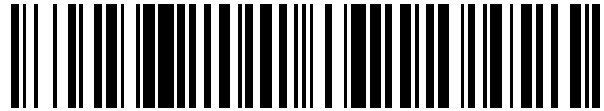


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 529 336**

51 Int. Cl.:

C08G 63/78 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **21.02.2008 E 08725888 (5)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **12.11.2014 EP 2115030**

54 Título: **Sistema de producción de poliéster que emplea pasta caliente en la zona de esterificación**

30 Prioridad:

08.03.2007 US 715564

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

19.02.2015

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 García, Nuevo León 66265, MX**

72 Inventor/es:

DEBRUIN, BRUCE ROGER

74 Agente/Representante:

POLO FLORES, Carlos

ES 2 529 336 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 pasta caliente en la zona de esterificación

5 1. Campo de la invención

Esta invención se refiere a un proceso para la producción de poliésteres en fase fundida. La invención se refiere a una esterificación empleando una pasta que contiene reactivo que requiere poca o ninguna refrigeración.

10 2. Descripción de la técnica anterior

La polimerización en fase fundida se puede usar para producir diferentes poliésteres, tales como, por ejemplo, tereftalato de polietileno (PET). El PET se usa ampliamente en contenedores de bebidas, alimentos, y otros contenedores, así como en fibras sintéticas y resinas. Los avances en la tecnología del proceso junto con la mayor
15 demanda han dado lugar a un mercado cada vez más competitivo para la producción y venta de PET. Por tanto, es deseable un proceso de bajo coste y alta eficiencia para la producción de PET.

En general, las instalaciones de producción de poliésteres en fase fundida, incluyendo aquellas usadas para la fabricación de PET, emplean una fase de esterificación y una fase de policondensación. En la fase de esterificación,
20 los materiales poliméricos en bruto (es decir, los reactivos) se convierten en monómeros y/u oligómeros de poliéster. En la fase de policondensación, los monómeros de poliéster que salen de la fase de esterificación se convierten en un producto polimérico que tiene la longitud de cadena final deseada.

En la mayoría de instalaciones convencionales de producción de poliésteres en fase fundida, la esterificación se
25 realiza en uno o más reactores agitados mecánicamente, tales como, por ejemplo, reactores continuos de tanque agitado (CSTR). No obstante, los CSTR y otros reactores agitados mecánicamente tienen una serie de desventajas que pueden dar lugar al incremento de los costes de capital, operativos, y/o de mantenimiento de la instalación general de producción de poliéster. Por ejemplo, los agitadores mecánicos y los diversos equipos de control asociados habitualmente a los CSTR son complejos, caros, y pueden requerir un mantenimiento frecuente. Además,
30 los CSTR a menudo emplean tubos de intercambio de calor internos que ocupan una parte del volumen interno del reactor. Para compensar la pérdida de volumen efectivo del reactor, los CSTR con tubos de intercambio de calor internos requieren un volumen global mayor, lo que incrementa los costes de capital. Además, los serpentines de intercambio de calor internos asociados habitualmente a los CSTR pueden interferir de forma poco deseable con los patrones de flujo del medio de reacción dentro del recipiente, produciendo así una pérdida de conversión. Para
35 incrementar la conversión del producto, muchas instalaciones convencionales de producción de poliéster han empleado varios CSTR trabajando en serie, lo que incrementa adicionalmente tanto los costes de capital como operativos. Documentos ejemplares que ilustran los antecedentes técnicos a la presente invención son: Ekvina. N.I. y Tsyurupa N.N.: "Structure formation in terphthalic acid pastes", documentos XP002488163, US 2003/104203 A, y GB 1 277 376 A. Así, existe la necesidad de un proceso de alta eficiencia para poliésteres que minimice los costes
40 de capital, operativos y de mantenimiento al tiempo que maximice la conversión de producto.

Sumario de la invención

En una realización de la presente invención, de acuerdo con la reivindicación 1, se proporciona un proceso que
45 comprende: (a) la producción de un líquido que contiene alcohol procedente de una zona de destilación; (b) la mezcla de al menos una parte del líquido que contiene alcohol con las partículas sólidas de un ácido para así proporcionar una pasta; (c) la combinación de la pasta con un líquido de recirculación para así proporcionar una alimentación de esterificación; y (d) el sometimiento de al menos una parte de la alimentación de esterificación a esterificación en una zona de esterificación, en la que la temperatura de la pasta cuando se combina con el líquido
50 de recirculación no está más de 150 °C más fría que la temperatura del líquido que contiene alcohol cuando sale de la zona de destilación.

En otra realización, se proporciona un proceso que comprende: (a) el sometimiento de una alimentación de esterificación que comprende ácido tereftálico y etilenglicol a esterificación en una primera zona de esterificación
55 definida dentro de los tubos de un intercambiador de calor de carcasa y tubo para así producir un primer producto que tiene una conversión de al menos el 50 %; (b) el sometimiento de al menos una parte del primer producto a separación vapor/líquido en una zona de desprendimiento definida dentro de un recipiente de desprendimiento para así producir un segundo producto líquido y un segundo producto de vapor, en el que el segundo producto líquido tiene una conversión más elevada que el primer producto; (c) el sometimiento de al menos una parte del segundo

producto de vapor a separación por destilación en una zona de destilación para así producir un tercer producto de vapor y un tercer producto líquido, en el que el tercer producto de vapor comprende al menos un porcentaje molar de agua y el tercer producto líquido comprende al menos un 50 % molar de etilenglicol; (d) la mezcla de al menos una parte del tercer producto líquido con partículas sólidas de ácido tereftálico para así proporcionar una pasta; y (e) la combinación de al menos una parte de la pasta con un líquido de recirculación para así proporcionar una corriente combinada, en la que la temperatura de la pasta cuando se combina con el líquido de recirculación no está más de 150 °C más fría que la temperatura del tercer líquido cuando sale de la zona de destilación, en la que el líquido de recirculación comprende al menos una parte del segundo producto líquido, en el que la alimentación de esterificación comprende al menos una parte de la corriente combinada.

10

Breve descripción de los dibujos

A continuación se describen con detalle ciertas realizaciones con referencia a la figura adjunta, en la que:

15 La FIG. 1 es una representación esquemática de un sistema de esterificación configurado de acuerdo con una realización y adecuado para su uso en una instalación de producción de poliéster en fase fundida.

Descripción detallada

20 La presente invención se puede emplear 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. Como se usa en este documento, el término "poliéster" también incluye derivados de poliéster, tales como, por ejemplo, polieterésteres poliesteramidas, y polieteréster amidas. Ejemplos de poliésteres en fase fundida que se pueden producir de acuerdo con la presente invención incluyen, pero no están limitados a, homopolímeros y copolímeros de tereftalato de polietileno (PET), PETG (PET modificado con comonomero de 1,4-ciclohexano-dimetanol (ICHDM)), poliésteres líquidos cristalinos o completamente aromáticos, poliésteres biodegradables, tales como aquellos que comprenden butanodiol, restos de ácido tereftálico y ácido adípico, homopolímero y copolímeros de poli(ciclohexano-tereftalato de dimetileno), y homopolímeros y copolímeros de CHDM y ácido ciclohexanodicarboxílico y ciclohexanodicarboxilato de dimetilo.

30

En una realización, los materiales de partida de poliéster que comprenden al menos un alcohol y al menos un ácido se someten a esterificación en una fase inicial del proceso. El material de partida ácido puede ser un ácido dicarboxílico de manera que el producto de poliéster final comprende al menos un resto de ácido dicarboxílico que tiene en el intervalo de 4 a 15 o de 8 a 12 átomos de carbono. Ejemplos de ácidos dicarboxílicos adecuados para su uso en la presente invención pueden incluir, pero no están limitados a, ácido tereftálico, ácido ftálico, ácido isoftálico, ácido naftaleno-2,6-dicarboxílico, ácido ciclohexanodicarboxílico, ácido ciclohexanodiacético, ácido difenil-4,4'-dicarboxílico, ácido difenil-3,4'-dicarboxílico, 2,2-dimetil-1,3-propanodiol, ácido dicarboxílico, ácido succínico, ácido glutárico, ácido adípico, ácido azelaico, ácido sebáico, y sus mezclas. En una realización, el material ácido de partida puede ser un éster correspondiente, tal como tereftalato de dimetilo en lugar de ácido tereftálico.

40

El material de partida alcohol puede ser un diol de manera que el producto de poliéster final puede comprender al menos un resto diol, tal como, por ejemplo, aquellos que tienen su origen en dioles cicloalifáticos que tienen en el intervalo de 3 a 25 átomos de carbono o de 6 a 20 átomos de carbono. Polioles adecuados pueden incluir, pero no están limitados a, etilenglicol (EG), dietilenglicol, trietilenglicol, 1,4-ciclohexano-dimetanol, propano-1,3-diol, butano-1,4-diol, pentano-1,5-diol, hexano-1,6-diol, neopentilglicol, 3-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-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-hidroxipropoxifenil)propano, isosorbida, hidroquinona, BDS-(2,2-(sulfonilbis)-4,1-fenilenoxi))bis(etanol), y sus mezclas.

50

Además, en una 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-naftaleno carboxilato de dimetilo, ácido 2,6-naftaleno-dicarboxílico, etilenglicol, dietilenglicol, 1,4-ciclohexano-dimetanol (CHDM), 1,4-butanodiol, politetrametilenglicol, trans-DMCD, anhídrido trimelítico, ciclohexano-1,4-dicarboxilato de dimetilo, decalina-2,6-dicarboxilato de dimetilo, decalina dimetanol, decahidronaftalano 2,6-dicarboxilato, 2,6-dihidroximetil-decahidronaftaleno, hidroquinona, ácido hidroxibenzoico, y sus mezclas.

55

De acuerdo con una realización, se pueden añadir uno o más aditivos a los materiales de partida, el poliéster, y/o los

precursores de poliéster en uno o más puntos del proceso. 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 de reticulación o de ramificación; colorante; tóner; pigmento; negro de carbón; fibra de vidrio; agente de relleno; modificador de impacto; antioxidante; compuesto absorbente UV; y compuesto depurador de oxígeno.

En general, el proceso de producción de poliéster de acuerdo con una realización puede comprender dos fases principales. La primera fase hace reaccionar los materiales de partida (también denominados en este documento como "materiales en bruto" o "reactivos") en monómeros y/u oligómeros. La segunda fase hace reaccionar adicionalmente los monómeros y/u oligómeros en el producto de poliéster final.

Si los materiales de partida que entran en la primera fase incluyen grupos terminales ácidos, tales como, por ejemplo, ácido tereftálico o ácido isoftálico, la primera fase se denomina esterificación. Si los materiales de partida tienen grupos terminales metilo, tales como, por ejemplo, tereftalato de dimetilo o isoftalato de dimetilo, la primera fase se denomina intercambio de éster o transesterificación. En aras de la simplicidad, el término "esterificación" como se usa en este documento, incluye tanto reacciones de esterificación como de intercambio de éster. De acuerdo con una realización, la esterificación puede tener lugar a una temperatura en el intervalo de 220 °C a 300 °C, o de 235 °C a 290 °C, o de 245 °C a 280 °C y a una presión inferior a 172,5 kPa (25 psig), o a una presión en el intervalo de 6,9 kPa a 69 kPa (1 psig a 10 psig), o de 13,8 kPa a 34,5 kPa (2 psig a 5 psig). En una realización, la longitud media de la cadena del monómero y/u oligómero que sale de la fase de esterificación puede ser inferior a 25, de 1 a 20, o de 5 a 15.

La segunda fase del proceso se puede denominar fase de policondensación. La fase de policondensación puede ser un proceso de una sola etapa, o se puede dividir en una etapa de prepolicondensación (o prepolimerización) y una etapa de policondensación final (o acabado). En general, mediante un proceso de policondensación multietapa se pueden producir polímeros de cadenas más largas. La fase de policondensación se puede realizar a una temperatura en el intervalo de 220 °C a 350 °C, o de 240 °C a 320 °C y una presión subatmosférica (por ejemplo, al vacío). Cuando la policondensación se realiza en un proceso en dos fases, el reactor de prepolimerización (o prepolimérico) puede convertir el monómero que sale de la fase de esterificación en un oligómero que tiene una longitud de cadena media en el intervalo de 2 a 40, de 5 a 35, o de 10 a 30. El reactor final a continuación convierte la mezcla de oligómero/polímero en un producto polimérico final que tiene la longitud de cadena media deseada.

De acuerdo con una realización, la fase de esterificación se puede realizar 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 así producir un subproducto de vapor y un producto líquido que contiene monómeros y/u oligómeros de poliéster. Una parte del 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 volver a recircular hacia la entrada de la zona de esterificación. Al menos una parte del subproducto de vapor que sale de la zona de esterificación se puede dirigir a la zona de destilación, en la que se pueden separar los componentes de agua y alcohol del subproducto de vapor. Una parte del alcohol separado que sale de la zona de destilación se puede combinar con partículas sólidas de ácido para crear una pasta, que a continuación se puede añadir a la parte de recirculación del producto líquido que sale de la zona de esterificación. La corriente combinada resultante a continuación se vuelve a introducir en la zona de esterificación, después de recibir cantidades adicionales de reactivos y/o aditivos.

En una realización, al menos una parte de la zona de esterificación puede estar definida por un equipo que confiere poca o ninguna agitación mecánica a la fase líquida del medio de reacción procesado en ella. Aunque la fase líquida del medio de reacción procesada en la zona de esterificación puede estar algo agitada debido al flujo a través del equipo que define la zona de esterificación, en una realización, mediante agitación mecánica se proporciona menos del 50 %, menos del 25 %, menos del 10 %, menos del 5 %, o el 0 % de la agitación del medio de reacción en fase líquida procesado en la zona de esterificación. Esto está en contraste directo con los procesos de esterificación convencionales que se realizan en uno o más reactores continuos de tanque agitado (CSTR) en condiciones de agitación mecánica extrema.

Como se describe a continuación con mayor detalle, el presente proceso puede emplear un equipo simple, fiable, y barato para realizar la esterificación. Por ejemplo, en una realización, al menos una parte de la zona de esterificación puede estar definida dentro de un calentador simple, fiable, y relativamente barato, tal como, por ejemplo, un intercambiador de calor de carcasa y tubo. Además, en otra realización, al menos una parte de la zona de

esterificación puede estar definida dentro de un recipiente de esterificación no agitado simple, fiable y relativamente barato.

Ahora en referencia a la FIG. 1, se ilustra un sistema de esterificación 10 configurado de acuerdo con una realización que en general comprende un intercambiador de calor 12, un recipiente de esterificación 14, una columna de destilación 16, un serpentín de recirculación 18, y un tanque de pasta 50. En general, el proceso que se lleva a cabo en el sistema de esterificación 10 incluye los siguientes pasos generales: (1) la introducción de una alimentación de esterificación en el intercambiador de calor 12; (2) el calentamiento y la esterificación parcial de la alimentación de esterificación en el intercambiador de calor 12; (3) la introducción de al menos una parte del producto calentado y parcialmente esterificado procedente del intercambiador de calor 12 en el recipiente de esterificación 14; (4) la esterificación adicional del producto parcialmente esterificado procedente del intercambiador de calor 12 en el recipiente de esterificación 14; (5) la separación de un producto líquido de un subproducto de vapor en el recipiente de esterificación 14; (6) la introducción de al menos una parte del subproducto de vapor procedente del recipiente de esterificación 14 en la columna de destilación 16; (7) la separación del subproducto de vapor en una corriente de cabeza predominantemente acuosa y una corriente inferior predominantemente alcohólica en la columna de destilación 16; (8) la combinación de al menos una parte de la corriente inferior predominantemente alcohólica con partículas sólidas de ácido para formar una pasta en el tanque de pasta 50; (9) la conducción de una parte de recirculación del producto líquido desde el recipiente de esterificación 14 de vuelta al intercambiador de calor 12 a través del serpentín de recirculación 18; (10) mientras la parte de recirculación del producto líquido fluye a través del serpentín de recirculación 18, la adición de alcohol fresco, aditivo(s), y/o pasta procedente del tanque de pasta 50; y (10) la extracción de una parte de producto del producto líquido del recipiente de esterificación 14 para su posterior procesamiento aguas abajo.

Como se ha indicado anteriormente, la esterificación se puede llevar a cabo tanto en el intercambiador de calor 12 como en el recipiente de esterificación 14 del sistema de esterificación 10. Dado que la esterificación se puede llevar a cabo tanto en el intercambiador de calor 12 como en el recipiente de esterificación 14, cada una de estas piezas del equipo se puede denominar "reactores de esterificación" que definen cada uno una parte de una "zona de esterificación". Sin embargo, debido a que una función adicional del intercambiador de calor 12 puede ser la de calentar el medio de reacción procesado en él, el intercambiador de calor 12 también se puede denominar "calentador" que define una "zona de calentamiento." Además, puesto que una función adicional del recipiente de esterificación 14 puede ser promover el desprendimiento de vapor/líquido, el recipiente de esterificación 14 también se puede denominar "recipiente de desprendimiento" que define una "zona de desprendimiento". La configuración y funcionamiento del sistema de esterificación 10, ilustrado en la FIG. 1, se describirá ahora en mayor detalle.

De nuevo en referencia a la FIG. 1, una corriente de producto líquido recirculada, descrita con mayor detalle a continuación, se transporta a través de un conducto de recirculación 100. Como se ilustra en la FIG. 1, se pueden añadir los siguientes materiales a la corriente de producto líquido recirculado que fluye a través del conducto de recirculación 100: (a) alcohol fresco introducido a través del conducto 104, (b) uno o más aditivos introducidos a través del conducto 106, y (c) una pasta que contiene ácido, descrita con mayor detalle a continuación, introducida a través del conducto 108. En otra realización, se puede añadir al menos una parte de las corrientes en los conductos 104 y/o 106 a la corriente que sale del recipiente de esterificación 14 en el conducto 114, que se describirá con detalle a continuación. En otra realización más, al menos una parte de las corrientes en los conductos 104 y/o 106 se pueden introducir en una bomba de recirculación 40 descrita a continuación. El alcohol fresco en el conducto 104 y el ácido de la pasta que contiene ácido en el conducto 108 pueden ser cualquiera de los alcoholes y ácidos, respectivamente, descritos anteriormente como adecuados para su uso como materiales de partida en el proceso. De acuerdo con una realización, el alcohol puede ser etilenglicol y el ácido puede ser ácido tereftálico. El uno o más aditivos en el conducto 106 puede ser cualquiera de los aditivos descritos anteriormente como adecuados para su uso en el proceso.

En general, la cantidad añadida de alcohol y pasta que contiene ácido a la corriente de recirculación en el conducto de recirculación 100 puede ser cualquier cantidad necesaria para proporcionar la tasa de producción deseada y la relación de alcohol a ácido deseada. En una realización, la relación molar de alcohol a ácido de la corriente de alimentación de esterificación que sale del conducto de recirculación 100 está en el intervalo de 1,005:1 a 10:1, de 1,01:1 a 8:1, o de 1,05:1 a 6:1.

La corriente combinada que sale del conducto de recirculación 100 se puede introducir en forma de alimentación de esterificación en una entrada 22 del intercambiador de calor 12 mediante un conducto de alimentación 110. En el intercambiador de calor 12, la alimentación de esterificación/medio de reacción se calienta y se somete a condiciones de esterificación. De acuerdo con una realización, el incremento de temperatura del medio de reacción

entre la entrada 22 y la salida 24 del intercambiador de calor 12 puede ser de al menos 10 °C (50 °F), de al menos 24 °C (75 °F), o de al menos 30 °C (85 °F). En general, la temperatura de la alimentación de esterificación que entra en la entrada 22 del intercambiador de calor 12 puede estar en el intervalo de 220 °C a 260 °C, de 230 °C a 250 °C, o de 235 °C a 245 °C. En general, la temperatura del producto de esterificación que sale de la salida 24 del intercambiador de calor 12 puede estar en el intervalo de 240 °C a 320 °C, de 255 °C a 300 °C, o de 275 °C a 290 °C. El medio de reacción en el intercambiador de calor 12 se puede mantener a una presión en el intervalo de 35 kPa a 350 kPa (5 a 50 psig), de 69 kPa a 241 kPa (10 a 35 psig), o de 103 kPa a 172 kPa (15 a 25 psig).

Como se ha descrito previamente, el intercambiador de calor 12 también se puede considerar un reactor de esterificación debido a que al menos una parte del medio de reacción que fluye a su través puede experimentar esterificación. La cantidad de esterificación que se lleva a cabo de acuerdo con el presente proceso se puede cuantificar en términos de "conversión". Como se usa en este documento, el término "conversión" se usa para describir una propiedad de la fase líquida de una corriente que se ha sometido a esterificación, en la que la conversión de la corriente esterificada indica el porcentaje de los grupos terminales ácidos originales que se han convertido (es decir, esterificado) en grupos éster. La conversión se puede cuantificar como número de grupos terminales convertidos (es decir, grupos terminales alcohol) divididos por el número total de grupos terminales (es decir grupos terminales alcohol más ácido), expresado como porcentaje. Aunque en este documento se usa la conversión, se debe entender que también puede ser apropiado la longitud media de la cadena, que describe el número promedio de unidades monoméricas que comprende un compuesto, para describir las características de las corrientes de la presente divulgación.

De acuerdo con una realización, la reacción de esterificación que se lleva a cabo en el intercambiador de calor 12 puede incrementar 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 general, la corriente de alimentación de esterificación introducida en la entrada 22 del intercambiador de calor 12 tiene una conversión inferior al 90 %, inferior al 75 %, inferior al 50 %, inferior al 25 %, inferior al 10 %, o inferior a 5 %, mientras que la corriente del producto de esterificación que sale de la salida 24 del intercambiador de calor 12 tiene una conversión de al menos el 50 %, al menos el 60 %, al menos el 70 %, al menos el 75 %, al menos el 80 %, al menos el 85 %, al menos el 95 %, o al menos el 98 %.

En una realización, la reacción de esterificación que se lleva a cabo en el intercambiador de calor 12 tiene lugar con un tiempo de residencia significativamente reducido con respecto a los procesos de esterificación convencionales. Por ejemplo, el tiempo de residencia promedio del medio de reacción que fluye a través del intercambiador de calor 12 puede ser inferior a 60 minutos, inferior a 45 minutos, inferior a 35 minutos, o inferior a 20 minutos. Este tiempo de residencia relativamente corto se puede conseguir incluso a altas tasas de producción de escala comercial. Así, en una realización, la corriente de producto sale de la salida 24 del intercambiador 12 a un caudal de al menos 4500 kg/h [10.000 libras por hora (lb/h)], al menos 11.340 kg/h (25.000 lb/h), al menos 22.680 kg/h (50.000 lb/h), al menos 45.400 kg/h (100.000 lb/h), o al menos 90.720 kg/h (200.000 lb/h)

Volviendo ahora a la configuración específica del intercambiador de calor 12, de acuerdo con una realización el intercambiador 12 puede ser un intercambiador de calor de carcasa y tubo alargado en posición horizontal. Los tubos de intercambio de calor a través de los cuales fluye el medio de reacción a medida que se calienta y se esterifica pueden definir un paso de flujo interno a través del intercambiador de calor 12. Este paso de flujo interno se puede considerar una "primera zona de esterificación" del sistema de esterificación 10. En general, el volumen agregado del paso de flujo interno a través del intercambiador de calor puede estar en el intervalo de 0,28 m³ a 42,5 m³, 2,83 m³ a 22,6 m³, o 5,7 m³ a 17,0 m³ [10 a 1500 pies cúbicos (ft³), 100 a 800 ft³, o 200 a 600 ft³]. El diámetro interno promedio de los tubos de intercambio de calor individuales puede ser inferior a 10 cm (4 pulgadas), o en el intervalo de 0,64 cm a 7,6 cm (0,25 a 3 pulgadas), o de 1,27 cm a 5,1 cm (0,5 a 2 pulgadas).

Como se muestra en la FIG. 1, una corriente de medio de transferencia de calor (HTM) calentado puede entrar por el lateral de la carcasa del intercambiador de calor 12 y rodear al menos parcialmente al menos una parte de los tubos de intercambio de calor para calentar el medio de reacción que fluye a su través. En una realización, el coeficiente de transferencia de calor asociado al calentamiento del medio de reacción en el intercambiador de calor 12 puede estar en el intervalo de 2,84 W/m²k a 1,136 W/m²k [0,5 a 200 BTU por hora y °F por pie cuadrado (BTU/h·°F·ft²)], 28,4 W/m²k a 568 W/m²k (5 a 100 BTU/h·°F·ft²), o de 56,8 W/m²k a 284 W/m²k (10 a 50 BTU/h·°F·ft²). La cantidad total de calor transferido al medio de reacción en el intercambiador de calor 12 puede estar en el intervalo de 233 kJ/kg a 11.630 kJ/kg (100 a 5000 BTU por libra de medio de reacción); (BTU/lb), 930 kJ/kg a 4652 kJ/kg (400 a 2000 BTU/lb), o 1396 kJ/kg a 3489 kJ/kg (600 a 1500 BTU/lb).

Como se representa en la FIG. 1, el producto parcialmente esterificado que sale del intercambiador de calor 12 a través de la salida 24 se puede transportar al recipiente de esterificación 14 a través del conducto 112. La corriente parcialmente esterificada en el conducto 112 se puede introducir en el volumen interno del recipiente de esterificación 14 a través de una entrada de fluido 26. Como se ha descrito previamente, en el recipiente de esterificación 14, la corriente parcialmente esterificada se somete a esterificación adicional y separación de fases. Así, el volumen interno definido dentro del recipiente de esterificación se puede considerar que es una "segunda zona de esterificación" y/o una "zona de desprendimiento". En general, el medio de reacción en el recipiente de esterificación 14 fluye esencialmente horizontal a través del volumen interno. A medida que el medio de reacción se aleja de la entrada del fluido 26 y experimenta esterificación, los subproductos de vapor escapan de la fase líquida y en general fluyen por encima de la fase líquida. El producto líquido separado puede salir del recipiente de esterificación 14 a través de una salida de líquidos 28, mientras que el subproducto de vapor separado puede salir del recipiente de esterificación 14 a través de la salida de vapor 30.

La reacción de esterificación que se lleva a cabo en el recipiente de esterificación 14 puede incrementar la conversión del medio de reacción procesado en él de manera que el producto líquido que sale de la salida de líquidos 28 tiene una conversión que es al menos 1 punto porcentual, al menos 2 puntos porcentuales o al menos 5 puntos porcentuales superior a la conversión de la corriente fluida que entra en la entrada de fluido 26. En general, el producto líquido que sale de la salida de líquidos 28 del recipiente de esterificación 14 puede tener una conversión de al menos el 80 %, al menos el 85 %, al menos el 90 %, al menos el 95 %, o al menos el 98 %.

La conversión que se consigue en el recipiente de esterificación 14 se puede producir durante un tiempo de residencia relativamente corto y con poca o ninguna entrada de calor. Por ejemplo, el tiempo de residencia promedio del medio de reacción en el recipiente de esterificación 12 puede ser inferior a 200 minutos, inferior a 60 minutos, inferior a 45 minutos, inferior a 30 minutos, o inferior a 15 minutos. Además, la cantidad de calor transferido al medio de reacción en el recipiente de esterificación 14 puede ser inferior a 233 kJ/kg (100 BTU por libra) de medio de reacción (BTU/lb), inferior a 47 kJ/kg (20 BTU/lb), inferior a 12 kJ/kg (5 BTU/lb), o inferior a 2,3 kJ/kg (1 BTU/lb).

Con una entrada de calor mínima o nula en el recipiente de esterificación 14, la temperatura media del producto líquido que sale de la salida de líquidos 28 del recipiente de esterificación 14 puede estar dentro de 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 fluidos 26. En general, la temperatura media del producto líquido que sale de la salida de líquidos 28 del recipiente de esterificación 14 puede estar en el intervalo de 220 °C a 320 °C, de 240 °C a 300 °C o de 250 °C a 275 °C.

Volviendo ahora a la configuración específica del recipiente de esterificación 14, en una realización ilustrada en la FIG. 1, el recipiente de esterificación 14 es un recipiente esencialmente vacío, sin agitar, sin calentar, generalmente cilíndrico y alargado en horizontal. El recipiente de esterificación 14 puede tener una relación de longitud a diámetro (L:D) inferior a 10:1, en el intervalo de 1,25:1 a 8:1, de 1,5:1 a 6:1, o de 2:1 a 4,5:1. En una realización, la entrada de fluido 26, la salida de líquidos 28, y la salida de vapor 30 están separadas entre sí de manera que proporcionen una esterificación suficiente y mejoren el desprendimiento/separación de las fases de vapor, líquido, y espuma. Por ejemplo, la salida de líquidos 28 y la salida de vapor 30 pueden estar separadas horizontalmente de la entrada de fluidos 26 por al menos 1,25D, al menos 1,5D, o al menos 2,0D. Además, la salida de líquidos 28 y la entrada de vapor 30 pueden estar separadas verticalmente entre sí por al menos 0,50D, al menos 0,75D, o al menos 0,95D.

Como se ilustra en la FIG. 1, el recipiente de esterificación 14 puede comprender un distribuidor de fluidos 32 para ayudar a la distribución eficaz de la alimentación hacia el recipiente de esterificación 14. En la realización ilustrada en la FIG. 1, el distribuidor de fluidos simplemente es una tubería que se extiende esencialmente horizontal que tiene un extremo distal curvado hacia abajo que define la entrada de fluidos 26 con una orientación dirigida hacia abajo. De manera alternativa, el distribuidor de fluidos 32 puede definir una pluralidad de aperturas para la descarga de la alimentación parcialmente esterificada en múltiples ubicaciones separadas horizontalmente en el recipiente de esterificación 14. En una realización, la profundidad promedio 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 viaja esencialmente horizontal a través del recipiente de esterificación 14.

Como se muestra en la FIG. 1, después de entrar en el recipiente de esterificación 14, el medio de reacción que sale del distribuidor de fluidos 32 puede comenzar a espumar a medida que las burbujas de vapor se desprenden de la parte líquida del medio de reacción. En general, la producción de espuma se puede reducir 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 manera que, en una realización, esencialmente no sale espuma de la salida de líquidos 28 y/o de la salida de vapor

30 del recipiente de esterificación 14.

Para ayudar a garantizar que esencialmente no salga espuma de la salida de vapor 30 del recipiente de esterificación 14, se puede emplear un deflector 34 que se extiende hacia abajo en el recipiente de esterificación 14.

- 5 El deflector 34 en general puede estar dispuesto entre la entrada de fluidos 26 y la salida de vapor 30 del recipiente de esterificación 14, pero más próximo a la salida de vapor 30 que a la entrada de fluidos 26. El deflector 34 se puede extender hacia abajo desde la parte superior del recipiente de esterificación 14 próximo a la salida de vapor 30 y puede funcionar para bloquear físicamente el flujo de espuma, si lo hubiese, hacia la salida de vapor 30. En una realización, el deflector 34 puede presentar un extremo inferior separado verticalmente al menos 0,25D, al menos
10 0,50D, o al menos 0,75D de la parte inferior del recipiente de esterificación 14. En una realización ilustrada en la FIG. 1, el deflector incluye una parte 36 que se extiende hacia abajo y una parte 38 que se extiende lateralmente. La parte 36 que se extiende hacia abajo se puede extender hacia abajo desde una ubicación próxima a la salida de vapor 30, mientras que la parte 38 que se extiende lateralmente se puede extender transversalmente desde el extremo inferior de la parte 36 que se extiende hacia abajo hacia una ubicación en general bajo la salida de vapor
15 30.

El volumen interno total definido dentro del recipiente de esterificación 14 puede depender de una serie de factores, que incluyen, por ejemplo, los requerimientos hidrodinámicos generales del sistema de esterificación 10. En una realización, el volumen interno total del recipiente de esterificación 14 puede ser al menos el 25 %, al menos el
20 50 %, al menos el 75 %, al menos el 100 %, o al menos el 150 % del volumen interno total del serpentín de recirculación 18, descrito con mayor detalle a continuación. En otra realización más, el volumen interno total del recipiente de esterificación 14 puede ser al menos el 25 %, al menos el 50 %, al menos el 75 %, o al menos el 150 % del volumen interno agregado del serpentín de reticulación 18, el paso de flujo dentro del intercambiador de calor 12, y el conducto del producto 112.

25 De nuevo en referencia a la FIG. 1, un producto éster líquido puede salir de la salida de líquidos 28 del recipiente de esterificación 14 y a continuación se puede introducir en el serpentín de recirculación 18. El serpentín de recirculación 18 define un paso de flujo procedente de la salida de líquidos 28 del recipiente de esterificación 14 hacia la entrada 22 del intercambiador de calor 12. El serpentín de recirculación 18 en general comprende un
30 conducto de producto líquido 114, una bomba de recirculación 40, un conducto de descarga de la bomba 116, un conducto de recirculación 100, un reductor de la presión 20, y un conducto de alimentación 110. El producto de éster líquido que se descarga desde el recipiente de esterificación 14 inicialmente puede fluir a través del conducto del producto 114 hacia la succión de la bomba de recirculación 40. La corriente que sale de la bomba 40 se puede pasar a través del conducto de descarga de la bomba 116 y a continuación se puede separar en una parte del producto
35 transportada a través del conducto del producto éster 118 y una parte de recirculación transportada a través del conducto de recirculación 100. La separación de la corriente que sale de la bomba 40 se puede realizar de manera que la relación del caudal másico de la parte de recirculación en el conducto 100 al caudal másico de la parte del producto en el conducto 118 puede estar en el intervalo de 0,25:1 a 30:1, de 0,5:1 a 20:1 o de 2:1 a 15:1. Como se ha descrito previamente, la parte de recirculación en el conducto 100 opcionalmente se puede emplear como
40 alimentación del intercambiador de calor 12, después de la adición de alcohol fresco a través del conducto 104, aditivo(s) a través del conducto 106, y/o pasta que contiene ácido a través del conducto 108.

La parte del producto del producto de éster líquido en el conducto 118 se puede dirigir a una ubicación aguas abajo para su posterior procesamiento, almacenamiento, u otro uso. En una realización, al menos una fracción de la parte
45 del producto en el conducto 118 se puede someter a esterificación adicional en una segunda zona de esterificación. En otra realización, al menos parte de la parte del producto en el conducto 118 se puede someter a policondensación en una zona de policondensación aguas abajo.

Como se ilustra en la FIG. 1, la corriente de vapor que sale de la salida de vapor 30 del recipiente de esterificación
50 14 a través del conducto 120 se puede dirigir hacia una entrada de fluidos 42 de la columna de destilación 16. La corriente del subproducto de vapor en el conducto 120 puede comprender agua y alcohol. El agua y el alcohol se pueden separar esencialmente el uno del otro en la columna de destilación 16 para así producir una corriente de vapor de cabeza predominantemente acuosa que sale de la columna de destilación 16 a través de la salida de cabeza 44 y una corriente líquida inferior predominantemente alcohólica que sale de la columna de destilación 16 a
55 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 en fase de vapor y un producto inferior predominantemente líquido en base a las volatilidades relativas de los componentes de la corriente de alimentación. La columna de destilación 16 puede comprender componentes internos tales como, por ejemplo, platos, empaquetamiento aleatorio, empaquetamiento estructurado, o cualquiera de sus combinaciones.

De acuerdo con una realización, la corriente de vapor de cabeza predominantemente acuosa que sale de la columna de destilación 16 a través de la salida de cabeza 44 puede comprender al menos el 50 % molar, al menos el 60 % molar, o al menos el 75 % molar de agua. El producto de vapor de cabeza descargado en la salida 44 de la columna de destilación 16 se puede dirigir a través del conducto 122 para su posterior procesamiento, almacenamiento, o eliminación, tal como, por ejemplo, una unidad de procesamiento de aguas residuales o medios de eliminación que emplean, por ejemplo, la incineración.

La corriente líquida inferior predominantemente alcohólica que sale de la columna de destilación 14 a través de la salida inferior 46 puede comprender al menos el 50 % molar, al menos el 60 % molar, o al menos el 75 % molar de alcohol (por ejemplo, etilenglicol). En una realización, la corriente predominantemente alcohólica extraída de la salida inferior 46 de la columna de destilación 16 puede tener una temperatura de al menos 150 °C, en el intervalo de 175 °C a 250 °C, o de 190 °C a 230 °C y una presión en el intervalo de 1723 Pa a 345 kPa (0,25 psig a 50 psig), 3,5 kPa a 241 kPa (0,5 psig a 35 psig), o 6,9 kPa a 172 kPa (1 psig a 25 psig). Como se muestra en la FIG. 1, la corriente líquida que se descarga de la salida inferior 46 de la columna de destilación se puede transportar en el conducto 124 y a continuación se puede separar en una primera parte que contiene alcohol dirigida en el conducto 126 y una segunda parte que contiene alcohol dirigida en el conducto 102. La corriente líquida separada procedente del conducto 124 se puede separar de manera que el caudal másico de la segunda parte de la corriente que contiene alcohol en el conducto 102 puede ser al menos el 25 %, al menos el 50 %, o al menos el 75 % del caudal másico del producto líquido del conducto 124. La primera parte que contiene alcohol del conducto 126 a continuación se puede dirigir aguas abajo para su posterior procesamiento, almacenamiento y/o reutilización.

En una realización, al menos una parte de la segunda corriente que contiene alcohol en el conducto 102 se puede mezclar con partículas sólidas de ácido para formar la pasta que contiene ácido descrita previamente. Las partículas sólidas de ácido pueden ser de cualquiera de los ácidos descritos anteriormente como adecuados para su uso como materiales de partida en el proceso. Para optimizar las propiedades finales (por ejemplo, la viscosidad) de la pasta que contiene ácido, la corriente que contiene alcohol en el conducto 102 se puede enfriar por medios de intercambio de calor indirectos 48, como se muestra en la FIG. 2. Los medios de intercambio de calor indirectos 48 pueden ser cualquiera de los medios de intercambio de calor conocidos en la técnica capaces de reducir la temperatura de la corriente que contiene alcohol en el conducto 102 en el intervalo de 25 °C a 150 °C, o de 50 °C a 100 °C de la temperatura de la corriente cuando sale de la columna de destilación 16. En general, la temperatura de la corriente que contiene alcohol refrigerado en el conducto 128 puede estar en el intervalo de 80 °C a 170 °C, de 90 °C a 150 °C, o de 100 °C a 125 °C.

De nuevo en referencia a la FIG. 1, la corriente que contiene alcohol refrigerada en el conducto 128 se introduce en la entrada de fluidos 52 del tanque de pasta 50. Las partículas sólidas de ácido (es decir, partículas de ácido tereftálico) en el conducto 130 se pueden introducir en el tanque de pasta 50 a través de la entrada de ácidos superior 54. Un agitador mecánico 58 mezcla por completo las partículas sólidas de ácido y la corriente que contiene alcohol para producir una pasta que comprende en el intervalo del 30 al 99 % en peso de sólidos, del 50 al 90 % en peso de sólidos, o del 55 al 85 % en peso de sólidos. La pasta caliente que tiene una temperatura en el intervalo de 80 °C a 170 °C, de 90 °C a 150 °C, o de 100 °C a 125 °C sale por la salida inferior de la pasta 56 del tanque de pasta 50 y se introduce en el conducto 108. En una realización, el sistema de esterificación 10 puede emplear sistema de control de temperatura 60 para garantizar que la pasta caliente en el conducto 108 se mantenga a la temperatura adecuada. El sistema de control de temperatura 60 puede ser accionable para modificar la temperatura de la pasta caliente en el conducto 108 ajustando la cantidad de refrigeración proporcionada por los medios de intercambio de calor indirectos 48 a la corriente que contiene alcohol en el conducto 128. Por ejemplo, si la temperatura de la pasta caliente en el conducto 108 es superior a la deseada, el indicador de temperatura 62 envía una señal 64 a los medios de intercambio de calor indirectos 48, que posteriormente incrementan la cantidad de refrigeración proporcionada a la corriente que contiene alcohol en el conducto 102 para así reducir en última instancia la temperatura de la pasta caliente en el conducto 108.

Como se ilustra en la FIG. 1, la pasta caliente en el conducto 108 se puede añadir al serpentín de recirculación 18 aguas abajo del alcohol adicional y de los puntos de inyección de aditivo. Además, puede ser ventajoso introducir la pasta en la parte superior del conducto de recirculación 100 para acelerar la disolución del reactivo ácido sólido a medida que desciende hacia la corriente de recirculación. La presencia de monómeros y/u oligómeros de poliéster en la corriente de recirculación también puede mejorar la disolución de las partículas sólidas de ácido añadidas al conducto de recirculación 100. En una realización, la corriente en el conducto de recirculación 100 puede tener una longitud media de la cadena en el intervalo de 1 a 20, de 2 a 18, o de 5 a 15.

Los sistemas de esterificación convencionales 10 requieren refrigeración sustancial de la pasta que contiene ácido antes de su introducción en la corriente del producto éster recirculada. No obstante, de acuerdo con una realización, cuando se combina con la corriente del producto de esterificación recirculado que fluye a través del conducto 116 en el conducto de recirculación 100, la temperatura de la pasta que contiene ácido es al menos 25 °C, al menos 40 °C, 5 o al menos 50 °C más fría, pero no superior a 100 °C, no superior a 75 °C, no superior a 60 °C, más fría que la temperatura de la corriente alcohólica cuando se extrae de la salida inferior 46 de la columna de destilación 16. En una realización, la temperatura de la pasta que contiene ácido cuando se combina con la corriente del producto éster recirculada en el conducto de recirculación 100 está en el intervalo de 80 °C a 170 °C, de 90 °C a 150 °C, o de 100 °C a 135 °C.

10

Intervalos numéricos

La presente descripción usa intervalos numéricos para cuantificar ciertos parámetros relativos a la invención. Se debe entender que cuando se proporcionan intervalos numéricos, se debe interpretar que dichos intervalos 15 proporcionan respaldo literal para las limitaciones de las reivindicaciones que únicamente mencionan el valor inferior del intervalo así como limitaciones de las reivindicaciones que únicamente mencionan el valor superior del intervalo. Por ejemplo, un intervalo numérico desvelado de 10 a 100 proporciona respaldo literal para una reivindicación que menciona "superior a 10" (sin límites superiores) y una reivindicación que menciona "inferior a 100" (sin límites inferiores).

20

Definiciones

Como se usan en este documento, los términos "un", "una", "el", "la" y "dicho" significan uno o superior.

25 Como se usa en este documento, el término "agitación" se refiere a trabajo disipado en un medio de reacción que provoca la fluidificación y/o mezcla de un fluido.

Como se usa en este documento, el término "y/o", cuando se usa en una lista de dos o más artículos, significa que cualquiera de los artículos enumerados se puede emplear por sí mismo, o se puede emplear cualquier combinación 30 de dos o más de los artículos enumerados. Por ejemplo, si se describe una composición 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 este documento, los términos "que comprende", "comprende" y "comprenden" son términos de 35 transición abiertos usados para la transición desde un objeto mencionado antes del término a un elemento o elementos mencionados después del término, en el que el elemento o elementos enumerados después del término de transición no son necesariamente los únicos elementos que componen el objeto.

Como se usa en este documento, los términos "que contiene", "contiene" y "contienen" tienen los mismos 40 significados abiertos que "que comprende", "comprende" y "comprenden" proporcionados anteriormente.

Como se usa en este documento, el término "separación por destilación" se refiere a la separación de una o más sustancias químicas de una o más sustancias químicas diferentes en base a las volatilidades relativas de las sustancias a separar.

45

Como se usa en este documento, los términos "que tiene", "tiene", y "tienen" tienen los mismos significados abiertos que "que comprende", "comprende" y "comprenden" proporcionados anteriormente.

Como se usa en este documento, los términos "que incluye", "incluye", e "incluyen" tienen los mismos significados 50 abiertos que "que comprende", "comprende" y "comprenden" proporcionados anteriormente.

Como se usa en este documento, el término "agitación mecánica" se refiere a la agitación de un medio de reacción provocada por el movimiento físico de un(os) elemento(s) rígido(s) o flexible(s) contra o dentro del medio de reacción.

55

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

Como se usa en este documento, el término "resto" se refiere a la fracción que es el producto resultante de las

especies químicas en un esquema de reacción particular o en la formulación o producto químico posterior, independientemente de si la fracción se obtiene en realidad a partir de las especies químicas.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para la producción de poliésteres, que comprende:
- 5 a) la producción de un líquido que contiene alcohol procedente de una zona de destilación;
- b) la mezcla de al menos una parte de dicho líquido que contiene alcohol con partículas sólidas de un ácido para así proporcionar una pasta;
- 10 c) la combinación de dicha pasta con un líquido de recirculación para así proporcionar una alimentación de esterificación; y
- d) el sometimiento de al menos una parte de dicha alimentación de esterificación a esterificación en una zona de esterificación, en la que la temperatura de la pasta cuando se combina con dicho líquido de recirculación no está
- 15 más de 150 °C más fría que la temperatura de dicho líquido que contiene alcohol cuando sale de la zona de destilación.
2. El proceso de la reivindicación 1, en el que la temperatura de dicha pasta cuando se combina con dicho líquido de recirculación es al menos 25 °C más fría que la temperatura de dicho líquido que contiene alcohol
- 20 cuando sale de dicha zona de destilación.
3. El proceso de la reivindicación 1, en el que la temperatura de dicha pasta cuando se combina con dicho líquido de recirculación no está más de 100 °C más fría que la temperatura de dicho líquido que contiene alcohol cuando sale de dicha zona de destilación.
- 25
4. El proceso de la reivindicación 1, en el que dicho líquido que contiene alcohol sale de dicha zona de destilación a una temperatura en el intervalo de 175 aproximadamente a 250 °C aproximadamente, en el que la temperatura de dicha pasta cuando se combina con dicho líquido de recirculación está en el intervalo de 80 °C a 175 °C aproximadamente.
- 30
5. El proceso de la reivindicación 1, en el que dicho líquido que contiene alcohol sale de dicha zona de destilación a una temperatura en el intervalo de 190 °C a 230 °C, en el que la temperatura de dicha pasta cuando se combina con dicho líquido de recirculación está en el intervalo de 90 °C a 150 °C aproximadamente, en el que dicha esterificación se lleva a cabo a una temperatura en el intervalo de 220 °C a 300 °C.
- 35
6. El proceso de la reivindicación 1, en el que dicha pasta comprende en el intervalo del 50 aproximadamente al 95 % en peso de dichos sólidos.
7. El proceso de la reivindicación 1, en el que dicho líquido de recirculación tiene una longitud de cadena
- 40 media en el intervalo de 2 aproximadamente a 18 aproximadamente.
8. El proceso de la reivindicación 1, en el que dicho alcohol es etilenglicol y dicho ácido es ácido tereftálico.
- 45
9. El proceso de la reivindicación 1, en el que se produce un producto de esterificación que tiene una conversión de al menos el 50 % aproximadamente en dicha zona de esterificación, y dicho líquido de recirculación comprende al menos una parte de dicho producto de esterificación.
10. El proceso de la reivindicación 1, en el que al menos una parte de dicha zona de esterificación está
- 50 definida dentro de un intercambiador de calor, y dicho intercambiador de calor comprende tubos al menos parcialmente rodeados por un medio de transferencia de calor, en el que la zona de esterificación está al menos parcialmente definida dentro de dichos tubos.
11. El proceso de la reivindicación 1, que además comprende la producción de un producto de
- 55 esterificación en dicha zona de esterificación y someter al menos una parte de dicho producto de esterificación a separación vapor/líquido en una zona de desprendimiento, en el que dicha zona de desprendimiento está definida dentro de un recipiente de desprendimiento alargado horizontal, para así producir un primer producto líquido y un primer producto de vapor, en el que dicho primer producto líquido tiene una conversión de al menos el 70 %, en el que además se realiza la esterificación en dicha zona de desprendimiento de manera que la conversión del primer

producto líquido sea al menos un punto porcentual superior que la conversión de dicho producto de esterificación.

12. El proceso de la reivindicación 1, que además comprende la producción de un producto de esterificación en dicha zona de esterificación y el sometimiento de al menos una parte de dicho producto de esterificación a separación vapor/líquido en una zona de desprendimiento para así producir un primer producto líquido y un primer producto de vapor, que además comprende la separación de dicho primer producto líquido en una parte de producto y una parte recirculada, en el que dicho líquido de recirculación comprende al menos una parte de dicha parte recirculada, y que además comprende someter dicha parte del producto a esterificación adicional en una segunda zona de esterificación y/o policondensación en una zona de policondensación.
- 10
13. El proceso de la reivindicación 11, que además comprende la introducción de al menos una parte de dicho primer vapor en dicha zona de destilación y la separación de dicha primera parte de vapor en una segunda corriente de vapor y dicho líquido que contiene alcohol, en el que dicha corriente de vapor comprende al menos el 50 % molar aproximadamente de agua y dicho líquido que contiene alcohol comprende al menos el 50 % molar aproximadamente de etilenglicol.
- 15

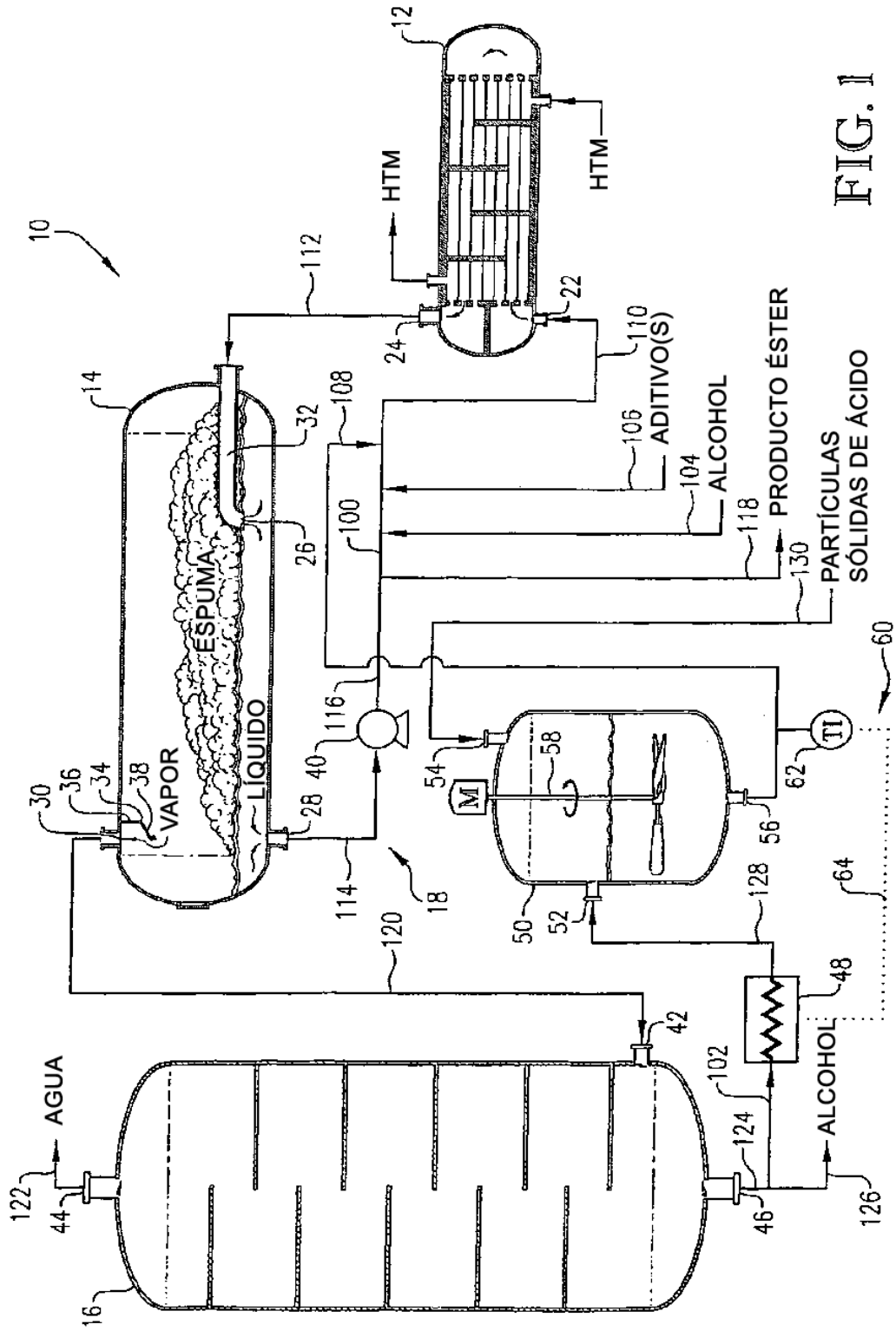


FIG. 1