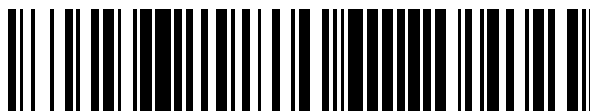


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 438 597**

51 Int. Cl.:

B01J 19/18 (2006.01)

B01J 19/24 (2006.01)

C08G 63/80 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **05.12.2007 E 07867628 (5)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **18.09.2013 EP 2089152**

54 Título: **Sistema de producción de poliéster que emplea recirculación de alcohol caliente a la zona de esterificación**

30 Prioridad:

07.12.2006 US 635411

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

17.01.2014

73 Titular/es:

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

72 Inventor/es:

DEBRUIN, BRUCE ROGER

74 Agente/Representante:

POLO FLORES, Carlos

ES 2 438 597 T3

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

DESCRIPCIÓN

Sistema de producción de poliéster que emplea recirculación de alcohol caliente a la zona de esterificación

5 1. Ámbito de la invención

Esta invención se refiere a un sistema para producir poliésteres en fase fundida. En otro aspecto, la invención se refiere a un sistema de esterificación que utiliza una corriente de recirculación de alcohol caliente.

10 2. Descripción de la técnica anterior

La polimerización en fase fundida puede usarse para producir una variedad de poliésteres tales como, por ejemplo, tereftalato de polietileno (PET). El PET se usa ampliamente en envases de bebidas, comidas y otros, así como en fibras sintéticas y resinas. Los avances en la tecnología del procedimiento, unidos a una mayor demanda, han
15 conducido a un mercado cada vez más competitivo para la producción y venta de PET. Por lo tanto, es deseable un procedimiento de alta eficacia y bajo coste para la producción de PET.

En términos generales, las instalaciones de producción de poliéster en fase fundida, incluidas aquellas usadas para preparar PET, emplean una etapa de esterificación y una etapa de policondensación. En la etapa de esterificación,
20 se convierten los materiales brutos poliméricos (es decir, reactantes) en monómeros y/u oligómeros de poliéster. En la etapa de policondensación, los monómeros de poliéster que salen de la etapa de esterificación se convierten en un producto polimérico que presenta la longitud de cadena final deseada.

En la mayoría de instalaciones de producción de poliéster en fase fundida, la esterificación se lleva a cabo en uno o
25 más reactores agitados mecánicamente tales como, por ejemplo, reactores continuos de tanque agitado (CSTR). Sin embargo, los CSTR y otros reactores agitados mecánicamente presentan una serie de desventajas que pueden dar como resultado mayores costes de capital, operativos y/o de mantenimiento para la instalación de producción de poliéster en su conjunto. Por ejemplo, los agitadores mecánicos y diversos equipos de control asociados típicamente a los CSTR son complejos, caros y pueden requerir mucho mantenimiento. Además, los CSTR convencionales
30 emplean frecuentemente tubos de intercambio de calor internos que ocupan una parte del volumen interno del reactor. Para compensar la pérdida de volumen eficaz del reactor, los CSTR con tubos de intercambio de calor internos requieren un mayor volumen global, lo que aumenta los costes de capital. Además, los serpentines de intercambio de calor internos asociados típicamente a los CSTR pueden interferir de forma indeseable con los patrones de flujo del medio de reacción en el interior del recipiente, dando así como resultado una pérdida de
35 conversión. Con el fin de aumentar la conversión de producto, muchas instalaciones de producción de poliéster convencionales han empleado múltiples CSTR dispuestos en serie, lo que supone un incremento adicional tanto de los costes de capital como de los operativos.

Por consiguiente, existe la necesidad de un procedimiento de poliéster de alta eficacia que minimice los costes de
40 capital, operativos y de mantenimiento, y que maximice al mismo tiempo la conversión de producto.

RESUMEN DE LA INVENCÓN

En una forma de realización de la presente invención, se da a conocer un procedimiento que consiste en: (a)
45 someter un medio de reacción a esterificación en una zona de esterificación para producir de esta forma un primer producto de vapor y un primer producto líquido; (b) someter al menos una parte del primer producto de vapor a una separación por destilación en una zona de destilación para producir de esta forma un segundo producto de vapor y un segundo producto líquido; (c) combinar al menos una parte del segundo producto líquido con al menos una parte del primer producto líquido para producir de esa forma un líquido combinado, en el que la temperatura del segundo
50 producto líquido cuando se combina con el primer producto líquido no es más de 100 °C más fría que la temperatura del segundo producto líquido cuando es extraído de la citada zona de destilación; y (d) introducir una alimentación de esterificación que comprende al menos una parte del líquido combinado en la zona de esterificación.

En otra forma de realización de la presente invención, se da a conocer un procedimiento que consiste en: (a)
55 someter un medio de reacción que comprende ácido tereftálico y etilenglicol a esterificación en una primera zona de esterificación, definida dentro de los tubos de un intercambiador de calor de carcasa y tubos, para producir de esta forma un primer producto líquido que presenta una conversión de al menos el 50 por ciento; (b) someter al menos una parte del primer producto líquido a esterificación adicional en una segunda zona de esterificación, definida dentro de un reactor de esterificación, para producir de esta forma un segundo producto líquido y un segundo

producto de vapor, en el que el segundo producto líquido presenta una conversión más alta que el primer producto líquido, en el que el reactor de esterificación define una entrada de fluido para recibir el primer producto líquido, una salida de vapor para descargar el segundo producto de vapor, y una salida de líquido para descargar el segundo producto líquido, en el que las salidas de vapor y de líquido se encuentran separadas horizontalmente de la entrada de fluido por una distancia mayor que la dimensión vertical máxima de la segunda zona de esterificación; (c) someter al menos una parte del segundo producto de vapor a una separación por destilación en una zona de destilación para producir de esta forma un tercer producto de vapor y un tercer producto líquido, en el que el tercer producto de vapor comprende al menos el 50 por ciento en moles de agua y el tercer producto líquido comprende al menos el 50 por ciento en moles de etilenglicol; (d) combinar al menos una parte del tercer producto líquido con al menos una parte del segundo producto líquido para producir de esa forma un líquido combinado, en el que la temperatura del tercer producto líquido cuando se combina con el segundo producto líquido no es más de 100 °C más fría que la temperatura del tercer producto líquido cuando es extraído de la zona de destilación; y (e) introducir al menos una parte del líquido combinado en la primera zona de esterificación.

15 BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

Se describen con detalle a continuación ciertas formas de realización de la presente invención haciendo referencia a las figuras adjuntas, en las que:

20 FIG. 1 es una representación esquemática de un sistema de esterificación configurado de acuerdo con una forma de realización de la presente invención y adecuado para su uso en una instalación de producción de poliéster en fase fundida.

DESCRIPCIÓN DETALLADA

25 La presente invención puede emplearse en instalaciones de producción de poliéster en fase fundida capaces de producir una variedad de poliésteres a partir de una variedad de materiales de partida. Según se usa en la presente memoria, el término «poliéster» incluye también derivados de poliéster tales como, por ejemplo, poliésteres, poliesteramidas y poliesteresteramidas. Los ejemplos de poliésteres en fase fundida que pueden producirse de acuerdo con la presente invención incluyen, entre otros, homopolímeros y copolímeros de tereftalato de polietileno (PET), PETG (PET modificado con comonomero de 1,4-ciclohexanodimetanol (CHDM)), poliésteres totalmente aromáticos o cristalinos líquidos, poliésteres biodegradables tales como aquellos que comprenden butanodiol, residuos de ácido tereftálico y ácido adípico, homopolímeros y copolímeros de poli(tereftalato de ciclohexanodimetileno), y homopolímeros y copolímeros de CHDM y ácido ciclohexanodicarboxílico o 35 ciclohexanodicarboxilato de dimetilo.

En una forma de realización de la presente invención, se someten materiales de partida de poliéster que comprenden al menos un alcohol y al menos un ácido a esterificación en una etapa inicial del procedimiento. El material de partida ácido puede ser un ácido dicarboxílico tal que el producto de poliéster final comprenda al menos un residuo de ácido dicarboxílico que presente en el intervalo de entre 4 y 15 o de entre 8 y 12 átomos de carbono. Los ejemplos de ácidos dicarboxílicos adecuados para uso en la presente invención pueden incluir, entre otros, 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, ácido 2,2-dimetil-1,3-propanodiolcarboxílico, ácido succínico, ácido glutámico, ácido adípico, ácido azelaico, ácido sebáico y mezclas de los mismos. En una forma de realización, el material de partida ácido puede ser el correspondiente éster, tal como tereftalato de dimetilo, en lugar de ácido tereftálico.

El material de partida alcohol puede ser un diol tal que el producto de poliéster final pueda comprender al menos un residuo de diol tal como, por ejemplo, aquellos originados a partir de dioles cicloalifáticos que presenten del orden de entre 3 y 25 átomos de carbono o de entre 6 y 20 átomos de carbono. Entre los dioles adecuados se incluyen, entre otros, etilenglicol (EG), dietilenglicol, trietilenglicol, 1,4-ciclohexanodimetanol, propano-1,3-diol, butano-1,4-diol, pentano-1,5-diol, hexano-1,6-diol, neopentilglicol, 3-metilpentano-2,4-diol, 2-metilpentano-1,4-diol, 2, 2,4-trimetilpentano-1,3-diol, 2-etilhexano-1,3-diol, 2,2-dietilpropano-1,3-diol, hexano-1,3-diol, 1,4-dihidroxi-2,6-dimetilbenceno, 2,2-bis-(4-hidroxiciclohexil)propano, 2,4-dihidroxi-1,1,3,3-tetrametilciclobutano, 2,2,4,4-tetrametilciclobutanodiol, 2,2-bis-(3-hidroxietoxifenil)propano, 2,2-bis-(4-hidroxipropoxifenil)propano, isosorbida, hidroquinona, BDS-(2,2-(sulfonilbis)-4,1-fenilenoxi))bis(etanol) y mezclas de los mismos.

Además, en una forma de realización, los materiales de partida pueden comprender uno o más comonomeros. Los comonomeros adecuados pueden incluir, por ejemplo, comonomeros que comprenden ácido tereftálico, tereftalato

de dimetilo, ácido isoftálico, isoftalato de dimetilo, 2,6-naftalenodicarboxilato de dimetilo, 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 de decahidronaftaleno, 2,6-dihidroximetildecadhidronaftaleno, hidroquinona, ácido hidroxibenzoico y mezclas de los mismos.

De acuerdo con una forma de realización de la presente invención, pueden añadirse uno o más aditivos a los materiales de partida, el poliéster y/o los precursores de poliéster en un o más lugares del procedimiento. Los aditivos adecuados pueden incluir, por ejemplo, comonomeros trifuncionales o tetrafuncionales tales como anhídrido trimelítico, trimetilolpropano, dianhídrido piromelítico, pentaeritritol u otros poliácidos o polioles; agentes reticulantes o ramificadores; colorante; matizador; pigmento; negro de carbón; fibra de vidrio; cargas; modificador de impacto; antioxidante; compuesto absorbente de UV y compuesto secuestrante de oxígeno.

En general, el procedimiento de producción de poliéster de acuerdo con una realización de la presente invención puede comprender dos etapas principales. La primera etapa hace reaccionar los materiales de partida (a los que se hace referencia también en la presente memoria como «materiales brutos» o «reactantes») para dar lugar a monómeros y/u oligómeros. La segunda etapa hace reaccionar además los monómeros y/u oligómeros para dar lugar al producto de poliéster final.

Si los materiales de partida que entran en la primera etapa incluyen grupos terminales ácidos tales como, por ejemplo, ácido tereftálico o ácido isoftálico, la primera etapa se denomina esterificación. Si los materiales de partida presentan grupos terminales metilo tales como, por ejemplo, tereftalato de dimetilo o isoftalato de dimetilo, la primera etapa se denomina intercambio de ésteres o transesterificación. Por simplicidad, el término «esterificación» según se usa en la presente memoria incluye tanto reacciones de esterificación como de intercambio de ésteres, si bien debe entenderse que la opción entre esterificación o intercambio de ésteres depende de los materiales de partida. De acuerdo con una forma de realización de la presente invención, la esterificación puede tener lugar a una temperatura comprendida en el intervalo de entre 220 °C y 300 °C, o entre 235 °C y 280 °C, o entre 245 °C y 270 °C, y a una presión inferior a 172368,93 Pa (25 psig), o a una presión comprendida en el intervalo de entre 6894,75 Pa (1 psig) y 68947,57 Pa (10 psig), o entre 13789,51 Pa (2 psig) y 34473,79 Pa (5 psig). En una forma de realización, la longitud media de cadena del monómero y/u oligómero que sale de la etapa de esterificación puede ser menor de 25, de entre 1 y 20, o de entre 5 y 15.

Puede hacerse referencia a la segunda etapa del proceso como la etapa de policondensación. La etapa de policondensación puede emplear un procedimiento de una sola etapa, o puede dividirse en una etapa de prepolicondensación (o prepolimerización) y una etapa de policondensación final (o de acabado). En términos generales, pueden producirse polímeros de cadena más larga mediante un procedimiento de policondensación multietapa. La etapa de policondensación puede llevarse a cabo a una temperatura comprendida en el intervalo de entre 220 °C y 350 °C, o entre 240 °C y 320 °C, y a una presión subatmosférica (por ejemplo, a vacío). Cuando se lleva a cabo la policondensación en un procedimiento de dos etapas, el reactor de prepolimerización (o prepolímero) puede convertir el monómero que sale de la sección de esterificación en un oligómero que presenta una longitud media de cadena comprendida en el intervalo de entre 2 y 40, de entre 5 y 35 o de entre 10 y 30. El reactor de acabado convierte entonces la mezcla de oligómero/polímero en el producto polimérico final que presenta la longitud media de cadena deseada.

De acuerdo con una forma de realización de la presente invención, la etapa de esterificación puede llevarse a cabo en un sistema de esterificación que comprende al menos una zona de esterificación y al menos una zona de destilación. En la zona de esterificación, los reactivos se someten a esterificación para producir de esta forma un subproducto de vapor y un producto líquido que contienen monómeros y/u oligómeros de poliéster. Una parte de producto del producto líquido que sale de la zona de esterificación puede salir del sistema de esterificación para su procesamiento aguas abajo, mientras que una parte de recirculación del producto líquido que sale de la zona de esterificación se puede recircular de vuelta a la entrada de la zona de esterificación. Al menos una parte del subproducto de vapor que sale de la zona de esterificación puede ser dirigida a la zona de destilación, en la que los componentes de agua y alcohol del subproducto de vapor se pueden separar. Una parte del alcohol separado que sale de la zona de destilación se puede recombinar con la parte de recirculación del producto líquido que sale de la zona de esterificación. La corriente combinada resultante se puede volver a introducir en la zona de esterificación, después de recibir cantidades adicionales de reactivos y/o aditivos.

En una forma de realización de la presente invención, al menos una parte de la zona de esterificación puede estar definida por un equipo que imparta poca o ninguna agitación mecánica a la fase líquida del medio de reacción

procesado en el mismo. Aunque la fase líquida del medio de reacción procesado en la zona de esterificación puede estar algo agitada por el hecho de fluir a través del equipo que define la zona de esterificación, en una realización de la presente invención, menos del 50 por ciento, menos del 25 por ciento, menos del 10 por ciento, menos del 5 por ciento o el 0 por ciento de la agitación de la fase líquida del medio de reacción procesado en la zona de esterificación es proporcionada por agitación mecánica. Esto contrasta directamente con los procedimientos de esterificación convencionales que se llevan a cabo en uno o más reactores continuos de tanque agitado (CSTR) en condiciones de agitación mecánica extrema.

Como se expone con más detalle a continuación, la presente invención puede emplear equipos sencillos, fiables y baratos para llevar a cabo la esterificación. Por ejemplo, en una forma de realización de la presente invención, al menos una parte de la zona de esterificación se puede definir dentro de un calentador sencillo, fiable y relativamente barato, tal como, por ejemplo, un intercambiador de calor de carcasa y tubos. Además, en otra forma de realización, al menos una parte de la zona de esterificación se puede definir dentro de un recipiente de esterificación no agitado sencillo, fiable y relativamente barato.

Haciendo referencia ahora a la figura 1, se ilustra un sistema de esterificación configurado de acuerdo con una forma de realización de la presente invención, que comprende en general un intercambiador de calor 12, un recipiente de esterificación 14, una columna de destilación 16 y un bucle de recirculación 18. En términos generales, el procedimiento llevado a cabo en el sistema de esterificación 10 incluye las siguientes etapas amplias: (1) introducir una alimentación de esterificación en el intercambiador de calor 12; (2) calentar y esterificar parcialmente la alimentación de esterificación en el intercambiador de calor 12; (3) introducir al menos una parte del producto calentado y parcialmente esterificado desde el intercambiador de calor 12 al recipiente de esterificación 14; (4) esterificar adicionalmente el producto parcialmente esterificado del intercambiador de calor 12 en el recipiente de esterificación 14; (5) separar el producto líquido del subproducto de vapor en el recipiente de esterificación 14; (6) introducir al menos una parte del subproducto de vapor del recipiente de esterificación 14 en la columna de destilación 16; (7) separar el subproducto de vapor en una corriente de cabeza predominantemente de agua y una corriente de cola predominantemente de alcohol en la columna de destilación 16; (8) encauzar una parte de la recirculación del producto líquido desde el recipiente de esterificación 14 de vuelta al intercambiador de calor 12 a través del bucle de recirculación 18; (9) mientras la parte de recirculación del producto líquido fluye a través del bucle de recirculación 18, añadir al mismo alcohol recirculado de la columna de destilación 16, alcohol reciente, aditivo o aditivos y/o ácido y (10) extraer una parte de producto del producto líquido del recipiente de esterificación 14 para procesamiento posterior más adelante.

Como se indicó anteriormente, la esterificación puede llevarse a cabo tanto en el intercambiador de calor 12 como en el recipiente de esterificación 14 o en el sistema de esterificación 10. Dado que la esterificación puede llevarse a cabo tanto en el intercambiador de calor 12 como en el recipiente de esterificación 14, puede hacerse referencia a cada uno de estos equipos como los «reactores de esterificación», cada uno de los cuales define una parte de una «zona de esterificación». Sin embargo, debido a que una función adicional del intercambiador de calor 12 puede ser calentar el medio de reacción procesado en el mismo, puede hacerse referencia también al intercambiador de calor 12 como un «calentador» que define una «zona de calentamiento». Además, puesto que una función adicional del recipiente de esterificación 14 puede consistir en promover el desprendimiento de vapor/líquido, puede hacerse referencia también al recipiente de esterificación 14 como un «recipiente de desprendimiento» que define una «zona de desprendimiento». Se describirá ahora con mayor detalle la configuración y operación del sistema de esterificación 10, ilustrado en la figura 1.

Haciendo referencia de nuevo a la figura 1, se transporta una corriente de producto líquido recirculado, expuesta con más detalle a continuación, a través de un conducto de recirculación 100. Según se ilustra en la figura 1, pueden añadirse los siguientes materiales a la corriente de producto líquido recirculado que fluye a través del conducto de recirculación 100: (a) alcohol recirculado introducido a través del conducto 102, (b) alcohol reciente adicional introducido a través del conducto 104 y (c) uno o más aditivos introducidos a través del conducto 106. En otra forma de realización, puede añadirse al menos una parte de una o más corrientes de los conductos 102, 104 y/o 106 a la corriente que sale del recipiente de esterificación 14 en el conducto 114, que se expone con detalle a continuación. En aún otra forma realización, puede introducirse al menos una parte de una o más corrientes de los conductos 102, 104 y/o 106 directamente en una bomba de recirculación 40 aún por exponer. El alcohol recirculado y reciente de los conductos 102 y 104 puede ser cualquiera de los alcoholes expuestos anteriormente que resultan adecuados para uso como materiales de partida en el sistema de la presente invención. Según una realización, el alcohol recirculado y/o reciente puede ser etilenglicol. El uno o más aditivos del conducto 106 pueden ser cualquiera de los aditivos expuestos anteriormente que resultan adecuados para uso en el sistema de la presente invención.

Asimismo, puede añadirse ácido adicional desde el conducto 108 a la corriente que fluye a través del conducto de recirculación 100. El ácido introducido en el conducto de recirculación 100 a través del conducto 108 puede ser cualquiera de los ácidos expuestos anteriormente que resultan adecuados para uso como materiales de partida en el sistema de la presente invención. El ácido en el conducto 108 puede presentarse en forma de un líquido, suspensión
5 densa, pasta o sólidos secos. En una forma de realización, el ácido del conducto 108 puede ser partículas sólidas de ácido tereftálico.

En una forma de realización de la presente invención, el ácido del conducto 108 se añade a la corriente de recirculación del conducto 100 en forma de partículas sólidas pequeñas sustancialmente secas (por ejemplo, un
10 polvo). En dicha realización, el ácido alimentado al conducto 100 puede contener menos del 5 por ciento en peso, menos del 2 por ciento en peso o menos del 1 por ciento en peso de líquido. Este procedimiento de adición de ácido seco puede eliminar la necesidad de tanques complejos y costosos agitados mecánicamente usados convencionalmente para convertir las partículas de ácido sólidas en una pasta o suspensión densa antes de introducir la mezcla resultante en el procedimiento de esterificación.

15 Según se ilustra en la figura 1, puede emplearse un reductor de presión 20 para permitir la adición directa de un reactante ácido sólido al conducto de recirculación 100 sin que se encuentre en forma de una pasta o suspensión densa. En una forma de realización de la presente invención, el reactante ácido sólido puede añadirse al conducto de recirculación 100 en un lugar en que la presión de la corriente de recirculación se haya reducido a través del
20 reductor de presión 20. El reductor de presión 20 puede ser cualquier aparato conocido en la técnica por ser capaz de reducir la presión de una corriente principalmente fluida, de modo que pueda añadirse material a la corriente de presión reducida a través de una abertura próxima a la zona de presión reducida. Un eductor es un ejemplo de aparato adecuado para uso como reductor de presión 20.

25 Según se ilustra en la figura 1, el reactante ácido sólido del conducto 108 puede añadirse al bucle de recirculación 18 aguas abajo del alcohol adicional y los puntos de inyección de aditivo. Además, puede ser ventajoso introducir el reactante ácido sólido en la parte superior del conducto de recirculación 100 para acelerar la disolución de las partículas de ácido sólidas a medida que descienden por la corriente de recirculación. La presencia de monómeros y/u oligómeros de poliéster en la corriente de recirculación también puede potenciar la disolución de las partículas de
30 ácido sólidas añadidas al conducto de recirculación 100. En una forma de realización de la presente invención, la corriente del conducto de recirculación 100 puede presentar una longitud media de cadena en el intervalo comprendido entre 1 y 20, entre 2 y 18 o entre 5 y 15.

En términos generales, la cantidad de alcohol y ácido añadida a la corriente de recirculación del conducto de recirculación 100 puede ser cualquier cantidad necesaria para lograr la velocidad de producción deseada y la relación de alcohol a ácido deseada. En una forma de realización de la presente invención, la relación molar de alcohol a ácido de la corriente de alimentación de esterificación que sale por el conducto de recirculación 100 se encuentra en el intervalo comprendido entre 1,005:1 y 10:1, entre 1,01:1 y 8:1 o entre 1,05:1 y 6:1.
35

40 La corriente combinada que sale por el conducto de recirculación 100 y/o reductor de presión 20 puede introducirse como alimentación de esterificación en una entrada 22 del intercambiador de calor 12 a través del conducto de alimentación 110. En el intercambiador de calor 12, se calienta la alimentación de esterificación/medio de reacción y se somete a condiciones de esterificación. De acuerdo con una realización de la presente invención, el aumento de temperatura del medio de reacción entre la entrada 22 y la salida 24 del intercambiador de calor 12 puede ser al
45 menos 10 °C (50 °F), al menos 23,88 °C (75 °F) o al menos 29,44 °C (85 °F). En términos generales, la temperatura de la alimentación de esterificación que entra por la entrada 22 del intercambiador de calor 12 puede encontrarse en el intervalo comprendido entre 220 °C y 260 °C, entre 230 °C y 250 °C, o entre 235 °C y 245 °C. En términos generales, la temperatura del producto de esterificación que sale por la salida 24 del intercambiador de calor 12 puede encontrarse en el intervalo comprendido entre 240 °C y 320 °C, entre 255 °C y 300 °C o entre 275 °C y
50 290 °C. El medio de reacción en el intercambiador de calor 12 puede mantenerse a una presión en el intervalo comprendido entre 34473,79 y 344737,86 Pa (entre 5 y 50 psig), entre 68947,57 y 241316,51 Pa (entre 10 y 35 psig) o entre 103421,25 y 172368,93 Pa (entre 15 y 25 psig).

Como se expuso anteriormente, el intercambiador de calor 12 puede considerarse también un reactor de esterificación puesto que al menos una parte del medio de reacción que fluye a través del mismo puede experimentar esterificación. La cantidad de esterificación llevada a cabo de acuerdo con la presente invención puede cuantificarse en términos de «conversión». Según se usa en la presente memoria, el término «conversión» sirve 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 de grupos terminales ácidos originales que se han
55

convertido (es decir, esterificado) en grupos éster. La conversión puede cuantificarse como el número de grupos terminales convertidos (es decir, grupos terminales alcohol) dividido entre el número total de grupos terminales (es decir, grupos terminales alcohol más ácido), expresado como porcentaje. Aunque se usa en la presente memoria la conversión, debería entenderse que la longitud media de cadena, que describe el número medio de unidades monoméricas que comprende un compuesto, podría asimismo resultar apropiada para describir también las características de las corrientes de la presente invención.

De acuerdo con una forma de realización, la reacción de esterificación llevada a cabo en el intercambiador de calor 12 puede aumentar la conversión del medio de reacción entre la entrada 22 y la salida 24 en al menos 5, al menos 10, al menos 15, al menos 20, al menos 30 o al menos 50 puntos porcentuales. En términos generales, la corriente de alimentación de esterificación introducida en la entrada 22 del intercambiador de calor 12 presenta una conversión de menos de un 90 por ciento, menos de un 75 por ciento, menos de un 50 por ciento, menos de un 25 por ciento, menos de un 10 por ciento o menos de un 5 por ciento, mientras que la corriente del producto de esterificación que sale por la salida 24 del intercambiador de calor 12 presenta una conversión de al menos un 50 por ciento, al menos un 60 por ciento, al menos un 70 por ciento, al menos un 75 por ciento, al menos un 80 por ciento, al menos un 85 por ciento, al menos un 95 por ciento o al menos un 98 por ciento.

En una realización de la presente invención, la reacción de esterificación llevada a cabo en el intercambiador de calor 12 tiene lugar en un tiempo de residencia significativamente reducido en relación con los procedimientos de esterificación convencionales. Por ejemplo, el tiempo medio de residencia del medio de reacción que fluye a través del intercambiador de calor 12 puede ser menor de 60 minutos, menor de 45 minutos, menor de 35 minutos o menor de 20 minutos. Este tiempo de residencia relativamente corto puede conseguirse incluso a altas velocidades de producción a escala comercial. Por tanto, en una forma de realización, la corriente de producto sale por la salida 24 del intercambiador de calor 12 a un caudal de al menos 4.535,92 kg por hora (kg/h) (10.000 libras por hora (lb/h)), al menos 11.339,81 kg/h (25.000 lb/h), al menos 22.679,62 kg/h (50.000 lb/h) o al menos 45.359,24 kg/h (100.000 lb/h).

Volviendo ahora a la configuración específica del intercambiador de calor 12, de acuerdo con una forma de realización de la presente invención, el intercambiador de calor 12 puede ser un intercambiador de calor de carcasa y tubos alargado horizontalmente. Puede definirse un pasillo de flujo interno a través del intercambiador de calor 12 por los tubos de intercambio de calor a través de los cuales fluye el medio de reacción a medida que se calienta y esterifica. Este pasillo de flujo interno puede considerarse que es una «primera zona de esterificación» del sistema de esterificación 10. En términos generales, el volumen total del pasillo de flujo interno a través del intercambiador de calor puede encontrarse en el intervalo comprendido entre 0,28 y 42,47 metros cúbicos (m^3) (entre 10 y 1.500 pies cúbicos (ft^3), entre 2,83 y 22,65 m^3 (entre 100 y 800 ft^3) o entre 5,66 y 16,99 m^3 (entre 200 y 600 ft^3). El diámetro interno medio de los tubos de intercambio de calor individuales puede ser menor de 10,2 cm (4 pulgadas), o en el intervalo comprendido entre 0,6 cm y 7,6 cm (entre 0,25 y 3 pulgadas), o entre 1,3 y 5,1 cm (entre 0,5 y 2 pulgadas).

Como se muestra en la figura 1, una corriente de medio de transferencia de calor calentado (HTM, por sus siglas en inglés) puede entrar en el lado de la carcasa del intercambiador de calor 12 y rodear al menos parcialmente una parte de los tubos de intercambio de calor para calentar el medio de reacción que fluye a través de los mismos. En una forma realización de la presente invención, el coeficiente de transferencia de calor asociado al calentamiento del medio de reacción en el intercambiador de calor 12 puede encontrarse en el intervalo comprendido entre 0,16 y 63,69 BTU por hora por $^{\circ}C$ por metro cuadrado ($BTU/h \cdot ^{\circ}C \cdot m^2$) (entre 0,5 y 200 BTU por hora por $^{\circ}F$ por pie cuadrado ($BTU/h \cdot ^{\circ}F \cdot ft^2$)), entre 1,59 y 31,85 $BTU/h \cdot ^{\circ}C \cdot m^2$ (entre 5 y 100 $BTU/h \cdot ^{\circ}F \cdot ft^2$) o entre 3,18 y 15,92 $BTU/h \cdot ^{\circ}C \cdot m^2$ (entre 10 y 50 $BTU/h \cdot ^{\circ}F \cdot ft^2$). La cantidad total de calor transferida al medio de reacción en el intercambiador de calor 12 puede encontrarse en el intervalo comprendido entre 220,46 y 11023,12 BTU por kilogramo de medio de reacción (BTU/kg) (entre 100 y 5.000 BTU por libra de medio de reacción (BTU/lb)), entre 881,85 y 4.409,25 BTU/kg (entre 400 y 2.000 BTU/lb) o entre 1.322,77 y 3.306,94 BTU/kg (entre 600 y 1.500 BTU/lb).

Según se ilustra en la figura 1, el producto parcialmente esterificado que sale del intercambiador de calor 12 a través de la salida 24 puede transportarse al recipiente de esterificación 14 a través del conducto 112. La corriente parcialmente esterificada del conducto 112 puede introducirse en el volumen interno del recipiente de esterificación 14 a través de la entrada de fluido 26. Como se expuso anteriormente, en el recipiente de esterificación 14, la corriente parcialmente esterificada se somete a una esterificación adicional y separación de fases. Por consiguiente, el volumen interno definido en el recipiente de esterificación puede considerarse que es una «segunda zona de esterificación» y/o una «zona de desprendimiento». En términos generales, el medio de reacción en el recipiente de esterificación 14 fluye de forma sustancialmente horizontal a través del volumen interno. A medida que el medio de

reacción fluye desde la entrada de fluido 26 y experimenta esterificación, los subproductos de vapor escapan de la fase líquida y fluyen generalmente por encima de la fase líquida. El producto líquido separado puede salir del recipiente de esterificación 14 a través de la salida de líquido 28, mientras que el subproducto de vapor separado puede salir del recipiente de esterificación 14 a través de la salida de vapor 30.

5

La reacción de esterificación llevada a cabo en el recipiente de esterificación 14 puede aumentar la conversión del medio de reacción procesado en el mismo de modo que el producto líquido que sale por la salida de líquido 28 tenga una conversión que es al menos 1 punto porcentual, al menos 2 puntos porcentuales o al menos 5 puntos porcentuales mayor que la conversión de la corriente de fluido que entra por la entrada de fluido 26. En términos generales, el producto líquido que sale por la salida de líquido 28 del recipiente de esterificación 14 puede presentar una conversión de al menos un 80 por ciento, al menos un 85 por ciento, al menos un 90 por ciento, al menos un 95 por ciento o al menos un 98 por ciento.

La conversión conseguida en el recipiente de esterificación 14 puede ocurrir durante un tiempo de residencia relativamente corto y con poco o nada de entrada de calor. Por ejemplo, el tiempo de residencia medio del medio de reacción en el recipiente de esterificación 12 puede ser menor de 200 minutos, menor de 60 minutos, menor de 45 minutos, menor de 30 minutos o menor de 15 minutos. Además, la cantidad de calor transferida al medio de reacción en el recipiente de esterificación 14 puede ser menor de 220,46 BTU por kilogramo (100 BTU por libra) de medio de reacción (BTU/kg) ((BTU/lb)), menor de 44,09 BTU/kg (20 BTU/lb), menor de 11,02 BTU/kg (5 BTU/lb) o menor de 2,20 BTU/kg (1 BTU/lb).

Con una entrada de calor mínima o nula al recipiente de esterificación 14, la temperatura media del producto líquido que sale por la salida de líquido 28 del recipiente de esterificación 14 puede estar a 50 °C, 30 °C, 20 °C o 15 °C de la temperatura media del fluido que entra en el recipiente de esterificación 14 a través de la entrada de fluido 26. En términos generales, la temperatura media del producto líquido que sale por la salida de líquido 28 del recipiente de esterificación 14 puede encontrarse en el intervalo comprendido entre 220 °C y 320 °C, entre 240 °C y 300 °C o entre 250 °C y 275 °C.

Volviendo ahora a la configuración específica del recipiente de esterificación 14, en la forma de realización ilustrada en la figura 1, el recipiente de esterificación 14 es un recipiente sustancialmente vacío, no agitado, no calentado, generalmente cilíndrico y horizontalmente alargado. El recipiente de esterificación 14 puede presentar una relación de longitud a diámetro (L:D) de menos de 10:1, en el intervalo comprendido entre 1,25:1 y 8:1, entre 1,5:1 y 6:1 o entre 2:1 y 4,5:1. En una realización, la entrada de fluido 26, la salida de líquido 28 y la salida de vapor 30 se encuentran separadas entre sí de manera que se consiga una esterificación suficiente y se potencie el desprendimiento/separación de las fases de vapor, líquido y espuma. Por ejemplo, la salida de líquido 28 y la salida de vapor 30 pueden encontrarse separadas horizontalmente de la entrada de fluido 26 en al menos 1,25D, al menos 1,5D, o al menos 2,0D. Además, la salida de líquido 28 y la salida de vapor 30 pueden encontrarse separadas verticalmente entre sí en al menos 0,5D, al menos 0,75D, o al menos 0,95D.

Según se ilustra en la figura 1, el recipiente de esterificación 14 puede comprender un distribuidor de fluido 32 para ayudar a una distribución eficaz de la alimentación en el recipiente de esterificación 14. En la forma de realización ilustrada en la figura 1, el distribuidor de fluido es simplemente una tubería que se extiende de forma sustancialmente horizontal que presenta un extremo distal curvado hacia abajo que define la entrada de fluido 26 con una orientación en dirección descendente. Como alternativa, el distribuidor de fluido 32 puede definir una pluralidad de aberturas para descargar la alimentación parcialmente esterificada en múltiples lugares separados horizontalmente en el recipiente de esterificación 14. En una forma de realización de la presente invención, la profundidad media del medio de reacción en el recipiente de esterificación 14 se mantiene a menos de 0,75D, menos de 0,50D, menos de 0,25D o menos de 0,15D a medida que pasa de forma sustancialmente horizontal a través del recipiente de esterificación 14.

50

Como se muestra en la figura 1, tras la entrada en el recipiente de esterificación 14, el medio de reacción que sale por el distribuidor de fluido 32 puede empezar a espumarse a medida que las burbujas de vapor se desprenden de la parte líquida del medio de reacción. En términos generales, la producción de espuma puede reducirse a lo largo de la longitud del recipiente de esterificación 14 a medida que el vapor se desprende de la fase líquida del medio de reacción de modo que, en una forma de realización, no sale sustancialmente espuma por la salida de líquido 28 y/o la salida de vapor 30 del recipiente de esterificación 14.

55

Para ayudar a garantizar que no salga sustancialmente espuma por la salida de vapor 30 del recipiente de esterificación 14, puede emplearse un deflector que se extiende en dirección descendente 34 en el recipiente de

esterificación 14. El deflector 34 puede disponerse generalmente entre la entrada de fluido 26 y la salida de vapor 30 del recipiente de esterificación 14, pero más cerca de la salida de vapor 30 que de la entrada de fluido 26. El deflector 34 puede extenderse en dirección descendente desde la parte superior del recipiente de esterificación 14 próxima a la salida de vapor 30 y puede funcionar bloqueando físicamente el flujo de espuma, si lo hubiera, hacia la salida de vapor 30. En una forma de realización de la presente invención, el deflector 34 puede presentar un borde inferior separado verticalmente al menos a $0,25D$, al menos $0,5D$ o al menos $0,75D$ del fondo del recipiente de esterificación 14. En la forma de realización ilustrada en la figura 1, el deflector incluye una parte que se extiende en dirección descendente 36 y una parte que se extiende en dirección lateral 38. La parte que se extiende en dirección descendente 36 puede extenderse en dirección descendente desde una localización próxima a la salida de vapor 30, mientras que la parte que se extiende en dirección lateral 38 puede extenderse transversalmente desde el extremo inferior de la parte que se extiende en dirección descendente 36 hasta una localización generalmente por debajo de la salida de vapor 30.

El volumen interno total definido en el recipiente de esterificación 14 puede depender de una serie de factores que incluyen, por ejemplo, los requisitos hidrodinámicos globales del sistema de esterificación 10. En una forma de realización de la presente invención, el volumen interno total del recipiente de esterificación 14 puede ser al menos un 25 por ciento, al menos un 50 por ciento, al menos un 75 por ciento, al menos un 100 por ciento o al menos un 150 por ciento del volumen interno total del bucle de recirculación 18, descrito con más detalle a continuación. En aún otra forma de realización de la presente invención, el volumen interno total del recipiente de esterificación 14 puede ser al menos un 25 por ciento, al menos un 50 por ciento, al menos un 75 por ciento o al menos un 150 por ciento del volumen interno total del bucle de recirculación 18, el pasillo de flujo en el intercambiador de calor 12 y el conducto de producto 112.

Haciendo referencia de nuevo a la figura 1, el producto éster líquido puede salir por la salida de líquido 28 del recipiente de esterificación 14 y puede introducirse después de ello en el bucle de recirculación 18. El bucle de recirculación 18 define un pasillo de flujo desde la salida de líquido 28 del recipiente de esterificación 14 a la entrada 22 del intercambiador de calor 12. El bucle de recirculación 18 comprende generalmente un conducto de producto líquido 114, una bomba de recirculación 40, un conducto de descarga de bomba 116, un conducto de recirculación 100, un reductor de presión 20 y un conducto de alimentación 110. El producto de éster líquido descargado del recipiente de esterificación 14 puede fluir inicialmente a través del conducto de producto 114 hasta la succión de la bomba de recirculación 40. La corriente que sale de la bomba 40 puede pasarse a través del conducto de descarga de bomba 116 y después de ello dividirse en una parte de producto transportada a través del conducto de producto de éster 118 y una parte de recirculación transportada a través del conducto de recirculación 100. La división de la corriente que sale de la bomba 40 puede llevarse a cabo de modo que la relación del caudal másico de la parte de recirculación del conducto 100 a la relación del caudal másico de la parte de producto en el conducto 118 pueda encontrarse en el intervalo comprendido entre $0,25:1$ y $30:1$, entre $0,5:1$ y $20:1$ o entre $2:1$ y $15:1$. Como se expuso anteriormente, la parte de recirculación del conducto 100 puede emplearse dado el caso como alimentación del intercambiador de calor 12, después de la adición de alcohol recirculado a través del conducto 104, alcohol recuente a través del conducto 104, aditivo(s) a través del conducto 106 y/o ácido a través del conducto 108.

La parte de producto del producto de éster líquido del conducto 118 puede dirigirse a un punto aguas abajo para procesamiento, almacenamiento u otro uso posterior. En una forma de realización, al menos una fracción de la parte de producto del conducto 118 puede someterse a una esterificación adicional en una segunda zona de esterificación. En otra forma de realización, al menos parte de la parte de producto del conducto 118 puede someterse a una policondensación en una zona de policondensación aguas abajo.

Según se ilustra en la figura 1, la corriente de vapor que sale por la salida de vapor 30 del recipiente de esterificación 14 a través del conducto 120 puede dirigirse a la entrada de fluido 42 de la columna de destilación 16. La corriente de subproducto de vapor del conducto 120 puede comprender agua y alcohol. El agua y alcohol pueden separarse sustancialmente entre sí en la columna de destilación 16, produciendo así una corriente de vapor de cabeza predominantemente de agua que sale de la columna de destilación 16 a través de la salida superior 44 y una corriente líquida de cola predominantemente de alcohol que sale de la columna de destilación 16 a través de la salida inferior 46. La columna de destilación 16 puede ser cualquier dispositivo capaz de separar una corriente en un producto de cabeza predominantemente de vapor y un producto de cola predominantemente líquido basándose en las volatilidades relativas de los componentes de la corriente de alimentación. La columna de destilación 16 puede comprender partes internas tales como, por ejemplo, bandejas, empaquetamiento aleatorio, empaquetamiento estructurado o cualquier combinación de los mismos.

De acuerdo con una forma de realización de la presente invención, la corriente de vapor de cabeza

predominantemente de agua que sale de la columna de destilación 16 a través de la salida superior 44 puede comprender al menos un 50 por ciento en moles, al menos un 60 por ciento en moles o al menos un 75 por ciento en moles de agua. El producto de vapor de cabeza descargado de la salida 44 de la columna de destilación 16 puede dirigirse a través del conducto 122 a un procesamiento, almacenamiento o desecho posterior tal como, por ejemplo, una unidad de procesamiento de aguas residuales o un medio de desecho que emplee, por ejemplo, incineración.

La corriente líquida de fondo predominantemente de alcohol que sale de la columna de destilación 14 a través de la salida inferior 46 puede comprender al menos un 50 por ciento en moles, al menos un 60 por ciento en moles en moles, o al menos un 75 por ciento en moles de alcohol (por ejemplo, etilenglicol). En una forma realización de la presente invención, la corriente predominantemente de alcohol extraída de la salida inferior 46 de la columna de destilación 16 puede presentar una temperatura de al menos 150 °C, en el intervalo comprendido entre 175 °C y 250 °C, o entre 190 °C y 230 °C, y una presión en el intervalo comprendido entre 1723,69 Pa (0,25 psig) y 344737,86 Pa (50 psig), entre 3447,38 Pa (0,5 psig) y 241316,51 Pa (35 psig) o entre 6894,76 Pa (1 psig) y 172368,93 Pa (25 psig). Como se muestra en la figura 1, la corriente de líquido descargada de la salida inferior 46 de la columna de destilación puede transportarse por el conducto del líquido separado 124 y posteriormente dividirse en una parte de alcohol recirculado dirigida por el conducto 102 y una parte de un alcohol recuperado dirigida por el conducto 126. La corriente de líquido separado del conducto 124 se puede dividir de una manera tal que el caudal másico del alcohol recirculado en el conducto 102 pueda ser de al menos 25 por ciento, al menos el 50 por ciento o al menos 75 por ciento del caudal másico del producto líquido separado en el conducto 124. El alcohol recuperado en el conducto 126 puede dirigirse a un procesamiento, almacenamiento o reutilización posteriores. El alcohol recirculado en el conducto 102 puede dirigirse al bucle de recirculación 18 para combinarse con la parte recirculada del producto de esterificación que fluye a través del conducto de recirculación 100, como se describió previamente.

Los sistemas de esterificación convencionales requieren la refrigeración del alcohol recirculado antes de su reintroducción en el producto de éster recirculado. Sin embargo, de acuerdo con una forma de realización de la presente invención, cuando se combina con la corriente de producto de esterificación recirculado que fluye a través del conducto 116 en el conducto de recirculación 100, la temperatura de la corriente de alcohol recirculado es no más de 100 °C, no más de 75 °C, no más de 50 °C o no más de 25 °C más fría que la temperatura de la corriente de alcohol al ser retirado de salida inferior 46 de la columna de destilación 16. En una forma de realización, la temperatura de la corriente de alcohol recirculado cuando se combina con la corriente de producto de éster recirculado en el conducto de recirculación 100 se encuentra en el intervalo comprendido entre 190 °C y 250 °C, entre 200 °C y 235 °C o entre 205 °C y 220 °C.

Intervalos numéricos

La presente descripción usa intervalos numéricos para cuantificar ciertos parámetros referentes a la invención. Debería entenderse que, cuando se proporcionan intervalos numéricos, ha de considerarse que los citados intervalos sirven de soporte literal a las limitaciones de las reivindicaciones que solo enumeran el valor inferior del intervalo, así como a las limitaciones de las reivindicaciones que solo enumeran el valor superior del intervalo. Por ejemplo, un intervalo numérico dado a conocer de 10 a 100 aporta soporte literal a una reivindicación que enumera «más de 10» (sin límite superior) y a una reivindicación que enumera «menos de 100» (sin límite inferior).

Definiciones

Como se usan en la presente memoria, los términos «un», «una», «el/la» y «el citado/la citada» significan uno o más.

Según se usa en la presente memoria, el término «y/o», cuando se usa en una lista de dos o más artículos, significa que puede emplearse uno cualquiera de los artículos enumerados por sí solo, o cualquier combinación de dos o más de los artículos enumerados. Por ejemplo, si una composición se describe que contiene los 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.

Como se usan en la presente memoria, los términos «comprendiendo», «comprende» y «comprender» son términos de transición abiertos usados para la transición desde el tema expuesto antes del término hasta uno o más elementos enumerados después del término, no siendo el elemento o elementos enumerados después del término de transición necesariamente los únicos elementos que constituyen el tema.

Como se usan en la presente memoria, los términos «conteniendo», «contiene» y «contener» tienen el mismo

significado abierto que «comprendiendo», «comprende» y «comprender» proporcionado a continuación.

Según se usa en la presente memoria, el término «separación por destilación» hace referencia a la separación de una o más sustancias químicas de una o más sustancias químicas distintas basándose en las volatilidades relativas de las sustancias que se están separando.

Como se usan en la presente memoria, los términos «presentando», «presenta» y «presentar» tienen el mismo significado abierto que «comprendiendo», «comprende» y «comprender» proporcionado anteriormente.

10 Como se usan en la presente memoria, los términos «incluyendo», «incluir» e «incluir» tienen el mismo significado abierto que «comprendiendo», «comprende» y «comprender» proporcionado anteriormente.

Como se usa en la presente memoria, el término «medio de reacción» hace referencia a una mezcla de materiales de partida, monómero, oligómero y/o polímero.

15

Según se usa en la presente memoria, el término «residuo» hace referencia al resto que es el producto resultante de la especie química en un esquema de reacción particular o formulación o producto químico posterior, independientemente de si el resto se obtiene realmente a partir de la especie química.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento adecuado para la producción de un poliéster, consistiendo el citado procedimiento en:
- 5 (a) someter un medio de reacción a esterificación en una zona de esterificación para producir de esta forma un primer producto de vapor y un primer producto líquido, en el que se define una primera parte de la citada zona de esterificación dentro de un intercambiador de calor y se define una segunda parte de la citada zona de esterificación dentro de un recipiente de desprendimiento, en el que dicho recipiente de desprendimiento presenta una forma horizontalmente alargada y posee una relación de longitud a diámetro (L:D) de menos de 10:1;
- 10 (b) someter al menos una parte del citado primer producto de vapor a una separación por destilación en una zona de destilación para producir de esta forma un segundo producto de vapor y un segundo producto líquido;
- 15 (c) aguas arriba de dicha zona de esterificación, combinar al menos una parte del citado segundo producto líquido con al menos una parte del citado primer producto líquido para producir de esa forma un líquido combinado, en el que la temperatura del citado segundo producto líquido cuando se combina con el citado primer producto líquido se encuentra en el intervalo comprendido entre 175 °C y 250 °C; y
- 20 (d) introducir una alimentación de esterificación que comprende al menos una parte del citado líquido combinado en la citada primera parte de la citada zona de esterificación.
2. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, en el que la temperatura del citado segundo producto líquido cuando se combina con el citado primer producto líquido no es más de 50 °C más fría que la temperatura del citado segundo producto líquido cuando es extraído de la citada zona de destilación.
- 25 3. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 2, en el que el citado segundo producto líquido comprende un alcohol.
- 30 4. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, en el que el citado primer producto líquido presenta una conversión de al menos el 80 por ciento.
5. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, en el que el citado primer producto líquido comprende un producto de éster producido mediante la citada esterificación, que comprende además la separación de una parte del producto del citado producto de éster desde una parte recirculada del citado producto de éster, en el que la citada alimentación de esterificación comprende al menos una parte de la citada parte recirculada del citado producto de éster.
- 35 6. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 5, que comprende además la adición de un ácido a una corriente líquida que comprende al menos una parte de la citada parte recirculada del citado producto de éster, en el que la citada alimentación de esterificación comprende al menos una parte del citado ácido tereftálico.
7. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 6, en el que el citado ácido se añade a la citada corriente líquida como un sólido.
- 45 8. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 6, en el que el citado ácido no se presenta en forma de una suspensión densa o pasta cuando se añade a la citada corriente líquida.
9. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 6, que comprende además la reducción de la presión de la citada corriente y la introducción del citado ácido en la citada corriente líquida en un lugar de presión reducida.
- 50 10. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 6, en el que el citado ácido se introduce en la citada corriente líquida usando un eductor.
- 55 11. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 6, en el que el citado segundo producto líquido comprende un etilenglicol recirculado, que comprende además la adición adicional de etilenglicol reciente a la citada parte de recirculación del citado producto de éster, en el que la citada alimentación de esterificación comprende el citado alcohol recirculado y el citado alcohol reciente.

12. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 11, en el que el citado medio de reacción fluye a través de los tubos del interior del intercambiador de calor y sale de los mismos con una conversión de al menos el 50 por ciento.
- 5 13. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, en el que el citado intercambiador de calor es un intercambiador de calor de carcasa y tubos, en el que el citado recipiente de desprendimiento presenta una relación L:D comprendida en el intervalo de entre 1,5:1 y 6:1, en el que la citada esterificación tiene lugar tanto en el citado intercambiador de calor como en el citado recipiente de desprendimiento, en el que el citado medio de reacción que sale del citado intercambiador de calor presenta una conversión de al menos el 50 por ciento, en el que la conversión del citado primer producto líquido que sale del citado recipiente de desprendimiento es al menos 2 puntos porcentuales mayor que la conversión del citado medio de reacción que sale del citado intercambiador de calor.
- 10 14. Un procedimiento adecuado para la producción de un poliéster, consistiendo el citado procedimiento en:
- (a) someter un medio de reacción que comprende ácido tereftálico y etilenglicol a esterificación en una primera zona de esterificación, definida dentro de los tubos de un intercambiador de calor de carcasa y tubos, para producir de esta forma un primer producto líquido que presenta una conversión de al menos el 50 por ciento;
- 20 (b) someter al menos una parte del citado primer producto líquido a esterificación adicional en una segunda zona de esterificación, definida dentro de un reactor de esterificación, para producir de esta forma un segundo producto líquido y un segundo producto de vapor, en el que el citado segundo producto líquido presenta una conversión más alta que el citado primer producto líquido, en el que el citado reactor de esterificación define una entrada de fluido para recibir el citado primer producto líquido, una salida de vapor para descargar el citado segundo producto de vapor, y una salida de líquido para descargar el citado segundo producto líquido, en el que la citada salida de vapor se encuentra separada horizontalmente de la citada entrada de fluido por una distancia mayor que la dimensión vertical máxima (D) del citado reactor de esterificación, en el que la relación de la longitud (L) a la dimensión vertical máxima (D) del citado reactor de esterificación es inferior a 10:1,
- 25 (c) someter al menos una parte del citado segundo producto de vapor a una separación por destilación en una zona de destilación para producir de esta forma un tercer producto de vapor y un tercer producto líquido, en el que el citado tercer producto de vapor comprende al menos el 50 por ciento en moles de agua y el citado tercer producto líquido comprende al menos el 50 por ciento en moles de etilenglicol;
- 30 (d) aguas arriba de dicha primera zona de esterificación, combinar al menos una parte del citado tercer producto líquido con al menos una parte del citado segundo producto líquido para producir de esa forma un líquido combinado, en el que la temperatura del citado tercer producto líquido cuando se combina con el citado segundo producto líquido se encuentra en el intervalo comprendido entre 190 °C y 230 °C; y
- 35 (e) introducir al menos una parte del citado líquido combinado en la citada primera zona de esterificación.
- 40 15. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 14, que comprende además la separación de una parte recuperada del citado segundo producto líquido de una parte recirculada del citado segundo producto líquido, en el que la citada combinación de la etapa (d) incluye la combinación de al menos una parte del citado tercer producto líquido con la citada parte recirculada del citado segundo producto líquido para producir de esta forma el citado líquido combinado.
- 45 16. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 15, que comprende además la adición de las citadas partículas sólidas de ácido tereftálico al citado líquido combinado a través de un educor, en el que la citada parte recirculada del citado líquido combinado contribuye a la disolución de la citadas partículas sólidas de ácido tereftálico.
- 50 17. El procedimiento de acuerdo con una cualquiera de la reivindicación 1 o la reivindicación 14, que comprende además, opcionalmente, la agitación del citado medio de reacción en la citada primera zona de esterificación, en el que se proporciona menos del 50 por ciento de la agitación total en la citada primera zona de esterificación por agitación mecánica.
- 55 18. El procedimiento de acuerdo con una cualquiera de la reivindicación 1 o la reivindicación 14, en el que la citada zona de destilación comprende solamente una columna de destilación.

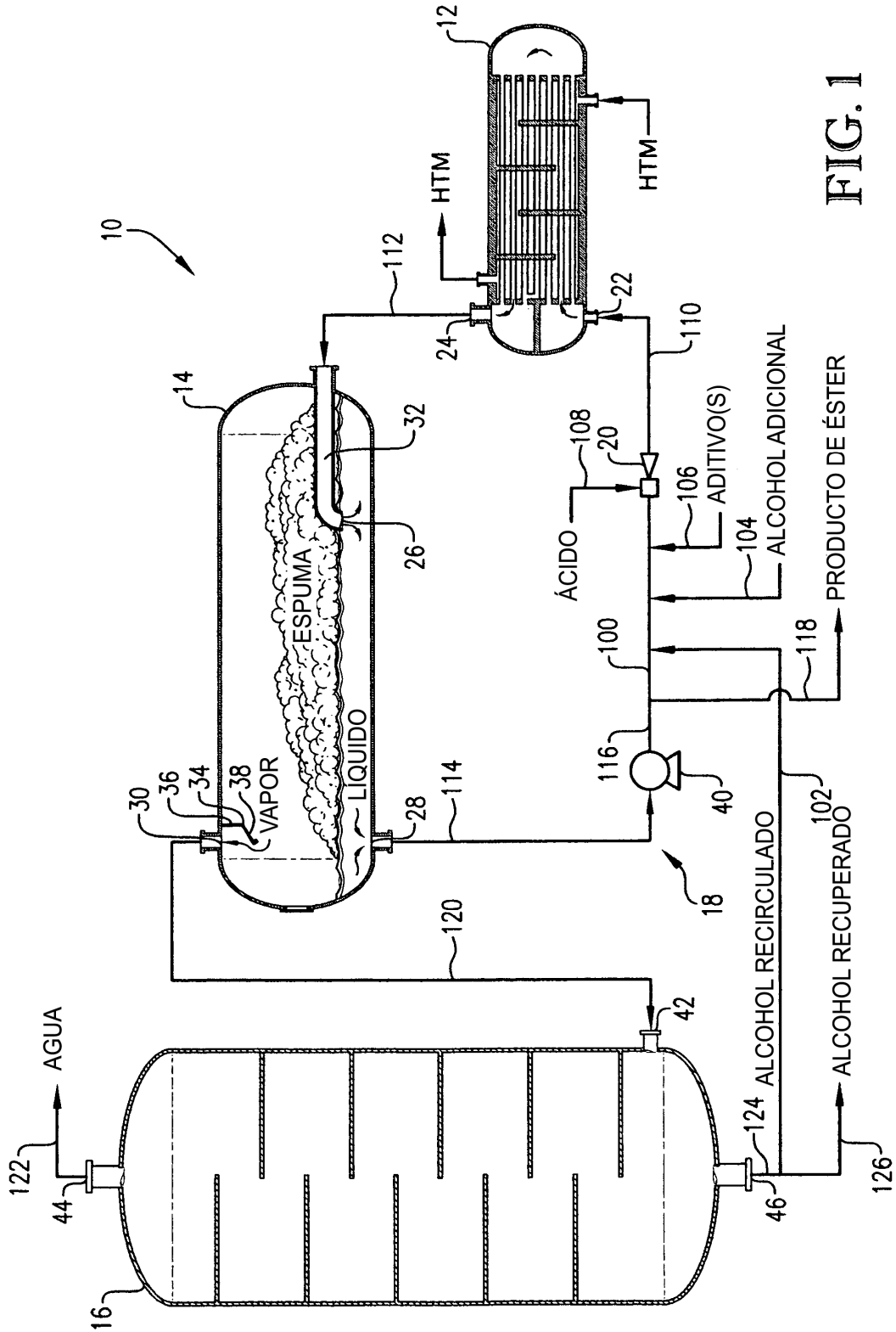


FIG. 1