede tener sustancialmente la misma configuración que los segmentos del reactor con bandeja que se han descrito anteriormente con referencia a las figuras 1 y 2.

Durante el funcionamiento, el reactor 200 recibe una alimentación, que puede estar predominantemente en forma líquida, a través de una entrada de alimentación 216. La alimentación al reactor 200 forma un medio de reacción 222 en la cámara superior 206 del reactor 200. El medio de reacción 222 fluye a través de la cámara superior 206 por la superficie superior de la bandeja 204. Cuando el medio de reacción 222 alcanza el extremo distal de la bandeja 204, cae sobre el extremo distal de la bandeja 204 y entra en la cámara inferior 208. El medio de reacción 222 fluye a través de la cámara inferior 206 por la parte inferior del miembro tubular 210 y hacia la salida de producto líquido 218. El medio de reacción 222 sale entonces del reactor 200 como un producto predominantemente líquido a través de la salida de producto 218. Como se ilustra por las flechas continuas en la figura 3, el medio de reacción 222 fluye generalmente en direcciones opuestas en las cámaras superior e inferior 206, 208. Como se ilustra por las flechas discontinuas en la figura 3, los vapores generados a partir del medio de reacción 222 en las cámaras superior e inferior 206, 208 pueden combinarse y descargarse del reactor 200 a través de la salida de vapor 220.

Los reactores tubulares multinivel configurados de acuerdo con ciertas realizaciones de la presente invención requieren poca o ninguna agitación mecánica del medio de reacción procesado en los mismos. Aunque el medio de reacción procesado en el reactor tubular multinivel se puede agitar en cierto modo en virtud de la formación de espuma, el flujo a través los segmentos del reactor, y la caída desde un segmento del reactor a otro, esta agitación por la formación de espuma, agitación por el flujo, y agitación gravitacional no es una agitación mecánica. En una 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 multinivel se proporciona mediante agitación mecánica. Por lo tanto, los reactores configurados de acuerdo con ciertas realizaciones de la presente invención pueden funcionar sin ningún dispositivo de mezcla mecánica. Esto contrasta directamente con los reactores continuos de tanque agitado (CSTR) convencionales que emplean una agitación mecánica casi exclusivamente.

Como se ha indicado anteriormente, los reactores tubulares multinivel configurados de acuerdo con las realizaciones de los reactores de la presente invención se pueden usar en una diversidad de procesos químicos. En una realización, un reactor tubular multinivel configurado de acuerdo con la presente invención se emplea en una instalación de producción de poliéster en fase fundida capaz de producir cualquiera de una diversidad de poliésteres a partir de una diversidad de materiales de inicio. Ejemplos de poliésteres en fase fundida que se pueden producir de acuerdo con las realizaciones de la presente invención incluyen, pero sin limitación, tereftalato de polietileno (PET), que incluye homopolímeros y copolímeros de PET; poliésteres cristalinos totalmente aromáticos o líquidos; poliésteres biodegradables, tales como los que comprenden butanodiol, residuos de ácido tereftálico y ácido adípico;

- homopolímeros y copolímeros de poli(tereftalato de ciclohexano dimetileno); y homopolímeros y copolímeros de 1,4-ciclohexano-dimetanol (CHDM) y ácido ciclohexano dicarboxílico o ciclohexanodicarboxilato de dimetilo. Cuando se produce un copolímero de PET, tal copolímero puede comprender unidades de repetición de tereftalato de etileno con un porcentaje molar de 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 y unidades de repetición de comonomero añadido con un porcentaje molar de hasta 10, hasta 9, hasta 8, hasta 7, hasta 6, hasta 5, hasta 4, hasta 3, o hasta 2. Generalmente, las unidades de repetición de comonomero se pueden obtener a partir de uno o más comonomeros seleccionados entre el grupo que consiste en ácido isoftálico, ácido 2,6-naftalenodicarboxílico, CHDM, y dietilenglicol.
- 10 En general, un proceso de producción de poliéster de acuerdo con ciertas realizaciones de la presente invención puede comprender dos fases principales - una fase de esterificación y una fase de policondensación. En la fase 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 de ese modo monómeros y/u oligómeros de poliéster. En la fase de policondensación, a los monómeros y/u oligómeros de poliéster de la etapa de esterificación se les hace reaccionar en el producto de poliéster final. Como se usa en este documento con respecto al PET, los monómeros tienen longitudes de cadena inferiores a 3, los oligómeros tienen longitudes de cadena de aproximadamente 7 a aproximadamente 50 (los componentes con una longitud de cadena de 4 a 6 unidades se pueden considerar monómero u oligómero), y los polímeros tienen longitudes de cadena mayores de aproximadamente 50. Un dímero, por ejemplo, EG-TA-EG-TA-EG, tiene una longitud de cadena de 2, y un trímero 3, y así sucesivamente.
- 20 El material de partida de ácido empleado en la fase de esterificación puede ser un ácido dicarboxílico de tal manera que el producto de poliéster final comprenda al menos un residuo de ácido dicarboxílico que tenga átomos de carbono en el intervalo de aproximadamente 4 a aproximadamente 15 o de 8 a 12. Los ejemplos de ácidos dicarboxílicos adecuados para su uso en la presente invención pueden incluir, pero sin limitación, ácido tereftálico, 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 sebáico, y mezclas de los mismos. En una realización, el material de partida de ácido puede ser un éster correspondiente, tal como tereftalato de dimetilo en lugar de ácido tereftálico.
- 30 El material de partida de alcohol empleado en la fase de esterificación puede ser un diol de tal manera que el producto de poliéster final pueda comprender al menos un residuo de diol, tales como, por ejemplo, los que se originan a partir de dioles cicloalifáticos que tienen átomos de carbono en el intervalo de aproximadamente 3 a aproximadamente 25 o de 6 a 20 átomos de carbono. Dioles adecuados pueden incluir, pero sin limitación, 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, 2,2-bis-(4-hidroxi-propoxifenil)-propano, isosorbida, hidroquinona, BDS-(2,2-(sulfonilbis)4,1-fenilenooxi))bis(etanol), y mezclas de los mismos.
- 45 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-ciclohexano-dimetanol (CHDM), 1,4-butanodiol, politetrametilenglicol, trans-DMCD, anhídrido trimelítico, ciclohexano-1,4-dicarboxilato de dimetilo, decalina-2,6-dicarboxilato de dimetilo, decalina dimetanol, decahidronaftaleno 2,6-dicarboxilato, 2,6-dihidroximetil-decahidronaftaleno, hidroquinona, ácido hidroxibenzoico, y mezclas de los mismos.
- 50 Tanto la fase de esterificación como la fase de policondensación de un proceso de producción de poliéster en fase fundida pueden incluir múltiples etapas. Por ejemplo, la fase de esterificación puede incluir una fase de esterificación inicial para producir un producto parcialmente esterificado que después se esterifique aún más en una etapa de esterificación secundaria. Además, la fase de policondensación puede incluir una etapa de prepolimerización para producir un producto parcialmente condensado que se someta entonces a una fase de acabado para producir de ese modo el producto de polímero final.
- 55

Los reactores configurados de acuerdo con ciertas realizaciones de la presente invención se pueden emplear en un sistema de producción de poliéster en fase fundida como un reactor de esterificación secundaria para realizar una etapa de esterificación secundaria, como un reactor de prepolímero para realizar una etapa de prepolimerización, y/o

como un reactor para acabados para realizar una etapa de acabado. A continuación, se proporciona una descripción detallada de las condiciones del proceso para la presente invención empleada como un reactor de esterificación, un reactor de prepolímero, y/o un reactor para acabados con referencia a la figura 1. Se entenderá que los reactores configurados de acuerdo con las realizaciones de la presente invención se pueden emplear generalmente como reactores de esterificación, reactores de prepolímero, y/o reactores para acabados y que estas condiciones del proceso no están limitadas a la realización descrita en la figura 1.

- Con referencia de nuevo a la figura 1, cuando el reactor 10 se emplea como un reactor de esterificación secundaria en un proceso de producción de poliéster en fase fundida (por ejemplo, un proceso para hacer PET), se puede realizar más de una reacción química en el reactor 10. Por ejemplo, aunque la esterificación puede ser la reacción química primaria llevada a cabo en el reactor 10, también se puede producir una cierta cantidad de policondensación en el reactor 10. Cuando el reactor 10 se emplea como un reactor de esterificación secundaria, la alimentación introducida en la entrada de alimentación 30 del segmento del reactor 26 puede tener una conversión en el intervalo de aproximadamente el 70 a aproximadamente el 95 por ciento, de aproximadamente el 75 a aproximadamente el 90 por ciento, o del 80 al 88 por ciento, mientras que el producto predominantemente líquido retirado de la salida de producto líquido 24 del cabezal 12 puede tener una conversión de al menos aproximadamente el 80 por ciento, al menos aproximadamente el 90 por ciento, al menos aproximadamente el 95 por ciento, o al menos el 98 por ciento. Cuando el reactor 10 se emplea como un reactor de esterificación secundaria, la reacción o reacciones químicas realizadas en el reactor 10 pueden aumentar la conversión del medio de reacción 60 en al menos aproximadamente 2 puntos porcentuales, al menos aproximadamente 5 puntos porcentuales, o al menos 10 puntos porcentuales entre la entrada de alimentación 30 y la salida de producto líquido 24. Adicionalmente, el promedio de longitud de cadena de la alimentación introducida en la entrada de alimentación 30 puede ser inferior a aproximadamente 5, inferior a aproximadamente 2 o inferior a 1, mientras que el producto predominantemente líquido retirado de la salida de producto líquido 24 puede tener un promedio de longitud de cadena en el intervalo de aproximadamente 1 a aproximadamente 20, de aproximadamente 2 a aproximadamente 12, o de 5 a 12. Generalmente, cuando el reactor 10 se emplea como un reactor de esterificación secundaria, el promedio de longitud de cadena del medio de reacción 60 puede aumentar en el intervalo de aproximadamente 1 a aproximadamente 20, de aproximadamente 2 a aproximadamente 15, o de 5 a 12 entre la entrada de alimentación 30 y la salida de producto líquido 24.
- Cuando el reactor 10 se emplea como un reactor de esterificación secundaria, la alimentación al reactor 10 puede entrar en la entrada de alimentación 30 a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 180 °C a aproximadamente 350 °C, de aproximadamente 215 °C a aproximadamente 305 °C, o de 260 °C a 290 °C. El producto predominantemente líquido que sale por la salida de producto líquido 24 puede tener una temperatura dentro de aproximadamente 50 °C, 25 °C o 10 °C de la temperatura de la alimentación que entra en la entrada de alimentación 30. En una realización, la temperatura del producto líquido que sale por la salida de producto líquido 24 se puede hallar en el intervalo de aproximadamente 180 °C a aproximadamente 350 °C, de aproximadamente 215 °C a aproximadamente 305 °C, o de 260 °C a 290 °C. En una realización, la temperatura media del medio de reacción 60 en el reactor 10 se halla en el intervalo de aproximadamente 180 °C a aproximadamente 350 °C, de aproximadamente 215 °C a aproximadamente 305 °C, o de 260 °C a 290 °C. La temperatura media del medio de reacción 60 es el promedio de al menos tres mediciones de temperatura tomadas en espacios iguales a lo largo de la trayectoria de flujo primaria del medio de reacción 60 a través del reactor 10, donde las mediciones de temperatura se toman cada una cerca del centro de gravedad en sección transversal de la porción predominantemente líquida 66 del medio de reacción 60 (en lugar de cerca de la pared del reactor o cerca de la superficie superior de la porción predominantemente líquida). Cuando el reactor 10 se emplea como un reactor de esterificación secundaria, la presión del espacio de vapor en el reactor 10 (medida en la salida de vapor 22) se puede mantener a menos de aproximadamente 482,63 kPa (aproximadamente 70 psig), en el intervalo de aproximadamente -27,58 kPa a aproximadamente 68,95 kPa (aproximadamente -4 a aproximadamente 10 psig), o en el intervalo de 13,79 a 34,47 kPa (2 a 5 psig).
- Cuando el reactor 10 se emplea como un reactor de esterificación secundaria, puede ser deseable calentar la alimentación antes de la introducción en el reactor 10 y/o puede ser deseable calentar el medio de reacción 60 cuando fluya a través del reactor 10. El calentamiento de la alimentación antes de la introducción en el reactor 10 se puede realizar en un intercambiador de calor convencional como, por ejemplo, un intercambiador de calor de carcasa y tubos. El calentamiento del medio de reacción 60 en el reactor 10 se puede realizar por dispositivos de calentamiento externos que entren en contacto con el reactor 10, pero no se extiendan hacia el interior del reactor 10. Tales dispositivos de intercambio de calor externos incluyen, por ejemplo, el aislamiento y/o el rastreo de calor. Generalmente, la cantidad acumulativa de calor añadido a la alimentación inmediatamente aguas arriba del reactor 10 más el calor añadido al medio de reacción 60 en el reactor 10 se puede hallar en el intervalo de aproximadamente 232,6 a aproximadamente 11630 kJ/kg (aproximadamente 100 a aproximadamente 5.000 BTU

por libra) de medio de reacción, en el intervalo de aproximadamente 930,4 a aproximadamente 4652 kJ/kg (aproximadamente 400 a aproximadamente 2.000 BTU/lb) o en el intervalo de 1395,6 a 3489 kJ/kg (de 600 a 1.500 BTU/lb).

- 5 Con referencia de nuevo a la figura 1, cuando el reactor 10 se emplea como reactor de prepolímero en un proceso de producción de poliéster en fase fundida (por ejemplo, un proceso para hacer PET), se puede realizar más de una reacción química en el reactor 10. Por ejemplo, aunque la policondensación puede ser la reacción química predominante llevada a cabo en el reactor 10, también se puede producir una cierta cantidad de esterificación en el reactor 10. Cuando el reactor 10 se emplea como un reactor de prepolímero, el promedio de longitud de cadena de la alimentación introducida en la entrada de alimentación 30 se puede hallar en el intervalo de aproximadamente 1 a aproximadamente 20, de aproximadamente 2 a aproximadamente 15, o de 5 a 12, mientras que el promedio de longitud de cadena del producto predominantemente líquido retirado de la salida de producto líquido 24 se puede hallar en el intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 50, de aproximadamente 8 a aproximadamente 40, o de 10 a 30. Cuando el reactor 10 se emplea como reactor de prepolimerización, la reacción química llevada a cabo en el reactor 10 puede causar que el promedio de longitud de cadena del medio de reacción 60 aumente 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 de alimentación 30 y la salida de producto líquido 24.

- 20 Cuando el reactor 10 se emplea como un reactor de prepolímero, la alimentación puede entrar en la entrada de alimentación 30 a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 220 °C a aproximadamente 350 °C, de aproximadamente 265 °C a aproximadamente 305 °C, o de 270 °C a 290 °C. El producto predominantemente líquido que sale por la salida de producto líquido 24 puede tener una temperatura dentro de aproximadamente 50 °C, 25 °C o 10 °C de la temperatura de la alimentación que entra en la entrada de alimentación 30. En una realización, la temperatura del producto líquido que sale por la salida de producto líquido 24 se halla en el intervalo de aproximadamente 220 °C a aproximadamente 350 °C, de aproximadamente 265 °C a aproximadamente 305 °C, o de 270 °C a 290 °C. En una realización, la temperatura media del medio de reacción 60 en el reactor 10 se halla en el intervalo de aproximadamente 220 °C a aproximadamente 350 °C, de aproximadamente 265 °C a aproximadamente 305 °C, o de 270 °C a 290 °C. Cuando el reactor 10 se emplea como un reactor de prepolímero, la presión del espacio de vapor en el reactor 10 (medida en la salida de vapor 22) se puede mantener en el intervalo de aproximadamente 0 a aproximadamente 40 kPa (aproximadamente 0 a aproximadamente 300 torr), en el intervalo de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 6,6 kPa (de 1 a aproximadamente 50 torr) o en el intervalo de 2,6 a 4 kPa (20 a 30 torr).

- 35 Cuando el reactor 10 se emplea como un reactor de prepolímero, puede ser deseable calentar la alimentación antes de la introducción en el reactor 10 y/o puede ser deseable calentar el medio de reacción 60 cuando fluya a través del reactor 10. Generalmente, la cantidad acumulativa de calor añadido a la alimentación inmediatamente aguas arriba del reactor 10 más el calor añadido al medio de reacción 60 en el reactor 10 se puede hallar en el intervalo de aproximadamente 232,6 a aproximadamente 11630 kJ/kg (100 a aproximadamente 5.000 BTU/lb), en el intervalo de de aproximadamente 930,4 a aproximadamente 4652 kJ/kg (400 a aproximadamente 2.000 BTU/lb), o en el intervalo de 1395,6 a 3489 kJ/kg (de 600 a 1.500 BTU/lb).

- 45 Con referencia de nuevo a la figura 1, cuando el reactor 10 se emplea como un reactor para acabados en un proceso de producción de poliéster en fase fundida (por ejemplo, un proceso para hacer PET), el promedio de longitud de cadena de la alimentación introducida en la entrada de alimentación 30 se puede hallar en el intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 50, de aproximadamente 8 a aproximadamente 40, o de 10 a 30, mientras que el promedio de longitud de cadena del producto predominantemente líquido retirado de la salida de producto líquido 24 se puede hallar en el intervalo de aproximadamente 30 a aproximadamente 210, de aproximadamente 40 a aproximadamente 80, o de 50 a 70. Generalmente, la policondensación realizada en el reactor 10 puede causar que el promedio de longitud de cadena del medio de reacción 60 aumente en al menos aproximadamente 10, al menos aproximadamente 25, o al menos 50 entre la entrada de alimentación 30 y la salida de producto líquido 24.

- 55 Cuando el reactor 10 se emplea como un reactor para acabados, la alimentación puede entrar en la entrada de alimentación 30 a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 220 °C a aproximadamente 350 °C, de aproximadamente 265 °C a aproximadamente 305 °C, o de 270 °C a 290 °C. El producto predominantemente líquido que sale por la salida de producto líquido 24 puede tener una temperatura dentro de aproximadamente 50 °C, 25 °C o 10 °C de la temperatura de la alimentación que entra en la entrada de alimentación 30. En una realización, la temperatura del producto líquido que sale por la salida de producto líquido 24 se halla en el intervalo de aproximadamente 220 °C a aproximadamente 350 °C, de aproximadamente 265 °C a aproximadamente 305 °C, o de 270 °C a 290 °C. En una realización, la temperatura media del medio de reacción 60 en el reactor 10 se halla en el

intervalo de aproximadamente 220 °C a aproximadamente 350 °C, de aproximadamente 265 °C a aproximadamente 305 °C, o de 270 °C a 290 °C. Cuando el reactor 10 se emplea como un reactor para acabados, la presión del espacio de vapor en el reactor 10 (medida en la salida de vapor 22) se puede mantener en el intervalo de aproximadamente 0 a aproximadamente 40 kPa (de aproximadamente 0 a aproximadamente 30 torr), en el intervalo de aproximadamente 0,13 a aproximadamente 2,6 kPa (aproximadamente 1 a aproximadamente 20 torr) o en el intervalo de 0,26 a 1,3 kPa (2 a 10 torr).

Los reactores configurados de acuerdo con las realizaciones de la presente invención pueden proporcionar numerosas ventajas cuando se emplean como reactores en las etapas de esterificación y/o policondensación de un proceso de producción de poliéster. Dichos reactores pueden ser particularmente ventajosos cuando se emplean como reactores de esterificación secundaria, de prepolímero, y/o para acabados en un proceso para hacer PET. Asimismo, tales reactores 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 4536 kg (10.000 libras) por hora, al menos aproximadamente 45360 kg (100.000 libras) por hora, al menos aproximadamente 113398 kg (250.000 libras) por hora, o al menos 226796 kg (500.000 libras) por hora.

En una realización de la presente invención, se proporciona un proceso que comprende someter un medio de reacción a una reacción química en un reactor que comprende un primer segmento del reactor alargado horizontalmente a través del cual el medio de reacción fluye según el medio de reacción transcurre a través del reactor. El primer segmento del reactor comprende un primer miembro tubular alargado horizontalmente y una primera bandeja dispuesta sustancialmente en el primer miembro tubular y que se extiende a lo largo de un medio, al menos tres cuartos, o al menos nueve décimos la longitud del primer miembro tubular. Al menos una porción del medio de reacción fluye en una dirección sobre la primera bandeja y en una dirección generalmente opuesta sobre la parte inferior del primer miembro tubular.

En un ejemplo, el reactor comprende adicionalmente un cabezal al que se acopla un extremo proximal del primer segmento del reactor, en el que el primer segmento del reactor recibe el medio de reacción sobre la primera bandeja del cabezal, en el que el primer segmento del reactor descarga el medio de reacción en el cabezal de la parte inferior del primer miembro tubular. Además, el primer segmento del reactor puede descargar un subproducto de vapor de la reacción química en el cabezal, en el que el subproducto de vapor descargado fluye generalmente hacia arriba en el cabezal, mientras que el medio de reacción descargado fluye generalmente hacia abajo en el cabezal.

En otro ejemplo, el medio de reacción fluye en la primera bandeja desde un extremo proximal a un extremo distal de la primera bandeja, en la que el medio de reacción fluye sobre el extremo distal de la primera bandeja y sobre la parte inferior del primer miembro tubular. Adicionalmente, el extremo distal de la primera bandeja puede comprender un vertedero que se extiende hacia arriba sobre, a través de, alrededor de y/o bajo el cual al menos una porción del medio de reacción fluye antes de pasar a la parte inferior del primer miembro tubular. En otro ejemplo, el primer segmento del reactor comprende una tapa final acoplada a un extremo distal del primer miembro tubular, en el que el extremo distal de la primera bandeja se separa horizontalmente de la tapa final para formar de este modo un paso de flujo a través del cual el medio de reacción fluye según el medio de reacción pasa de la primera bandeja a la parte inferior del primer miembro tubular.

En un ejemplo, el primer miembro tubular y la primera bandeja se orientan sustancialmente en horizontal. En otro ejemplo, el primer miembro tubular es un conducto. El primer segmento del reactor puede tener una relación longitud-diámetro (L:D) en el intervalo de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 50:1, de aproximadamente 5:1 a aproximadamente 20:1, o de 8:1 a 15:1. En un ejemplo, adicionalmente, L está en el intervalo de aproximadamente 3,05 a aproximadamente 60,96 m (de aproximadamente 10 a aproximadamente 200 pies), de aproximadamente 6,1 a aproximadamente 30,48 m (de aproximadamente 20 a 100 pies), o (de 9,14 a 15,24 m) (de 30 a 50 pies), y D está en el intervalo de aproximadamente 3,05 a aproximadamente 6,1 m (de aproximadamente 1 a aproximadamente 20 pies), de 1395,6 a 3489 kJ/kg (de aproximadamente 2 a aproximadamente 10 pies), o de 0,91 a 1,52 m (de 3 a 5 pies).

En otro ejemplo más, el reactor comprende adicionalmente un segundo segmento del reactor alargado horizontalmente a través del cual al menos una porción del medio de reacción fluye según el medio de reacción transcurre a través del reactor, en el que el segundo segmento del reactor se separa en vertical por debajo del primer segmento del reactor, en el que el reactor comprende un cabezal al que se acoplan el primer y el segundo segmentos del reactor en diferentes elevaciones, donde el medio de reacción fluye hacia abajo a través del cabezal según el medio de reacción transcurre desde el primer segmento del reactor al segundo segmento del reactor. El segundo segmento del reactor puede comprender un segundo miembro tubular alargado y una segunda bandeja

dispuesta sustancialmente en el segundo miembro tubular, en el que la segunda bandeja se extiende a lo largo de al menos un medio, al menos tres cuartos, o al menos nueve décimos la longitud del segundo miembro tubular, en el que al menos una porción del medio de reacción fluye en una dirección en la segunda bandeja interna y en una dirección generalmente opuesta en la parte inferior del segundo miembro tubular. En un ejemplo, el reactor
5 comprende adicionalmente un primer y segundo desviadores de flujo acoplados a la primera y segunda bandejas respectivamente y que se extienden en el cabezal, donde el segundo desviador de flujo dirige el medio de reacción que sale del primer miembro tubular a través del cabezal y sobre la segunda bandeja. Además, puede definirse un hueco de vapor entre el primer y segundo desviadores de flujo, en los que el hueco de vapor permite que el flujo de un subproducto de vapor de la reacción química salga del segundo segmento del reactor y hacia arriba a través del
10 cabezal mientras que el medio de reacción que sale del primer segmento del reactor se dirige hacia abajo al segundo segmento del reactor.

En un ejemplo, el subproducto de vapor de la reacción química realizada en el primer y segundo segmentos del reactor se combina en el cabezal y sale del reactor a través de una salida de vapor situada cerca de la parte superior
15 del cabezal. Además, un producto predominantemente líquido de la reacción química puede salir del reactor a través de una salida de líquido situada cerca de la parte inferior del cabezal.

En un ejemplo, el cabezal tiene una relación altura-anchura (H:W) en el intervalo de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 20:1, de aproximadamente 4:1 a aproximadamente 15:1, o de 5:1 a 10:1, en el que cada uno del
20 primer y segundo segmentos del reactor tiene una relación L:D en el intervalo de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 50:1, de aproximadamente 5:1 a aproximadamente 20:1, o de 8:1 a 15:1.

En un ejemplo, el cabezal se extiende sustancialmente en vertical (es decir, el eje central de elongación para el cabezal es básicamente vertical). Como alternativa, el cabezal puede extenderse en aproximadamente 30,
25 aproximadamente 15, o 5 grados de verticalidad. En un ejemplo, los segmentos del reactor se extienden básicamente en horizontal (es decir, el eje central de elongación de los segmentos del reactor es básicamente horizontal). Como alternativa, los segmentos del reactor pueden extenderse en aproximadamente 30, aproximadamente 15, o 5 grados de horizontalidad. En otro ejemplo, el reactor no comprende ningún dispositivo de mezcla mecánica.

30 En un ejemplo, además del segundo segmento del reactor, el reactor comprende adicionalmente un tercer segmento del reactor alargado horizontalmente a través del cual al menos una porción del medio de reacción fluye según el medio de reacción transcurre a través del reactor, en el que el tercer segmento del reactor se separa verticalmente por debajo del segundo segmento del reactor, en el que el tercer segmento del reactor comprende un tercer
35 miembro tubular alargado y una tercera bandeja dispuesta sustancialmente en el tercer miembro tubular, en el que la tercera bandeja se extiende a lo largo de al menos un medio, al menos tres cuartos o al menos nueve décimos la longitud del tercer miembro tubular, en el que al menos una porción del medio de reacción fluye en una dirección en la tercera bandeja interna y en una dirección generalmente opuesta en la parte inferior del tercer miembro tubular, en el que el tercer segmento del reactor se acopla al cabezal, en el que el medio de reacción fluye hacia abajo a través
40 del cabezal según el medio de reacción transcurre desde el segundo segmento del reactor al tercer segmento del reactor.

En un ejemplo, el medio de reacción comprende un líquido en el que se realiza la reacción química. En otro ejemplo el medio de reacción comprende una porción de espuma y una porción predominantemente líquida, comprendiendo
45 cada una el líquido. En un ejemplo más, el reactor comprende una pluralidad de segmentos del reactor alargados horizontalmente, en el que una parte del medio de reacción situada en uno más alto de la pluralidad de segmentos del reactor comprende vapor con un porcentaje en volumen de al menos 50 y una porción del medio de reacción ubicada en uno más bajo de la pluralidad de segmentos del reactor comprende vapor con un porcentaje en volumen inferior a 20.

50 En un ejemplo, la reacción química comprende la policondensación, en la que el promedio de longitud de cadena del medio de reacción aumenta en al menos aproximadamente 10, al menos aproximadamente 25, o al menos 50 en el reactor. En un ejemplo, el medio de reacción puede comprender un polímero o copolímero de poliéster que se forme al menos parcialmente por la policondensación. El polímero o copolímero de poliéster puede comprender tereftalato
55 de polietileno (PET). Adicionalmente, el proceso puede comprender introducir una alimentación de policondensación en la entrada de alimentación del reactor, en el que la alimentación de policondensación forma el medio de reacción en el reactor. La alimentación de policondensación puede tener un promedio de longitud de cadena en el intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 50, aproximadamente 8 a aproximadamente 40, o de 10 a 30.

En otro ejemplo de la presente invención, se proporciona un proceso que comprende someter un medio de reacción a una reacción de esterificación y/o policondensación en un reactor que comprende un cabezal alargado horizontalmente a través del cual el medio de reacción fluye según el medio de reacción transcurre a través del reactor. El segmento del reactor comprende un miembro tubular alargado horizontalmente y una bandeja dispuesta sustancialmente en el miembro tubular y que se extiende a lo largo de al menos un medio, al menos tres cuartos o al menos nueve décimos la longitud del miembro tubular. Al menos una porción del medio de reacción fluye en una dirección en la bandeja y en una dirección generalmente opuesta en la parte inferior del miembro tubular. La descripción detallada de la figura 1, el reactor 10 empleado como un reactor de segunda fase de esterificación, prepolimerización, y/o para acabados dado anteriormente se aplica a este ejemplo de la presente invención.

En un ejemplo, un producto se retira de una salida de producto del reactor, en el que el medio de reacción forma el producto en el reactor. Adicionalmente, cuando la reacción química comprende la policondensación, el producto puede ser un producto de policondensación. La It.V. del producto o producto de policondensación se puede hallar 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 dUg. En un ejemplo, la It.V. del producto o producto de policondensación se halla en el intervalo de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,5, de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,4, o de 0,15 a 0,35 dUg. En un ejemplo, una alimentación se introduce en una entrada de alimentación del reactor para formar el medio de reacción y la It.V. de la alimentación se halla en el intervalo de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,5, de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,4, o de 0,15 a 0,35 dUg.

Los valores de viscosidad intrínseca (It.V.) se exponen en unidades de dl/g como se calcula a partir de la viscosidad inherente medida a 25 °C en fenol al 60% y 1,1,2,2-tetracloroetano al 40% en peso. Se pueden disolver muestras de polímero en el disolvente en una concentración de 0,25 g/50 ml. La viscosidad de las soluciones de polímero se puede determinar, por ejemplo, usando un viscosímetro capilar de vidrio Rheotek. Una descripción del principio de funcionamiento de este viscosímetro se puede encontrar en el documento ASTM-D-4603. La viscosidad inherente se calcula a partir de la viscosidad de la solución medida. Las siguientes ecuaciones describen tales mediciones de viscosidad de la solución y los posteriores cálculos para lh.V. y de lh.V. a It.V.:

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

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

In = Logaritmo natural

t_s = Tiempo de flujo de la muestra a través de un tubo capilar

t_0 = Tiempo de flujo de blanco de disolvente 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 limitante en una dilución infinita de la viscosidad específica de un polímero. Se define por la siguiente ecuación:

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

donde η_{inh} = Viscosidad intrínseca

η_r = Viscosidad relativa = t_s/t_0

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

La viscosidad intrínseca (It.V. o η_{inh}) se puede estimar usando la ecuación de Billmeyer como se indica a continuación:

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

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

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

En otra realización de la presente invención, se proporciona un proceso para hacer tereftalato de polietileno (PET), comprendiendo el proceso: (a) introducir una alimentación de policondensación en un reactor de policondensación, en el que la alimentación de policondensación forma un medio de reacción en el reactor, en el que la alimentación de policondensación comprende PET que tiene un promedio de longitud de cadena en el intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 50, de aproximadamente 8 a aproximadamente 40, o de 10 a 30; (b) someter el medio de reacción a la policondensación en el reactor, en el que el reactor comprende un cabezal alargado verticalmente y al menos dos segmentos del reactor alargados horizontalmente y separados verticalmente acoplados a y que extienden hacia fuera desde el cabezal, en el que el cabezal proporciona una comunicación fluida entre los segmentos del reactor, en el que el medio de reacción pasa hacia abajo a través del cabezal según el medio de reacción se desplaza desde un segmento del reactor a otro, en el que cada uno de los segmentos del reactor comprende un conducto alargado y una bandeja dispuesta sustancialmente en el conducto, en el que el conducto y la bandeja se orientan sustancialmente de forma horizontal, en el que el conducto tiene una relación longitud-diámetro (L:D) en el intervalo de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 50:1, o de aproximadamente 5:1 a aproximadamente 20:1, o de 8:1 a 15:1, en el que la bandeja tiene una longitud de al menos aproximadamente 0,5L, al menos aproximadamente 0,75L, o al menos 0,9L, en el que el al menos una porción del medio de reacción fluye en una dirección en la bandeja y en una dirección generalmente opuesta en la parte inferior del conducto; y (c) recuperar un producto de policondensación predominantemente líquido del reactor, en el que el producto de policondensación comprende PET que tiene un promedio de longitud de cadena que es al menos aproximadamente 10, al menos aproximadamente 25, o al menos 50 más que el promedio de longitud de cadena del PET en la alimentación de policondensación.

En un ejemplo del proceso para fabricar PET, el medio de reacción comprende una porción de espuma y una porción predominantemente líquida.

En un ejemplo, los segmentos del reactor se extienden desde generalmente el mismo lado del cabezal. En otro ejemplo, los segmentos del reactor se extienden generalmente desde lados opuestos del cabezal.

35 En un ejemplo, la bandeja presenta una superficie de flujo enfrentada hacia arriba a través de la cual el medio de reacción fluye, en la que la superficie de flujo enfrentada hacia arriba se separa al menos aproximadamente 0,1D, al menos aproximadamente 0,2D, o al menos 0,4D desde la parte superior y/o la parte inferior del miembro tubular. En otro ejemplo, la superficie enfrentada hacia arriba se separa de aproximadamente 5 a aproximadamente 50 pulgadas, de aproximadamente 10 a aproximadamente 40 pulgadas, o de 15 a 30 pulgadas desde la parte superior y/o la parte inferior del miembro tubular. En un ejemplo, la profundidad máxima del medio de reacción sobre cada bandeja y/o la parte inferior de cada miembro tubular es menor de aproximadamente 0,8D, menor de aproximadamente 0,4D, o menor de aproximadamente 0,25D. La profundidad máxima del medio de reacción sobre cada bandeja y/o la parte inferior de cada miembro tubular puede ser de aproximadamente 2,54 a aproximadamente 101,6 cm (de aproximadamente 1 a aproximadamente 40 pulgadas), de aproximadamente 2,54 a aproximadamente 81,28 cm (de aproximadamente 1 a aproximadamente 32 pulgadas), o de 2,54 a 60,96 cm (de 1 a 24 pulgadas).

En otro ejemplo, la policondensación causa la formación de un subproducto de vapor, en la que el subproducto de vapor se descarga del reactor de policondensación a través de una salida de vapor situada cerca de la parte superior del cabezal, en el que el producto de policondensación se recupera de una salida de líquido situada cerca de la parte inferior del cabezal.

En un ejemplo, la It.V. de o la alimentación de policondensación está en el intervalo de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,5, de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,4, o de aproximadamente 0,15 a aproximadamente 0,35 dl/g. En un ejemplo, la It.V. de o el producto de policondensación está en el intervalo de 55 aproximadamente 0,3 a aproximadamente 1,2, de aproximadamente 0,35 a aproximadamente 0,6, o de 0,4 a 0,5 dl/g.

En una realización más de la presente invención, se proporciona un reactor que comprende un primer segmento del reactor alargado horizontalmente. El primer segmento del reactor comprende un primer miembro tubular alargado y

una primera bandeja dispuesta sustancialmente en el primer miembro tubular. La primera bandeja se extiende a lo largo de al menos un medio, al menos tres cuartos, o al menos nueve décimos la longitud del primer miembro tubular y divide el interior del primer miembro tubular en las primeras cámaras superior e inferior. El primer segmento del reactor define un paso de flujo interno próximo a un extremo del primer segmento del reactor para permitir una comunicación fluida entre las primeras cámaras superior e inferior.

En un ejemplo, el primer segmento del reactor comprende una primera tapa final acoplada al primer miembro tubular en un extremo. En otro ejemplo, la primera bandeja no se extiende en todo el trayecto a la tapa final de manera que el primer paso de flujo interno se defina por el hueco entre la primera bandeja y la primera tapa final. Además, el primer segmento del reactor puede comprender un vertedero que se extiende hacia arriba acoplado a la primera bandeja próxima al primer paso de flujo interno.

En otro ejemplo, el primer miembro tubular tiene una relación longitud-diámetro (L:D) en el intervalo de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 50:1, de aproximadamente 5:1 a aproximadamente 20:1, o de 8:1 a 15:1. Además, la primera bandeja puede tener una longitud de al menos aproximadamente 0,5L, aproximadamente 0,75L, o 0,9L, en la que la primera bandeja presenta una superficie de flujo enfrentada hacia arriba que se separa de la parte superior y/o la parte inferior del miembro tubular a una distancia vertical en el intervalo de aproximadamente 0,9 D a aproximadamente 0,9D, de aproximadamente 0,2D a aproximadamente 0,8D, o de 0,4D a 0,6D. En otro ejemplo, la superficie enfrentada hacia arriba se separa de aproximadamente 5 a aproximadamente 50 pulgadas, de aproximadamente 10 a aproximadamente 40 pulgadas, o de 15 a 30 pulgadas desde la parte superior y/o la parte inferior del miembro tubular. En un ejemplo, la profundidad máxima del medio de reacción sobre cada bandeja y/o la parte inferior de cada miembro tubular es menor de aproximadamente 0,8D, menor de aproximadamente 0,4D, o menor de aproximadamente 0,25D. La profundidad máxima del medio de reacción sobre cada bandeja y/o la parte inferior de cada miembro tubular puede ser de aproximadamente 2,54 to 101,6 cm (de aproximadamente 1 a aproximadamente 40 pulgadas), de aproximadamente 2,54 a aproximadamente 81,28 cm (de aproximadamente 1 a aproximadamente 32 pulgadas), o de 2,54 a 60,96 cm (de 1 a 24 pulgadas). En un ejemplo, el primer miembro tubular comprende un conducto.

Además, el conducto y la primera bandeja pueden orientarse sustancialmente en horizontal.

En un ejemplo, el reactor comprende adicionalmente un cabezal alargado verticalmente, en el que un extremo del primer segmento del reactor se separa del cabezal, en el que el extremo opuesto del primer segmento del reactor se acopla al cabezal. Además, las primeras cámaras superior e inferior pueden estar ambas en comunicación fluida con el cabezal en el extremo opuesto del primer segmento del reactor.

En un ejemplo, la relación longitud-diámetro (L:D) del primer miembro tubular está en el intervalo de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 50:1, de aproximadamente 5:1 a aproximadamente 20:1, o de 8:1 a 15:1, en el que L está en el intervalo de aproximadamente 3,05 a aproximadamente 60,96 m (de aproximadamente 10 a aproximadamente 200 pies), de aproximadamente 6,1 a aproximadamente 30,48 m (de aproximadamente 20 a aproximadamente 100 pies), o de 9,14 a aproximadamente 15,24 m (de 30 a 50 pies) y D está en el intervalo de aproximadamente 0,31 a aproximadamente 6,1 m (de aproximadamente 1 a aproximadamente 20 pies), de aproximadamente 0,62 a aproximadamente 3,05 m (de aproximadamente 2 a aproximadamente 10 pies), de 0,91 a 1,52 m (de 3 a 5 pies), en el que el cabezal tiene una relación altura-anchura (H:W) en el intervalo de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 20:1, de aproximadamente 4:1 a aproximadamente 15:1, o de 5:1 a 10:1, en el que H está en el intervalo de aproximadamente 2,44 a aproximadamente 30,48 m (de aproximadamente 8 a aproximadamente 100 pies), de aproximadamente 3,05 a aproximadamente 22,86 m (de aproximadamente 10 a 75 pies), o de 6,1 a 15,2 m (20 a 50 pies), y W está en el intervalo de aproximadamente 0,31 a aproximadamente 6,1 m (de aproximadamente 1 a aproximadamente 20 pies), de aproximadamente 0,62 a aproximadamente 3,05 m (de aproximadamente 2 a aproximadamente 10 pies), o de 0,91 a 1,52 m (de 3 a 5 pies).

En un ejemplo, el reactor comprende adicionalmente un segundo segmento del reactor alargado horizontalmente acoplado a y que se extiende hacia fuera desde el cabezal, en el que el segundo segmento del reactor se separa en vertical por debajo del primer segmento del reactor. El primer y segundo segmentos del reactor pueden extenderse hacia fuera generalmente desde el mismo lado del cabezal o generalmente desde lados opuestos del cabezal.

En un ejemplo, el segundo segmento del reactor tiene un extremo proximal acoplado al cabezal y un extremo distal separado del cabezal, en el que el segundo segmento del reactor comprende un segundo miembro tubular alargado y una segunda bandeja dispuesta sustancialmente en el segundo miembro tubular, en el que la segunda bandeja se extiende a lo largo de al menos un medio, al menos tres cuartos, o al menos nueve décimos la longitud del segundo

- miembro tubular y divide el interior del segundo miembro tubular en las segundas cámaras superior e inferior, en el que las segundas cámaras superior e inferior están ambas en comunicación fluida con el cabezal en el extremo proximal, en el que el segundo segmento del reactor define un segundo paso de flujo interno próximo al extremo distal para permitir una comunicación fluida entre las segundas cámaras superior e inferior. Además, el reactor puede comprender un primer y segundo desviadores de flujo acoplados a la primera y segunda bandejas respectivamente y que se extienden en el cabezal. En un ejemplo, se define un hueco de vapor en el segundo desviador de flujo o entre el primer y segundo desviadores de flujo en una elevación por encima de la elevación del segundo segmento del reactor.
- 10 En un ejemplo, el reactor comprende adicionalmente un tercer segmento del reactor alargado horizontalmente acoplado a y que se extiende hacia fuera del cabezal, en el que el tercer segmento del reactor se separa en vertical por debajo del segundo segmento del reactor. El primer, segundo y tercer segmentos del reactor pueden tener configuraciones sustancialmente idénticas.

15 Intervalos numéricos

- La presente invención usa intervalos numéricos para cuantificar ciertos parámetros que se refieren a la invención. Debe apreciarse que cuando se proporcionan intervalos numéricos, tales intervalos se deben interpretar como que proporcionan un apoyo literal para las limitaciones de las reivindicaciones que sólo narran el valor inferior del intervalo, así como las limitaciones de las reivindicaciones que sólo narran el valor superior del intervalo. Por ejemplo, un intervalo numérico desvelado de 10 a 100 proporciona un apoyo literal para una reivindicación que narra "mayor de 10" (sin límites superiores) y una reivindicación que narra "inferior a 100" (sin límites inferiores).

Definiciones

- 25 Como se usa en este documento, los términos "un", "uno", "una", "el", "la", "los", "las", "dicho", "dicha", "dichos", y "dichas" se refieren a uno/a o más.
- 30 Como se usa en este documento, el término "agitación" se refiere al trabajo disipado en un medio de reacción que causa un flujo de fluido y/o una mezcla.
- 35 Como se usa en este documento, los términos "y/o", e "y/u" cuando se usan en una lista de dos o más artículos, significan que uno cualquiera de los artículos enumerados se puede emplear por sí mismo, o se puede emplear cualquier combinación de dos o más de los artículos enumerados. Por ejemplo, si una composición se describe conteniendo componentes A, B y/o C, la composición puede contener A solo; B solo; C solo; A y B en combinación; A y C en combinación; B y C en combinación; o A, B, y C en combinación.
- 40 Como se usa en este documento, la expresión "promedio de longitud de cadena" se refiere al número medio de unidades de repetición en el polímero. Para un poliéster, el promedio de longitud de cadena significa el número de unidades de repetición de ácido y de alcohol. El promedio de longitud de cadena es sinónimo del promedio numérico del grado de polimerización (DP). El promedio de longitud de cadena se puede determinar mediante diversos medios conocidos para los expertos en la técnica. Por ejemplo, puede usarse ¹H RMN para determinar directamente la longitud de cadena en base al análisis de grupos terminales, y la dispersión de la luz se puede usar para medir el promedio ponderado del peso molecular con correlaciones usadas para determinar la longitud de cadena. La longitud de cadena a menudo se calcula en base a correlaciones con mediciones de cromatografía de permeación en gel (GPC) y/o mediciones de viscosidad.
- 45 Como se usan en este documento, los términos "comprendiendo", "comprende", y "comprenden" son términos de transición abiertos usados para la transición de un tema citado antes del término a uno o más elementos citados después del término, donde el elemento o más elementos enumerados tras el término de transición no son necesariamente los únicos elementos que componen el objeto.
- 50 Como se usan en este documento, los términos "conteniendo", "contiene", y "contienen" tienen el mismo significado abierto que "comprendiendo", "comprende", y "comprenden", proporcionados a continuación.
- 55 Como se usa en este documento, el término "conversión" se usa para describir una propiedad de la fase líquida de una corriente que se ha sometido a esterificación, en el que la conversión de la corriente esterificada indica el porcentaje de los grupos terminales de ácido originales que se han convertido (es decir, esterificado) en grupos de éster. La conversión se puede cuantificar como el número de grupos terminales convertidos (es decir, grupos

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

5 Como se usa en este documento, la expresión "acoplado directamente" se refiere a una manera de acoplar dos recipientes en comunicación de flujo de fluido entre sí sin el uso de un conector intermedio que tiene un diámetro sustancialmente más estrecho que los dos recipientes.

10 Como se usa en este documento, el término "esterificación" se refiere a las reacciones tanto de esterificación como de intercambio de éster.

10 Como se usan en este documento, los términos "teniendo", "tiene" y "tienen" tienen el mismo significado abierto que "comprendiendo", "comprende", y "comprenden", que se han proporcionado anteriormente.

15 Como se usa en este documento, la expresión "alargado horizontalmente" significa que la dimensión horizontal máxima es mayor que la dimensión vertical máxima.

Como se usan en este documento, los términos "incluyendo", "incluye" e "incluyen" tienen el mismo significado abierto que "comprendiendo", "comprende" y "comprenden", que se han proporcionado anteriormente.

20 Como se usa en este documento, la expresión "agitación mecánica" se refiere a la agitación de un medio de reacción causada por un movimiento físico de un elemento/s rígido/s o flexible/s contra o en el medio de reacción.

25 Como se usa en este documento, la expresión "área de flujo abierta" se refiere 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 de flujo a través de la abertura.

Como se usa en este documento, el término "conducto" se refiere a un miembro tubular alargado sustancialmente recto que tiene una pared lateral generalmente cilíndrica.

30 Como se usan en este documento, las expresiones "tereftalato de polietileno" y "PET" incluyen homopolímeros de PET y copolímeros de PET.

35 Como se usan en este documento, las expresiones "copolímero de tereftalato de polietileno" y "copolímero de PET" significan PET que se ha modificado en un porcentaje molar de hasta 10 con uno o más comonómeros añadidos. Por ejemplo, las expresiones "copolímero de tereftalato de polietileno" y "copolímero de PET" incluyen PET modificado con ácido isoftálico con un porcentaje molar de hasta 10 en una base de ácido carboxílico con un porcentaje molar de 100. En otro ejemplo, las expresiones "copolímero de tereftalato de polietileno" y "copolímero de PET" incluyen PET modificado con 1,4-ciclohexano-dimetanol (CHDM) con un porcentaje molar de hasta 10 en una base de diol con un porcentaje molar de 100.

40 Como se usa en este documento, el término "poliéster" se refiere no sólo a los poliésteres tradicionales, sino que también incluye derivados de poliéster, como, por ejemplo, polieterésteres, amidas de poliéster, y amidas de polieteréster.

45 Como se usa en este documento, "predominantemente líquido" significa líquido con un porcentaje en volumen de más de 50.

50 Como se usa en este documento, la expresión "medio de reacción" se refiere a cualquier medio sometido a reacción química.

50 Como se usa en este documento, el término "residuo" se refiere al resto que es el producto resultante de la especie química en un esquema de reacción particular o posterior formulación o producto químico, independientemente de si la porción se obtiene realmente de la especie química.

55 Como se usa en este documento, la expresión "subproducto de vapor" incluye el vapor generado por una reacción química deseada (es decir, un co-producto de vapor) y cualquier vapor generado por otras reacciones (es decir, reacciones secundarias) del medio de reacción.

Como se usa en este documento, la expresión "alargado verticalmente" significa que la dimensión vertical máxima

es mayor que la dimensión horizontal máxima.

Reivindicaciones No Limitadas a las Realizaciones Desveladas

- 5 Las realizaciones ejemplares de la invención que se han descrito anteriormente se usarán sólo como ilustración, y no deben usarse en un sentido limitado para interpretar el alcance de la invención reivindicada. Pueden hacerse fácilmente diversas modificaciones a las realizaciones ejemplares que se han descrito anteriormente por los expertos en la técnica sin apartarse del alcance de la invención como se expone en las siguientes reivindicaciones.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para la preparación de tereftalato de polietileno que comprende: introducir una alimentación de policondensación en un reactor de policondensación, en el que dicha alimentación de policondensación comprende monómeros y/o oligómeros de PET y forma un medio de reacción líquido en dicho reactor, someter dicho medio de reacción a una reacción de policondensación en dicho reactor que comprende un segmento del reactor alargado horizontalmente (28) a través del cual dicho medio de reacción fluye según dicho medio de reacción transcurre a través de dicho reactor, en el que dicho primer segmento del reactor (28) comprende un primer miembro tubular alargado horizontalmente (34) y una primera bandeja (48) dispuesta sustancialmente en dicho primer miembro tubular (34), en el que dicha primera bandeja (48) se extiende a lo largo de al menos un medio la longitud de dicho primer miembro tubular (34), en el que al menos una porción de dicho medio de reacción fluye en una dirección sobre dicha primera bandeja (48), cae hacia abajo sobre la parte inferior del primer miembro tubular (34), y posteriormente fluye en una dirección opuesta sobre la parte inferior de dicho primer miembro tubular (34).
2. El procedimiento de la reivindicación 1, en el que dicho reactor comprende adicionalmente un cabezal alargado verticalmente (12) y al menos dos segmentos del reactor alargados horizontalmente y separados verticalmente (14) acoplados a y que se extienden hacia fuera desde dicho cabezal (12), en el que dicho cabezal (12) proporciona una comunicación fluida entre dichos segmentos del reactor (28), en el que dicho medio de reacción pasa hacia abajo a través de dicho cabezal (12) según dicho medio de reacción transcurre desde uno de dichos segmentos del reactor a otro de dichos segmentos del reactor (28), en el que cada uno de dichos segmentos del reactor (28) comprende un conducto alargado (34) y una bandeja (48) dispuesta sustancialmente en dicho conducto, en el que dicho conducto (34) y dicha bandeja (48) se orientan sustancialmente en horizontal, en el que dicho conducto (34) tiene una relación longitud-diámetro (L:D) en el intervalo de 2:1 a 50:1, en el que dicha bandeja (48) tiene una longitud de al menos 0,75L, en el que al menos una porción de dicho medio de reacción fluye en una dirección sobre dicha bandeja (48) y en una dirección opuesta sobre la parte inferior de dicho conducto (34).
3. El procedimiento de las reivindicaciones 1-2, en el que el oligómero de PET tiene una longitud de cadena promedio en el intervalo de 5 a 50.
4. El procedimiento de la reivindicación 2-3, en el que un subproducto de vapor de dicha reacción de policondensación realizada en dichos al menos dos segmentos del reactor (28) se combina en dicho cabezal (12) y sale de dicho reactor a través de una salida de vapor (22) situada cerca de la parte superior de dicho cabezal (12).
5. El procedimiento de las reivindicaciones 2-4, en el que un producto predominantemente líquido de dicha reacción de policondensación sale de dicho reactor a través de una salida de líquido situada cerca de la parte inferior de dicho cabezal (12).
6. El procedimiento de las reivindicaciones 2-5, en el que dicho cabezal tiene una relación altura-anchura (H:W) en el intervalo de 2:1 a 20:1, en el que L está en el intervalo de 3,05 a 61 metros (de 10 a 200 pies) y D está en el intervalo de 0,31 a 6,1 metros (de 1 a 20 pies).
7. El procedimiento de las reivindicaciones 1-6, en el que dicho medio de reacción comprende un líquido en el que dicha reacción de policondensación se realiza y dicho líquido comprende una porción de espuma y una porción predominantemente líquida.
8. El procedimiento de las reivindicaciones 1-7, en el que la longitud de cadena promedio del oligómero de PET en dicho medio de reacción aumenta en al menos 10 en dicho reactor.
9. El procedimiento de las reivindicaciones 3-8, en el que dicha alimentación de policondensación se mantiene a una temperatura en el intervalo de 220 °C a 350 °C, en el que la presión del espacio de vapor en dicho reactor se mantiene en el intervalo de 0 a 3999,6 Pa (de 0 a 30 torr).
10. El procedimiento de las reivindicaciones 3-9, en el que dicho oligómero de PET es un oligómero copolimérico de PET que comprende al menos 90 por ciento en mol de unidades de repetición de tereftalato de etileno y hasta el 10 por ciento de unidades de repetición de comonomero añadido.
11. El procedimiento de la reivindicación 10, en el que dichas unidades de repetición de comonomero añadido se obtienen a partir de un comonomero añadido seleccionado entre el grupo que consiste en ácido isoftálico, ácido 2,6-naftalín-dicarboxílico, 1,4-ciclohexano-dimetanol, dietilenglicol y combinaciones de dos o más de

los mismos.

12. El procedimiento de la reivindicación 11, en el que dicho comonomero añadido comprende ácido isoftálico.

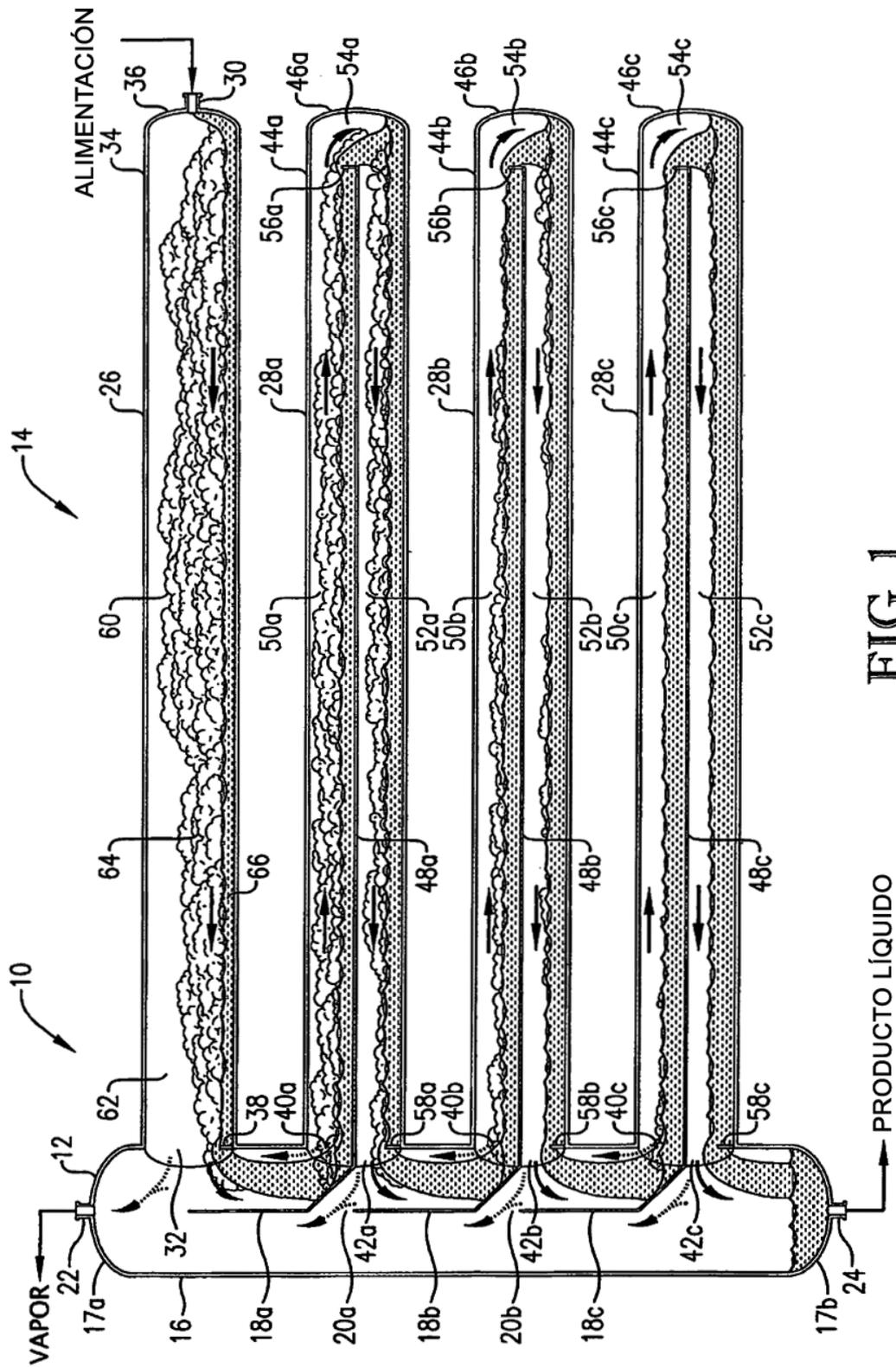
5

13. El procedimiento de las reivindicaciones 1-12, que comprende adicionalmente la eliminación de un producto de una salida de producto (24) de dicho reactor, en el que dicho medio de reacción forma dicho producto en dicho reactor, en el que la lt.V. del PET en dicho producto está en el intervalo de 0,3 a 1,2 dl/g.

10 14. Un reactor que comprende:

un primer segmento del reactor alargado horizontalmente (28), en el que dicho primer segmento del reactor comprende un primer miembro tubular alargado (44) y una primera bandeja (48) dispuesta sustancialmente en dicho primer miembro tubular (34), en el que dicha primera bandeja (48) se extiende a lo largo de al menos un medio la longitud de dicho primer miembro tubular (34) y divide el interior de dicho primer miembro tubular (34) en las primeras cámaras superior (50) e inferior (52), en el que dicho primer segmento del reactor (28) define un primer paso de flujo interno (54) próximo a un extremo de dicho primer segmento del reactor (28) para permitir una comunicación fluida entre dichas cámaras superior (50) e inferior (52); y un cabezal alargado verticalmente (12), en el que un extremo de dicho primer segmento del reactor (28) se separa de dicho cabezal y el extremo opuesto de dicho primer segmento del reactor (28) se acopla a dicho cabezal alargado verticalmente (12).

15
20



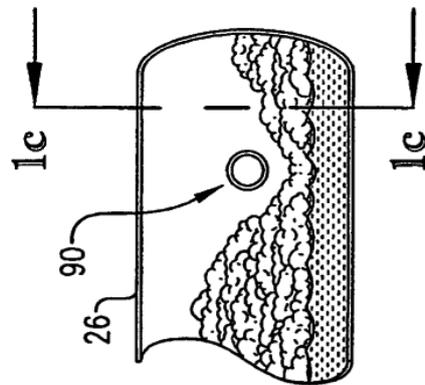


FIG. 1a

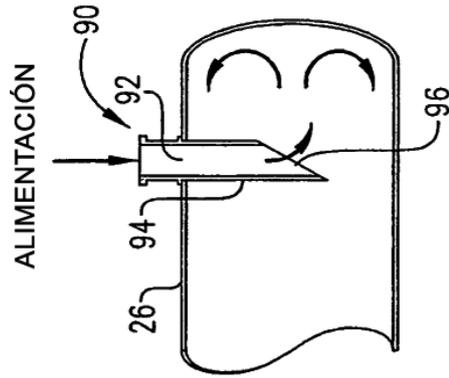


FIG. 1b

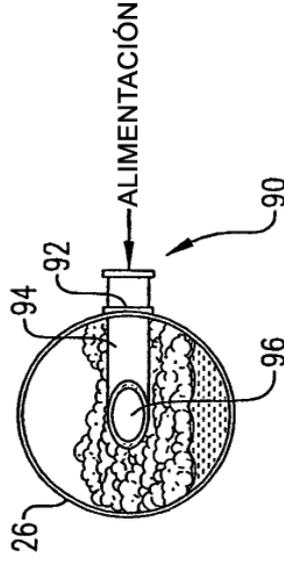


FIG. 1c

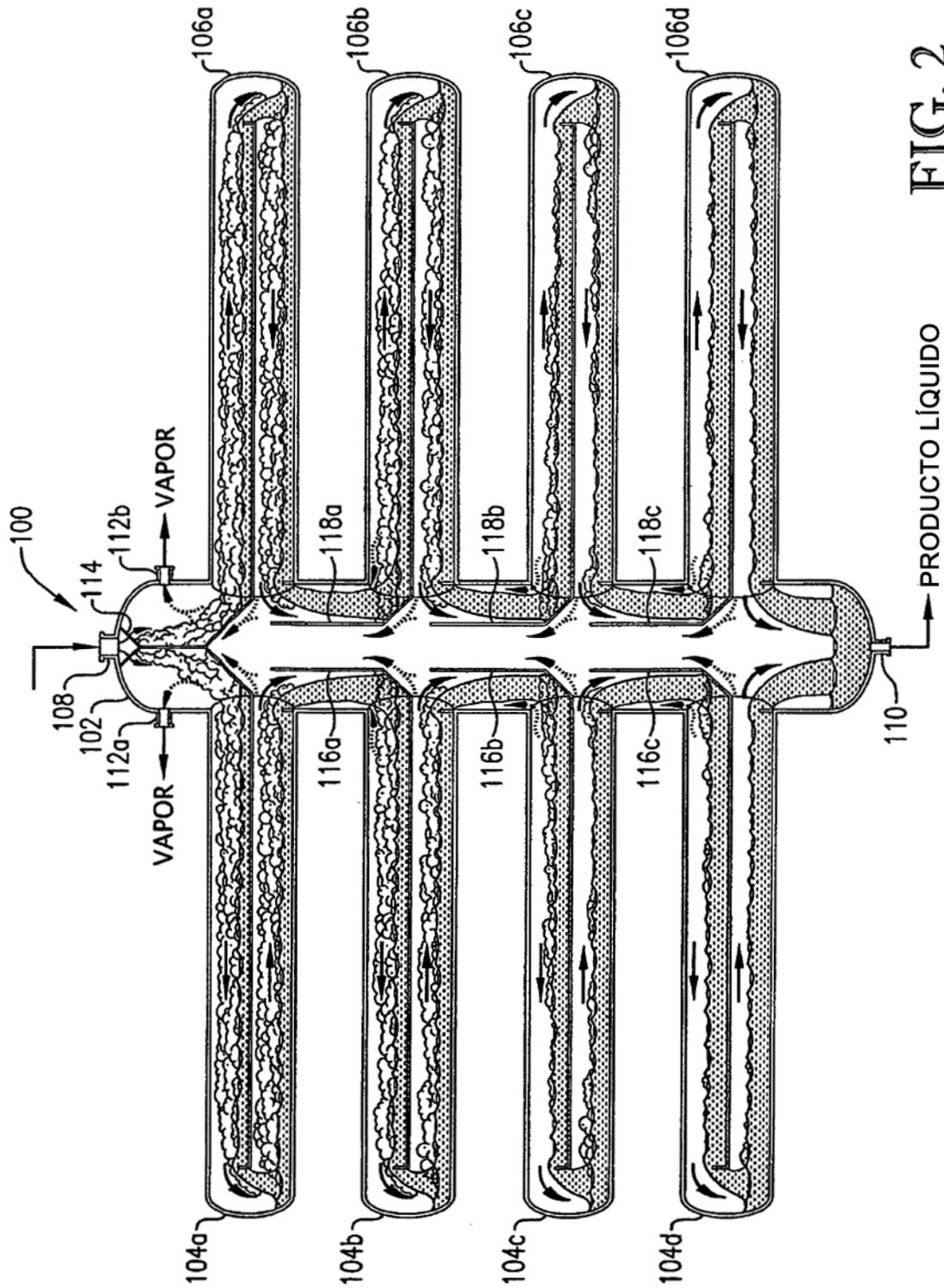


FIG. 2

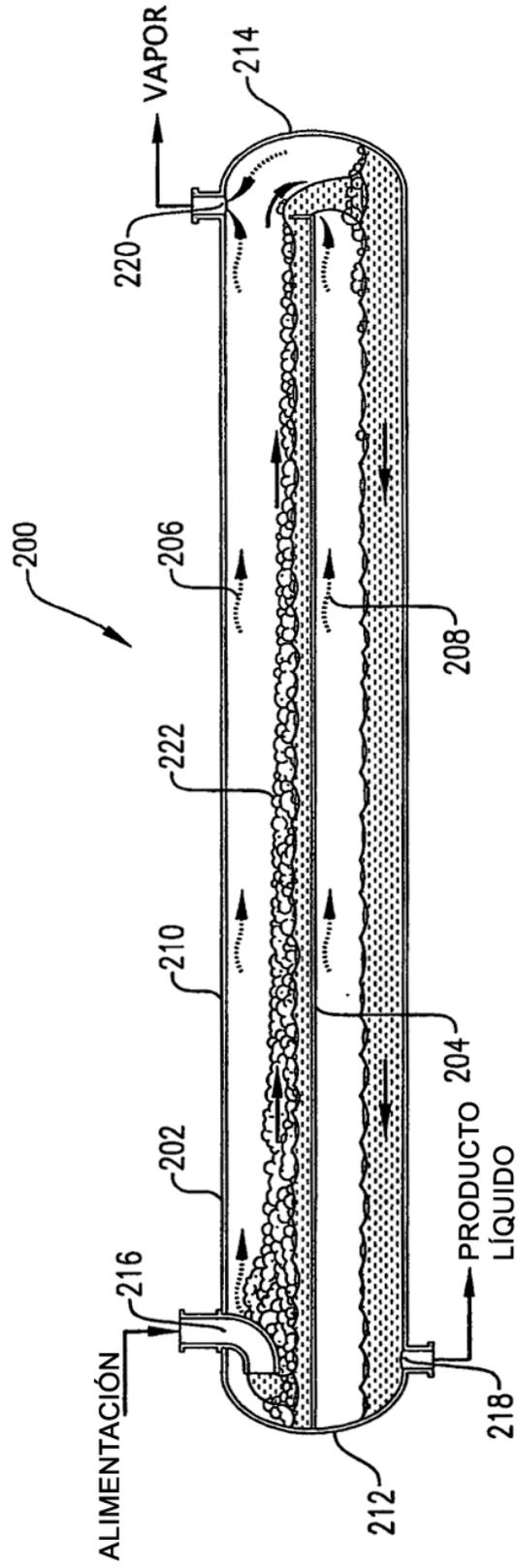


FIG. 3