

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 607 895**

51 Int. Cl.:

B01J 19/00 (2006.01)

B01J 19/24 (2006.01)

C08G 63/78 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **07.07.2008 PCT/US2008/008339**

87 Fecha y número de publicación internacional: **15.01.2009 WO09009033**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **07.07.2008 E 08794417 (9)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **26.10.2016 EP 2175982**

54 Título: **Reactor de bandeja horizontal**

30 Prioridad:

12.07.2007 US 776591

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

04.04.2017

73 Titular/es:

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

72 Inventor/es:

**YOUNT, THOMAS LLOYD;
DEBRUIN, BRUCE ROGER;
WINDES, LARRY CATES;
FLORES, ROY DOUGLAS;
WHITE, ALAN, WAYNE y
BELLNER, STEVEN PAUL**

74 Agente/Representante:

PONS ARIÑO, Ángel

ES 2 607 895 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 de bandeja horizontal.

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 concierne a reactores de policondensación usados para producción de poliésteres en fase fundida.

2. Descripción de la técnica anterior

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

En general, las instalaciones de producción de poliéster en fase fundida, incluyendo las usadas para fabricar PET, emplean una fase de esterificación y una fase de policondensación. En la fase de esterificación, las materias primas de polímero (es decir, los reactivos) son convertidos en monómeros y/u oligómeros de poliéster. En la fase de policondensación, los monómeros y/u oligómeros que salen de la fase de esterificación son convertidos en un producto de polímero que tiene la longitud de cadena media final deseada.

En muchas instalaciones de producción de poliéster en fase fundida convencionales, la esterificación y la policondensación se llevan a cabo en uno o más reactores agitados mecánicamente, tales como, por ejemplo, reactores continuos de tanque agitado (CSTR). Sin embargo, los CSTR y otros reactores agitados mecánicamente tienen varios inconvenientes que pueden resultar en un incremento de costes de capital, operación, y/o mantenimiento para la instalación global de producción de poliéster. Por ejemplo, los agitadores mecánicos y diverso equipo de control asociados típicamente con los CSTR son complejos, caros, y pueden requerir mantenimiento exhaustivo.

El documento US4.339.570 describe un procedimiento y reactor de columna para la producción de poliésteres. El procedimiento y reactor tienen el objeto de la extracción completa del producto del vapor en el reactor así como la prevención del ensuciamiento de las paredes con reactivos. El documento US3.390.965 se refiere a reactores de cámaras múltiples para la fabricación de ftalatos de polietileno.

Por lo tanto, existe una necesidad de un procedimiento de poliéster de alta eficiencia que minimice los costes de capital, operacionales, y de mantenimiento en tanto que manteniendo o mejorando la calidad de producción.

RESUMEN DE LA INVENCION

En una realización de la presente invención, se proporciona un procedimiento que comprende: hacer fluir un medio de reacción a través de un reactor que comprende una carcasa de recipiente alargada horizontalmente y una pluralidad de bandejas espaciadas verticalmente dispuestas en la carcasa de recipiente, donde el medio de reacción fluye por al menos dos de las bandejas a medida que el medio de reacción pasa a través del reactor.

En otra realización de la presente invención, se proporciona un procedimiento que comprende: (a) introducir una alimentación predominantemente líquida dentro de un reactor de policondensación, donde la alimentación forma un medio de reacción en el reactor, donde la alimentación comprende PET que tiene una longitud de cadena media en el intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 50; (b) someter el medio de reacción a policondensación en el reactor para proporcionar así un producto predominantemente líquido y un vapor, donde el vapor comprende un subproducto de la policondensación, donde el reactor comprende una carcasa de recipiente alargada sustancialmente horizontal y al menos dos bandejas sustancialmente horizontales espaciadas verticalmente dispuestas en la carcasa de recipiente, donde al menos una porción del medio de reacción fluye por las bandejas a medida que el medio de reacción sufre policondensación, donde el medio de reacción fluye en direcciones generalmente opuestas en las adyacentes verticalmente de las bandejas y cae por gravedad entre las bandejas, donde la carcasa de recipiente tiene una relación de longitud a diámetro (L:D) en el intervalo de aproximadamente

1,2:1 a aproximadamente 30:1, donde una mayoría de las bandejas tiene una longitud de al menos aproximadamente 0,5L, donde la carcasa de recipiente comprende un tubo sustancialmente cilíndrico y un par de tapas de extremo acopladas a extremos opuestos del tubo; (c) descargar el vapor del reactor por una salida de vapor situada cerca de la parte superior de la carcasa de recipiente; y (d) descargar el producto del reactor por una salida de producto situada cerca del fondo de la carcasa de recipiente, donde el producto comprende PET que tiene una longitud de cadena media que es al menos aproximadamente 10 veces mayor que la longitud de cadena media de la alimentación.

En una realización adicional de la presente invención, se proporciona un reactor que comprende una carcasa de recipiente alargada horizontalmente y al menos dos bandejas espaciadas verticalmente dispuestas en la carcasa de recipiente.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

Ciertas realizaciones de la presente invención se describen en detalle más adelante con referencia a las figuras adjuntas, donde:

la fig. 1 es una representación esquemática de un reactor de bandejas horizontales de acuerdo con una realización de la presente invención y adecuado para uso como reactor de policondensación en una instalación de producción de poliéster en fase fundida; y

la fig. 2 es una vista en corte desde un extremo del reactor de bandejas horizontales, tomada a lo largo de la línea 2-2 en la fig. 1.

DESCRIPCIÓN DETALLADA

Las figs. 1 y 2 ilustran un reactor de bandejas horizontales ejemplar configurado de acuerdo con una realización de la presente invención. La configuración y el funcionamiento del reactor representado en las figs. 1 y 2 se describen en detalle más adelante. Aunque ciertas porciones de la siguiente descripción se refieren fundamentalmente a reactores empleados en un procedimiento de producción de poliéster en fase fundida, los reactores configurados de acuerdo con realizaciones de la presente invención pueden encontrar aplicación en una amplia variedad de procedimientos químicos. Por ejemplo, los reactores configurados de acuerdo con ciertas realizaciones de la presente invención pueden emplearse ventajosamente en cualquier procedimiento donde tienen lugar reacciones químicas en la fase líquida de un medio de reacción y se produce un subproducto de vapor como resultado de la reacción química. Además, los reactores configurados de acuerdo con ciertas realizaciones de la presente invención pueden emplearse ventajosamente en procedimientos químicos donde al menos una porción del medio de reacción forma espuma durante el procesamiento.

Haciendo referencia ahora a la fig. 1, una realización de un reactor de bandejas horizontales (10) se ilustra como que comprende generalmente una carcasa de recipiente alargada horizontalmente (12) y una serie de bandejas espaciadas horizontalmente (14a-f) dispuestas dentro de la carcasa de recipiente (12).

La carcasa de recipiente (12) comprende generalmente un miembro tubular alargado horizontalmente (16) y un par de tapas de extremo (18a) y (18b) acopladas a extremos opuestos del miembro tubular (16). La carcasa de recipiente (12) define una entrada de alimentación (20), una salida de vapor (22), y una salida de producto líquido (24). Tal como se ilustra en la fig. 1, la entrada de alimentación (20) y la salida de vapor (22) pueden estar situadas cerca de la parte superior de la carcasa de recipiente (12), mientras que la salida de producto líquido (24) puede estar situada cerca del fondo de la carcasa de recipiente (12). En una realización, la entrada de alimentación (20) puede estar situada en o cerca de una tapa de extremo, mientras que las salidas de vapor y de producto (22) y (24) pueden estar situadas en o cerca de la tapa de extremo opuesta. Además, puede emplearse un distribuidor de alimentación interna (20a) para descargar la alimentación hacia la tapa de extremo (18a), para minimizar y/o eliminar así las zonas estancadas en la bandeja superior (14a).

En la realización ilustrada en la fig. 1, el miembro tubular (16) es un tubo sustancialmente horizontal, sustancialmente recto, sustancialmente cilíndrico. En una realización alternativa, el miembro tubular (16) puede tener una diversidad de configuraciones de sección transversal (por ejemplo, rectangular, cuadrada, u oval). Además, el miembro tubular (16) no necesita tener una orientación perfectamente horizontal. Por ejemplo, el eje central de alargamiento del miembro tubular (16) puede extenderse dentro de aproximadamente 10, aproximadamente 5, o 2 grados de la horizontal.

- En la realización ilustrada en la fig. 1, la carcasa de recipiente (12) y/o el miembro tubular (16) tiene una longitud interna máxima (L) que es mayor que su diámetro interno máximo (D). En una realización la carcasa de recipiente (12) y/o el miembro tubular (16) pueden tener una relación de longitud a diámetro (L:D) en el intervalo de aproximadamente 1,1:1 a aproximadamente 50:1, aproximadamente 1,2:1 a aproximadamente 30:1, 5 aproximadamente 1,25:1 a aproximadamente 15:1, aproximadamente 1,5:1 a aproximadamente 10:1, o 2:1 a 6:1. En una realización, D puede estar en el intervalo de aproximadamente 2 a aproximadamente 40 pies, aproximadamente 6 a aproximadamente 30 pies, o 10 pies a 20 pies, y L puede estar en el intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 100 pies, aproximadamente 10 a aproximadamente 60 pies, o 15 pies a 40 pies.
- 10 Tal como se muestra en la fig. 1, la serie de bandejas (14a-f) están dispuestas dentro de y se extienden generalmente a lo largo de una longitud sustancial de la carcasa de recipiente (12). La serie de bandejas (14a-f) incluye una bandeja más alta (14a), una pluralidad de bandejas intermedias (14b-e), y una bandeja más baja (14f). Alguna, una mayoría, o todas las bandejas (14a-f) pueden tener una longitud que es al menos aproximadamente 0,5L, al menos aproximadamente 0,75L, o al menos 0,90L. En una realización, cada bandeja puede ser de la misma 15 longitud o, alternativamente, al menos dos bandejas pueden tener longitudes diferentes.
- Cada bandeja (14a-f) define un extremo de recepción y un extremo de descarga. En la realización ilustrada en la fig. 1, los extremos de recepción y de descarga de bandejas adyacentes verticalmente pueden estar dispuestos en extremos generalmente opuestos de la carcasa de recipiente (12) de modo que el extremo de recepción de una 20 bandeja inferior (14b,d,f) está colocado generalmente debajo del extremo de descarga de una bandeja superior (14a,c,e) de un par adyacente verticalmente. Además, el extremo de recepción de las bandejas inferiores (14b,d,f) puede estar espaciado hacia fuera del extremo de descarga de las bandejas superiores (14a,c,e) con el fin de crear pasos de flujo (26a,c,e) que permiten la comunicación de flujo de fluido entre bandejas adyacentes verticalmente. En la realización ilustrada en la fig. 1, el extremo de recepción de las bandejas (14b,d,f) puede estar equipado con 25 desviadores de flujo (28b,d,f). Opcionalmente, el extremo de descarga de cada bandeja (14a-f) puede estar equipado con un rebosadero que se extiende hacia arriba (30a-f).
- En la realización mostrada en la fig. 1, los extremos de recepción de las bandejas (14a,c,e) están acoplados directamente a la tapa de extremo (18a), mientras que los extremos de descarga de las bandejas (14b,d,f) están 30 espaciados de la tapa de extremo (18a) con el fin de crear pasos de flujo (26b,d,f), que facilitan la comunicación de flujo de fluido entre bandejas adyacentes verticalmente. Alternativamente, los extremos de recepción de las bandejas (14c,e) también pueden estar espaciados de la tapa de extremo (18a) y pueden estar colocados generalmente hacia fuera del extremo de descarga de las bandejas (14b,d). Tal como se ilustra por la realización de la fig. 1, los extremos de recepción de las bandejas (14b,d,f) y los extremos de descarga de las bandejas (14a,c,e) 35 están espaciados cada uno de la tapa de extremo (18b) de modo que un paso de flujo de vapor ascendente (32) está definido por el espacio entre los extremos de las bandejas (14a-f) y la tapa de extremo (18b). En una realización, la salida de vapor (22) puede estar colocada cerca de la parte superior del paso de flujo ascendente (32).
- 40 En la realización ilustrada en las figs. 1 y 2, las bandejas (14a-f) son placas sustancialmente lisas, sustancialmente horizontales, sustancialmente rectangulares que definen cada una una superficie de flujo orientada hacia arriba sustancialmente horizontal, sustancialmente plana, por la cual pueden fluir líquidos. Tal como se ilustra en la fig. 2, las bandejas (14a-f) dividen el volumen interno de la carcasa de recipiente (12) en cámaras de flujo de reactor respectivas (42a-g). Con el fin de proporcionar cámaras de flujo (42a-g) suficientemente grandes, la superficie de 45 flujo orientada hacia arriba de cada bandeja (14a-f) puede estar espaciada de las bandejas adyacentes verticalmente por una distancia vertical de al menos aproximadamente 0,05D, al menos aproximadamente 0,10D, o al menos 0,25D. La superficie de flujo orientada hacia arriba de cada bandeja (14a-f) puede estar espaciada de las bandejas adyacentes verticalmente por una distancia vertical en el intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 50 pulgadas, aproximadamente 10 a aproximadamente 40 pulgadas, o 15 a 30 pulgadas. 50 Además, cada bandeja no necesita tener una orientación perfectamente horizontal. Por ejemplo, al menos dos de las superficies orientadas hacia arriba de las bandejas (14a-f) pueden estar inclinadas en menos de aproximadamente 10, menos de aproximadamente 5, o menos de aproximadamente 2 grados respecto a la horizontal.
- En la realización ilustrada en las figs. 1 y 2, el reactor (10) comprende seis bandejas (14a-f) que tienen lados 55 sustancialmente paralelos que están acoplados de manera rígida y estanca (por ejemplo, soldados) al interior del miembro tubular (16). Sin embargo, cabe destacar que el número y configuración de las bandejas dispuestas dentro de la carcasa de recipiente (12) puede optimizarse para ajustarse a la aplicación para la cual se emplea el reactor (10). Por ejemplo, el reactor (10) podría emplear al menos 2 bandejas, al menos 4 bandejas, al menos 6 bandejas, o en el intervalo de 4 a 15, o 5 a 10 bandejas. Además, los lados de las bandejas (14a-f) podrían estar espaciados de

las paredes laterales de la carcasa de recipiente (12) y podrían ser soportados en la carcasa de recipiente (12) usando una diversidad de mecanismos de soporte tales como, por ejemplo, patas de soporte que se extienden desde el fondo de la carcasa de recipiente (12) o suspensión de la parte superior de la carcasa de recipiente (12).

5 Haciendo referencia de nuevo a la fig. 1, en funcionamiento, una alimentación, que puede ser en una forma predominantemente líquida, es introducida dentro del reactor (10) y sobre el extremo de recepción de la bandeja más alta (14a) a través de la entrada de alimentación (20). La alimentación forma entonces un medio de reacción (34) que fluye generalmente de manera horizontal por y hacia el extremo de descarga de la bandeja más alta (14a). A medida que el medio de reacción (34) fluye a lo largo de la superficie orientada hacia arriba de la bandeja más alta (14a), tiene lugar una reacción química dentro del medio de reacción (34). Puede formarse un vapor (36) que comprende un subproducto de la reacción química llevada a cabo en la superficie orientada hacia arriba de la bandeja (14a) y/o un componente volátil de la alimentación que entra en el reactor (10) a través de la entrada de alimentación (20). Al menos una porción del vapor (36) se desprende de y fluye generalmente sobre el medio de reacción (34) a medida que el medio de reacción (34) fluye por la bandeja más alta (14a).

15 Tal como se muestra en la fig. 1, en una realización de la presente invención, la reacción química llevada a cabo en el reactor (10) causa la espumación del medio de reacción (34), produciendo así una porción de espuma (38) y una porción predominantemente líquida (40) del medio de reacción (34). La reacción química puede tener lugar en las fases líquidas tanto de la porción de espuma (38) como de la porción predominantemente líquida (40). De hecho, la presencia de espuma puede aumentar realmente ciertas reacciones químicas, especialmente aquellas reacciones que son facilitadas por el incremento del área superficial líquida y la reducción de presión. De este modo, en una realización, el volumen interno y el área de flujo abierta de las cámaras de flujo de reactor (42a-g) son suficientemente grandes de modo que se permite la cantidad máxima de formación de espuma. En aplicaciones en las que se producen grandes cantidades de espumación en toda una porción sustancial del reactor, puede desearse emplear un menor número de bandejas con el fin de proporcionar suficiente espacio dentro del volumen del reactor para la máxima formación de espuma. Alternativamente, puede emplearse una carcasa de recipiente de mayor diámetro (12) para proporcionar el volumen necesario y un área de flujo abierta para fomentar la formación de espuma. Tal como se ilustra en las figs. 1 y 2, la cantidad de espuma producida por la reacción puede disminuir a medida que el medio de reacción (34) progresa a través del reactor (10). Así, el medio de reacción (34) en la bandeja más alta (14a) pueda comprender más de aproximadamente el 50 por ciento en volumen, más de aproximadamente el 75 por ciento en volumen, o más del 90 por ciento en volumen de vapor, mientras que el medio de reacción (34) en la bandeja más baja (14f) puede comprender menos de aproximadamente el 20 por ciento en volumen, menos de aproximadamente el 10 por ciento en volumen, o menos del 5 por ciento en volumen de vapor.

35 Haciendo referencia de nuevo a la fig. 1, cuando el medio de reacción (34) alcanza el extremo de descarga de la bandeja más alta (14a), cae hacia abajo por gravedad a través del paso de flujo (26a) y sobre la porción del extremo de recepción de la primera bandeja intermedia (14b) que está espaciada hacia fuera del extremo de descarga de la bandeja más alta (14a). Cuando el extremo de descarga de la bandeja más alta (14a) está equipado con el rebosadero (30a), al menos una porción del medio de reacción (34) fluye sobre la parte superior, alrededor de los bordes de, a través de aberturas en, y/o bajo el rebosadero (30a) antes de caer sobre la superficie orientada hacia arriba de la primera bandeja intermedia (14b). A medida que el medio de reacción (34) sale de la bandeja más alta (14a) y fluye hacia abajo sobre la primera bandeja intermedia (14b), el vapor fluye hacia arriba desde la bandeja más alta (14a) y puede combinarse con el vapor producido en las bandejas subsiguientes (14c-f), así como el vapor producido en el fondo de la carcasa de recipiente (12). El vapor combinado resultante puede ascender a través del conducto de flujo ascendente (32) antes de salir del reactor (10) por la salida de vapor (22).

Los rebosaderos (30a-f) pueden emplearse en el reactor (10) para ayudar a mantener la profundidad deseada del medio de reacción (34) en las bandejas (14a-f). En una realización de la presente invención, la profundidad máxima de la porción predominantemente líquida del medio de reacción (34) en cada bandeja es menos de aproximadamente 0,1D, menos de aproximadamente 0,05D, menos de aproximadamente 0,025D, o menos de 0,01D. La profundidad máxima del medio de reacción (34) en cada bandeja puede ser aproximadamente 2,5 a aproximadamente 102 cm (1 a aproximadamente 40 pulgadas), aproximadamente 2,5 a aproximadamente 81 cm (1 a aproximadamente 32 pulgadas), o 2,5 a aproximadamente 70 cm (1 a 24 pulgadas).

55 Tal como se representa en la realización mostrada en la fig. 1, el medio de reacción (34) fluye desde el extremo de recepción de la primera bandeja intermedia (14b) de manera generalmente horizontal por la superficie orientada hacia arriba y hacia el extremo de descarga de la bandeja (14b). Tal como se discutió previamente, el medio de reacción (34) es sometido a reacción química a medida que pasa a lo largo de la bandeja (14b), y la reacción química puede causar la formación de un subproducto de vapor y/o espuma. Cuando se produce un vapor por el

medio de reacción (34) que fluye a lo largo de la bandeja (14b), el vapor puede fluir por encima de la bandeja (14b) contracorriente a la dirección de flujo del medio de reacción (34) por la bandeja (14b). El vapor puede salir del espacio por encima de la bandeja (14b) por un paso de vapor que se extiende alrededor de y/o a través del medio de reacción que fluye hacia abajo pasando a través del paso de flujo (26a). Tal como se ilustra en la fig. 1, el paso de vapor que se extiende a través del medio de reacción que fluye hacia abajo puede estar definido por un pequeño miembro tubular.

10 Cuando el medio de reacción (34) alcanza el extremo de descarga de la bandeja (14b), cae hacia abajo por gravedad a través del paso de flujo (26b) y sobre la porción del extremo de recepción de la segunda bandeja intermedia (14c) espaciada hacia fuera de la primera bandeja intermedia (14b). Cuando el extremo de descarga de la bandeja (14b) está equipado con el rebosadero (30b), al menos una porción del medio de reacción (34) fluye sobre la parte superior, alrededor de los bordes de, a través de aberturas en, y/o bajo el rebosadero (30b) antes de entrar en el paso de flujo (26b). El medio de reacción (34) fluye entonces a lo largo de la segunda bandeja intermedia (14c) desde el extremo de recepción hasta el extremo de descarga, tal como se ilustra en la fig. 1. Tal como se discutió anteriormente, el medio de reacción (34) es sometido a reacción química a medida que pasa a lo largo de la bandeja (14c), y la reacción química puede causar la formación de un subproducto de vapor y/o espuma. Cuando se produce un vapor, el vapor fluye generalmente sobre el medio de reacción (34) en la misma dirección que el medio de reacción (34). Cuando el vapor alcanza el extremo de descarga de la bandeja (14c), el vapor fluye hacia el paso de flujo ascendente (32), donde puede combinarse con el vapor que sale de las bandejas (14a,b,d,e,f) tal como se muestra en la fig. 1.

15 El flujo del medio de reacción (34) a través de las bandejas intermedias restantes (14d,e) y la bandeja más baja (14f) puede proseguir sustancialmente igual que se describió anteriormente. En general, el medio de reacción (34) cae hacia abajo desde el extremo de descarga de las bandejas (14c,d,e) hasta el extremo de recepción de las bandejas (14d,e,f) a través de los pasos de flujo (26c,d,e). Tal como se discutió previamente, el medio de reacción (34) fluye en direcciones generalmente opuestas sobre bandejas adyacentes verticalmente de modo que el medio de reacción (34) fluye generalmente hacia delante y hacia atrás a través del reactor (10) por las bandejas (14d,e,f). Si se crea un subproducto de vapor a medida que el medio de reacción se desplaza por las bandejas (14d,e,f), el vapor sale del espacio por encima de las bandejas (14d,e,f) antes de combinarse con otro vapor en el paso de flujo ascendente (32) y saliendo del reactor (10) por la salida de vapor (22). Tal como se muestra en la realización ilustrada en la fig. 1, el medio de reacción (34) que sale de la bandeja más baja (14f) fluye a lo largo del fondo de la carcasa de recipiente (12) antes de ser extraído como un producto predominantemente líquido por la salida de producto (24).

20 Aunque no se ilustra en la fig. 1, puede emplearse una placa de impacto en el recorrido de flujo de vapor cerca de la salida de vapor (22) de modo que el líquido arrastrado en el vapor circulante choque, sea recogido en, y caiga hacia abajo de la placa de impacto. El uso de una placa de impacto ayuda a asegurar que solo salga vapor de la salida de vapor (22) del reactor (10). Además, aunque no se ilustra en la fig. 1, puede emplearse un rebosadero que se extiende hacia arriba cerca de la salida de producto (24) para ayudar a asegurar que se mantenga un nivel adecuado de la porción predominantemente líquida (40) del medio de reacción (34) a lo largo del fondo de la carcasa de recipiente (12).

25 Los reactores de bandejas horizontales configurados de acuerdo con ciertas realizaciones de la presente invención requieren poca o ninguna agitación mecánica del medio de reacción procesado en los mismos. Aunque el medio de reacción procesado en el reactor de bandejas horizontales puede ser agitado un poco en virtud de la espumación, fluyendo a través de los segmentos del reactor, y cayendo de un segmento del reactor a otro, esta agitación por espumación, agitación por flujo, y agitación por gravedad no es agitación mecánica. En una realización de la presente invención, menos de aproximadamente el 50 por ciento, menos de aproximadamente el 25 por ciento, menos de aproximadamente el 10 por ciento, menos de aproximadamente el 5 por ciento, o el 0 por ciento de la agitación total del medio de reacción procesado en el reactor de bandejas horizontales se proporciona mediante agitación mecánica. Así, los reactores configurados de acuerdo con ciertas realizaciones de la presente invención pueden operar sin ningún dispositivo de mezcla mecánica. Esto contrasta directamente con los reactores continuos de tanque agitado (CSTR) convencionales que emplean agitación mecánica casi exclusivamente.

30 Tal como se indica anteriormente, los reactores de bandejas horizontales configurados de acuerdo con realizaciones de los reactores de la presente invención pueden usarse en una diversidad de procedimientos químicos. En una realización, un reactor de bandejas horizontales configurado de acuerdo con la presente invención se emplea en una instalación de producción de poliéster en fase fundida capaz de producir alguno de una diversidad de poliésteres a partir de una diversidad de materiales de partida. Ejemplos de poliésteres en fase fundida que pueden ser producidos de acuerdo con realizaciones de la presente invención incluyen, pero no están limitados a, tereftalato de

polietileno (PET), que incluye homopolímeros y copolímeros de PET; poliésteres cristalinos aromáticos o líquidos; poliésteres biodegradables, tales como aquellos que comprenden butanodiol, ácido tereftálico y residuos de ácido adípico; homopolímero y copolímeros de poli(tereftalato de ciclohexano-dimetileno) y homopolímeros y copolímeros de 1,4-ciclohexanodimetanol (CHDM) y ácido dicarboxílico de ciclohexano o ciclohexanodicarboxilato de dimetilo.

- 5 Cuando se produce un copolímero de PET, tal copolímero puede comprender al menos el 90, al menos el 91, al menos el 92, al menos el 93, al menos el 94, al menos el 95, al menos el 96, al menos el 97, al menos el 98 por ciento molar de unidades de repetición de tereftalato de etileno y hasta el 10, hasta el 9, hasta el 8, hasta el 7, hasta el 6, hasta el 5, hasta el 4, hasta el 3, o hasta el 2 por ciento molar de unidades de repetición de comonomero añadido. Generalmente, las unidades de repetición de comonomero pueden obtenerse a partir de uno o más
- 10 comonomeros seleccionados del grupo constituido por ácido isoftálico, ácido 2,6-naftaleno-dicarboxílico, CHDM, y dietilenglicol.

- En general, un procedimiento de producción de poliéster de acuerdo con ciertas realizaciones de la presente invención puede comprender dos fases principales – una fase de esterificación y una fase de policondensación. En
- 15 la fase de esterificación, los materiales de partida de poliéster, que pueden comprender al menos un alcohol y al menos un ácido, son sometidos a esterificación para producir de ese modo monómeros y/u oligómeros de poliéster. En la fase de policondensación, los monómeros y/u oligómeros de poliéster procedentes de la fase de esterificación se hacen reaccionar en el producto de poliéster final. Tal como se usa en este documento con respecto al PET, los monómeros tienen menos de 3 longitudes de cadena, los oligómeros tienen de aproximadamente 7 a
- 20 aproximadamente 50 longitudes de cadena (los componentes con una longitud de cadena de 4 a 6 unidades pueden considerarse monómero u oligómero), y los polímeros tienen más de aproximadamente 50 longitudes de cadena. Un dímero, por ejemplo, EG-TA-EG-TA-EG, tiene una longitud de cadena de 2, y un trímero 3, y así sucesivamente.

- El material de partida de ácido empleado en la fase de esterificación puede ser un ácido dicarboxílico de modo que
- 25 el producto de poliéster final comprende al menos un residuo de ácido dicarboxílico que tiene en el intervalo de aproximadamente 4 a aproximadamente 15, o de 8 a 12 átomos de carbono. Ejemplos de ácidos dicarboxílicos adecuados para 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
- 30 succínico, ácido glutárico, ácido adípico, ácido azelaico, ácido sebáico, y mezclas de los mismos. En una realización el material de partida de ácido puede ser un éster correspondiente, tal como tereftalato de dimetilo en lugar de ácido tereftálico.

- El material de partida de alcohol empleado en la fase de esterificación puede ser un diol de modo que el producto de
- 35 poliéster final pueda comprender al menos un residuo de diol, tal como, por ejemplo, aquellos que proceden de dioles cicloalifáticos que tienen en el intervalo de aproximadamente 3 a aproximadamente 25 átomos de carbono o 6 a 20 átomos de carbono. Dioles adecuados pueden incluir, pero no están limitados 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-
- 40 (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, isosorburo, hidroquinona, BDS-(2,2-(sulfonilbis)4,1-fenileneoxi))bis(etanol), y mezclas de los mismos.

- 45 Además, los materiales de partida pueden comprender uno o más comonomeros. Comonomeros adecuados pueden incluir, por ejemplo, comonomeros que comprenden ácido tereftálico, tereftalato de dimetilo, ácido isoftálico, isoftalato de dimetilo, dimetil-2,6-naftalenodicarboxilato, ácido 2,6-naftalenodicarboxílico, etilenglicol, dietilenglicol, 1,4-ciclohexanodimetanol (CHDM), 1,4-butanodiol, politetrametilenglicol, trans-DMCD, anhídrido trimelítico, ciclohexano-1,4 dicarboxilato de dimetilo, decalin-2,6 dicarboxilato de dimetilo, decalindimetanol, 2,6-dicarboxilato
- 50 de decahidronaftaleno, 2,6-dihidroximetil-decahidronaftaleno, hidroquinona, ácido hidroxibenzoico, y mezclas de los mismos.

- Tanto la fase de esterificación como la fase de policondensación de un procedimiento de producción de poliéster en fase fundida pueden incluir múltiples etapas. Por ejemplo, la fase de esterificación puede incluir una etapa de
- 55 esterificación inicial para producir un producto parcialmente esterificado que después es esterificado adicionalmente en una etapa de esterificación secundaria. También, la fase de policondensación puede incluir una etapa de prepolimerización para producir un producto parcialmente condensado que después es sometido a una etapa de acabado para producir de ese modo el producto de polímero final.

Los reactores configurados de acuerdo con ciertas realizaciones de la presente invención pueden emplearse 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. Una descripción detallada de las condiciones del procedimiento para la presente invención empleada como un reactor de esterificación, un reactor de prepolímero, y/o un reactor de
5 acabado se ofrece más adelante con referencia a la fig. 1. Se entiende que los reactores configurados de acuerdo con realizaciones de la presente invención pueden emplearse generalmente como reactores de esterificación, reactores de prepolímero, y/o reactores de acabado y que estas condiciones del procedimiento no están limitadas a la realización descrita en la fig. 1.

10 Haciendo referencia de nuevo a la fig. 1, cuando el reactor (10) se emplea como un reactor de esterificación secundaria en un procedimiento de producción de poliéster en fase fundida (por ejemplo, un procedimiento para fabricar PET), puede llevarse 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 puede producirse en el reactor (10) una cierta cantidad de policondensación. Cuando el reactor (10) se emplea como un reactor de
15 esterificación secundaria, la alimentación introducida dentro de la entrada de alimentación (20) 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 el producto predominantemente líquido extraído de la salida de producto líquido (24) 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.
20 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) pueden aumentar la conversión del medio de reacción (34) en al menos aproximadamente 2 puntos porcentuales, al menos aproximadamente 5 puntos porcentuales, o al menos 10 puntos porcentuales entre la entrada de alimentación (20) y la salida de producto líquido (24). Además, la longitud de cadena media de la alimentación dentro de la entrada de alimentación (20) puede ser menos de aproximadamente
25 5, menos de aproximadamente 2 o menos de 1, mientras que el producto predominantemente líquido extraído de la salida de producto líquido (24) puede tener una longitud de cadena media en el intervalo de aproximadamente 1 a aproximadamente 20, aproximadamente 2 a aproximadamente 12, o 5 a 12. Generalmente, cuando el reactor (10) se emplea como un reactor de esterificación secundaria, la longitud de cadena media del medio de reacción (34) puede aumentar en el intervalo de aproximadamente 1 a aproximadamente 20, aproximadamente 2 a
30 aproximadamente 15, o 5 a 12 entre la entrada de alimentación (20) y la salida de producto líquido (24).

Cuando el reactor (10) se emplea como un reactor de esterificación secundaria, la alimentación al reactor (10) puede entrar a la entrada de alimentación (20) a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 180 a aproximadamente 350 °C, aproximadamente 215 a aproximadamente 305 °C, o 260 a 290 °C. El producto
35 predominantemente líquido que sale por la salida de producto líquido (24) puede tener una temperatura dentro de aproximadamente 50 °C, 25 °C, o 10 °C de la temperatura de la alimentación que entra en la entrada de alimentación (20). En una realización, la temperatura del producto líquido que sale por la salida de producto líquido (24) puede estar en el intervalo de aproximadamente 180 a aproximadamente 350 °C, aproximadamente 215 a aproximadamente 305 °C, o 260 a 290 °C. En una realización, la temperatura media del medio de reacción (34) en el
40 reactor (10) está en el intervalo de aproximadamente 180 a aproximadamente 350 °C, aproximadamente 215 a aproximadamente 305 °C, o 260 a 290 °C. La temperatura media del medio de reacción (34) es la media de al menos tres mediciones de temperatura tomadas a espacios iguales a lo largo del recorrido de flujo primario del medio de reacción (34) a través del reactor (10), donde las mediciones de temperatura se toman cada una cerca del centroide de la sección transversal de la porción predominantemente líquida (40) del medio de reacción (34) (en
45 contraposición a 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)) puede mantenerse a menos de aproximadamente 480 KPa (70 psig), en el intervalo de aproximadamente -28 a aproximadamente 69 KPa (-4 a aproximadamente 10 psig), o en el intervalo de 14 a 34 KPa (2 a 5 psig).

50 Cuando el reactor (10) se emplea como un reactor de esterificación secundaria, puede ser deseable calentar la alimentación antes de la introducción dentro del reactor (10) y/o puede ser deseable calentar el medio de reacción (34) a medida que fluye a través del reactor (10). El calentamiento de la alimentación antes de la introducción dentro del reactor (10) puede llevarse a cabo en un intercambiador de calor convencional tal como, por ejemplo, un
55 intercambiador de calor de carcasa y tubos. El calentamiento del medio de reacción (34) en el reactor (10) puede llevarse a cabo mediante dispositivos de calentamiento externos que están en contacto con el reactor (10), pero no se extienden por el interior del reactor (10). Tales dispositivos de intercambio de calor externos incluyen, por ejemplo, revestimiento y/o trazado de calor. Generalmente, la cantidad acumulativa de calor añadida a la alimentación inmediatamente aguas arriba del reactor (10) más el calor añadido al medio de reacción (34) en el

reactor (10) puede estar en el intervalo de aproximadamente 233 a aproximadamente 11644 KJ/Kg (100 a aproximadamente 5.000 BTU) por libra de medio de reacción (BTU/lb), en el intervalo de aproximadamente 931 a aproximadamente 4658 KJ/Kg (400 a aproximadamente 2.000 BTU/lb), o en el intervalo de 1397 a aproximadamente 3493 KJ/Kg (600 a 1.500 BTU/lb).

5

Haciendo referencia de nuevo a la fig. 1, cuando el reactor (10) se emplea como un reactor de prepolímero en un procedimiento de producción de poliéster en fase fundida (por ejemplo, un procedimiento para fabricar PET), puede llevarse 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 puede producirse una cierta cantidad de esterificación en el reactor (10). Cuando el reactor (10) se emplea como un reactor de prepolímero, la longitud de cadena media de la alimentación introducida dentro de la entrada de alimentación (20) puede estar en el intervalo de aproximadamente 1 a aproximadamente 20, aproximadamente 2 a aproximadamente 15, o 5 a 12, mientras que la longitud de cadena media del producto predominantemente líquido extraído de la salida de producto líquido (24) puede estar en el intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 50, aproximadamente 8 a aproximadamente 40, o 10 a 30. Cuando el reactor (10) se emplea como un reactor de prepolimerización, la reacción química llevada a cabo en el reactor (10) puede hacer que la longitud de cadena media del medio de reacción (34) 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 (20) y la salida de producto líquido (24).

10

15

20

25

30

Cuando el reactor (10) se emplea como un reactor de prepolímero, la alimentación puede entrar por la entrada de alimentación (20) a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 220 a aproximadamente 350 °C, aproximadamente 265 a aproximadamente 305 °C, o 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, o 10 °C de la temperatura de la alimentación que entra por la entrada de alimentación (20). En una realización, la temperatura del producto líquido que sale por la salida de producto líquido (24) está en el intervalo de aproximadamente 220 a aproximadamente 350 °C, aproximadamente 265 a aproximadamente 305 °C, o 270 a 290 °C. En una realización, la temperatura media del medio de reacción (34) en el reactor (10) está en el intervalo de aproximadamente 220 a aproximadamente 350 °C, aproximadamente 265 a aproximadamente 305 °C, o 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)) puede mantenerse en el intervalo de aproximadamente 0 a aproximadamente 40 KPa (0 a aproximadamente 300 torr), en el intervalo de aproximadamente 133 Pa a aproximadamente 6650 Pa (1 a aproximadamente 50 torr), o en el intervalo de 2660 a 3990 Pa (20 a 30 torr).

35

40

Cuando el reactor (10) se emplea como un reactor de prepolímero, puede ser deseable calentar la alimentación antes de la introducción dentro del reactor (10) y/o puede ser deseable calentar el medio de reacción (34) a medida que fluye a través del reactor (10). Generalmente, la cantidad acumulativa de calor añadida a la alimentación inmediatamente aguas arriba del reactor (10) más el calor añadido al medio de reacción (34) en el reactor (10) puede estar en el intervalo de aproximadamente 233 a aproximadamente 11644 KJ/Kg (100 a aproximadamente 5.000 BTU/lb), en el intervalo de aproximadamente 931 a aproximadamente 4658 KJ/Kg (400 a aproximadamente 2.000 BTU/lb), o en el intervalo de 1397 a 3493 KJ/Kg (600 a 1.500 BTU/lb).

45

50

Haciendo referencia de nuevo a la fig. 1, cuando el reactor (10) se emplea como un reactor de acabado en un procedimiento de producción de poliéster en fase fundida (por ejemplo, un procedimiento para fabricar PET), la longitud de cadena media de la alimentación introducida dentro de la entrada de alimentación (20) puede estar en el intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 50, aproximadamente 8 a aproximadamente 40, o 10 a 30, mientras que la longitud de cadena media del producto predominantemente líquido extraído de la salida de producto líquido (24) puede estar en el intervalo de aproximadamente 30 a aproximadamente 210, aproximadamente 40 a aproximadamente 80, o 50 a 70. Generalmente, la policondensación llevada a cabo en el reactor (10) puede hacer que la longitud de cadena media del medio de reacción (34) aumente en al menos aproximadamente 10, al menos aproximadamente 25, o al menos 50 entre la entrada de alimentación (20) y la salida de producto líquido (24).

55

Cuando el reactor (10) se emplea como un reactor de acabado, la alimentación puede entrar por la entrada de alimentación (20) a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 220 a aproximadamente 350 °C, aproximadamente 265 a aproximadamente 305 °C, o 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, o 10 °C de la temperatura de la alimentación que entra por la entrada de alimentación (20). En una realización, la temperatura del producto líquido que sale por la salida de producto líquido (24) está en el intervalo de aproximadamente 220 a aproximadamente 350 °C, aproximadamente 265 a aproximadamente 305 °C, o 270 a 290 °C. En una realización, la temperatura media del medio de reacción (34) en el reactor (10) está en el intervalo de

aproximadamente 220 a aproximadamente 350 °C, aproximadamente 265 a aproximadamente 305 °C, o 270 a 290 °C. Cuando el reactor (10) se emplea como un reactor de acabado, la presión del espacio de vapor en el reactor (10) (medida en la salida de vapor (22)) puede mantenerse en el intervalo de aproximadamente 0 a aproximadamente 40 KPa (0 a aproximadamente 30 torr), en el intervalo de aproximadamente 133 Pa a aproximadamente 2,66 KPa (1 a 5 aproximadamente 20 torr), o en el intervalo de 266 a 1,33 KPa (2 a 10 torr).

Los reactores configurados de acuerdo con realizaciones de la presente invención pueden proporcionar numerosas ventajas cuando se emplean como reactores en las fases de esterificación y/o policondensación de un procedimiento de producción de poliéster. Tales reactores pueden ser particularmente ventajosos cuando se emplean como reactores de esterificación secundaria, prepolímero, y/o acabado en un procedimiento para fabricar PET. Además, tales reactores son idóneos para su uso en instalaciones de producción de PET a escala comercial capaces de producir PET a un ritmo de al menos aproximadamente 22100 Kg por hora (10.000 libras por hora), al menos aproximadamente 221000 Kg por hora (100.000 libras por hora), al menos aproximadamente 552000 Kg por hora (250.000 libras por hora), o al menos 1100000 Kg por hora (500.000 libras por hora).

En una realización de la presente invención, se proporciona un procedimiento que comprende: hacer fluir un medio de reacción a través de un reactor que comprende una carcasa de recipiente alargada horizontalmente y una pluralidad de bandejas espaciadas verticalmente dispuestas en la carcasa de recipiente, donde el medio de reacción fluye por al menos dos de las bandejas a medida que el medio de reacción pasa a través del reactor. Las características descritas para la carcasa de recipiente, las bandejas, y el recorrido de flujo del medio de reacción para las realizaciones mostradas en las figs. 1 y 2 se aplican en general a esta realización de la presente invención.

En un ejemplo, la carcasa de recipiente es alargada a lo largo de un eje central de alargamiento que se extiende en un ángulo dentro de aproximadamente 5 grados de la horizontal y cada una de las bandejas presenta una superficie orientada hacia arriba sustancialmente plana por la cual fluye al menos una porción del medio de reacción, donde las superficies orientadas hacia arriba de al menos dos de las bandejas están inclinadas respecto a la horizontal en menos de aproximadamente 5 grados. En un ejemplo, el eje central de alargamiento es sustancialmente horizontal y las superficies orientadas hacia arriba de cada una de las bandejas son sustancialmente horizontales.

En un ejemplo, la carcasa de recipiente tiene una relación de longitud a diámetro (LD) en el intervalo de aproximadamente 1,1:1 a aproximadamente 50:1, aproximadamente 1,2:1 a aproximadamente 30:1, aproximadamente 1,25:1 a aproximadamente 15:1, aproximadamente 1,5:1 a aproximadamente 10:1, o 2:1 a 6:1. Además de las relaciones de LD especificadas, la mayoría de las bandejas pueden tener una longitud de al menos aproximadamente 0,5L, al menos aproximadamente 0,75L, o al menos 0,9L. Además, el diámetro puede estar en el intervalo de aproximadamente 0,6 a aproximadamente 12 m (2 a aproximadamente 40 pies), aproximadamente 1,8 a aproximadamente 9,1 m (6 a aproximadamente 30 pies), o 3 a 6,1 m (10 pies a 20 pies), y L puede estar en el intervalo de aproximadamente 1,5 a 30 m (5 a aproximadamente 100 pies), aproximadamente 3 a aproximadamente 18,3 m (10 a aproximadamente 60 pies), o 4,6 a 12,2 m (15 pies a 40 pies).

En un ejemplo, la carcasa de recipiente tiene una relación de longitud a diámetro (L:D) en el intervalo de aproximadamente 1,1:1 a aproximadamente 50:1, aproximadamente 1,2:1 a aproximadamente 30:1, aproximadamente 1,25:1 a aproximadamente 15:1, aproximadamente 1,5:1 a aproximadamente 10:1, o 2:1 a 6:1 y cada una de las bandejas presenta una superficie orientada hacia arriba sustancialmente plana por la cual fluye al menos una porción del medio de reacción, y las superficies orientadas hacia arriba de las adyacentes verticalmente de las bandejas están espaciadas una de otra por una distancia vertical de al menos aproximadamente 0,05D, al menos aproximadamente 0,10D, o al menos 0,25D. La superficie orientada hacia arriba de cada bandeja puede estar espaciada de las bandejas adyacentes verticalmente por una distancia vertical en el intervalo de aproximadamente 13 a 127 cm (5 a aproximadamente 50 pulgadas), aproximadamente 25 a aproximadamente 102 m (10 a aproximadamente 40 pulgadas), o 38 a 76 m (15 a 30 pulgadas).

En un ejemplo, el medio de reacción es sometido a una reacción química a medida que el medio de reacción fluye a través del reactor. Puede producirse un vapor, que comprende un subproducto de la reacción química, a medida que el medio de reacción fluye a través del reactor. En un ejemplo, el vapor producido en una pluralidad de las bandejas se combina en la carcasa de recipiente y el vapor combinado sale del reactor por una salida de vapor situada cerca de la parte superior de la carcasa de recipiente.

En un ejemplo, el medio de reacción es sometido a una reacción química y se produce una espuma a medida que el medio de reacción fluye a través del reactor de modo que el medio de reacción comprende una porción de espuma y una porción predominantemente líquida, donde la reacción química se lleva a cabo en las fases líquidas tanto de la

porción de espuma como de la porción predominantemente líquida.

En un ejemplo de la presente invención se proporciona un procedimiento que comprende hacer fluir un medio de reacción a través de un reactor que comprende una carcasa de recipiente alargada horizontalmente y una pluralidad de bandejas espaciadas verticalmente dispuestas en la carcasa de recipiente, donde el medio de reacción fluye por descripción detallada del reactor (10) de la fig. 1 empleado como reactor de esterificación de segunda fase, al menos dos de las bandejas y es sometido a reacciones de esterificación y/o policondensación a medida que el medio de reacción pasa a través del reactor. La descripción detallada del reactor (10) de la fig. 1 empleado como reactor de esterificación de segunda fase, prepolimerización, y/o acabado dada anteriormente se aplica a este ejemplo de la presente invención. Específicamente las características de alimentación (por ejemplo, conversión y/o longitud de cadena), temperatura, presión, aumento de conversión, aumento de longitud de cadena media, características del producto, y cualquier calor suministrado todo ello se aplica a este ejemplo de la presente invención.

En un ejemplo, un producto es retirado desde una salida de producto del reactor, donde el medio de reacción forma el producto en el reactor. Además, cuando la reacción química comprende policondensación, el producto puede ser un producto de policondensación. El lt.V de producto o producto de policondensación puede estar en el intervalo de aproximadamente 0,3 a aproximadamente 1,2, aproximadamente 0,35 a aproximadamente 0,6, o 0,4 a 0,5 dUg. En un ejemplo, la lt.V. del producto o producto de policondensación está en el intervalo de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,5, aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,4, o 0,15 a 0,35 dL/g. En un ejemplo, se introduce una alimentación en una entrada de alimentación del reactor para formar el medio de reacción y la lt.V. de la alimentación está en el intervalo de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,5, aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,4, o 0,15 a 0,35 dL/g.

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

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

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

ln = Logaritmo natural

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

t_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 %)

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

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

donde η_{int} = Viscosidad intrínseca

η_r = Viscosidad relativa = t_s/t_o

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

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

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

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

La viscosidad de las soluciones de polímeros también puede determinarse usando un viscosímetro diferencial modificado Viscotek (puede encontrarse una descripción del principio de funcionamiento de los viscosímetros de

presión diferencial en la norma ASTM D 5225) u otros procedimientos conocidos por un experto en la materia.

En otra realización de la presente invención, se proporciona un procedimiento que comprende: (a) introducir una alimentación predominantemente líquida dentro de un reactor de policondensación, donde la alimentación forma un medio de reacción en el reactor, donde la alimentación comprende PET que tiene una longitud de cadena media en el intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 50, aproximadamente 8 a aproximadamente 40, o 10 a 30; (b) someter el medio de reacción a policondensación en el reactor para proporcionar de ese modo un producto predominantemente líquido y un vapor, donde el vapor comprende un subproducto de la policondensación, donde el reactor comprende una carcasa de recipiente alargada sustancialmente horizontal y al menos dos bandejas sustancialmente horizontales espaciadas verticalmente dispuestas en la carcasa de recipiente, donde al menos una porción del medio de reacción fluye por las bandejas a medida que el medio de reacción sufre policondensación, donde el medio de reacción fluye en direcciones generalmente opuestas en las adyacentes verticalmente de las bandejas y cae por gravedad entre las bandejas, donde la carcasa de recipiente tiene una relación de longitud a diámetro (L:D) en el intervalo de aproximadamente 1,1:1 a aproximadamente 50:1, aproximadamente 1,2:1 a aproximadamente 30:1, aproximadamente 1,25:1 a aproximadamente 15:1, aproximadamente 1,5:1 a aproximadamente 10:1, o 2:1 a 6:1, donde una mayoría de las bandejas tiene una longitud de al menos aproximadamente 0,5L, al menos aproximadamente 0,75L, o al menos aproximadamente 0,9L donde la carcasa de recipiente comprende un tubo sustancialmente cilíndrico y un par de tapas de extremo acopladas a extremos opuestos del tubo; (c) descargar el vapor del reactor por una salida de vapor situada cerca de la parte superior de la carcasa de recipiente; y (d) descargar el producto del reactor por una salida de producto situada cerca del fondo de la carcasa de recipiente, donde el producto comprende PET que tiene una longitud de cadena media que es al menos aproximadamente 10, al menos aproximadamente 25, o al menos 50 veces mayor que la longitud de cadena media de la alimentación. Las características descritas para la carcasa de recipiente, las bandejas, y el recorrido de flujo del medio de reacción para las realizaciones mostradas en las figs. 1 y 2 se aplican en general a esta realización de la presente invención.

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

En un ejemplo, la carcasa de recipiente tiene una relación de longitud a diámetro (LD) en el intervalo de aproximadamente 1,1:1 a aproximadamente 50:1, aproximadamente 1,2:1 a aproximadamente 30:1, aproximadamente 1,25:1 a aproximadamente 15:1, aproximadamente 1,5:1 a aproximadamente 10:1, o 2:1 a 6:1. Además, el diámetro puede estar en el intervalo de aproximadamente 0,6 a aproximadamente 12,2 m (2 a aproximadamente 40 pies), aproximadamente 1,8 a aproximadamente 9,14 m (6 a aproximadamente 30 pies), o 3 a 6,1 m (10 pies a 20 pies), y L puede estar en el intervalo de aproximadamente 1,5 a aproximadamente 30 m (5 a aproximadamente 100 pies), aproximadamente 3 a aproximadamente 18,3 m (10 a aproximadamente 60 pies), o 4,6 a 12,2 m (15 pies a 40 pies).

En una realización adicional de la presente invención, se proporciona un reactor que comprende una carcasa de recipiente alargada horizontalmente y al menos dos bandejas espaciadas verticalmente dispuestas en la carcasa de recipiente. Las características descritas para la carcasa de recipiente, las bandejas, y el recorrido de flujo del medio de reacción para las realizaciones mostradas en las figs. 1 y 2 se aplican en general a esta realización de la presente invención.

En un ejemplo, el reactor tiene una carcasa de recipiente tiene con una relación de longitud a diámetro (L:D) en el intervalo de aproximadamente 1,1:1 a aproximadamente 50:1, aproximadamente 1,2:1 a aproximadamente 30:1, aproximadamente 1,25:1 a aproximadamente 15:1, aproximadamente 1,5:1 a aproximadamente 10:1, o 2:1 a 6:1. Además de las relaciones de L:D especificadas, la mayoría de las bandejas pueden tener una longitud de al menos aproximadamente 0,5L, al menos aproximadamente 0,75L, o al menos 0,9L. Además, el diámetro del reactor puede estar en el intervalo de aproximadamente 2 a aproximadamente 40 pies, aproximadamente 6 a aproximadamente 30 pies, o 10 pies a 20 pies, y L puede estar en el intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 100 pies, aproximadamente 10 a aproximadamente 60 pies, o 15 pies a 40 pies.

En un ejemplo, el reactor tiene una carcasa de recipiente con una relación de longitud a diámetro (L:D) en el intervalo de aproximadamente 1,1:1 a aproximadamente 50:1, aproximadamente 1,2:1 a aproximadamente 30:1, aproximadamente 1,25:1 a aproximadamente 15:1, aproximadamente 1,5:1 a aproximadamente 10:1, o 2:1 a 6:1 y cada una de las bandejas presenta una superficie orientada hacia arriba sustancialmente plana, donde las

superficies orientadas hacia arriba de las adyacentes verticalmente de dichas bandejas están espaciadas una de otra por una distancia vertical de al menos aproximadamente 0,05D, al menos aproximadamente 0,1D, o al menos 0,25D. La superficie de flujo orientada hacia arriba de cada bandeja puede estar espaciada de las bandejas adyacentes verticalmente por una distancia vertical en el intervalo de aproximadamente 12,7 a aproximadamente 127 cm (5 a aproximadamente 50 pulgadas), aproximadamente 25 a aproximadamente 101 cm (10 a aproximadamente 40 pulgadas), o 38 a 76 cm (15 a 30 pulgadas).

En un ejemplo, el reactor comprende al menos 2 bandejas, al menos 4 bandejas, al menos 6 bandejas, o en el intervalo de 4 a 15, o 5 a 10 bandejas.

10

En un ejemplo, la carcasa de recipiente del reactor es alargada a lo largo de un eje central de alargamiento que se extiende en un ángulo dentro de aproximadamente 10, aproximadamente 5, o 2 grados de la horizontal, donde cada una de las bandejas presenta una superficie orientada hacia arriba sustancialmente plana, donde las superficies orientadas hacia arriba de al menos dos de las bandejas están inclinadas respecto a la horizontal en menos de aproximadamente 10 grados, menos de aproximadamente 5 grados, o menos de 2 grados.

15

Intervalos numéricos

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

20

Definiciones

Tal como se usa en este documento, los términos "un", "una", "el/la", "los/las" y "dicho(s)/dicha(s)" significan uno o más.

25

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

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

Tal como se usa en este documento, el término "longitud de cadena media" significa el número medio de unidades de repetición en el polímero. Para un poliéster, longitud de cadena media significa el número de unidades de repetición de ácido y alcohol. La longitud de cadena media es sinónimo del número medio de grado de polimerización (DP). La longitud de cadena media puede determinarse por diversos medios conocidos por los expertos en la materia. Por ejemplo, puede usarse ¹H-NMR para determinar directamente la longitud de cadena basándose en el análisis de grupos terminales, y puede usarse dispersión de luz para medir el peso molecular medio en peso con correlaciones usadas para determinar la longitud de cadena. La longitud de cadena se calcula a menudo basándose en las correlaciones con mediciones de cromatografía de permeación en gel (GPC) y/o mediciones de viscosidad.

Tal como se usan en este documento, los términos "que comprende", "comprende" y "comprenden" son términos de transición abiertos usados para una transición desde un objeto citado antes del término hasta uno o más elementos citados después del término, donde el elemento o elementos enumerados después del término de transición no son necesariamente los únicos elementos que constituyen el objeto.

Tal como se usa en este documento, los términos "que contiene", "contiene" y "contienen" tienen el mismo significado abierto que "que comprende", "comprende" y "comprenden", proporcionado anteriormente.

Tal como se usa en este documento, el término "conversión" se usa para describir una propiedad de la fase líquida de una corriente que ha sido sometida a esterificación, donde la conversión de la corriente esterificada indica el

porcentaje de los grupos finales originales de ácido que han sido convertidos (es decir, esterificados) a grupos éster. La conversión puede cuantificarse como el número de grupos finales convertidos (es decir, grupos finales de alcohol) dividido por el número total de grupos finales (es decir, grupos finales de alcohol más ácido), expresado como porcentaje.

5

Tal como se usa en este documento, el término “esterificación” se refiere a reacciones tanto de esterificación como de intercambio de ésteres.

10 Tal como se usa en este documento, los términos “que tiene”, “tiene” y “tienen” tienen el mismo significado abierto que “que comprende”, “comprende” y “comprenden”, proporcionado anteriormente.

Tal como se usa en este documento, el término “alargado horizontalmente” significa que la dimensión horizontal máxima es mayor que la dimensión vertical máxima.

15 Tal como se usa en este documento, los términos “que incluye”, “incluye” e “incluyen” tienen el mismo significado que “que comprende”, “comprende” y “comprenden”, proporcionado anteriormente.

Tal como se usa en este documento, el término “agitación mecánica” se refiere a agitación de un medio de reacción causada por movimiento físico de un(os) elemento(s) rígido(s) o flexible(s) contra o dentro del medio de reacción.

20

Tal como se usa en este documento, el término “área de flujo abierta” se refiere al área abierta disponible para 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.

25 Tal como se usa en este documento, el término “tubo” se refiere a un miembro tubular alargado sustancialmente recto que tiene una pared lateral generalmente cilíndrica.

Tal como se usa en este documento, los términos “tereftalato de polietileno” y “PET” incluyen homopolímeros de PET y copolímeros de PET.

30

Tal como se usa en este documento, los términos “copolímero de tereftalato de polietileno” y “copolímero de PET” significan un PET que ha sido modificado en hasta el 10 por ciento molar con uno o más comonómeros añadidos. Por ejemplo, los términos “copolímero de tereftalato de polietileno” y “copolímero de PET” incluyen PET modificado con hasta el 10 por ciento molar de ácido isoftálico sobre una base 100 por ciento molar de ácido carboxílico. En otro ejemplo, los términos “copolímero de tereftalato de polietileno” y “copolímero de PET” incluyen PET modificado con hasta el 10 por ciento molar de 1,4-ciclohexanodimetanol (CHDM) sobre una base 100 por ciento molar de diol.

35

40 Tal como se usa en este documento, el término “poliéster” se refiere no solo a poliésteres tradicionales, sino que también incluye derivados de poliéster, como, por ejemplo, polieterésteres, amidas de poliéster y amidas de polieteréster.

Tal como se usa en este documento, “predominantemente líquido” significa más del 50 por ciento en volumen de líquido.

45 Tal como se usa en este documento, el término “medio de reacción” se refiere a cualquier medio sometido a reacción química.

50 Tal como se usa en este documento, el término “residuo” se refiere a la fracción que es el producto resultante de la especie química en un esquema de reacción particular o la posterior formulación o producto químico, independientemente de si la fracción se obtiene realmente de la especie química.

Tal como se usa en este documento, el término “subproducto de vapor” incluye el vapor generado por una reacción química deseada (es decir, un coproducto de vapor) y cualquier vapor generado por otras reacciones (es decir, reacciones secundarias) del medio de reacción.

55

Reivindicaciones no limitadas a las realizaciones descritas

Las realizaciones ejemplares de la invención descritas anteriormente han de usarse solo como ilustración, y no deberían usarse en un sentido limitativo para interpretar el alcance de la invención reivindicada. Diversas

modificaciones a las realizaciones ejemplares descritas anteriormente podrían ser realizadas fácilmente por los expertos en la materia sin apartarse del alcance de la invención tal como se expone en las siguientes reivindicaciones.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento que comprende: introducir una alimentación de policondensación en una entrada de alimentación (20) de un reactor (10) donde la alimentación de policondensación comprende PET y forma un medio de reacción (34) en el reactor, hacer fluir el medio de reacción a través del reactor que comprende una carcasa de recipiente alargada horizontalmente (12) y una pluralidad de bandejas espaciadas verticalmente (14a-f) dispuestas en la carcasa de recipiente, definiendo cada bandeja un extremo de recepción y un extremo de descarga, donde la entrada de alimentación está situada cerca de la parte superior de la carcasa de recipiente, donde el medio de reacción fluye por al menos dos de las bandejas a medida que pasa a través del reactor, donde el medio de reacción es sometido a una reacción de policondensación a medida que fluye a través del reactor y donde un producto líquido de la reacción química sale del reactor por una salida de producto (24) cerca del fondo de la carcasa de recipiente.
2. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación uno, donde el reactor comprende una carcasa de recipiente alargada sustancialmente horizontal y, al menos, dos bandejas sustancialmente horizontales espaciadas verticalmente dispuestas en la carcasa de recipiente, donde el medio de reacción fluye en direcciones generalmente opuestas sobre las adyacentes verticalmente de las bandejas y cae por gravedad entre las bandejas, donde la carcasa de recipiente tiene una relación de longitud a diámetro (LD) en el intervalo de 1,2:1 a 30:1, donde una mayoría de las bandejas tienen una longitud de al menos 0,5L, donde la carcasa de recipiente comprende un tubo sustancialmente cilíndrico y un par de tapas de extremo acopladas a extremos opuestos del tubo.
3. El procedimiento de acuerdo con las reivindicaciones 1-2, donde la alimentación de policondensación comprende PET que tiene una longitud de cadena media en el intervalo de 5 a 50.
4. El procedimiento de acuerdo con las reivindicaciones 1-3, donde el reactor comprende al menos cuatro de las bandejas.
5. El procedimiento de acuerdo con las reivindicaciones 1-4, donde un subproducto de vapor producido en una pluralidad de las bandejas es combinado en la carcasa de recipiente y el vapor combinado sale del reactor por una salida de vapor (22) situada cerca de la parte superior de la carcasa de recipiente.
6. El procedimiento de acuerdo con las reivindicaciones 1-5, donde se produce espuma (38) a medida que el medio de reacción fluye a través del reactor de modo que el medio de reacción comprende una porción de espuma y una porción predominantemente líquida, donde la reacción química se lleva a cabo en las fases líquidas tanto de la porción de espuma como de la porción predominantemente líquida.
7. El procedimiento de acuerdo con las reivindicaciones 1-6, donde la longitud de cadena media del medio de reacción aumenta en al menos 10 en el reactor.
8. El procedimiento de acuerdo con las reivindicaciones 1-7, donde el medio de reacción comprende un polímero o copolímero de poliéster que es formado al menos parcialmente por la policondensación, donde el polímero o copolímero de poliéster comprende tereftalato de polietileno (PET).
9. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 8, donde el PET es un copolímero de PET que comprende al menos el 90 por ciento molar de unidades de repetición de tereftalato de etileno y hasta el 10 por ciento de unidades de repetición de comonomero añadido.
10. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 9, donde las unidades de repetición de comonomero añadido se obtienen a partir de un comonomero añadido seleccionado del grupo constituido por ácido isoftálico, ácido 2,6-naftaleno-dicarboxílico, 1,4-ciclohexano-dimetanol, dietilenglicol, y combinaciones de dos o más de los mismos.
11. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 10, donde el comonomero añadido comprende ácido isoftálico.
12. El procedimiento de acuerdo con las reivindicaciones 3-11, donde la alimentación de policondensación se mantiene a una temperatura en el intervalo de 220 a 350 °C, donde la presión del espacio de vapor en el reactor se mantiene en el intervalo de 0 a 3999,6 Pa (0 a 30 torr).
13. El procedimiento de acuerdo con las reivindicaciones 1-12, que comprende además retirar un producto

desde una salida de producto del reactor, donde el medio de reacción forma el producto en el reactor, donde la lt.V. del producto está en el intervalo de 0,3 a 1,2 dUg .

14. Un reactor que comprende; una carcasa de recipiente alargada horizontalmente (12), una entrada de alimentación (20) situada cerca de la parte superior de la carcasa de recipiente, al menos dos bandejas espaciadas verticalmente (14a-f) dispuestas en la carcasa de recipiente, definiendo cada bandeja un extremo de recepción y un extremo de descarga, y una salida de producto (24) cerca del fondo de la carcasa de recipiente.

15. El reactor de acuerdo con la reivindicación 14 donde las bandejas espaciadas verticalmente son sustancialmente horizontales.

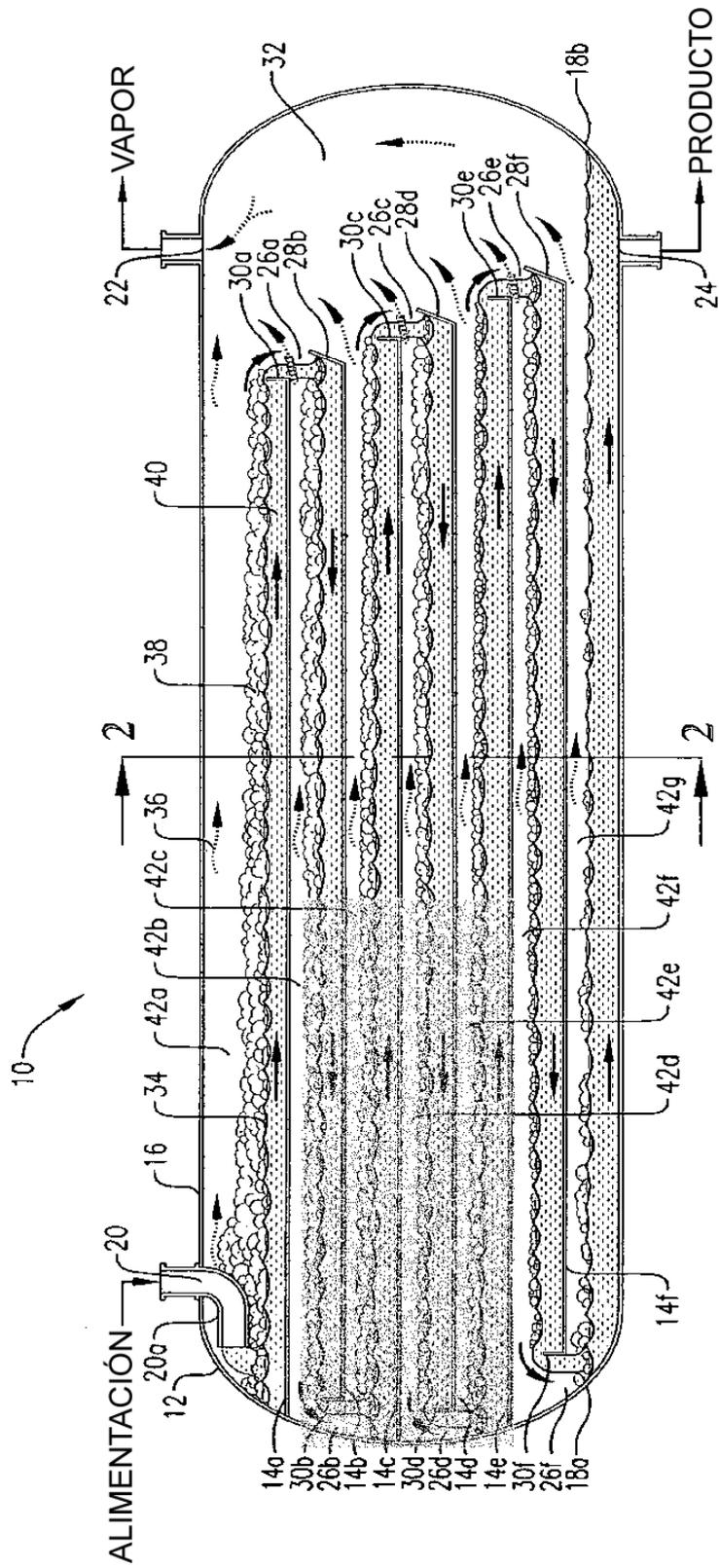


FIG. 1

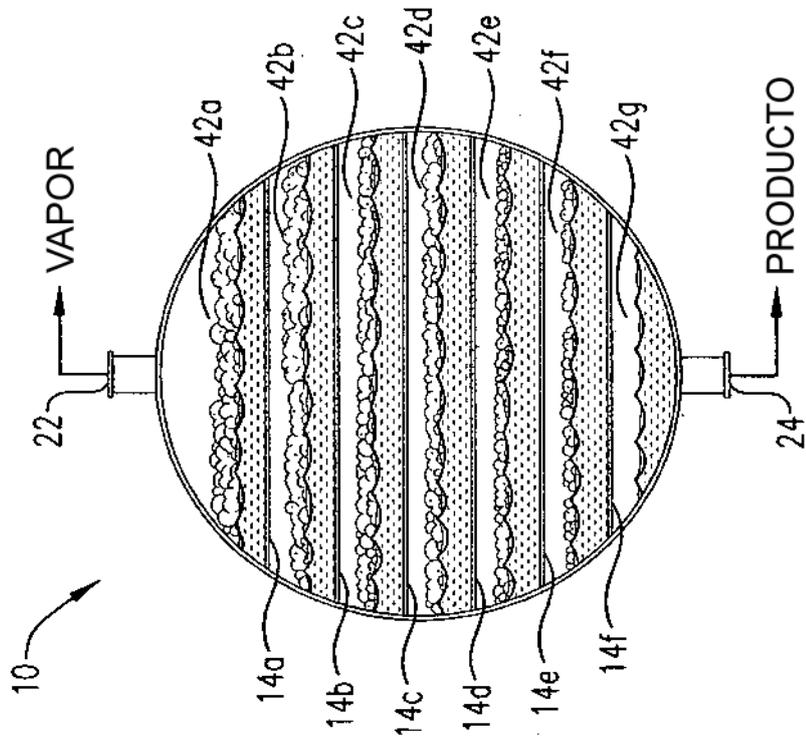


FIG. 2