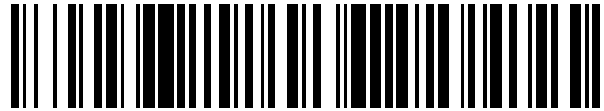


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 443 725**

51 Int. Cl.:

B01J 19/00 (2006.01)

B01J 19/24 (2006.01)

C08G 63/78 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **07.07.2008 E 08794414 (6)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **30.10.2013 EP 2178633**

54 Título: **Reactor tubular multinivel con segmentos separados verticalmente**

30 Prioridad:

12.07.2007 US 776597

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
20.02.2014

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:

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

74 Agente/Representante:

POLO FLORES, Carlos

ES 2 443 725 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 segmentos separados verticalmente

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 variedad de poliésteres, como, por ejemplo, polietileno tereftalato (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 etapa de esterificación y una etapa de policondensación. En la etapa de esterificación, las materias primas de los polímeros (es decir, los reactivos) son convertidas a monómeros y/u oligómeros de poliéster. En la etapa de policondensación, los monómeros de poliéster que salen de la etapa de esterificación son convertidos a 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 llevan a cabo en uno o más reactores agitados mecánicamente, como por ejemplo, reactores continuos de tanque agitado (CSTRs). Sin embargo, los CSTRs y otros reactores agitados mecánicamente tienen un número de inconvenientes que pueden dar como resultado costes aumentados 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 con los CSTRs son complejos, caros, y pueden requerir un mantenimiento exhaustivo.

Los documentos US-2007037959 y WO2004111104 están dirigidos a procesos de poliéster que utilizan un reactor de conductos en procesos de esterificación, policondensación, o tanto esterificación como policondensación.

El documento WO-9529752 se refiere a un reactor de polimerización dispuesto verticalmente que tiene una serie de ensamblajes de bandeja esencialmente circulares; teniendo cada ensamblaje de bandeja una chimenea de vapor con abertura central y dos trayectorias de flujo dividido, conteniendo cada trayectoria de flujo dividido una trayectoria de flujo inversa en la que el flujo de polímero líquido es invertido por medio de una región de cambio de rumbo sustancialmente semicircular; teniendo las bandejas una entrada de bandeja de polímero líquido y una salida de bandeja de polímero líquido para dirigir un flujo del polímero líquido por medio de un gradiente hidráulico; siendo cada ensamblaje de bandeja abierto en la parte superior para la salida de vapor del flujo de polímero líquido a la chimenea de vapor con abertura central; y estando dispuestas las bandejas en disposición vertical una encima de la otra.

El documento GB2020194 da a conocer un aparato reactor de polimerización que tiene una carcasa externa dispuesta verticalmente, una entrada de polímero líquido en la parte superior de la carcasa y una salida de polímero líquido en la parte inferior de la carcasa, y una serie de bandejas en pendiente hacia abajo para dirigir un flujo del polímero líquido en una trayectoria descendente desde la entrada hasta la salida; estando la serie de bandejas comprendidas dentro de una serie de ensamblajes de receptáculo esencialmente rectangulares separados de forma apoyada interiormente de la carcasa externa y por cuyos ensamblajes de receptáculo el flujo de polímero líquido se divide en dos flujos separados de sección transversal de flujo uniforme, con el vapor del polímero líquido saliéndose a lo largo de trayectorias separadas de la interferencia con las trayectorias de flujo de polímero líquido desde la parte superior abierta de cada ensamblaje de receptáculo y a través de "ventanas" o aberturas en dos de las paredes extremas opuestas del ensamblaje de receptáculo hasta la carcasa externa del aparato reactor.

El documento US-3841836 da a conocer un procedimiento y aparato para la producción de polímeros de condensación que tienen una viscosidad final predeterminada que comprende el flujo de un prepolímero que tiene

una viscosidad inicial por una serie de superficies en pendiente variable en una trayectoria descendente bajo condiciones de polimerización.

5 El documento US-3787479 da a conocer un procedimiento para la transesterificación continua de ésteres de alquilo de ácidos dicarbolíxicos con dioles, particularmente de tereftalato de dimetilo con metilenglicol en presencia de la mezcla de reacción de sales metálicas solubles como catalizadores, llevándose a cabo la transesterificación en un reactor con al menos un canal abierto, calentado de forma indirecta y siendo retirados los compuestos volátiles separados de la región de reacción.

10 El documento US-4200145 se refiere a un procedimiento de precalentamiento de una masa de reacción líquida de poliolefina disuelta en monómero de olefina líquido pasándolo a través de un precalentador de pasos múltiples, usando generalmente tubos de intercambiador de calor en forma de U en una carcasa generalmente en forma de U.

15 De ese modo, existe una 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.

RESUMEN DE LA INVENCION

20 En una forma de realización de la presente invención, se proporciona un proceso de acuerdo con la reivindicación 1 que comprende someter un medio de reacción a una reacción química en un reactor que comprende un cabezal alargado verticalmente y una pluralidad de segmentos del reactor alargados horizontalmente y separados verticalmente acoplados a y que se extienden hacia fuera desde el cabezal. El medio de reacción fluye a través del cabezal y los segmentos del reactor cuando el medio de reacción se desplaza a través del reactor. El medio de reacción entra y sale de al menos uno de los segmentos del reactor a través del cabezal.

25 En otra forma de realización de la presente invención, se proporciona un proceso para hacer polietileno tereftalato (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 30 aproximadamente 5 a aproximadamente 50; (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 se extienden hacia fuera desde el cabezal, en el que el cabezal proporciona una comunicación de fluido entre los segmentos del reactor, en el que el medio de reacción pasa hacia abajo a través del cabezal cuando el medio de reacción se desplaza desde uno superior de los 35 segmentos del reactor hasta uno inferior de los segmentos del reactor, en el que los segmentos del reactor superior e inferior comprenden conductos alargados superior e inferior respectivos y bandejas internas superior e inferior respectivas, en el que los conductos y bandejas superiores e inferiores están orientados sustancialmente de forma horizontal, en el que cada conducto superior e inferior tiene una relación longitud-diámetro (L:D) en el intervalo de 40 aproximadamente 2:1 a aproximadamente 50:1, en el que cada bandeja superior e inferior tiene una longitud de al menos aproximadamente 0,75L con relación a los conductos superior e inferior respectivamente, en el que el medio de reacción fluye en las bandejas superior e inferior generalmente hacia fuera del cabezal, en el que el medio de reacción fluye en la parte inferior de los conductos superior e inferior generalmente hacia el cabezal, en el que el medio de reacción entra y sale de al menos uno de los segmentos del reactor a través del cabezal; y (c) recuperar un producto de policondensación predominantemente líquido del reactor, en el que el producto de policondensación 45 comprende PET que tiene un promedio de longitud de cadena que es al menos aproximadamente 10 más que el promedio de longitud de cadena del PET en la alimentación de policondensación.

50 En otra forma de realización más de la presente invención, se proporciona un reactor adaptado para el uso en un proceso como se define en la reivindicación 1 que comprende un cabezal alargado verticalmente y una pluralidad de segmentos del reactor alargados horizontalmente y separados verticalmente acoplados a y que se extienden hacia fuera desde el cabezal. Al menos dos de los segmentos del reactor tienen un extremo proximal acoplado al cabezal y un extremo distal separado del cabezal. Cada uno de los segmentos del reactor comprende un miembro tubular alargado y una bandeja dispuesta sustancialmente dentro del miembro tubular. La bandeja se extiende a lo largo de al menos una mitad de la longitud del miembro tubular y divide el interior del miembro tubular en cámaras superior e inferior. Las cámaras superior e inferior se hallan en comunicación de fluido con el cabezal en el extremo proximal. 55

BREVE DESCRIPCION DE LOS DIBUJOS

Ciertas formas de realización de la presente invención se describen en detalle a continuación con referencia a las

figuras anexas, en las que:

La FIG. 1 es una representación esquemática de un reactor tubular multinivel configurado de acuerdo con una forma de 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;

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

10 La FIG. 1b es una vista desde arriba del sistema de introducción de alimentación alternativo representado en la FIG. 1a;

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

15

La FIG. 2 es una representación esquemática de un reactor tubular multinivel configurado de acuerdo con otra forma de 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.

20 DESCRIPCIÓN DETALLADA

Las FIGS. 1 y 2 ilustran reactores tubulares multinivel ejemplares configurados de acuerdo con dos formas de realización de la presente invención. La configuración y el funcionamiento de los reactores representados en las FIGS. 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 formas de realización de la presente invención pueden encontrar aplicación en una amplia variedad de procesos químicos. Por ejemplo, los reactores configurados de acuerdo con ciertas formas de realización 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 formas de realización 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.

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

El cabezal 12 comprende generalmente una carcasa tubular vertical, un par de tapas extremas acopladas a extremos opuestos de la carcasa, y una pluralidad de desviadores de flujo dispuestos dentro del volumen interno del cabezal. Un primer hueco de vapor se define entre los desviadores de flujo superior y inferior, mientras que un segundo hueco de vapor se define entre los desviadores de flujo superior y inferior. El cabezal define una salida de vapor en la tapa extrema superior y una salida de producto líquido en la tapa extrema inferior. Un lado del cabezal define una pluralidad de aberturas separadas verticalmente que proporcionan una comunicación de fluido entre el volumen interno del cabezal y el grupo de segmentos del reactor acoplados al lado del cabezal.

En la forma de realización ilustrada en la FIG. 1, la carcasa 16 del cabezal 12 es un conducto sustancialmente cilíndrico y sustancialmente vertical. En una forma de realización alternativa, la carcasa 16 puede ser un miembro tubular alargado verticalmente que tenga una variedad de configuraciones en sección transversal (por ejemplo, rectangular, cuadrada, u ovalada). Asimismo, 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.

En la forma de realización ilustrada en la FIG. 1, el cabezal 12 tiene una altura interna máxima (H) que es mayor que su anchura interna máxima (W). En una forma de 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, ó 5:1 a 10:1. En una forma de realización, H se halla en el intervalo de aproximadamente 2,4 a aproximadamente 30,4 metros (aproximadamente 8 a aproximadamente 100 pies), aproximadamente 3,0 a aproximadamente 22,9 metros (aproximadamente 10 a aproximadamente 75 pies), ó 6,1 a 15,2 metros (20 a 50 pies), y W se halla en el intervalo

de aproximadamente 0,3 a aproximadamente 6,1 metros (aproximadamente 1 a aproximadamente 20 pies), aproximadamente 0,6 a 3,0 metros (aproximadamente 2 a aproximadamente 10 pies), ó 0,9 a 1,5 metros (3 a 5 pies).

5 En la forma de realización ilustrada en la FIG. 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 de fluido con el cabezal 12 y un
10 extremo distal separado del cabezal 12.

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 extrema 36. El miembro tubular 34 se
15 acopla al cabezal 12 cerca del extremo proximal del segmento del reactor sin bandeja 26, mientras que la tapa extrema 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 FIG. 1) y/o múltiples vertederos separados por un espacio (no mostrados) se pueden ubicar a lo largo de la longitud del miembro tubular 34.

20 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 ubican cerca del extremo proximal de los segmentos del reactor 28a,b,c y se hallan en comunicación de fluido con el volumen interno del cabezal 12. Cada segmento del reactor con bandeja 28a,b,c comprende generalmente un miembro tubular
25 alargado horizontalmente 44a,b,c, una tapa extrema 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 extremas 46a,b,c se acoplan a los miembros tubulares 44a,b,c cerca del extremo distal de los segmentos del reactor 28a,b,c.

30 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, ó 0,9L, donde L es la longitud máxima del segmento del reactor
35 28a,b,c y/o el miembro tubular 44a,b,c dentro del cual se recibe la bandeja respectiva 48a,b,c.

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 forma de realización ilustrada en la FIG. 1, cada bandeja 48a,b,c presenta una superficie de flujo que mira hacia arriba sustancialmente horizontal y sustancialmente planar a través
40 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, ó 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
45 48a,b,c.

El extremo distal de cada bandeja 48a,b,c se separa de las tapas extremas 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 extremas 46a,b,c. El extremo distal de cada bandeja 48a,b,c puede estar equipado, opcionalmente, con un vertedero que se extienda
50 hacia arriba 56a,b,c. Cada segmento del reactor con bandeja 28a,b,c puede estar equipado, opcionalmente, con un vertedero 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 forma de realización ilustrada en la FIG. 1, los miembros tubulares 34 y 44a,b,c de cada segmento del reactor
55 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 forma de realización alternativa, los miembros tubulares 34 y 44a,b,c de cada segmento del reactor 26 y 28a,b,c pueden tener una variedad de formas en sección transversal (por ejemplo, rectangular, cuadrada, u ovalada). Asimismo, los miembros tubulares 34 y 44a,b,c 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 usen una variedad de mecanismos de apoyo 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 forma de realización ilustrada en la FIG. 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 forma de 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, aproximadamente 5:1 a aproximadamente 20:1, u 8:1 a 15:1. En una forma de realización, L se halla en el intervalo de aproximadamente 3,0 a aproximadamente 70,0 metros (aproximadamente 10 a aproximadamente 200 pies), aproximadamente 6,1 a aproximadamente 30,5 metros (aproximadamente 20 a aproximadamente 100 pies), ó 9,1 a 15,2 metros (30 a 50 pies), y D se halla en el intervalo de aproximadamente 0,3 a aproximadamente 6,1 metros (aproximadamente 1 a aproximadamente 20 pies), aproximadamente 0,6 a aproximadamente 3,0 metros (aproximadamente 2 a aproximadamente 10 pies), ó 0,9 a 1,5 metros (3 a 5 pies). En una forma de 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, aproximadamente 0,25:1 a aproximadamente 1:1, ó 0,4:1 a 0,9:1. En la forma de realización ilustrada en la FIG. 1, cada segmento del reactor con bandeja 28a,b,c tiene una configuración sustancialmente idéntica. En una forma de realización alternativa, los segmentos del reactor 28a,b,c pueden tener longitudes diferentes, diámetros diferentes, y/u orientaciones diferentes.

En la forma de realización ilustrada en la FIG. 1, el reactor 10 comprende un segmento del reactor sin bandeja 26 y tres segmentos del reactor con bandeja 28a,b,c. Sin embargo, se debería observar 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 FIG. 1 ilustra la entrada de alimentación 30 estando ubicada en la tapa extrema 36, en una forma de 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 FIGS. 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 FIG. 1 b y la vista desde un extremo de la FIG. 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 dentro del segmento del reactor 26, y una abertura de descarga 96 definida por el distribuidor de alimentación 94. En la forma de realización ilustrada en las FIGS. 1 a-c, el distribuidor de alimentación 94 es un ducto 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 FIGS. 1b 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 FIG. 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. Cuando 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 llevada a cabo 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.

Como se representa en la FIG. 1, en una forma de realización de la presente invención, la reacción química llevada a cabo 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. De ese modo, en una forma de 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 FIGS. 1 y 2, la cantidad de espuma producida por la reacción puede disminuir a medida que la reacción progresa a través del reactor. De ese modo, el medio de reacción 60 en el segmento del reactor inicial puede comprender gas con un porcentaje de 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 de volumen de menos de 20, 10 ó 5.

Con referencia de nuevo a la FIG. 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. Cuando 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 es dirigido por el desviador de flujo 18a a la entrada 40a del segmento del reactor con bandeja más alto 28a.

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 es sometido 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 vapor puede salir fuera de la cámara superior 50a a través de la entrada 40a cuando el medio de reacción 60 entra en la cámara superior 50a a través de la entrada 40a.

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 forma de 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.

Cuando 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 5 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 es dirigido por el desviador de flujo 18b a 10 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 15 segmentos del reactor con bandeja 28a,b,c de la siguiente manera: (a) el medio de reacción 60 es dirigido 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; 20 (e) el medio de reacción 60 fluye de vuelta hacia el cabezal 12 en la parte inferior de los miembros tubulares 44a,b,c; (e) 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 (f) 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 dentro del cabezal 25 12 y se acumula en la parte inferior del mismo. Este medio de reacción final 60 es retirado del cabezal 12 como un producto predominantemente líquido a través de la salida de producto líquido 24.

Aunque no se ilustra en la FIG. 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 30 bandeja 42a,b,c. Tales placas de impacto se pueden ubicar 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 FIG. 2, una segunda forma de realización de un reactor tubular multinivel 100 se ilustra 35 comprendiendo 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 FIG. 2, los conjuntos primero y segundo 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 forma de realización alternativa, los conjuntos de segmentos del reactor se pueden extender desde lados diferentes del cabezal 102 que no sean necesariamente 40 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° los unos en relación con los otros.

45 Con referencia de nuevo a la FIG. 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 50 segundo conjunto de desviadores de flujo 118a,b,c. Los conjuntos de segmentos del reactor primero y segundo 104a,b,c,d y 106a,b,c,d pueden tener sustancialmente la misma configuración que los segmentos del reactor con bandeja descritos anteriormente con referencia a la FIG. 1. De ese modo, 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.

En funcionamiento, el reactor 100 recibe una alimentación, que puede ser en una forma predominantemente líquida, 55 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 FIG. 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 es dirigido entonces a través del cabezal por los desviadores de flujo al siguiente segmento del reactor inferior. Con referencia de nuevo a la FIG. 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 es retirado del cabezal 102 a través de la salida de producto líquido 110.
- 10 Los reactores tubulares multinivel configurados de acuerdo con ciertas formas de realización 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 forma de realización de la presente invención, menos de aproximadamente el 50 por ciento, menos de aproximadamente el 25 por ciento, menos de aproximadamente el 10 por ciento, menos de aproximadamente el 5 por ciento, ó el 0 por ciento de la agitación total del medio de reacción procesado en el reactor tubular multinivel es proporcionado mediante agitación mecánica. De ese modo, los reactores configurados de acuerdo con ciertas formas de realización de la presente invención pueden funcionar sin ningún dispositivo de mezcla mecánica. Esto contrasta directamente con los reactores continuos de tanque agitado (CSTRs) convencionales que emplean una agitación mecánica casi exclusivamente.

Como se ha indicado anteriormente, los reactores tubulares multinivel configurados de acuerdo con las formas de realización de los reactores de la presente invención se pueden usar en una variedad de procesos químicos. En una forma de 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 variedad de poliésteres a partir de una variedad de materiales de inicio. Ejemplos de poliésteres en fase fundida que se pueden producir de acuerdo con las formas de realización de la presente invención incluyen, pero no están limitados a, polietileno tereftalato (PET), que incluye homopolímeros y copolímeros de PET; poliésteres cristalinos totalmente aromáticos o líquidos; poliésteres biodegradables, 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 etileno tereftalato 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 derivar de uno o más comonomeros seleccionados del grupo que consiste en ácido isoftálico, ácido 2,6-naftalenodicarboxílico, CHDM, y dietilenglicol.

40 En general, un proceso de producción de poliéster de acuerdo con ciertas formas de realización de la presente invención puede comprender dos etapas principales - una etapa de esterificación y una etapa de policondensación. En la etapa de esterificación, los materiales de inicio 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 etapa 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 ha usado 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.

El material de inicio de ácido empleado en la etapa 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. Ejemplos de ácidos dicarboxílicos adecuados para el uso en la presente invención pueden incluir, pero no están limitados a, 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 forma de realización, el material de inicio de ácido puede ser un éster correspondiente, como tereftalato de dimetilo en lugar de ácido tereftálico.

- El material de inicio de alcohol empleado en la etapa de esterificación puede ser un diol de tal manera que el producto de poliéster final pueda comprender al menos un residuo de diol, como, por ejemplo, los que se originan a partir de dioles cicloalifáticos que tengan átomos de carbono en el intervalo de aproximadamente 3 a aproximadamente 25 ó 6 a 20 átomos de carbono. Dioles adecuados pueden incluir, pero no limitarse a, 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-fenileno)bis(etanol), y mezclas de los mismos.
- 15 Además, los materiales de inicio pueden comprender uno o más comonómeros. Comonómeros adecuados pueden incluir, por ejemplo, comonómeros que comprendan 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, 20 decahidronaftaleno 2,6-dicarboxilato, 2,6-dihidroximetil-decahidronaftaleno, hidroquinona, ácido hidroxibenzoico, y mezclas de los mismos.

Tanto la etapa de esterificación como la etapa de policondensación de un proceso de producción de poliéster en fase fundida pueden incluir múltiples etapas. Por ejemplo, la etapa de esterificación puede incluir una etapa de esterificación inicial para producir un producto parcialmente esterificado que después se esterifique aún más en una etapa de esterificación secundaria. También, la etapa de policondensación puede incluir una etapa de prepolimerización para producir un producto parcialmente condensado que se someta entonces a una etapa de acabado para producir de ese modo el producto de polímero final.

- 30 Los reactores configurados de acuerdo con ciertas formas de realización de la presente invención se pueden emplear en un sistema de producción de poliéster en fase fundida como un reactor de esterificación secundaria para llevar a cabo una etapa de esterificación secundaria, como un reactor de prepolímero para llevar a cabo una etapa de prepolimerización, y/o como un reactor para acabados para llevar a cabo una etapa de acabado. 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 se da a continuación con referencia a la FIG. 1. Se entiende que los reactores configurados de acuerdo con las formas de realización 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 forma de realización descrita en la FIG. 1,
- 40 Con referencia de nuevo a la FIG. 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 llevar a cabo 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 45 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, aproximadamente el 75 a aproximadamente el 90 por ciento, o el 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.
- 50 Cuando el reactor 10 se emplea como un reactor de esterificación secundaria, la/s reacción/es química/s llevada/s a cabo en el reactor 10 puede/n 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. Asimismo, el promedio de longitud de cadena de la alimentación introducida en la entrada de alimentación 30 puede ser inferior a aproximadamente 5, inferior a 55 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, aproximadamente 2 a aproximadamente 12, ó 5 a 12. Generalmente, cuando el reactor 10 es empleado 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, aproximadamente 2 a

aproximadamente 15, ó 5 a 12 entre la entrada de alimentación 30 y la salida de producto líquido 24.

5 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 a aproximadamente 350°C, aproximadamente 215 a aproximadamente 305°C, ó 260 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, ó 10°C de la temperatura de la alimentación que entra en la entrada de alimentación 30. En una forma de realización, la temperatura del producto líquido que sale por la salida de producto líquido 24 se puede hallar en el intervalo de aproximadamente 180 a aproximadamente 350°C, aproximadamente 215 a 10 aproximadamente 305°C, ó 260 a 290°C. En una forma de realización, la temperatura media del medio de reacción 60 en el reactor 10 se halla en el intervalo de aproximadamente 180 a aproximadamente 350°C, aproximadamente 215 a aproximadamente 305°C, ó 260 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 15 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 584 kPa (aproximadamente 70 psig), en el intervalo de aproximadamente 73,8 a aproximadamente 170 kPa 20 (aproximadamente -4 a aproximadamente 10 psig), o en el intervalo de 115 a 136 kPa (2 a 5 psig).

25 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 llevar a cabo 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 llevar a cabo 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 30 10 más el calor añadido al medio de reacción 60 en el reactor 10 se puede hallar en el intervalo de (aproximadamente 47,9 a aproximadamente 2400 kJ por kg de medio de reacción (kJ/kg) (aproximadamente 100 a aproximadamente 5.000 BTU por libra de medio de reacción (BTU/lb)), en el intervalo de aproximadamente 190 a aproximadamente 960 kJ/kg (aproximadamente 400 a aproximadamente 2.000 BTU/lb), o en el intervalo de 290 a 718 kJ/l (600 a 1.500 BTU/lb).

35 Con referencia de nuevo a la FIG. 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 llevar a cabo 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 40 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, aproximadamente 2 a aproximadamente 15, ó 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, aproximadamente 8 a aproximadamente 40, ó 10 a 30. 45 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.

50 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 a aproximadamente 350°C, aproximadamente 265 a aproximadamente 305°C, ó 270 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, ó 10°C de la temperatura de la alimentación que entra en la entrada de alimentación 30. En una forma de realización, la 55 temperatura del producto líquido que sale por la salida de producto líquido 24 se halla en el intervalo de aproximadamente 220 a aproximadamente 350°C, aproximadamente 265 a aproximadamente 305°C, ó 270 a 290°C. En una forma de realización, la temperatura media del medio de reacción 60 en el reactor 10 se halla en el intervalo de aproximadamente 220 a aproximadamente 350°C, aproximadamente 265 a aproximadamente 305°C, ó 270 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 39 kPa (aproximadamente 0 a aproximadamente 300 torr), en el intervalo de aproximadamente 130 a aproximadamente 6650 Pa (aproximadamente 1 a aproximadamente 50 torr) o en el intervalo de 2,6 a 3,9 kPa (20 a 30 torr).

5

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 47,9 a aproximadamente 2400 kJ/kg (aproximadamente 100 a aproximadamente 5.000 BTU/lb), en el intervalo de aproximadamente 190 a aproximadamente 960 kJ/kg (aproximadamente 400 a aproximadamente 2.000, BTU/lb), o en el intervalo de 290 a 720 kJ/kg (600 a 1.500 BTU/lb).

Con referencia de nuevo a la FIG. 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, aproximadamente 8 a aproximadamente 40, ó 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, aproximadamente 40 a aproximadamente 80, ó 50 a 70. Generalmente, la policondensación 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 10, al menos aproximadamente 25, o al menos 50 entre la entrada de alimentación 30 y la salida de producto líquido 24.

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 a aproximadamente 350°C, aproximadamente 265 a aproximadamente 305°C, ó 270 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, ó 10°C de la temperatura de la alimentación que entra en la entrada de alimentación 30. En una forma de realización, la temperatura del producto líquido que sale por la salida de producto líquido 24 se halla en el intervalo de aproximadamente 220 a aproximadamente 350°C, aproximadamente 265 a aproximadamente 305°C, ó 270 a 290°C. En una forma de realización, la temperatura media del medio de reacción 60 en el reactor 10 se halla en el intervalo de aproximadamente 220 a aproximadamente 350°C, aproximadamente 265 a aproximadamente 305°C, ó 270 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 3,9 kPa (aproximadamente 0 a aproximadamente 30 torr), en el intervalo de aproximadamente 130 a aproximadamente 2660 Pa (aproximadamente 1 a aproximadamente 20 torr) o en el intervalo de 260 a 1300 Pa (2 a 10 torr).

Los reactores configurados de acuerdo con las formas de realización de la presente invención pueden proporcionar numerosas ventajas cuando se emplean como reactores en las etapas de esterificación y/o policondensación de un proceso de producción de poliéster. Tales 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 tasa de al menos aproximadamente 22000 kg (aproximadamente 10.000 libras) por hora, al menos aproximadamente 220000 kg (aproximadamente 100.000 libras) por hora, al menos aproximadamente 550000 kg (aproximadamente 250.000 libras) por hora, o al menos 1100000 kg (500.000 libras) por hora.

En una forma de 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 cabezal alargado verticalmente y una pluralidad de segmentos del reactor alargados horizontalmente y separados verticalmente acoplados a y que se extienden hacia fuera desde el cabezal. El medio de reacción fluye a través del cabezal y los segmentos del reactor cuando el medio de reacción se desplaza a través del reactor. El medio de reacción entra y sale de al menos uno de los segmentos del reactor a través del cabezal. En otro ejemplo, el medio de reacción entra y sale de al menos uno, al menos dos, al menos tres, o al menos 4 de los segmentos del reactor solamente a través del cabezal.

El reactor puede comprender, por ejemplo, al menos dos, al menos tres, al menos cuatro, al menos cinco, al menos seis, al menos siete, o más segmentos del reactor alargados horizontalmente y separados verticalmente. Todos los segmentos del reactor se pueden extender hacia fuera desde un lado común del cabezal o al menos dos de los

segmentos del reactor se pueden extender hacia fuera desde lados diferentes del cabezal. Por ejemplo, el reactor puede comprender al menos tres, al menos cuatro, al menos cinco, al menos seis, al menos siete, o más segmentos del reactor que se extiendan hacia fuera desde un lado común del cabezal. En otro ejemplo, el reactor puede comprender un primer conjunto de al menos dos segmentos del reactor y un segundo conjunto de al menos dos segmentos del reactor, en el que los conjuntos de segmentos del reactor primero y segundo se extienden hacia fuera desde lados generalmente opuestos del cabezal.

En un ejemplo, el cabezal se extiende sustancialmente de forma vertical (es decir, el eje central de alargamiento para el cabezal es esencialmente vertical). De forma alternativa, el cabezal se puede extender dentro de aproximadamente 30, aproximadamente 15, ó 5 grados de verticalidad. En un ejemplo, los segmentos del reactor se extienden esencialmente de forma horizontal (es decir, el eje central de alargamiento de los segmentos del reactor es esencialmente horizontal). De forma alternativa los segmentos del reactor se pueden extender dentro de aproximadamente 30, aproximadamente 15, ó 5 grados de horizontalidad. En otro ejemplo, el reactor no comprende ningún dispositivo de mezcla mecánica.

En un ejemplo de la presente invención, el medio de reacción fluye a través de al menos uno de los segmentos del reactor a lo largo de una trayectoria de flujo que incluye una porción hacia fuera donde el medio de reacción fluye generalmente hacia fuera del cabezal y una porción hacia dentro donde el medio de reacción fluye generalmente hacia el cabezal. Las porciones hacia fuera y hacia dentro de la trayectoria de flujo se pueden extender cada una al menos una mitad, o al menos tres cuartas partes, o al menos nueve décimas partes de la longitud del al menos uno de los segmentos del reactor.

En otro ejemplo, al menos uno de los segmentos del reactor comprende un conducto sustancialmente horizontal y al menos una bandeja dispuesta en el conducto, en el que al menos una porción del medio de reacción fluye en la bandeja cuando el medio de reacción fluye a través del al menos uno de los segmentos del reactor. En otro ejemplo, al menos uno de los segmentos del reactor comprende un miembro tubular alargado horizontalmente y una bandeja dispuesta sustancialmente dentro del miembro tubular, en el que la bandeja se extiende a lo largo de al menos una mitad, al menos tres cuartas partes, o al menos nueve décimas partes de la longitud del miembro tubular. El medio de reacción fluye en la bandeja cuando se desplaza a lo largo de la porción externa de la trayectoria de flujo y en la parte inferior del miembro tubular cuando se desplaza a lo largo de la porción interna de la trayectoria de flujo. En otro ejemplo, el al menos uno de los segmentos del reactor recibe el medio de reacción en la bandeja desde el cabezal y descarga el medio de reacción en el cabezal desde la parte inferior del miembro tubular. En otro ejemplo, el al menos uno de los segmentos del reactor también descarga un subproducto de vapor de la reacción química en el cabezal. 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 un ejemplo, el medio de reacción fluye desde un extremo proximal de la bandeja hasta un extremo distal de la bandeja cuando se desplaza a lo largo de la trayectoria de flujo hacia fuera y fluye por el extremo distal de la bandeja y en la parte inferior del miembro tubular. En un ejemplo, el extremo distal de la bandeja comprende un vertedero que se extiende hacia arriba por, alrededor, a través, y/o debajo del cual al menos una porción del medio de reacción fluye antes de pasar a la parte inferior del miembro tubular. En otro ejemplo, el al menos uno de los segmentos del reactor comprende una tapa extrema acoplada a un extremo distal del miembro tubular, en el que el extremo distal de la bandeja está separado horizontalmente de la tapa extrema para formar de ese modo un pasaje de flujo a través del cual fluya el medio de reacción cuando pase de la bandeja a la parte inferior del miembro tubular. En un ejemplo, el miembro tubular y la bandeja están orientados sustancialmente de forma horizontal. En otro ejemplo, el eje central de alargamiento para el miembro tubular se puede extender dentro de aproximadamente 30, aproximadamente 15, o aproximadamente 5 grados de horizontalidad. En un ejemplo, el miembro tubular es un conducto.

En un ejemplo, al menos uno de los segmentos del reactor tiene una relación longitud-diámetro (L:D) en el intervalo de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 50:1, aproximadamente 5:1 a aproximadamente 20:1, u 8:1 a 15:1. En otro ejemplo, adicionalmente L se halla en el intervalo de aproximadamente 3 a aproximadamente 60 metros (aproximadamente 10 a aproximadamente 200 pies), aproximadamente 6 a aproximadamente 30 metros (aproximadamente 20 a aproximadamente 100 pies) ó 9 a 15 metros (30 a 50 pies) y D se halla en el intervalo de aproximadamente 0,3 a aproximadamente 6 metros (aproximadamente 1 a aproximadamente 20 pies), aproximadamente 0,6 a aproximadamente 3 metros (aproximadamente 2 a aproximadamente 10 pies), ó 0,9 a 1,5 metros (3 a 5 pies).

En un ejemplo, cuando el medio de reacción se desplaza a través del reactor, el medio de reacción fluye hacia abajo

a través del cabezal cuando el medio de reacción se desplaza desde uno superior a uno inferior de los segmentos del reactor. En un ejemplo, los segmentos del reactor superior e inferior comprenden miembros tubulares alargados superior e inferior respectivos y bandejas internas superior e inferior dispuestas en los miembros tubulares superior e inferior respectivamente, en el que al menos una porción del medio de reacción fluye generalmente hacia fuera del cabezal en las bandejas superior e inferior y generalmente hacia el cabezal en la parte inferior de los miembros tubulares superior e inferior. En otro ejemplo, el reactor comprende además desviadores de flujo superior e inferior acoplados a las bandejas superior e inferior respectivamente, en el que los desviadores de flujo superior e inferior se extienden hacia dentro del cabezal y el desviador de flujo inferior dirige el medio de reacción que sale de la parte inferior del miembro tubular superior hacia abajo a través del cabezal y a la bandeja inferior. Adicionalmente, un hueco de vapor se puede definir por el desviador de flujo inferior o entre los desviadores de flujo superior e inferior, en el que el hueco de vapor permite que el flujo de un subproducto de vapor de la reacción química salga del segmento del reactor inferior y se desplace generalmente hacia arriba a través del cabezal mientras que el medio de reacción que sale del segmento del reactor superior se dirige generalmente hacia abajo a través del cabezal.

15 En un ejemplo, un subproducto de vapor de la reacción química de al menos dos de los segmentos del reactor se combina en el cabezal y sale del reactor a través de una salida de vapor ubicada cerca de la parte superior del cabezal. En otro ejemplo, un producto predominantemente líquido de la reacción química sale del reactor a través de una salida de líquido ubicada cerca de la parte inferior del cabezal.

20 En un ejemplo, el cabezal 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, ó 5:1 a 10:1 y al menos uno de los segmentos del reactor tiene una relación L:D en el intervalo de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 50:1, aproximadamente 5:1 a aproximadamente 20:1, u 8:1 a 15:1.

25 En un ejemplo, el medio de reacción comprende un líquido dentro del cual se lleva a cabo la reacción química. En otro ejemplo el medio de reacción comprende una porción de espuma y una porción predominantemente líquida, comprendiendo cada una el líquido. En un ejemplo, una porción del medio de reacción ubicada en uno más alto de los segmentos del reactor comprende vapor con un porcentaje de volumen de al menos 50 y una porción del medio de reacción ubicada en uno más bajo de los segmentos del reactor comprende vapor con un porcentaje de volumen inferior a 20.

En un ejemplo, la reacción química comprende la policondensación, en el 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 polietileno tereftalato (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, ó 10 a 30.

40 En un 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 verticalmente y una pluralidad de segmentos del reactor alargados horizontalmente y separados verticalmente acoplados a y que se extienden hacia fuera desde el cabezal. El medio de reacción fluye a través del cabezal y los segmentos del reactor cuando el medio de reacción se desplaza a través del reactor. El medio de reacción entra y sale de al menos uno de los segmentos del reactor a través del cabezal. La descripción detallada de la FIG. 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. Específicamente todas las características de la alimentación (por ejemplo, la conversión y/o la longitud de cadena), la temperatura, la presión, el aumento de conversión, el aumento del promedio de longitud de cadena, las características del producto, y cualquier entrada de calor se pueden aplicar a este ejemplo de la presente invención.

55 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, ó 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, aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,4, ó 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, aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,4, ó 0,15 a 0,35 dUg.

Los valores de viscosidad intrínseca (It.V.) se exponen en unidades de dL/g calculados 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 a lh.V. y de lh.V. a It.V.:

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

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

ln = Logaritmo natural

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

t_o = 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%)

20

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

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

25

donde η_{int} = Viscosidad intrínseca

η_r = Viscosidad relativa = t_s/t_o

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

30

La viscosidad intrínseca (It.V. o η_{int}) se puede estimar usando la ecuación de Billmeyer de la siguiente manera:

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

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

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 materia.

40

En otra forma de realización de la presente invención, se proporciona un proceso para hacer polietileno tereftalato (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, aproximadamente 8 a aproximadamente 40, ó 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 de fluido entre los segmentos del reactor, en el que el medio de reacción pasa hacia abajo a través del cabezal cuando el medio de reacción se desplaza desde uno superior de los segmentos del reactor hasta uno inferior de los segmentos del reactor, en el que los segmentos del reactor superior e inferior comprenden conductos alargados superior e inferior respectivos y bandejas internas superior e inferior respectivas, en el que los conductos y las bandejas superiores e inferiores se orientan sustancialmente de forma horizontal, en el que los conductos superior e inferior tienen cada uno una relación longitud-diámetro (L:D) en el intervalo de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 50:1, aproximadamente 5:1 a aproximadamente 20:1, u 8:1 a 15:1, en el que las bandejas superior e inferior tienen cada una una longitud de al menos aproximadamente 0,5L, al menos aproximadamente 0,75L, o al menos 0,9L con

55

relación a los conductos superior e inferior respectivamente, en el que el medio de reacción fluye en las bandejas superior e inferior generalmente hacia fuera del cabezal, en el que el medio de reacción fluye en la parte inferior de los conductos superior e inferior generalmente hacia el cabezal, en el que el medio de reacción entra y sale de al menos uno de los segmentos del reactor a través del cabezal; 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, la lt.V. de o alimentación de policondensación se halla en el intervalo de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,5, aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,4, o aproximadamente 0,15 a aproximadamente 0,35 dUg. En un ejemplo, la lt.V. de o producto de policondensación se halla en el intervalo de aproximadamente 0,3 a aproximadamente 1,2, aproximadamente 0,35 a aproximadamente 0,6, ó 0,4 a 0,5 dUg.

En un ejemplo, los segmentos del reactor se extienden hacia fuera desde un lado común del cabezal. En otro ejemplo, la policondensación causa la formación de un subproducto de vapor, en el que el subproducto de vapor se descarga del reactor a través de una salida de vapor ubicada cerca de la parte superior del cabezal, en el que el producto de policondensación se recupera de una salida de líquido ubicada cerca de la parte inferior del cabezal.

En otra forma de realización más de la presente invención, se proporciona un reactor que comprende un cabezal alargado verticalmente y una pluralidad de segmentos del reactor alargados horizontalmente y separados verticalmente acoplados a y que se extienden hacia fuera desde el cabezal. Al menos dos de los segmentos del reactor tienen un extremo proximal acoplado al cabezal y un extremo distal separado del cabezal. Cada uno de los segmentos del reactor comprende un miembro tubular alargado y una bandeja dispuesta sustancialmente dentro del miembro tubular. La bandeja se extiende a lo largo de al menos una mitad, al menos tres cuartas partes, o al menos nueve décimas partes de la longitud del miembro tubular y divide el interior del miembro tubular en cámaras superior e inferior. Las cámaras superior e inferior se hallan en comunicación de fluido con el cabezal en el extremo proximal.

En un ejemplo, el miembro tubular está acoplado directamente al cabezal. En otro ejemplo, el miembro tubular comprende un conducto.

En un ejemplo, cada uno de los al menos dos segmentos del reactor define un pasaje de flujo interno próximo al extremo distal, en el que el pasaje de flujo interno está configurado para permitir una comunicación de fluido entre las cámaras superior e inferior. Adicionalmente, los al menos dos segmentos del reactor pueden comprender cada uno una tapa extrema acoplada al miembro tubular en el extremo distal, en el que la bandeja no se extiende durante todo el recorrido hasta la tapa extrema de manera que el pasaje de flujo interno se defina por el hueco entre la bandeja y la tapa extrema. Adicionalmente, al menos uno de los segmentos del reactor puede comprender un vertedero que se extienda hacia arriba acoplado a la bandeja próximo al pasaje de flujo interno.

En un ejemplo, los segmentos del reactor se extienden hacia fuera desde un lado común del cabezal de manera sustancialmente horizontal.

En un ejemplo, el miembro tubular de cada uno de los al menos dos segmentos del reactor tiene una relación longitud-diámetro (L:D) en el intervalo de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 50:1, aproximadamente 5:1 a aproximadamente 20:1, u 8:1 a 15:1. Adicionalmente la bandeja dispuesta sustancialmente dentro de cada miembro tubular tiene una longitud de al menos aproximadamente 0,5L, al menos aproximadamente 0,75L, o al menos 0,9L en el que la bandeja presenta una superficie de flujo que mira hacia arriba que se separa al menos aproximadamente 0,1D, al menos aproximadamente 0,2D, o al menos 0,4D de la parte superior y/o la parte inferior del miembro tubular. En otro ejemplo, la superficie que mira hacia arriba se separa aproximadamente 13 a aproximadamente 130 cm (aproximadamente 5 a aproximadamente 50 pulgadas), aproximadamente 25 a aproximadamente 100 cm (aproximadamente 10 a aproximadamente 40 pulgadas), ó 38 a 76 cm (15 a 30 pulgadas) de la parte superior y/o la parte inferior del miembro tubular. En un ejemplo, la profundidad máxima del medio de reacción en cada bandeja y/o la parte inferior de cada miembro tubular es inferior a aproximadamente 0,8D, inferior a aproximadamente 0,4D, o inferior a 0,25D. La profundidad máxima del medio de reacción en cada bandeja y/o la parte inferior de cada miembro tubular puede ser de aproximadamente 2,5 a aproximadamente 100 cm (aproximadamente 1 a aproximadamente 40 pulgadas), aproximadamente 2,5 a aproximadamente 81 cm (aproximadamente 1 a aproximadamente 32 pulgadas), ó 2,5 a 60 cm (1 a 24 pulgadas). Adicionalmente, el cabezal puede tener una relación altura-anchura (H:W) en el intervalo de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 20:1. Adicionalmente, la relación diámetro-anchura (D:W) del reactor se halla en el intervalo de aproximadamente 0,1:1 a aproximadamente 2: 1, aproximadamente 0,25:1 a aproximadamente 1:1, ó 0,4:1 a 0,9:1.

- En un ejemplo, el cabezal tiene una relación altura-anchura (H:W) en el intervalo de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 20:1 y la relación L:D del miembro tubular se halla en el intervalo de aproximadamente 5:1 a aproximadamente 20:1, en el que L se halla en el intervalo de aproximadamente 3 a aproximadamente 60 metros (aproximadamente 10 a aproximadamente 200 pies) y D se halla en el intervalo de aproximadamente 0,3 a aproximadamente 6 metros (aproximadamente 1 a aproximadamente 20 pies), en el que H se halla en el intervalo de 2,4 a aproximadamente 30 metros (aproximadamente 8 a aproximadamente 100 pies), y W se halla en el intervalo de aproximadamente 0,3 a aproximadamente 6 metros (aproximadamente 1 a aproximadamente 20 pies).
- 10 En otro ejemplo, los al menos dos segmentos del reactor incluyen un primer segmento del reactor y un segundo segmento del reactor, en el que el segundo segmento del reactor se ubica debajo del primer segmento del reactor, en el que el reactor comprende además desviadores de flujo primero y segundo que se extienden hacia dentro del cabezal, en el que el primer desviador de flujo se acopla a la bandeja asociada con el primer segmento del reactor, en el que el segundo desviador de flujo se acopla a la bandeja asociada con el segundo segmento del reactor.
- 15 Adicionalmente, un hueco de vapor se puede definir por el segundo desviador de flujo o entre los desviadores de flujo primero y segundo a una elevación por encima de la elevación del segundo segmento del reactor.

Intervalos numéricos

- 20 La presente invención usa intervalos numéricos para cuantificar ciertos parámetros que se refieren a la invención. Se debería entender 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 dado a conocer 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

- 30 Como se usan en este documento, los términos "un", "uno", "una", "el", "la", "los", "las", "dicho", "dicha", "dichos", y "dichas" significan uno/a o más.

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 listados se puede emplear por sí mismo, o se puede emplear cualquier combinación de dos o más de los artículos listados. 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, el término "promedio de longitud de cadena" significa el 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 materia. Por ejemplo, ¹H-NMR se puede usar 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.

- 50 Como se usan en este documento, los términos "comprendiendo", "comprende", y "comprenden" son términos de transición abiertos usados para la transición de un tema narrado antes del término a uno o más elementos narrados después del término, donde el elemento o más elementos listados tras el término de transición no son necesariamente los únicos elementos que componen el tema.

- 55 Como se usan en este documento, los términos "conteniendo", "contiene", y "contienen" tienen el mismo significado abierto que "comprendiendo", "comprende", y "comprenden", proporcionados más adelante.

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) a 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.

Como se usa en este documento, el término "acoplado directamente" se refiere a una manera de acoplar dos recipientes en comunicación de flujo de fluido el uno con el otro sin el uso de un conector intermedio que tenga un diámetro sustancialmente más estrecho que los dos recipientes.

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

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

Como se usa en este documento, el término "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", proporcionados anteriormente.

Como se usa en este documento, el término, "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 dentro del medio de reacción.

Como se usa en este documento, el término "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.

Como se usan en este documento, los términos "polietileno tereftalato" y "PET" incluyen homopolímeros de PET y copolímeros de PET.

Como se usan en este documento, los términos "copolímero de polietileno tereftalato" 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, los términos "copolímero de polietileno tereftalato" 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, los términos "copolímero de polietileno tereftalato" 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.

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.

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

Como se usa en este documento, el término "medio de reacción" se refiere a cualquier medio sometido a reacción química.

Como se usa en este documento, el término "residuo" se refiere a la porción 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.

Como se usa en este documento, el término "subproducto de vapor" incluye el vapor generado por una reacción química deseada (es decir, un subproducto de vapor) y cualquier vapor generado por otras reacciones (es decir,

reacciones secundarias) del medio de reacción.

Como se usa en este documento, el término "alargado verticalmente" significa que la dimensión vertical máxima es mayor que la dimensión horizontal máxima.

5

Reivindicaciones no limitadas a las formas de realización dadas a conocer

Las formas de realización ejemplares de la invención descritas anteriormente se usarán sólo como ilustración, y no se deberían usar en un sentido limitado para interpretar el ámbito de la invención reivindicada. Diversas modificaciones a las formas de realización ejemplares descritas anteriormente se podrían hacer fácilmente por los expertos en la materia sin desviarse del ámbito de la invención como se expone en las siguientes reivindicaciones.

10

REIVINDICACIONES

1. Un proceso que comprende:
- 5 someter un medio de reacción a una reacción química en un reactor que comprende un cabezal alargado verticalmente (12) y una pluralidad de segmentos del reactor alargados horizontalmente y separados verticalmente (28) acoplados a y que se extienden hacia fuera desde dicho cabezal (12) incluyendo
- 10 al menos un segmento del reactor superior (28a) e inferior (28b),
proporcionando dicho cabezal (12) una comunicación de fluido entre dichos segmentos del reactor (28),
comprendiendo dichos segmentos del reactor superior (28a) e inferior (28b) conductos alargados superior (44a) e inferior (44b) respectivos y bandejas internas superior (48a) e inferior (48b) respectivas,
- 15 estando dichos conductos superior (44a) e inferior (44b), y las bandejas (48a), (48b) orientados sustancialmente de forma horizontal,
- el reactor comprende además desviadores de flujo superior (18a) e inferior (18b) acoplados a las bandejas superior (48a) e inferior (48b) respectivamente,
- 20 de tal manera que
- dicho medio de reacción fluye en dichas bandejas superior (48a) e inferior (48b) generalmente hacia fuera de dicho cabezal (12), y dicho medio de reacción fluye en la parte inferior de dichos conductos superior (28a) e inferior (28b) generalmente hacia dicho cabezal (12),
- dicho medio de reacción pasa hacia abajo a través de dicho cabezal (12) cuando dicho medio de reacción se desplaza desde dicho segmento del reactor superior (28a) hasta dicho segmento del reactor inferior (28b), en el que
- 30 dicho medio de reacción entra y sale de al menos uno de dichos segmentos del reactor (28) a través de dicho cabezal
- extendiéndose dichos desviadores de flujo superior (18a) e inferior (18b) hacia dentro de dicho cabezal (12), y
- 35 dirigiendo el desviador de flujo inferior (18b) el medio de reacción que sale de la parte inferior del conducto superior (44a) hacia abajo a través del cabezal (12) y a la bandeja inferior (48b).
2. El proceso de la reivindicación 1 en el que dichos conductos superior (44a) e inferior (44b) tienen cada uno una relación longitud-diámetro (LD) en el intervalo de 2:1 a 50:1, y en el que dichas bandejas superior (48a) e inferior (48b) tienen cada una una longitud de al menos 0,75L con relación a dichos conductos superior (44a) e inferior (44b) respectivamente.
- 40
3. El proceso de las reivindicaciones 1-2, en el que dicho medio de reacción comprende una alimentación de policondensación, en el que dicha alimentación de policondensación comprende PET que tiene un promedio de longitud de cadena en el intervalo de 5 a 50.
- 45
4. El proceso de las reivindicaciones 1-3, en el que todos los dichos segmentos del reactor (28) se extienden hacia fuera desde un lado común de dicho cabezal.
- 50
5. El proceso de las reivindicaciones 1-4, en el que dicho reactor comprende al menos tres de dichos segmentos del reactor.
6. El proceso de las reivindicaciones 1-5, en el que un subproducto de vapor de dicha reacción química de al menos dos de dichos segmentos del reactor se combina en dicho cabezal y sale de dicho reactor a través de
- 55 una salida de vapor ubicada cerca de la parte superior de dicho cabezal.
7. El proceso de las reivindicaciones 1-6, en el que un producto predominantemente líquido de dicha reacción química sale de dicho reactor a través de una salida de líquido ubicada cerca de la parte inferior de dicho cabezal.

8. El proceso de las reivindicaciones 2-7, 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 se halla en el intervalo de 3,05 a 61 metros (10 a 200 pies) y D se halla en el intervalo de 0,31 a 6,1 metros (1 a 20 pies).
- 5 9. El proceso de las reivindicaciones 1-8, en el que dicho medio de reacción comprende un líquido dentro del cual se lleva a cabo dicha reacción química y en el que dicho líquido comprende una porción de espuma y una porción predominantemente líquida.
- 10 10. El proceso de las reivindicaciones 1-9, en el que dicha reacción química comprende la policondensación, en el que el promedio de longitud de cadena de dicho medio de reacción aumenta en al menos 10 en dicho reactor.
11. El proceso de las reivindicaciones 1-10, en el que una porción de dicho medio de reacción ubicada en uno más alto de dichos segmentos del reactor comprende vapor con un porcentaje de volumen de al menos 50 y una porción de dicho medio de reacción ubicada en uno más bajo de dichos segmentos del reactor comprende vapor con un porcentaje de volumen inferior a 20.
- 15 12. El proceso de las reivindicaciones 1-11, en el que se produce PET mediante dicho reactor.
- 20 13. El proceso de las reivindicaciones 3-12, en el que dicho PET es un copolímero de PET que comprende unidades de repetición de etileno tereftalato con un porcentaje molar de al menos 90 y unidades de repetición de comonomero añadido con un porcentaje de hasta 10.
- 25 14. El proceso de la reivindicación 13, en el que dichas unidades de repetición de comonomero añadido se derivan de un comonomero añadido seleccionado del grupo que consiste en ácido isoftálico, ácido naftaleno-2,6-dicarboxílico, 1,4-ciclohexano-dimetanol, dietilenglicol, y combinaciones de dos o más de los mismos.
15. El proceso de la reivindicación 14, en el que dicho comonomero añadido comprende ácido isoftálico.
- 30 16. El proceso de las reivindicaciones 3-15, en el que dicha alimentación tiene un promedio de longitud de cadena en el intervalo de 1 a 20.
17. El proceso de las reivindicaciones 3-16, en el que dicha alimentación se mantiene a una temperatura en el intervalo de 220 a 350°C, en el que la presión del espacio de vapor en dicho reactor se mantiene en el intervalo de 0 a 39996 Pa (0 a 300 torr).
- 35 18. El proceso de las reivindicaciones 1-17, que comprende además recuperar un producto de policondensación predominantemente líquido de dicho reactor, en el que dicho producto de policondensación comprende PET que tiene un promedio de longitud de cadena que es al menos 10 más que el promedio de longitud de cadena del PET en dicha alimentación de policondensación.
- 40 19. El proceso de las reivindicaciones 3-18, que comprende además retirar un producto de una salida de producto de dicho reactor, en el que dicho medio de reacción forma dicho producto en dicho reactor, en el que la lt.V. de dicho producto se halla en el intervalo de 0,3 a 1,2 dL/g.
- 45 20. Un reactor adaptado para su uso en un proceso como se define en una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 19.

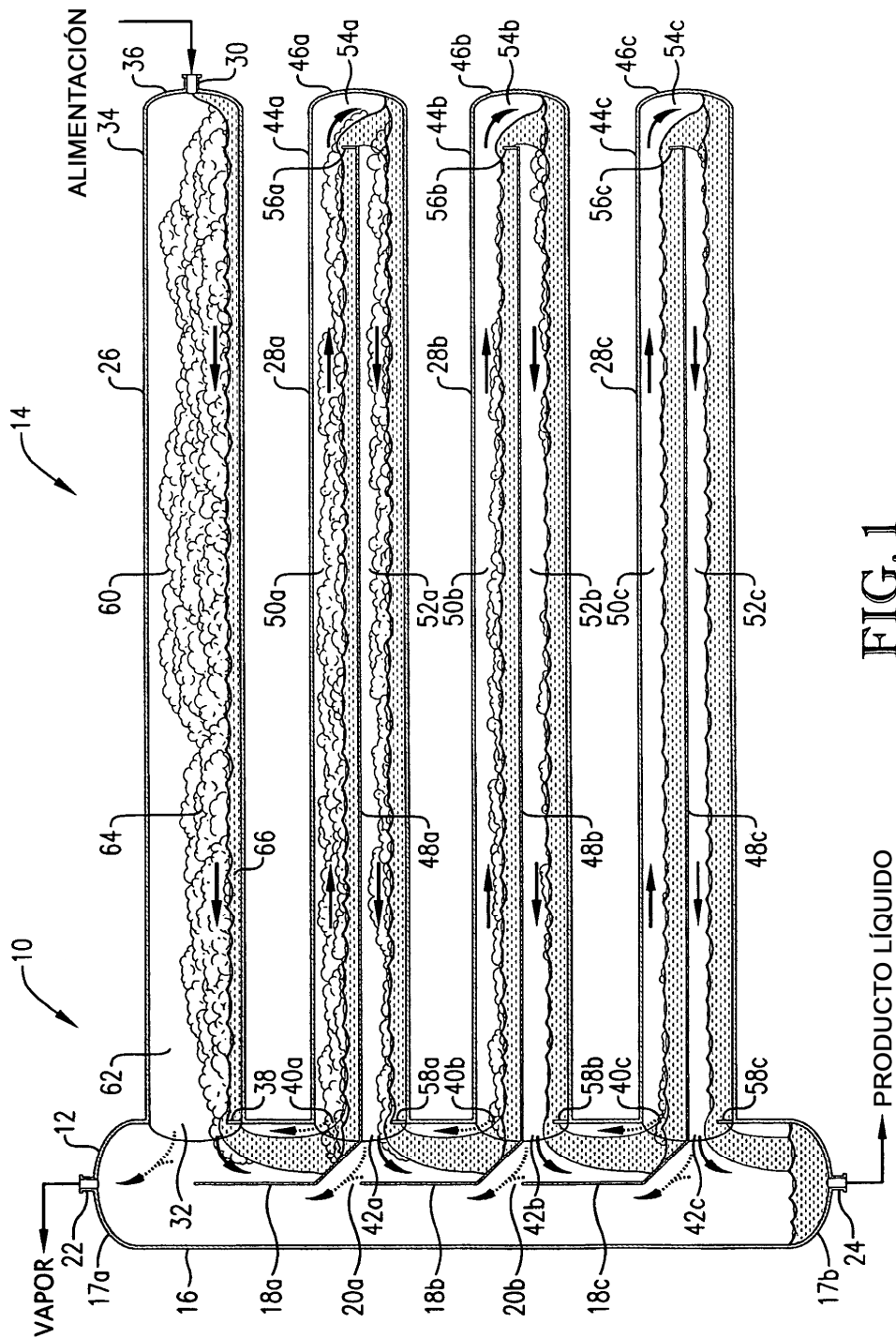


FIG. 1

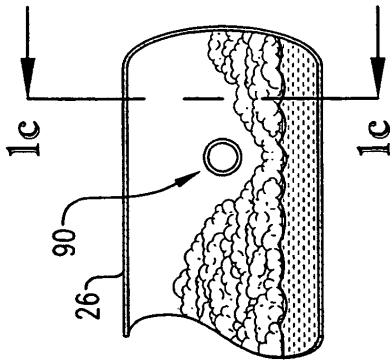


FIG. 1a

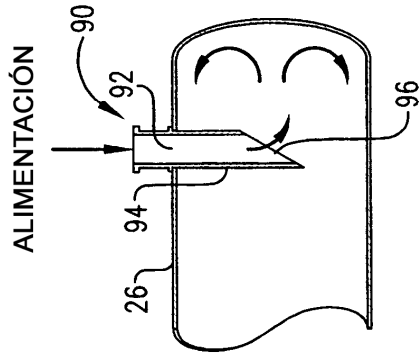


FIG. 1b

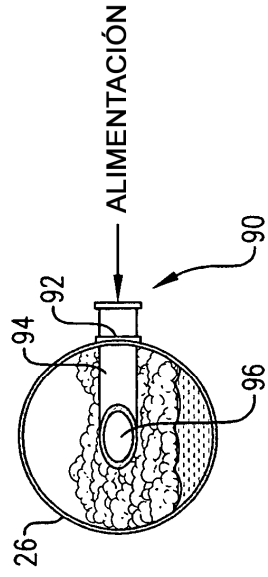


FIG. 1c

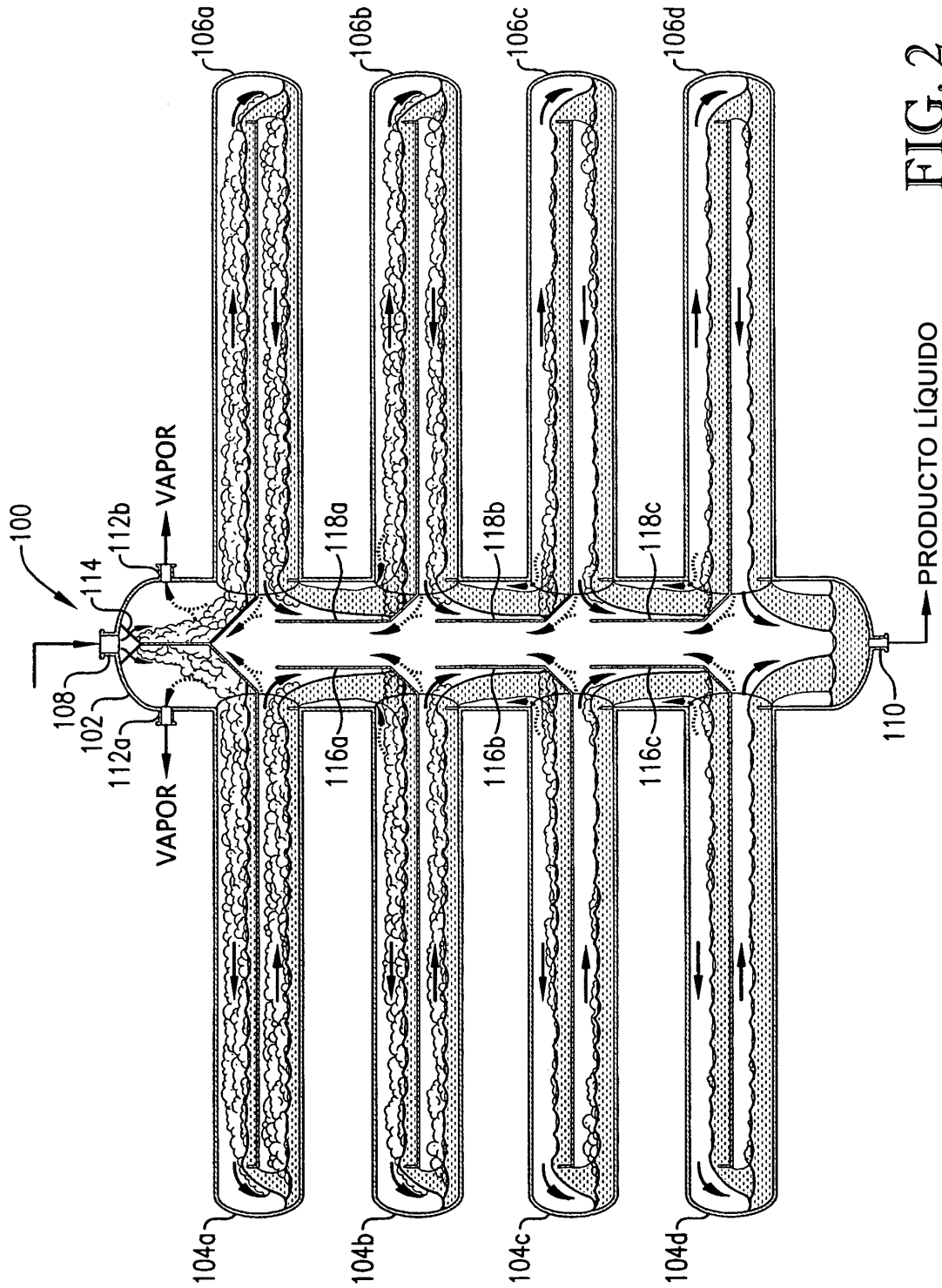


FIG. 2