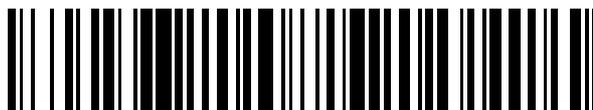


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 587 052**

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/US2008/008338**

87 Fecha y número de publicación internacional: **15.01.2009 WO09009032**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **07.07.2008 E 08794416 (1)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **08.06.2016 EP 2175981**

54 Título: **Reactor tubular inclinado con flujo dividido**

30 Prioridad:

12.07.2007 US 776600

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

20.10.2016

73 Titular/es:

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

72 Inventor/es:

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

74 Agente/Representante:

POLO FLORES, Carlos

ES 2 587 052 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín Europeo de Patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre Concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Reactor tubular inclinado con flujo dividido

Antecedentes de la invención**5 Campo de la invención**

La presente invención se refiere a reactores para procesar medios de reacción que contienen líquido. En otro aspecto, la invención se refiere a reactores de poli condensación usados para la producción de poliésteres en fase fundida.

Descripción de la técnica anterior

10 La polimerización en fase fundida se puede usar para producir una diversidad de poliésteres, tales como, por ejemplo, poli (tereftalato de etileno) (PET). PET se usa ampliamente en recipientes para bebidas, alimentos y otros recipientes, así como también en fibras sintéticas y resinas. Las ventajas de la tecnología de proceso acoplada con una mayor demanda han conducido a un mercado cada vez más competitivo para la producción y venta de PET. Por tanto, un proceso de alta eficiencia y bajo coste para la producción de PET resulta deseable.

15 Generalmente, las instalaciones de producción de poliéster en fase fundida, incluyendo el usado para preparar PET, emplean una etapa de esterificación y una etapa de policondensación. En la etapa de esterificación, las materias primas poliméricas (es decir, reactivos) se convierten en monómeros y/o oligómeros de poliéster. En la etapa de policondensación, los monómeros de poliéster y/o oligómeros que abandonan la etapa de esterificación se convierten en un producto polimérico que tiene la longitud media de cadena final deseada.

20 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 mecánicamente agitados, tales como, por ejemplo, reactores continuos de tanque agitado (CSTR). No obstante, los CSTR y otros reactores mecánicamente agitados tienen un número de inconvenientes que pueden dar como resultado mayores costes de inversión, operación y/o mantenimiento para la instalación global de producción de poliéster. Por ejemplo, los agitadores mecánicos y diverso equipamiento de control normalmente asociado a los CSTR son complejos, costosos y pueden requerir un mantenimiento amplio.

De este modo, es necesario un proceso de poliéster de alta eficiencia que minimice los costes de inversión, operación y mantenimiento al tiempo que mantenga o mejore la calidad de producto.

30 El documento US 2006/251547 divulga un reactor de polimerización de flujo por gravedad con orientación vertical. El documento US 2006/251546 divulga un reactor de polimerización de flujo por gravedad con orientación vertical que tiene deflectores internos inclinados de forma alternativa por debajo de los cuales se mueve la masa fundida de poliéster.

Sumario de la invención

La invención proporciona procesos y reactores como se explica en las reivindicaciones a continuación.

35 En una realización de la presente invención, se proporciona un proceso que comprende someter un medio de reacción a una reacción química en un reactor que comprende un miembro tubular con inclinación en sentido descendente, un divisor de flujo dispuesto en el miembro tubular y una primera bandeja dispuesta en el miembro tubular. El miembro tubular es alargado, a lo largo del eje central de alargamiento que está orientado en un ángulo en sentido descendente dentro del intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 75 grados por debajo de la horizontal. El divisor de flujo divide el medio de reacción en una primera parte que fluye en la parte inferior del miembro tubular y una segunda parte que fluye sobre la primera bandeja.

40 En otra realización de la presente invención, se proporciona un proceso para preparar poli(tereftalato de etileno) (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 una longitud media de cadena dentro del intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 50; (b) someter el medio de reacción a policondensación en el reactor, en el que el reactor comprende una tubería sustancialmente recta, un divisor de flujo dispuesto en la tubería, una primera bandeja dispuesta en la tubería, y una segunda bandeja dispuesta en la tubería, en la que la tubería está orientada en un ángulo en sentido descendente dentro de aproximadamente 10 a aproximadamente 60 grados por debajo de la horizontal, en el que la tubería tiene una relación de longitud con respecto a diámetro (L:D) dentro del intervalo de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 50:1, en el que la primera y segunda bandejas tienen cada una de ellas una longitud de al menos aproximadamente 0,25L, en la que el divisor de flujo divide el medio de reacción en una primera parte que fluye sobre la parte inferior de la tubería, una segunda parte que fluye sobre la primera bandeja y una tercera parte que fluye sobre la segunda bandeja, en la que los caudales máxicos de las partes primera, segunda y tercera están dentro de aproximadamente un 50 por ciento uno de otro, en la que la primera y segunda bandejas presentan superficies respectivas primera y segunda dirigidas en sentido ascendente, en la que las partes

segunda y tercera del medio de reacción fluyen respectivamente, en la que la primera y segunda superficies dirigidas en sentido ascendente están cada una orientadas dentro de aproximadamente 5 grados del ángulo descendente del tubería; y (c) recuperar un producto de policondensación predominantemente líquido del reactor, en el que el producto de policondensación comprende PET que tiene una longitud media de cadena que es al menos

5

aproximadamente 10 veces mayor que la longitud media de cadena de PET en la alimentación de policondensación.

En una realización adicional de la presente invención, se proporciona un reactor que comprende un miembro tubular con inclinación en sentido descendente, un divisor de flujo dispuesto en el miembro tubular y una bandeja dispuesta en el miembro tubular. El miembro tubular es alargado a lo largo de un eje central de alargamiento que está orientado con un ángulo en sentido descendente dentro del intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 75

10

15 **Breve descripción de los dibujos**

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

20

La Figura 1 es una vista lateral en corte transversal esquemática de un reactor tubular con inclinación configurado de acuerdo con una realización de la presente invención, que ilustra particularmente que se usa un divisor de flujo para distribuir un medio de reacción que fluye en sentido descendente entre una bandeja interna superior, una bandeja interna inferior y la parte inferior del reactor;

25

La Figura 2 es una vista de un divisor de flujo apropiado para su uso en el reactor tubular de la Figura 1, que ilustra de forma particular los cinco canales de flujo del divisor de flujo que dirigen el flujo del medio de reacción hasta las bandejas internas y la parte inferior del reactor;

30

La Figura 3 es una vista lateral en corte transversal de un divisor de flujo de la Figura 2 tomado a lo largo de la línea 3-3 de la Figura 2, que ilustra de forma particular el flujo del medio de reacción a través de uno de los canales del divisor de flujo sobre la parte inferior del reactor;

La Figura 4 es una vista lateral en corte transversal del divisor de flujo de la Figura 2 tomado a lo largo de la línea 4-4 de la Figura 2, que ilustra de forma particular el flujo del medio de reacción a través de uno de los canales del divisor de flujo y sobre la bandeja superior;

35

La Figura 5 es una vista lateral en corte transversal del divisor de flujo de la Figura 2 tomado a lo largo de la línea 5-5 de la Figura 2, que ilustra en particular el flujo del medio de reacción a través de uno de los canales del divisor de flujo y sobre la bandeja inferior;

La Figura 6 es una vista desde arriba de un divisor de flujo alternativo apropiado para su uso en el reactor tubular de la Figura 1, que ilustra en particular los tres canales de flujo del divisor de flujo que dirige el flujo del medio de reacción hasta las bandejas internas y hasta la parte inferior del reactor; y

La Figura 7 es una vista lateral en corte transversal del divisor de flujo de la Figura 6 tomado a lo largo de la línea 7-7 de la Figura 6, que ilustra de forma particular el flujo del medio de reacción a través de uno de los canales del divisor de flujo y sobre la parte inferior del reactor.

40 **Descripción detallada**

Las Figuras 1-7 ilustran diversas realizaciones de reactores tubulares inclinados a modo de ejemplo configurados de acuerdo con la presente invención. La configuración y operación de los reactores mostrados en las Figuras 1-7 se describen con detalle a continuación. Aunque determinadas partes de la siguiente descripción se refieren principalmente a reactores empleados en un proceso de producción de poliéster en fase fundida, los reactores configurados de acuerdo con las realizaciones de la presente invención pueden encontrar aplicación en una amplia variedad de procesos químicos. Por ejemplo, los reactores configurados de acuerdo con determinadas realizaciones de la presente invención pueden emplearse de forma ventajosa en cualquier proceso en el cual tengan lugar reacciones químicas en fase fluida de un medio de reacción y se produzca vapor en el reactor. Además, los reactores configurados de acuerdo con diversas realizaciones de la presente invención pueden emplearse ventajosamente en los procesos químicos que se mejoran aumentando el área superficial del medio de reacción.

50

Haciendo ahora referencia a la Figura 1, se ilustra una realización de un reactor 10 tubular inclinado que generalmente comprende una cubierta de recipiente 12, un divisor de flujo 14 dispuesto en la cubierta de recipiente 12 y una pluralidad de bandejas 16a, b dispuestas en la cubierta de recipiente 12. La cubierta de recipiente comprende un miembro 18 tubular con inclinación en sentido descendente, una tapa 20 terminal superior acoplada al extremo superior del miembro tubular 18 y una tapa 22 terminal inferior acoplada al extremo inferior del miembro

55

5 tubular 18. La cubierta de recipiente 12 define una entrada de alimentación 24 ubicada cerca de la parte superior del reactor 10, una salida 26 de producto líquido ubicada cerca de la parte inferior del reactor 10 y una salida de vapor 28 ubicada cerca de la parte superior del reactor 10 (como se muestra en la Figura 1) o cerca de la parte inferior del reactor 10 (no mostrada). En una realización, la salida de vapor 28 se puede conectar a una fuente de vacío (no mostrada).

10 El volumen interno del reactor 10 incluye una zona 30 no dividida superior ubicada por encima del divisor de flujo 14, un zona dividida 32 ubicada inmediatamente por debajo del divisor de flujo 14 y una zona 34 no dividida inferior ubicada inmediatamente por debajo de la zona dividida 32 cerca de la parte inferior del reactor 10. Las bandejas 16 a, b separan la zona dividida 32 en una cámara superior 36a, una cámara intermedia 36b y una cámara inferior 36c. La cámara superior 36a está definida generalmente entre la parte superior del miembro tubular 18 y la superficie superior de la bandeja superior 16a. La cámara intermedia 36b está definida generalmente entre la parte inferior de la bandeja superior 16a y la superficie superior de la bandeja inferior 16b. La cámara inferior 36c está definida generalmente entre la parte inferior de la bandeja inferior 16b y la parte inferior 38 del miembro tubular 18. El divisor de flujo 14, que se describe con más detalle a continuación, proporciona comunicación fluida entre la zona 30 no dividida superior y las cámaras 36a, b, c de la zona dividida 32.

20 El miembro tubular 18 del reactor 10 es alargado a lo largo del eje central de alargamiento que está inclinado con un ángulo descendente. En determinadas realizaciones de la presente invención, el ángulo descendente del miembro tubular 18 está dentro del intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 75 grados por debajo de la horizontal, de aproximadamente 10 a aproximadamente 60 grados por debajo de la horizontal, o de 15 a 45 grados por debajo de la horizontal. En una realización ilustrada en la Figura 1, el miembro tubular 18 es una tubería alargada, sustancialmente cilíndrica y sustancialmente recta. No obstante, en determinadas realizaciones, el miembro tubular 18 puede ser un miembro tubular alargado que tiene una diversidad de configuraciones de corte transversal (por ejemplo, rectangular, cuadrada u ovalada).

25 La cubierta de recipiente 12 y/o el miembro tubular 18 pueden tener una longitud máxima (L) que es mayor que su diámetro máximo (D). En determinadas realizaciones, la cubierta 12 y/o el miembro tubular 18 tienen una relación de longitud con respecto a diámetro (L:D) dentro del intervalo de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 50:1, de aproximadamente 4:1 a aproximadamente 30:1, o de 8:1 a 20:1. En determinadas realizaciones, L está dentro del intervalo de 3 m a 61 m (de 10 a aproximadamente 200 pies), de 6 m a 46 m (de aproximadamente 20 a aproximadamente 150 pies), o de 9 m a 24 m (de 30 a 80 pies), y D está dentro del intervalo de 0,3 m a 6 m (de aproximadamente 1 a aproximadamente 20 pies), de 0,6 m a 3 m (de aproximadamente 2 a aproximadamente 10 pies) o de 0,9 m a 1,5 m (de 3 a 5 pies). Cada bandeja 16a, b puede tener una longitud de al menos aproximadamente 0,25 l, al menos aproximadamente 0,5 l, o al menos 0,75 l. Además, las bandejas 16a, b pueden estar separadas una de otra por una distancia mínima dentro del intervalo de aproximadamente 0,1D a aproximadamente 0,8D, de aproximadamente 0,2D a aproximadamente 0,6D, o de 0,25D a 0,5D. La distancia mínima entre las bandejas 16a, b puede estar dentro del intervalo de 13 cm a 127 cm (de aproximadamente 5 a aproximadamente 50 pulgadas), de 25 cm a 101 cm (de aproximadamente 10 a aproximadamente 40 pulgadas) o de 38 cm a 76 cm (de 15 a 30 pulgadas).

40 Las bandejas internas 16a, b presentan cada una de ellas una superficie que mira en sentido ascendente a través de la cual puede fluir un líquido. En la realización que se ilustra en la Figura 1, las superficies que miran en sentido ascendente de las bandejas 16a, b son sustancialmente planas y sustancialmente paralelas al eje de alargamiento del miembro tubular 18. Alternativamente, las superficies que miran en sentido ascendente de las bandejas 16a, b se pueden extender dentro de aproximadamente 10 grados, dentro de aproximadamente 5 grados, o dentro de 2 grados del ángulo en sentido descendente del eje de alargamiento del miembro tubular 18. En una realización de la presente invención, las bandejas 16a, b son sustancialmente placas planas, sustancialmente rectangulares y tienen bordes paralelos que se acoplan de forma estanca al interior del miembro tubular 18.

45 En la realización que se ilustra en la Figura 1, el reactor 10 comprende dos bandejas 16a, b. No obstante, debería apreciarse que el número y configuración de las bandejas del reactor 10 puede variar para ajustarse a la aplicación para la cual se emplea el reactor 10. Por ejemplo, el reactor 10 podría emplear al menos 3 bandejas, al menos 4 bandejas, al menos 5 bandejas o al menos 6 bandejas.

50 La Figura 1 no proporciona los detalles de construcción del divisor de flujo 14. No obstante, la Figura 1 indica con líneas discontinuas y flechas que el divisor de flujo 14 está operativo para dividir el flujo de fluido desde la zona 30 no dividida superior en tres partes, y después distribuir esas partes en cámaras 36 a, b, c superior, intermedia e inferior de la zona dividida 32. Las Figuras 2-5 ilustran una configuración de un divisor de flujo 14 apropiado para su uso en el reactor 10. Las Figuras 6 y 7 ilustran una configuración alternativa de un divisor de flujo 100 apropiado para su uso en el reactor 10.

55 Volviendo ahora a las Figuras 2-5, el divisor de flujo 14 se ilustra ya que comprende generalmente un miembro de base 40, una pluralidad de paredes 42a-d divisoras separadas, una pared inferior 44 de prevención de retro-flujo y una pluralidad de paredes superiores 46a-c de prevención de retro-flujo.

Las paredes divisoras 42a-d se acoplan de forma estanca y se extienden generalmente en sentido ascendente

desde la superficie superior del miembro de base 40. Un primer canal inferior 47a se define por encima del miembro de base 40 y generalmente entre una primera pared lateral 48a del miembro tubular 18 y la pared divisora 42a. Un primer canal superior 50a se define por encima del miembro de base 40 y generalmente entre la primera pared divisora 42a y una segunda pared divisora 42b. Un canal intermedio 52 se define por encima del miembro base 40 y generalmente entre la segunda pared divisora 42b y la tercera pared divisora 42c. Un segundo canal superior 50b se define por encima del miembro de base 40 y generalmente entre la tercera pared divisora 42c y la cuarta pared divisora 42d. Un segundo canal inferior 47b se define por encima del miembro de base 40 y generalmente entre la cuarta pared divisora 42d y una segunda pared lateral 48b del miembro tubular 48.

Como quizás se ilustre de la mejor manera en las Figuras 2 y 3, los canales inferiores 47a, b proporcionan comunicación fluida entre una zona 30 no dividida superior y una cámara inferior 36c de la zona dividida 32. Los canales inferiores 47a, b están en comunicación fluida con la zona 30 no dividida superior por medio de aberturas de entrada de canal inferior respectivas ubicadas en el borde anterior 54 del miembro de base 40. Los canales inferiores 47a, b están en comunicación fluida con la cámara inferior 36c, por medio de las salidas 56a, b de canal inferior.

Como quizás se ilustre de la mejor manera en las Figuras 2 y 4, los canales superiores 50a, b proporcionan comunicación fluida entre la zona 30 no dividida superior y la cámara superior 36a de la zona dividida 32. Los canales superiores 50a, b están en comunicación fluida con la zona 30 no dividida superior por medio de aberturas de entrada de canal superior respectivas ubicadas en el borde anterior 54 del miembro de base 40. Los canales superiores 50a, b están en comunicación fluida con la cámara superior 36a por medio de las salidas 58a, b de canal superior.

Como quizás se ilustre de la mejor manera en las Figuras 2 y 5, el canal intermedio 52 proporciona comunicación fluida entre la zona 30 no dividida superior y la cámara intermedia 36ab de la zona dividida 32. El canal intermedio 52 está en comunicación fluida con la zona 30 no dividida superior por medio de una abertura de entrada de canal intermedio ubicada en el borde anterior 54 del miembro de base 40. El canal intermedio 52 está en comunicación fluida con la cámara intermedia 36b por medio de una salida 59 de canal intermedio.

En la realización ilustrada en las Figuras 2-5, el miembro de base 40 o divisor de flujo 14 está formado por una placa sustancialmente horizontal, sustancialmente plana que se acopla de forma rígida y estanca al interior del miembro tubular 18 en el borde anterior 54. En determinadas realizaciones de la presente invención, la superficie superior del miembro de base 40 se extiende con un ángulo dentro de aproximadamente 15 grados, dentro de aproximadamente 5 grados, o dentro de aproximadamente 2 grados de la horizontal. La diferencia entre la orientación del miembro de base 40 (es decir, sustancialmente horizontal) y el miembro tubular 18 (es decir, inclinación en sentido descendente) proporciona al borde anterior 54 del divisor de flujo 14 la forma de óvalo parcial. La diferencia angular entre la orientación del miembro de base 40 y el miembro tubular 18 puede estar dentro del intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 75 grados, de aproximadamente 10 a aproximadamente 60 grados, o de 15 a 45 grados. El número de canales definidos por medio del divisor de flujo 14 puede variar dependiendo de un número de factores. Por ejemplo, el divisor de flujo 14 puede definir 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 o más canales.

Ahora se describe la operación del reactor 10 con detalle. Como se muestra en la Figura 1, se introduce una alimentación que contiene líquido en el reactor 10 por medio de la entrada de alimentación 24. En el reactor 10, la alimentación forma un medio de reacción 60 que fluye inicialmente a través de la zona 30 no dividida superior sobre la parte inferior del miembro tubular 18. El medio de reacción 60 posteriormente fluye a través del divisor de flujo 14 donde el flujo del medio de reacción 60 se separa en una primera parte 62a, una segunda parte 62b, y una tercera parte 62c, que se distribuyen posteriormente sobre la bandeja superior 16a, la bandeja inferior 16b y la parte inferior 38 del miembro tubular 18, respectivamente. Las partes primera, segunda y tercera 62a-c del medio de reacción 60 fluyen por medio de gravedad a través de las cámaras 36a-c superior, intermedia e inferior de la zona dividida 32. Los caudales máxicos de las partes 62a-c primera, segunda y tercera del medio de reacción 60 pueden estar dentro de aproximadamente 50 por ciento, dentro de aproximadamente 30 por ciento, o dentro de 10 por ciento una de otra. Por ejemplo, los caudales máxicos de las tres partes del medio de reacción 60 están dentro de un 50 por ciento una de otra, cuando el caudal máxico de la parte con el caudal máxico más bajo no es menor de un 50 por ciento del caudal máxico de la parte con el caudal máxico más elevado. Tras hacer fluir a través de las bandejas 16a, b, las partes primera y segunda 62a, b del medio de reacción 60 caen en sentido descendente desde los extremos de las bandejas 16a, b y se recombinan con la tercera parte 62c del medio de reacción 60 en la zona 34 no dividida inferior. El medio 60 de reacción combinado de la zona 34 no dividida inferior a continuación abandona el reactor 10 como producto predominantemente líquido por medio de la salida 26 de producto líquido.

A medida que el medio de reacción 60 fluye a través del reactor 10, tiene lugar una reacción química dentro del medio de reacción 60. Se forma un vapor 64 en el reactor 10. El vapor 64 puede incluir un subproducto de vapor de la reacción química llevada a cabo en el reactor 10 y/o los compuestos volátiles que penetran en el reactor 10 en forma de líquido y se vaporizan en el reactor 10. Al menos una parte del vapor 64 se desvincula y fluye generalmente sobre el medio de reacción 60 en contracorriente con la dirección del flujo del medio de reacción 60. El vapor 64 abandona el reactor 10 por medio de la salida 28. Alternativamente, el vapor 64 puede fluir en co-corriente con el medio de reacción 60 y salir por una salida de vapor (no mostrada) ubicada cerca del extremo

inferior del reactor 10.

Como se muestra en la Figura 1, en una realización de la presente invención, la reacción química llevada a cabo en el reactor 10 provoca la formación de espuma del medio de reacción 60, produciendo de este modo una parte de espuma 66 y una parte 88 predominantemente líquida del medio de reacción 60. La reacción química puede tener lugar en el líquido tanto de la parte de espuma 66 como de la parte 68 predominantemente líquida.

Volviendo ahora a las Figuras 2-5, la manera en la que el medio de reacción 60 se separa en el divisor de flujo 14 se comenta ahora con más detalle. El medio de reacción 60 penetra en el divisor de flujo 14 procedente de la zona 30 no dividida superior por medio de flujo desde la parte inferior del miembro tubular 18, a través del borde anterior 54 del miembro de base 40, y al interior de los canales 47a, 50a, 52, 50b y 47b. En el divisor de flujo 14, el medio de reacción 60 se separa en cinco partes que se separan por medio de paredes de división 42a-d y flujo a través de los canales 47a, 50a, 52, 50b y 47b.

Como quizás se ilustre de la mejor manera en las Figuras 2 y 3, las partes del medio de reacción 60 que fluyen a través de los canales inferiores 47a, b abandonan los canales inferiores 47a, b por medio de las salidas 56a, b de canal inferior y penetran en la cámara inferior 36c de la zona dividida 32. Las partes del medio de reacción 60 que abandonan los canales inferiores 47a, b y que penetran en la cámara inferior 36c se combinan sobre la parte inferior 38 del miembro tubular 18 para formar una tercera parte 62c del medio de reacción 60. Como se muestra en la Figura 3, el vapor producido en la cámara inferior 36c fluye generalmente en contracorriente con respecto a la tercera parte 62c del medio de reacción 60 en la cámara inferior 36c. El vapor procedente de la cámara inferior 36c fluye en sentido ascendente a través de las salidas 56a, b de canal inferior, a través de los canales inferiores 47a, b y al interior de la zona 30 no dividida superior, donde se combina con los vapores que abandonan los canales 50a,b y 52.

Como quizás se ilustre de la mejor manera en las Figuras 2 y 4, las partes del medio de reacción 60 que fluyen a través de los canales superiores 50a, b abandonan los canales superiores 50a, b por medio de las salidas 58a, b de canal superior y penetran en la cámara superior 36a de la zona dividida 32. Las partes del medio de reacción 60 que abandonan los canales superiores 50a, b y que penetran en la cámara 36a se combinan sobre la bandeja superior 16a para formar una primera parte 62a del medio de reacción 60. Como se muestra en las Figuras 2, 3 y 5, las paredes superiores 46a-c de prevención de retro-flujo se proporcionan cerca de la bandeja superior 16a para evitar que una primera parte 62a del medio de reacción 60 fluya sobre la parte superior de la bandeja superior 16a y hacia abajo sobre la bandeja inferior 16b. Haciendo referencia de nuevo a la Figura 4, el vapor producido en la cámara superior 36a fluye generalmente en contracorriente con la primera parte 62a del medio de reacción 60 en la cámara superior 36a. El vapor procedente de la cámara superior 36a fluye en sentido ascendente a través de las salidas 58a, b de canal superior, a través de los canales superiores 50a, b y el interior de la zona 30 no dividida superior donde se combina con los vapores que abandonan los canales 47a, b y 52.

Como quizás se ilustre de la mejor manera en las Figuras 2 y 5, la parte del medio de reacción 60 que fluye a través del canal intermedio 52 abandona el canal intermedio 52 por medio de la salida 59 de canal intermedio y penetra en la cámara intermedia 36b de la zona dividida 32. La parte del medio de reacción 60 que abandona el canal intermedio 52 y que penetra en la cámara intermedia 36b forma una segunda parte 62b del medio de reacción 60 sobre la bandeja inferior 16b. Como se muestra en las Figuras 2 y 3, la pared inferior 44 de prevención de retro-flujo se proporciona cerca de la parte superior de la bandeja inferior 16b para evitar que la segunda parte 62b del medio de reacción 60 fluya sobre la parte superior de la bandeja inferior 16b y hacia abajo sobre la parte inferior 38 del miembro tubular 18. Como se muestra en la Figura 5, el vapor producido en la cámara intermedia 36b fluye generalmente en contracorriente con respecto a la segunda parte 62b del medio de reacción 60 en la cámara intermedia 36b. El vapor procedente de la cámara intermedia 36b fluye en sentido ascendente a través de la abertura de canal intermedio 59, a través del canal intermedio 52, y hacia el interior de la zona 30 no dividida superior, donde se combina con los vapores que abandonan los canales 47a, b y 50a, b.

Haciendo referencia ahora a las Figuras 6 y 7, se ilustra un divisor de flujo 100 alternativo apropiado para su uso en el reactor 10 de la Figura 1. El divisor de flujo alternativo 100 es similar al divisor de flujo 14 de las Figuras 2-5; no obstante, el divisor de flujo 100 alternativo únicamente define tres canales 102a-c, mientras que el divisor de flujo 14 de las Figuras 2-5 define los cinco canales de flujo. Otra diferencia entre el divisor de flujo 100 alternativo de las Figuras 6 y 7 y el divisor de flujo 14 de las Figuras 2-5 es que el divisor de flujo 100 alternativo se ilustra ya que tiene paredes divisoras 104a, b que están configuradas con aberturas 106a, b igualadoras de flujo. Debería comprenderse que las paredes divisoras 42a-d del divisor de flujo 14 de las Figuras 2-5 también pueden estar equipadas con aberturas igualadoras de flujo.

Haciendo referencia de nuevo a las Figuras 6 y 7, en operación, el divisor 100 de flujo alternativo recibe el medio de reacción 60 y divide el medio de reacción 60 en tres partes que fluyen a través del canal inferior 102a, canal intermedio 102b y canal superior 102c. A medida que el medio de reacción 60 fluye a través de los canales 102a-c, la profundidad del medio de reacción 60 en los canales 102a-c se puede igualar sustancialmente permitiendo que el medio de reacción 60 fluya entre los canales 102a-c por medio de las aberturas 106a, b igualadoras de flujo. La parte del medio de reacción 60 del canal inferior 102a fluye fuera del canal inferior 102a y penetra en la cámara

inferior 36c para el flujo sobre la parte inferior 38 del miembro tubular 18. La parte del medio de reacción 60 en el canal intermedio 102b fluye fuera del canal intermedio 102b y penetra en la cámara intermedia 36b para el flujo sobre la cámara superior 36a para el flujo sobre la bandeja superior 16a.

5 Los reactores tubulares inclinados configurados de acuerdo con determinadas realizaciones de la presente invención requieren escasa o nula agitación mecánica del medio de reacción procesado en el interior. Aunque el medio de reacción procesado en el reactor tubular inclinado puede agitarse bastante por medio del flujo a través del reactor y cae de un nivel del reactor a otro, esta agitación de flujo y agitación gravitacional no es agitación mecánica. En una realización de la presente invención, menos de aproximadamente 50 por ciento, menos de aproximadamente 25 por ciento, menos de aproximadamente 10 por ciento, menos de aproximadamente 5 por ciento, o 0 por ciento de la agitación total del medio de reacción procesado en el reactor tubular inclinado se proporciona mediante agitación mecánica. De esta forma, los reactores configurados de acuerdo con determinadas realizaciones de la presente invención, puede operar sin ningún dispositivo de mezcla mecánico. Esto está en contraste directo con los reactores convencionales de tanque agitado continuo (CSTR) que emplean agitación mecánica casi de forma exclusiva.

15 Como se ha indicado anteriormente, los reactores tubulares inclinados configurados de acuerdo con los reactores de la presente invención se pueden usar en una diversidad de procesos químicos. En una realización, un reactor tubular inclinado configurado de acuerdo con la presente invención se emplea en una instalación de producción de poliéster de fase fundida capaz de producir cualquiera de una diversidad de poliésteres a partir de una diversidad de materiales de partida. Los ejemplos de los poliésteres en fase fundida que se pueden producir de acuerdo con las realizaciones de la presente invención incluyen, pero sin limitarse a, poli(tereftalato de etileno) (PET), que incluye homopolímeros y copolímeros de PET; poliésteres cristalinos líquidos o completamente aromáticos; poliésteres biodegradables, tales como los que comprenden butanodiol, ácido tereftálico y residuos de ácido adípico; copolímeros y homopolímero de poli(ciclohexano-tereftalato de dimetileno); y homopolímeros y copolímeros de 1,4-ciclohexano-dimetanol (CHDM) y ácido ciclohexano dicarboxílico o dimetil ciclohexanodicarboxilato. Cuando se produce un copolímero de PET, dicho copolímero puede comprender al menos 90, al menos 91, al menos 92, al menos 93, al menos 94, al menos 95, al menos 96, al menos 97, al menos 98 por ciento en moles de unidades de repetición de tereftalato de etileno y hasta 10, hasta 9, hasta 8, hasta 7, hasta 6, hasta 5, hasta 4, hasta 3 o hasta 2 por ciento en moles de unidades de repetición de comonomero añadido. Generalmente, las unidades de repetición de comonomero pueden proceder de uno o más comonomeros seleccionados entre el grupo que consiste en ácido isoftálico, ácido 2,6-naftaalindicarboxílico, CHDM y dietilen glicol.

30 En general, un proceso de producción de poliéster de acuerdo con determinadas realizaciones de la presente invención puede comprender dos etapas principales – una etapa de esterificación y una etapa de policondensación. En la etapa de esterificación, los materiales de partida de poliéster, que pueden comprender al menos un alcohol y al menos un ácido, se someten a esterificación para, de este modo, producir monómeros de poliéster y/o oligómeros. En la etapa de policondensación, los monómeros y/o oligómeros de poliéster procedentes de la etapa de esterificación se hacen reaccionar para dar lugar al producto final de poliéster. Según se usa en la presente memoria con respecto a PET, los monómeros tienen menos de 3 longitudes de cadena, los oligómeros tienen de aproximadamente 7 a aproximadamente 50 longitudes de cadena (componentes con una longitud de cadena de 4 a 6 unidades se pueden considerar monómero u oligómero) y polímeros que 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 de 3, y así sucesivamente.

45 El material de partida de ácido empleado en la etapa de esterificación puede ser un ácido dicarboxílico de manera que el producto final de poliéster comprende al menos un residuo de ácido dicarboxílico que tiene dentro del intervalo de aproximadamente 4 a aproximadamente 15 o de 8 a 12 átomos de carbono. Los ejemplos de ácidos dicarboxílicos apropiados para su uso en la presente invención pueden incluir, pero no de forma limitativa, ácido tereftálico, ácido ftálico, ácido isoftálico, ácido naftalen-2,6-dicarboxílico, ácido ciclohexanodicarboxílico, ácido ciclohexanodiacético, ácido difenil-4,4'-dicarboxílico, ácido difenil-3,4'-dicarboxílico, ácido 2,2-dimetil-1,3-propanodiol, ácido dicarboxílico, ácido succínico, ácido glutárico, ácido adípico, ácido azelaico, ácido sebácico y sus mezclas. En una realización, el material de partida de ácido puede ser un éster correspondiente, tal como tereftalato de dimetilo en lugar de ácido tereftálico.

50 El material de partida de alcohol empleado en la etapa de esterificación puede ser un diol de manera que el producto final de poliéster puede comprender al menos un residuo de diol, tal como, por ejemplo, los que se originan a partir de dioles cicloalifáticos que tienen dentro del intervalo de aproximadamente 3 a aproximadamente 25 átomos de carbono o de 6 a 20 átomos de carbono. Los dioles apropiados pueden incluir, pero no de forma limitativa, etilen glicol (EG), dietilen glicol, trietilen glicol, 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-fenilenoxi))bis(fenol) y sus mezclas.

60 Además, los materiales de partida pueden comprender uno o más comonomeros. Dichos comonomeros pueden

5 incluir, por ejemplo, comonómeros que comprenden ácido tereftálico, tereftalato de dimetilo, ácido isoftálico, isoftalato de dimetilo, dimetil-2,6-naftalendicarboxilato, ácido 2,6-naftalendicarboxílico, etilen glicol, dietilen glicol, 1,4-ciclohexano-dimetanol (CHDM), 1,4-butanodiol, politetrametilenglicol, trans-DMCD, anhídrido trimelítico, dimetil ciclohexano-1,4-dicarboxilato, decalin-2,6 dicarboxilato de metilo, decalin dimetanol, 2,6-dicarboxilato de decahidronaftalano, 2,6-dihidroximetil-decahidronaftaleno, hidroquinona, ácido hidroxibenzoico y sus mezclas.

10 De acuerdo con una realización de la presente invención, la esterificación en la etapa de esterificación se puede llevar a cabo a una temperatura del medio de reacción dentro del intervalo de aproximadamente 180 a aproximadamente 350 °C, o de aproximadamente 215 a aproximadamente 305 °C, o de 260 a 290 °C y una presión de espacio de vapor de menos de aproximadamente 483 kPa (70 psig), dentro del intervalo de aproximadamente -6,9 kPa (-1 Psig) a aproximadamente 69 kPa (10 psig), o de 13,8 kPa a 34 kPa (de 2 a 5 psig). La longitud media de cadena del monómero y/o oligómero que abandona la etapa de esterificación puede estar dentro del intervalo de aproximadamente 1 a aproximadamente 20, de aproximadamente 2 a aproximadamente 15, o de 5 a 12.

15 Los reactores configurados de acuerdo con determinadas realizaciones de la presente invención se pueden emplear en un sistema de producción de poliéster en fase fundida como un reactor de prepolímero para llevar a cabo una etapa de prepolimerización y/o como reactor de terminación para llevar a cabo una etapa de terminación. Una descripción detallada de las condiciones del proceso para la presente invención empleadas como reactor de prepolímero y/o reactor de terminación se proporcionan a continuación con referencia a la Figura 1. Se comprende que los reactores configurados de acuerdo con las realizaciones de la presente invención se pueden emplear generalmente como reactores de prepolímero y/o reactores de terminación y estas condiciones de proceso no se limitan a la realización descrita en la Figura 1.

20 Haciendo de nuevo referencia a la Figura 1, cuando se emplea el reactor 10 como reactor de prepolímero en un proceso de producción de poliéster en fase fundida (por ejemplo, un proceso para preparar 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 puede tener lugar cierta cantidad de esterificación en el reactor 10. Cuando se emplea el reactor 10 como reactor de prepolímero, la longitud de cadena media de la alimentación introducida en la entrada de alimentación 24 puede estar dentro del intervalo de aproximadamente 1 a aproximadamente 20, de aproximadamente 2 a aproximadamente 15, o de 5 a 12, mientras que la longitud de cadena media del producto predominantemente líquido extraído de la salida 26 de producto líquido puede estar dentro del intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 50, de aproximadamente 8 a aproximadamente 40, o de 10 a 30. Cuando se emplea el reactor 10 como reactor de prepolimerización, la reacción química llevada a cabo en el reactor 10 puede provocar que la longitud media de cadena del medio de reacción 60 aumente en al menos aproximadamente 2, dentro del intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 30, o dentro del intervalo de 8 a 20 entre la entrada de alimentación 22 y la salida 26 de producto líquido.

35 Cuando se emplea un reactor 10 como reactor de prepolímero, la alimentación puede penetrar en la entrada de alimentación 24 a una temperatura dentro del intervalo de aproximadamente 220 a aproximadamente 350 °C, de aproximadamente 265 a aproximadamente 305 °C, o de 270 a 290 °C. El producto predominantemente líquido que abandona la salida 26 de producto líquido 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 24. En una realización, la temperatura del producto líquido que abandona la salida 26 de producto líquido está dentro del intervalo de aproximadamente 220 a aproximadamente 350 °C, de aproximadamente 265 a aproximadamente 305 °C, o de 270 a 290 °C. Cuando se emplea un reactor 10 como reactor de prepolímero, la presión de espacio de vapor en el reactor 10 (medido en la salida de vapor 28) se puede mantener en el intervalo de aproximadamente 0 a aproximadamente 40 kPa (300 torr), dentro del intervalo de 133 Pa a 6,7 kPa (de aproximadamente 1 a aproximadamente 50 torr) o dentro del intervalo de 2,67 kPa a 4 kPa (de 20 a 30 torr).

45 Cuando se emplea un reactor 10 como reactor de prepolímero, puede resultar deseable calentar la alimentación antes de la introducción en el reactor 10 y/o puede resultar deseable calentar el medio de reacción 60 a medida que fluye a través del reactor 10. Generalmente, la cantidad acumulada 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 puede estar dentro del intervalo de 232 kJ/mol a 11600 kJ/mol (de aproximadamente 100 a aproximadamente 5.000 BTU/libra), dentro del intervalo de 928 J/g a 4600 J/g (de aproximadamente 400 a aproximadamente 2000 BTU/libra) o dentro del intervalo de 1400 J/g a 3480 J/g (de 600 a 1.500 BTU/libra).

50 Haciendo de nuevo referencia a la Figura 1, cuando se emplea un reactor 10 como reactor de terminación en un proceso de producción de poliéster en fase fundida (por ejemplo, un proceso para la preparación de PET), la longitud de cadena media de la alimentación introducida en la entrada de alimentación 24 puede estar dentro del intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 50, de aproximadamente 8 a aproximadamente 40, o de 10 a 30, mientras que la longitud media de cadena del producto predominantemente líquido extraído de la salida 26 del producto líquido puede estar dentro del intervalo de aproximadamente 30 a aproximadamente 210, de aproximadamente 40 a aproximadamente 80, o de 50 a 70. Generalmente, la policondensación llevada a cabo en el reactor 10 puede provocar que la longitud media 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 24 y la salida

26 de producto líquido.

5 Cuando se emplea el reactor 10 como reactor de terminación, la alimentación puede penetrar en la entrada de alimentación 24 a una temperatura dentro del intervalo de aproximadamente 220 a aproximadamente 350 °C, de aproximadamente 265 a aproximadamente 305 °C, o de 270 a 290 °C. El producto predominantemente líquido que abandona la salida 26 de producto líquido 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 24. En una realización, la temperatura del producto líquido que abandona la salida 26 de producto líquido está dentro del intervalo de aproximadamente 220 a aproximadamente 350 °C, de aproximadamente 265 a aproximadamente 305 °C o de 270 a 290 °C. Cuando se emplea el reactor 10 como reactor de terminación, la presión de espacio de vapor en el reactor 10 (medida en la salida de vapor 28) se puede mantener dentro del intervalo de aproximadamente 0 a aproximadamente 4 kPa (30 torr) dentro del intervalo de 133 Pa a 2,67 kPa (de aproximadamente 1 a aproximadamente 20 torr), o dentro del intervalo de 266Pa a 1,33 kPa (de 2 a 10 torr).

15 Los reactores configurados de acuerdo con las realizaciones de la presente invención pueden proporcionar numerosas ventajas cuando se emplean como reactores en las etapas de policondensación de un proceso de producción de poliéster. Dichos reactores pueden resultar particularmente ventajosos cuando se emplean como reactores de terminación y/o de prepolímero en un proceso para preparar PET. Además, dichos reactores se adaptan bien al uso en instalaciones de producción de PET a escala comercial capaces de producir PET a una tasa de al menos 4.545 kg/h (aproximadamente 10.000 libras por hora), al menos 45.450 kg/h (aproximadamente 100.000 libras por hora), al menos 113.600 kg/h (aproximadamente 250.000 libras por hora) o al menos 227.250 kg/h (500.000 libras por hora).

25 En una realización de la presente invención, se proporciona un proceso que comprende someter un medio de reacción a reacción química en un reactor que comprende un miembro tubular inclinado en sentido descendente, un divisor de flujo dispuesto en un miembro tubular, y una primera bandeja dispuesta en el miembro tubular. El miembro tubular es alargado a lo largo de un eje central de alargamiento que está orientado con un ángulo en sentido descendente dentro del intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 75 grados por debajo de la horizontal. El divisor de flujo divide el medio de reacción en una primera parte que fluye sobre la parte inferior del miembro tubular y una segunda parte que fluye sobre la primera bandeja. Las descripciones detalladas de las Figuras 1-7, incluyendo las características del miembro tubular, flujo del medio de reacción, divisor de flujo, y bandejas, aplican a esta realización.

30 En un ejemplo, se retira un producto 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 policondensación, el producto puede ser un producto de policondensación. El lt.V del producto o producto de policondensación puede estar dentro del intervalo de aproximadamente 0,3 a aproximadamente 1,2, de aproximadamente 0,35 a aproximadamente 0,6, o de 0,4 a 0,5 Udg. En un ejemplo, lt.V del producto o producto de policondensación está dentro del intervalo de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,5, aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,4, o de 0,15 a 0,35 Udg. En un ejemplo, se introduce una alimentación en la entrada de alimentación del reactor para formar el medio de reacción y el lt.V. de la alimentación está dentro del intervalo de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,5, de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,4, o de 0,15 a 0,35 dUg.

40 Los valores de viscosidad intrínseca (lt.V) se explican en unidades dUg calculadas a partir de la viscosidad inherente medida a 25 °C en fenol de 60 % y 40 % de 1,1,2,2-tetracloroetano en peso. Las muestras poliméricas se pueden disolver en el disolvente a una concentración de 0,25 g/50 ml. La viscosidad de las soluciones poliméricas se puede determinar, por ejemplo, usando un viscosímetro Rheotec Glass Capillary. Se puede encontrar una descripción del principio de operación de este viscosímetro en ASTM D 4603. La viscosidad inherente se calcula a partir de la viscosidad medida de la solución. Las siguientes ecuaciones describen dichas mediciones de viscosidad de solución y los cálculos posteriores de ln.V y de ln.V hasta lt.V:

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

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

ln = logaritmo natural

50 t_s = tiempo de flujo de muestra a través de un tubo capilar

t_o = tiempo de flujo de disolvente-blanco a través del tubo capilar

C = concentración del polímero en gramos por cada 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 medio de la siguiente ecuación:

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

en la que η_{int} = viscosidad intrínseca

5 η_r = viscosidad relativa = t_s/t_0

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

La viscosidad intrínseca (It.V o η_{int}) puede estimarse usando la ecuación de Billmeyer como se muestra a continuación:

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

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

La viscosidad de las soluciones poliméricas también se puede determinar usando un Viscosímetro Diferencial Modificado Viscotek (se puede encontrar una descripción del principio de operación de los viscosímetros de presión diferencial en ASTM D 5225) u otros métodos conocidos por el experto en la técnica.

15 En otra realización de la presente invención, se proporciona un proceso para preparar poli(tereftalato de etileno) (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 una longitud media de cadena dentro del intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 50; (b) someter el medio de reacción a policondensación en el reactor, en el que el reactor comprende una tubería sustancialmente recta, un divisor de flujo dispuesto en la tubería, una primera bandeja dispuesta en la tubería y una segunda bandeja dispuesta en la tubería, en el que la tubería está orientada con un ángulo en sentido descendente dentro del intervalo de aproximadamente 10 a aproximadamente 60 grados por debajo de la horizontal, en el que la tubería tiene una relación de longitud con respecto a diámetro (L:D) dentro del intervalo de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 50:1, en el que las bandejas primera y segunda tienen cada una de ellas una longitud de al menos aproximadamente 0,25L, en el que el divisor de flujo divide el medio de reacción en una primera parte que fluye sobre la parte inferior de la tubería, una segunda parte que fluye sobre la primera bandeja, y una tercera parte que fluye sobre la segunda bandeja, en el que los caudales máxicos de las partes primera, segunda y tercera están dentro de aproximadamente 50 por ciento uno de otro, en el que las bandejas primera y segunda presentan superficies que miran en sentido ascendente primera y segunda respectivas a través de las cuales fluyen respectivamente las partes segunda y tercera del medio de reacción, en el que las superficies que miran en sentido ascendente primera y segunda están cada una orientadas dentro de aproximadamente 5 grados del ángulo en sentido descendente de la tubería; y (c) recubrir un producto de policondensación predominantemente líquido procedente del reactor, en el que el producto de policondensación comprende PET que tiene una longitud media de cadena que es de al menos aproximadamente 10 mayor que la longitud media de cadena de PET de la alimentación de policondensación. Las descripciones detalladas de las Figuras 1-7, incluyendo las características del miembro tubular, el flujo del medio de reacción, el divisor de flujo, y las bandejas aplican a esta realización.

20 En un ejemplo, el It.V o la corriente de policondensación está dentro del intervalo de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,5, de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 0,4, o de aproximadamente 0,15 a aproximadamente 0,35 dUg. En un ejemplo, el It.V de un producto de policondensación está dentro del intervalo de aproximadamente 0,3 a aproximadamente 1,2, de aproximadamente 0,35 a aproximadamente 0,6, o de 0,4 a 0,5 dUg.

25 En una realización adicional de la presente invención, se proporciona un reactor que comprende un miembro tubular inclinado en sentido descendente, un divisor de flujo dispuesto en el miembro tubular, y una bandeja dispuesta en el miembro tubular. El miembro tubular es alargado a lo largo de un eje central de alargamiento que está orientado con un ángulo en sentido descendente dentro del intervalo de aproximadamente 5 a aproximadamente 75 grados por debajo de la horizontal. La bandeja se extiende al menos un cuarto de la longitud del miembro tubular y está separada de la parte superior y la parte inferior del miembro tubular. El reactor define una cámara inferior localizada generalmente por debajo de la bandeja y una cámara superior ubicada generalmente por encima de la bandeja. El divisor de flujo al menos define parcialmente una primera salida en comunicación fluida con la cámara inferior y una segunda salida en comunicación fluida con la cámara superior. Las descripciones detalladas de las Figuras 1-7, incluyendo las características del miembro tubular, el flujo del medio de reacción, el divisor de flujo, y las bandejas aplican a la presente realización.

Intervalos numéricos

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

Definiciones

10 Según se usa en la presente memoria, “un”, “una”, “el”, “la” y “dicho”, “dicha” significan uno o más.

Según se usa en la presente memoria, el término “agitación” se refiere al trabajo disipado en un medio de reacción que provoca el flujo de fluido y/o la mezcla.

15 Según se usa en la presente memoria, el término “y/o” cuando se usa en un listado de dos o más objetos, significa que se puede emplear uno cualquiera de los objetos listados por sí mismo, o se puede emplear cualquier combinación de dos o más de los objetos listados. Por ejemplo, si se describen que una composición contiene 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.

20 Según se usa en la presente memoria, la expresión “longitud media de cadena” significa el número medio de unidades de repetición del polímero. Para un poliéster, la longitud media de cadena significa el número de unidades de repetición de alcohol y ácido. La longitud media de cadena es sinónimo del grado medio de polimerización en número (DP). La longitud media de cadena se puede determinar por diversos métodos conocidos por los expertos en la técnica. Por ejemplo, RMN-¹H se puede usar para determinar directamente la longitud de cadena basándose en el análisis de grupos terminales, y se puede usar dispersión de luz para medir el peso molecular medio expresado en peso con correlaciones usadas para determinar la longitud de cadena. La longitud de cadena, con frecuencia, se calcula en base a las correlaciones con las mediciones de cromatografía de permeabilidad de gel (GPC) y/o mediciones de viscosidad.

25 Según se usa en la presente memoria, los términos “comprender”, “comprende” y “comprenden” son términos de transición de extremo abierto usados para la transición de un sujeto citado anteriormente antes del término hasta uno o más elementos citados después del término, en los que el elemento o elementos listados después del término de transición no necesariamente son los únicos elementos que constituyen el sujeto.

30 Según se usa en la presente memoria, los términos “contener”, “contiene” y “contienen” tienen el mismo significado de extremo abierto que “comprender”, “comprende” y “comprenden”, proporcionados con anterioridad.

35 Según se usa en la presente memoria, el término “conversión” se usa para describir una propiedad de la fase líquida de una corriente que se ha sometido a esterificación, en la que la conversión de la corriente esterificada indica el porcentaje del ácido original y los grupos que se han convertido (es decir, esterificado) hasta grupos éster. La conversión se puede cuantificar como el número de grupos terminales convertidos (es decir, grupos terminales de alcohol) dividido entre el número total de grupos terminales (es decir, alcohol más grupos terminales de ácido), expresado como porcentaje.

40 Según se usa en la presente memoria, la expresión “directamente acoplado” se refiere a una forma de acoplamiento de dos recipientes en comunicación fluida uno con el otro sin el uso de un conector intermedio que tenga un diámetro sustancialmente más estrecho que los dos recipientes.

Según se usa en la presente memoria, el término “esterificación” se refiere tanto a esterificación como a reacciones de intercambio de éster.

45 Según se usa en la presente memoria, los términos “tener”, “tiene” y “tienen” poseen el mismo significado de extremo abierto que “comprender”, “comprende” y “comprenden” proporcionados con anterioridad.

Según se usa en la presente memoria, la expresión “horizontalmente alargado” significa que la dimensión máxima horizontal es mayor que la dimensión máxima vertical.

Según se usa en la presente memoria, los términos “incluir”, “incluye” e “incluyen” tienen el mismo significado de extremo abierto que “comprender”, “comprende” y “comprenden” proporcionados con anterioridad.

50 Según se usa en la presente memoria, la expresión “agitación mecánica” se refiere a agitación de un medio de reacción provocada por el movimiento físico de un(unos) elemento(s) flexible(s) contra o dentro del medio de reacción.

Según se usa en la presente memoria, la expresión “área de flujo abierto” se refiere al área abierta disponible para el flujo de fluido, en la que el área abierta se mide a lo largo de un plano que es perpendicular a la dirección del flujo a través de la abertura.

5 Según se usa en la presente memoria, el término “tubería” se refiere a un miembro tubular alargado sustancialmente recto que tiene una pared lateral generalmente cilíndrica.

Según se usa en la presente memoria, las expresiones “poli(tereftalato de etileno)” y “PET” incluyen homopolímeros de PET y copolímeros de PET.

10 Según se usa en la presente memoria, las expresiones “copolímero de poli(tereftalato de etileno)” y “copolímero de PET” significan PET que se ha modificado hasta un 10 por ciento en moles con uno o más comonómeros añadidos. Por ejemplo, los términos “copolímero de poli(tereftalato de etileno)” y “copolímero de PET” incluyen PET modificado con hasta un 10 por ciento en moles de ácido isoftálico sobre 100 por ciento en moles de base de ácido carboxílico. En otro ejemplo, los términos “copolímero de poli(tereftalato de etileno)” y “copolímero de PET” incluyen PET modificado con hasta 10 por ciento en moles de 1,4-ciclohexano dimetanol (CHDM) sobre una base de 100 por ciento en moles de diol.

15 Según se usa en la presente memoria, el término “poliéster” se refiere no solo a poliésteres tradicionales, sino también incluye derivados de poliéster, tales como, por ejemplo, poliésteresteres, amidas de poliéster, y amidas de poliésteresteres.

Según se usa en la presente memoria, “predominantemente líquido” significa más de un 50 por ciento en volumen de líquido.

20 Según se usa en la presente memoria, la expresión “medio de reacción” se refiere a cualquier medio sometido a reacción química.

Según se usa en la presente memoria, el término “residuo” se refiere al resto que es el producto resultante de las especies químicas en un esquema de reacción particular o formulación posterior o producto químico, independientemente de si el resto se obtiene en realidad a partir de las especies químicas.

25 Según se usa en la presente memoria, la expresión “verticalmente alargado” significa que la dimensión vertical máxima es más larga que la dimensión horizontal máxima.

Según se usa en la presente memoria, la expresión “subproducto de vapor” incluye el vapor generado por medio de una reacción química deseada (es decir, un co-producto de vapor) y cualquier vapor generado por otras reacciones (es decir, reacciones secundarias) del medio de reacción.

30 **Reivindicaciones no limitadas a las realizaciones divulgadas**

Las realizaciones a modo de ejemplo de la invención descritas anteriormente se deben usar únicamente como ilustración, y no deberían usarse en sentido limitante para interpretar el alcance de la invención reivindicada. Se pueden llevar a cabo diversas modificaciones de las realizaciones descritas anteriormente a modo de ejemplo por parte de los expertos en la técnica sin apartarse del alcance la invención explicado en las siguientes reivindicaciones.

40

REIVINDICACIONES

- 5 1.- Un proceso que comprende: someter un medio de reacción (60) a una reacción química en un reactor (10) que comprende un miembro (18) tubular inclinado en sentido descendente, un divisor de flujo (14) dispuesto en dicho miembro tubular, y una primera bandeja (16a) dispuesta en dicho medio tubular, en el que dicho miembro tubular es alargado a lo largo de un eje central de alargamiento que está orientado con un ángulo en sentido descendente dentro del intervalo de 5 a 75 grados por debajo de la horizontal, en el que dicho divisor de flujo divide dicho medio de reacción en una parte inferior (62c) que fluye sobre la parte inferior (38) de dicho miembro tubular y una parte superior (62a) que fluye sobre dicha primera bandeja (16a).
- 10 2.- Un proceso de la reivindicación 1, en el que dicho miembro (18) tubular inclinado en sentido descendente es una tubería sustancialmente recta con dicho ángulo en sentido descendente dentro del intervalo de 10 a 60 grados por debajo de la horizontal, que además comprende una segunda bandeja (16b) dispuesta en dicha tubería, en el que dicha tubería tiene una relación de longitud con respecto a diámetro (L:D) dentro del intervalo de 2:1 a 50:1, en el que dichas bandejas primera y segunda (16a, 16b) tienen cada una de ellas una longitud de al menos 0,25 l, en el que dicho divisor de flujo (14) además divide dicho medio de reacción en una parte media (62b) que fluye sobre dicha segunda bandeja (16b), en el que los caudales máxicos de dichas partes superior, media e inferior están dentro de un 50 por ciento uno de otro, en el que dichas primera y segunda bandejas (16a, 16b) presentan superficies que miran en sentido ascendente primera y segunda respectivas a través de las cuales fluyen respectivamente dichas partes superior y media de dicho medio de reacción, en el que dichas superficies que miran en sentido ascendente primera y segunda están orientadas cada una dentro de 5 grados de dicho ángulo en sentido descendente de dicha tubería.
- 15 3.- El proceso de cualquiera 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 una longitud media de cadena dentro del intervalo de 5 a 50.
- 20 4.- El proceso de cualquiera de las reivindicaciones 1-3, en el que dicho medio de reacción fluye por gravedad a través de dicho reactor.
- 30 5.- El proceso de cualquiera de las reivindicaciones 1-4, en el que dicho miembro tubular tiene una relación de longitud con respecto a diámetro (LD) dentro del intervalo de 2:1 a 50:1, y en el que L está dentro del intervalo de 3,05 a 61 metros (de 10 a 200 pies) y D está dentro del intervalo de 0,31 a 6,1 metros (de 1 a 20 pies).
- 35 6.- El proceso de cualquiera de las reivindicaciones 1-5, que además comprende descargar al menos una parte de dicho subproducto de vapor procedente de dicho reactor por medio de una salida de vapor (28) ubicada cerca de la parte superior y/o la parte inferior de dicho reactor.
- 40 7.- El proceso de cualquiera de las reivindicaciones 1-6, que además comprender introducir una alimentación predominantemente líquida en dicho reactor en una entrada de alimentación (24) ubicada cerca de la parte superior de dicho reactor.
- 45 8.- El proceso de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7, que además comprende combinar dicha parte superior (62a) y dicha parte inferior (62c) de dicho medio de reacción cerca de la parte inferior de dicho reactor y descargar el medio de reacción combinado a partir de la salida de líquido (26) ubicada cerca de la parte inferior de dicho reactor.
- 50 9.- El proceso de cualquiera de las reivindicaciones 2 a 7, que además comprende combinar dicha parte superior (62a), dicha parte media (62) y dicha tercera parte (62c) de dicho medio de reacción cerca de la parte inferior de dicho reactor y descargar el medio de reacción combinado a partir de la salida de líquido (26) ubicada cerca de la parte inferior de dicho reactor.
- 55 10.- El proceso de cualquiera de las reivindicaciones 1-9, en el que dicha reacción química es policondensación, en la que la longitud media de cadena de dicho medio de reacción aumenta en al menos 10 en dicho reactor.
- 60 11.- El proceso de cualquiera de las reivindicaciones 3-10, en el que dicho PET es un copolímero de PET que comprende al menos 90 por ciento en moles de unidades de repetición de tereftalato de etileno y hasta un 10 por ciento de unidades de repetición de comonómero añadido procedentes de un comonómero añadido seleccionado entre el grupo que consiste en ácido isoftálico, ácido 2,6-naftalín-dicarboxílico, 1,4-ciclohexano-dimetanol, dietilenglicol y combinaciones de dos o más de ellos.
- 12.- El proceso de cualquiera de las reivindicaciones 3-11, en el que dicha alimentación se mantiene a una temperatura dentro del intervalo de 220 a 350 °C, en el que la presión de espacio de vapor en dicho reactor se mantiene dentro del intervalo de 0 a 39996 Pa (de 0 a 300 torr).

- 5 13.- El proceso de cualquiera de las reivindicaciones 3-12, que además comprende recuperar un producto de policondensación predominantemente líquido de dicho reactor, en el que dicho producto de policondensación comprende PET que tiene una longitud media de cadena que es al menos 10 veces mayor que la longitud de cadena de PET de dicha alimentación de policondensación.
- 14.- El proceso de cualquiera de las reivindicaciones 3-13, que además comprende retirar un producto a partir de una salida de producto de dicho reactor, en el que dicho medio de reacción forma dicho producto, en el que lt.V de dicho producto está dentro del intervalo de 0,3 a 1,2 dL/g.
- 10 15.- Un reactor (10) que comprende: un miembro (18) tubular inclinado en sentido descendente, un divisor de flujo (14) dispuesto en dicho medio tubular, y una primera bandeja (16a) dispuesta en dicho miembro tubular, en el que dicho miembro tubular es alargado a lo largo de un eje central de alargamiento que está orientado con un ángulo en sentido descendente dentro del intervalo de 5 a 75 grados por debajo de la horizontal, en el que dicha primera bandeja (16a) se extiende al menos un cuarto de la longitud de dicho miembro tubular y está separada de la parte superior y la parte inferior de dicho miembro tubular, en el que dicho reactor define una cámara inferior (36c) ubicada generalmente por debajo de dicha primera bandeja y una cámara superior (36a) ubicada generalmente por debajo de dicha primera bandeja, en el que dicho divisor de flujo define al menos parcialmente una primera salida en comunicación fluida con dicha cámara inferior y una segunda salida en comunicación fluida con dicha cámara superior.
- 15
- 20

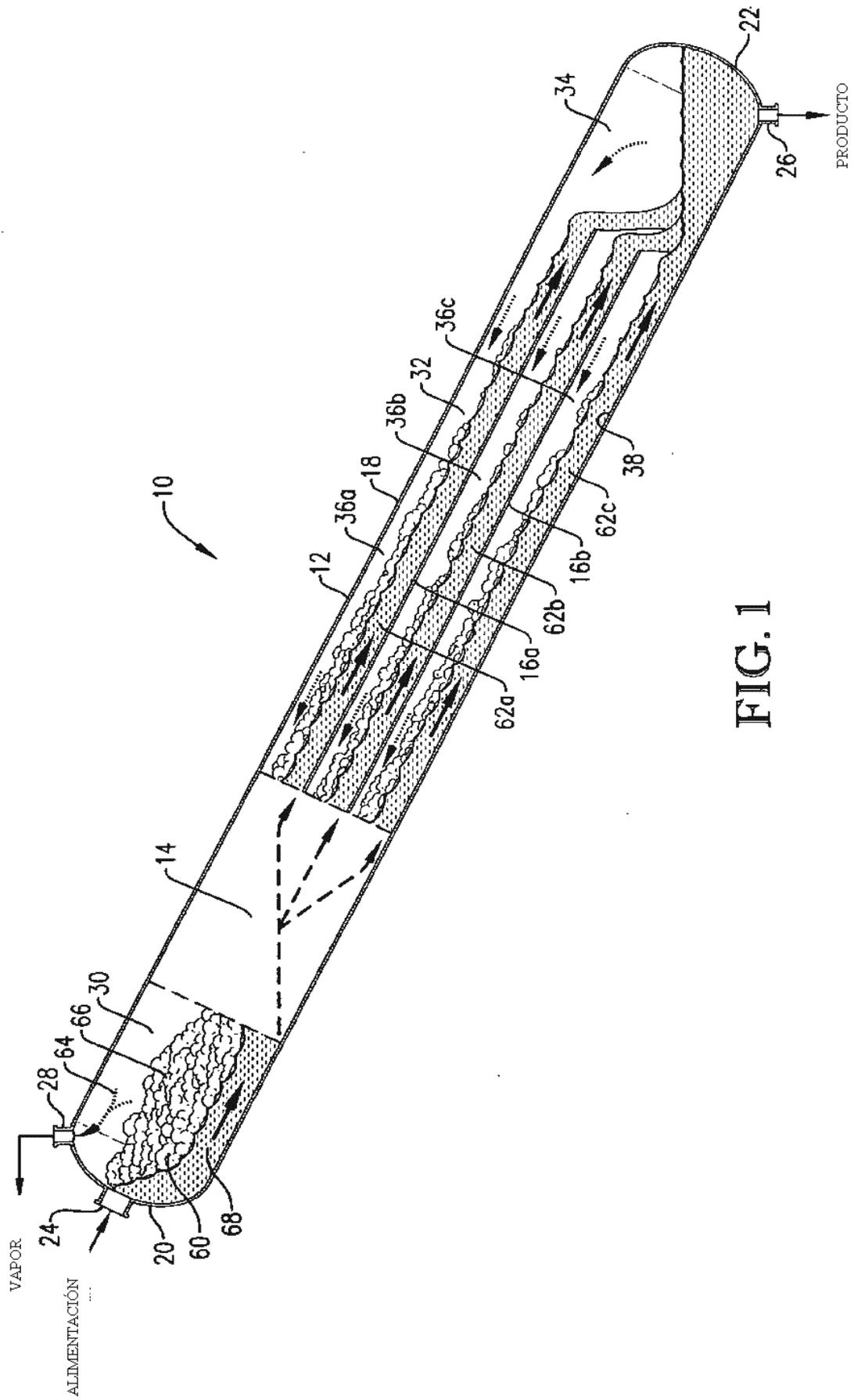
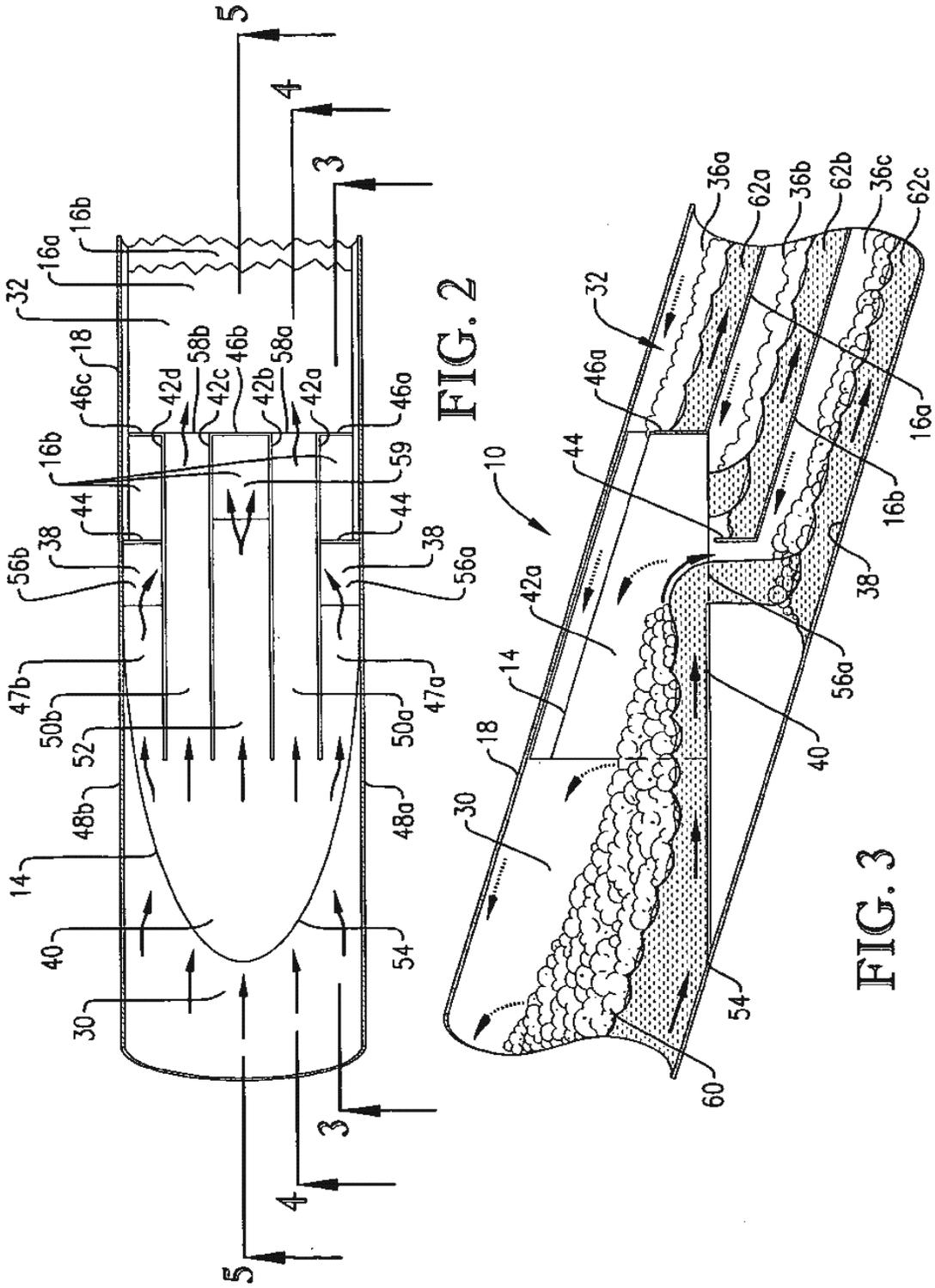
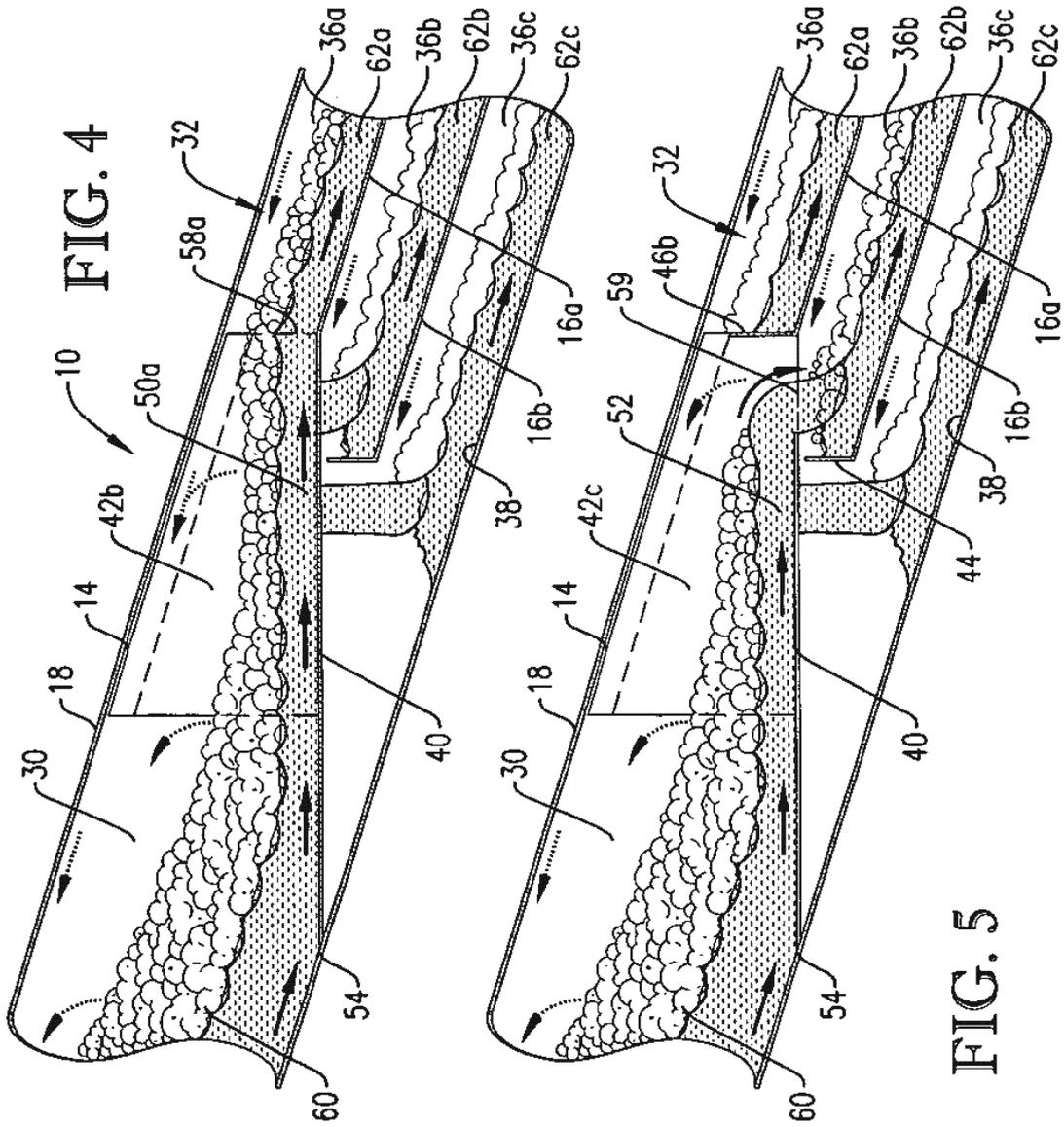


FIG. 1





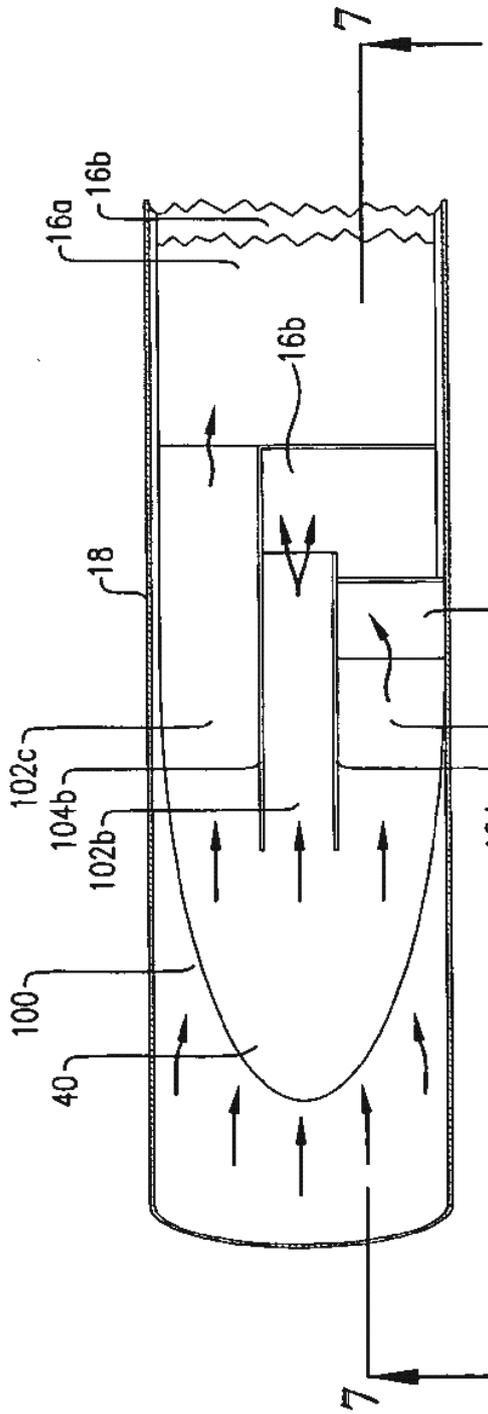


FIG. 6

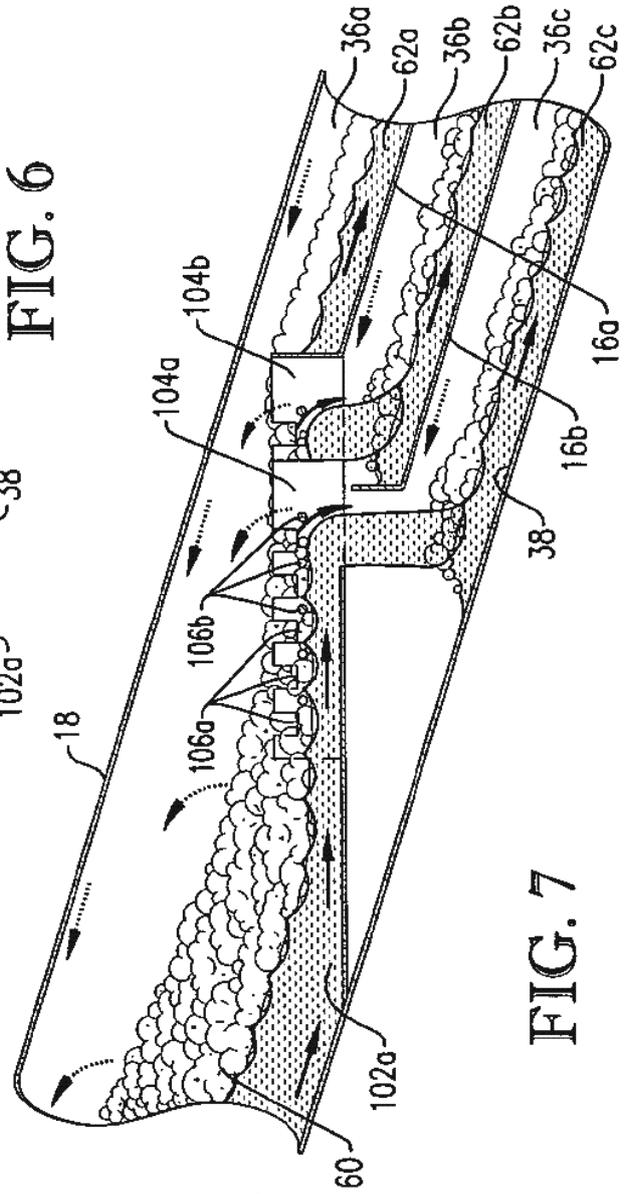


FIG. 7