

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 703 248**

51 Int. Cl.:

**B01J 19/24** (2006.01)

**C08G 63/78** (2006.01)

**B01J 19/18** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **05.12.2007 PCT/US2007/025045**

87 Fecha y número de publicación internacional: **19.06.2008 WO08073288**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **05.12.2007 E 07853271 (0)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **24.10.2018 EP 2101911**

54 Título: **Proceso para la producción de poliéster que emplea un recipiente de esterificación horizontalmente alargado**

30 Prioridad:

**07.12.2006 US 635360**

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

**07.03.2019**

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:

**PONS ARIÑO, Ángel**

ES 2 703 248 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

Proceso para la producción de poliéster que emplea un recipiente de esterificación horizontalmente alargado

### 5 ANTECEDENTES DE LA INVENCION

#### 1. Campo 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 un recipiente alargado horizontalmente para la esterificación y/o la separación de vapor-líquido.

#### 2. Descripción de la técnica anterior

La polimerización en fase fundida se puede utilizar para producir una variedad de poliésteres tales como, por ejemplo, tereftalato de polietileno (PET). El PET se usa ampliamente en bebidas, alimentos y otros recipientes, así como en fibras sintéticas y resinas. Los avances en tecnología de procesos junto con el aumento de la demanda han propiciado un mercado cada vez más competitivo para la producción y venta de PET. Por lo tanto, es deseable un proceso de bajo costo y alta eficiencia para producir PET.

En general, las instalaciones de producción de poliéster en fase fundida, incluidas las utilizadas para fabricar PET, emplean una etapa de esterificación y una etapa de policondensación. En la etapa de esterificación, las materias primas poliméricas (i.e., reactivos) se convierten en monómeros de poliéster y/o oligómeros. En la etapa de policondensación, los monómeros de poliéster que salen de la etapa de esterificación se convierten en un producto polimérico que tiene la longitud de cadena final deseada.

En la mayoría de las instalaciones convencionales de producción de poliéster en fase de fusión, la esterificación se realiza en uno o más reactores de agitación mecánica, como, por ejemplo, reactores de tanque de agitación continua (CSTRs). Sin embargo, los CSTR y otros reactores con agitación mecánica tienen varios inconvenientes que pueden resultar en un aumento de los costos de capital, operación y/o mantenimiento para la instalación de producción de poliéster en general. Por ejemplo, los agitadores mecánicos y varios equipos de control típicamente asociados con CSTRs son complejos, caros y pueden requerir un mantenimiento extenso. Además, los CSTR convencionales emplean frecuentemente tubos de intercambio de calor internos que ocupan una parte del volumen interno del reactor. Para compensar la pérdida en el volumen eficaz del reactor, CSTRs con los tubos internos del intercambio de calor requiere un volumen total más grande, que aumenta costes de capital. Además, las bobinas internas de intercambio de calor normalmente asociadas con los CSTR pueden interferir indeseablemente con los patrones de flujo del medio de reacción dentro del recipiente, lo que resulta en una pérdida para aumentar la conversión del producto, muchas instalaciones de producción de poliéster convencionales han empleado múltiples CSTR que operan en serie, lo que aumenta aún más los costos de capital y operativos.

Por lo tanto, existe la necesidad de un proceso de poliéster de alta eficiencia que minimice los costos de capital, operativos y de mantenimiento a la vez que maximiza la conversión

El documento WO 2006/083250 describe un recipiente de reactor químico segmentado continuo con elementos internos de transferencia de calor. El documento GB 122538 describe un proceso para la esterificación de ácido tereftálico con glicoles. El documento US 590072 describe una invención relacionada con un proceso para la esterificación directa de ácido tereftálico con etilenglicol en condiciones

### RESUMEN DE LA INVENCION

El objetivo de la invención se logra mediante el procedimiento según la reivindicación 1. Las realizaciones de la invención son de acuerdo con las reivindicaciones 2-28.

### BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

Ciertas realizaciones de la presente invención se describen en detalle a continuación con referencia a la figura adjunta, en la que:

La figura 1 es una representación esquemática de un sistema de esterificación configurado de acuerdo con una

encarnación de la invención presente y adecuado para su uso en una instalación de producción de poliéster de fase de fusión.

### DESCRIPCIÓN DETALLADA

5

La invención actual se puede emplear en instalaciones de producción de poliéster de fase de fusión capaz de producir una variedad de poliésteres de múltiples materiales de partida. Como se usa en la presente, el término "poliéster" también incluye derivados de poliéster tales como, por ejemplo, poliéster ésteres, poliéster amidas y poliéster éster amidas. Los ejemplos de los poliésteres de la fase de fusión que se pueden producir de acuerdo con la

10

presente invención incluyen, pero sin limitación, homopolímeros y copolímeros de tereftalato de polietileno (PET), PETG (PET modificado con comonomero de 1,4-ciclohexano-dimetanol (CHDM)), poliésteres totalmente aromáticos o líquidos cristalinos, poliésteres biodegradables, como los que comprenden butanodiol, ácido tereftálico y residuos de ácido adípico, homopolímeros y copolímeros de poli(ciclohexano-dimetileno), y homopolímeros y copolímeros de CHDM y ácido ciclohexandicarboxílico o dimetilciclohexandicarboxilato.

15

De acuerdo con la presente invención, los materiales de partida de poliéster que comprenden al menos un alcohol y al menos un ácido se someten a esterificación en una etapa inicial del proceso. El material de partida ácido puede ser un ácido dicarboxílico de tal manera que el producto final de poliéster comprenda al menos un residuo de ácido dicarboxílico que tiene en el intervalo de aproximadamente de 4 a aproximadamente 15 o de 8 a 12 átomos de carbono. Los ejemplos de los ácidos dicarboxílicos convenientes para usar en la presente invención pueden incluir, pero sin limitación, ácido tereftálico, ácido ftálico, ácido isoftálico, ácido naftalen-2,6-dicarboxílico, ácido ciclohexandicarboxílico, ácido ciclohexandiacético, 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 sebácico, y mezclas de ellos. En una realización, el material de partida ácido puede ser un éster correspondiente, tal

20

como tereftalato de dimetilo en lugar de ácido tereftálico.

25

El material de partida de alcohol puede ser un diol de modo tal que el producto final del poliéster pueda comprender al menos un residuo de diol tal como, por ejemplo, aquellos que se originan de los dioles cicloalifáticos que tienen en el intervalo de aproximadamente 3 a aproximadamente 25 átomos de carbono o de 6 a 20 átomos de carbono. Los

30

dioles convenientes pueden incluir, pero sin limitación, 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-metilpentanodiol-(2,4), 2-metilpentanodiol-(1,4), 2,2,4-trimetilpentano-diol-(1,3), 2-etilhexanodiol-(1,3), 2,2-dietilpropano-diol-(1,3), hexanodiol-(1,3), 1,4-di-(hidroxi-etoxi)-benceno, 2,2-bis-(4-hidroxiciclohexil)-propano, 2,4-dihidroxi-1,1,3,3-tetrametilciclobutano, 2,2,4,4-tetrametil-ciclobutanodiol, 2,2-bis-(3-hidroxi-etoxifenil)-propano, 2,2-bis-(4-hidroxi-propoxifenil)-

35

propano, isosorbida, hidroquinona, BDS-(2,2-(sulfonilbis)-4,1-fenilenoxi))bis(etanol) y sus mezclas.

Además, en una realización, los materiales de partida pueden comprender uno o más comonomeros. Los comonomeros convenientes pueden incluir, por ejemplo, los comonomeros que comprenden ácido tereftálico, tereftalato de dimetilo, ácido isoftálico, isoftalato de dimetilo, dimetil-2,6-naftalendicarboxilato, ácido 2,6-naftalendicarboxílico, etilenglicol, dietilenglicol, 1,4-ciclohexanodimetanol (CHDM), 1,4-butanodiol, politetrametilenglicol, trans-DMCD, anhídrido trimelítico, ciclohexan-1,4 dicarboxilato de dimetilo, decalin-2,2 dicarboxilato de dimetilo, decalindimetanol, decahidronaftalen-2,6-dicarboxilato, 2,6-dihidroxi-metil-decahidronaftaleno, hidroquinona, ácido hidroxibenzoico, y sus mezclas.

40

De acuerdo con una realización de la presente invención, se pueden agregar uno o más aditivos a los materiales de

partida, el poliéster y/o los precursores de poliéster en una o más ubicaciones dentro del proceso. Los aditivos convenientes 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 ramificación; colorante; tóner, pigmento, negro de carbón, fibra de vidrio, relleno, modificador del

45

50 impacto, antioxidante, compuesto absorbente UV y el compuesto depurador de oxígeno.

En general, el proceso de producción de poliéster de acuerdo con una realización de la presente invención puede comprender dos etapas principales. La primera etapa reacciona con los materiales de partida (también mencionados aquí como "materias primas" o "reactivos") en monómeros y/u oligómeros. La segunda etapa reacciona además los

55

monómeros y/u oligómeros en el producto final de poliéster.

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 tienen grupos terminales metilo tales como, por ejemplo, tereftalato de dimetilo o isoftalato de dimetilo, la primera

etapa se denomina intercambio de éster o transesterificación. Por simplicidad, el término "esterificación", como se utiliza en la presente, incluye las reacciones de esterificación y de intercambio de éster, pero debe entenderse que la esterificación y el intercambio de éster dependen de los materiales de partida. De acuerdo con una realización de la presente invención, la esterificación puede ocurrir en una temperatura en intervalo de aproximadamente 220 °C a aproximadamente 300 °C, o de aproximadamente 235 °C a aproximadamente 280 °C, o de 245 °C a 270 °C y una presión de aproximadamente 172,3 kpasal, o una presión en el intervalo de aproximadamente 6894 pascal a aproximadamente 69 kpasal o de 13,8 kpasal a 34,5 kpasal. En una realización, la longitud media de la cadena del monómero y/u oligómero que sale de la etapa de esterificación puede ser menor que aproximadamente 25, de aproximadamente 1 a aproximadamente 20, o de 5 a 15.

10

La segunda etapa del proceso puede denominarse la etapa de policondensación. La etapa de policondensación puede ser un proceso de una sola etapa, o puede dividirse en una etapa de prepolimerización (o prepolimerización) y una etapa de policondensación final (o acabado). En general, los polímeros de cadena más larga se pueden producir a través de un proceso de policondensación de múltiples etapas. La etapa de la policondensación se puede realizar en una temperatura en el intervalo de aproximadamente 220 °C a aproximadamente 350 °C, o de aproximadamente 240 °C a aproximadamente 320 °C y una presión subatmosférica (por ejemplo, de vacío). Cuando la policondensación se realiza en un proceso de dos etapas, el reactor de prepolimerización (o prepolímero) puede convertir el monómero que sale de la etapa de la esterificación en un oligómero que tiene una longitud de cadena media en el intervalo de aproximadamente 2 a aproximadamente 40, de aproximadamente 5 a aproximadamente de 35, o de 10 a 30. El reactor de acabado luego convierte la mezcla de oligómero/polímero en un producto de polímero final que tiene la longitud de cadena media deseada.

15

20

De acuerdo con una realización de la presente invención, la etapa de la esterificación se puede llevar a cabo en un sistema de la esterificación que comprende al menos una zona de esterificación y al menos una zona de la destilación. En la zona de esterificación, los reactivos se someten a esterificación para producir así un subproducto de vapor y un producto líquido que contiene monómeros de poliéster y/u oligómeros. Una porción del producto líquido que sale de la zona de esterificación puede salir del sistema de esterificación para el procesamiento corriente abajo, mientras que una porción de recirculación del producto líquido que sale de la zona de esterificación puede ser recirculada de nuevo a la entrada de la zona de esterificación. Al menos una parte del subproducto de vapor que sale de la zona de esterificación puede dirigirse a la zona de destilación, en donde los componentes de agua y alcohol del subproducto de vapor se pueden separar. Una porción del alcohol separado que sale de la zona de destilación puede recombinarse con la porción de recirculación del producto líquido que sale de la zona de esterificación. La corriente combinada resultante se puede reintroducir en la zona de esterificación, después de recibir cantidades adicionales de reactivos y/o aditivos.

35

De acuerdo con la presente invención, por lo menos una porción de la zona de la esterificación es definida por el equipo que no imparte agitación mecánica a la fase líquida del medio de reacción procesado aquí. Aunque la fase líquida del medio de reacción procesado en la zona de esterificación puede estar algo agitada en virtud de fluir a través del equipo que define la zona de esterificación, en una realización de la presente invención, el 0 por ciento de la agitación del medio de reacción en fase líquida procesado en la zona de esterificación es proporcionado por la agitación mecánica. Esto contrasta directamente con los procesos de esterificación convencionales que se llevan a cabo en uno o más reactores de tanque agitado continuo (CSTR) en condiciones de agitación mecánica extrema.

40

Según lo analizado más abajo con detalle, la presente invención puede emplear un equipo simple, confiable y económico para llevar a cabo la esterificación. Por ejemplo, en una realización de la presente invención, al menos una parte de la zona de esterificación puede definirse dentro de un calentador simple, confiable y relativamente económico como, por ejemplo, un intercambiador de calor de carcasa y tubos. Además, en otra realización, al menos una porción de la zona de esterificación se puede definir dentro de un recipiente de esterificación sin agitar simple, confiable y relativamente económico.

50

Refiriéndose ahora a la FIG. 1, un sistema de esterificación 10 configurado de acuerdo con una realización de la presente invención se ilustra por comprender en general un intercambiador de calor 12, un recipiente de esterificación 14, una columna de destilación 16, y un bucle de recirculación 18. En general, el proceso realizado 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 porción del producto calentado y parcialmente esterificado del intercambiador de calor 12 en el recipiente de esterificación 14; (4) esterificar adicionalmente el producto parcialmente esterificado del intercambiador de calor 12 en el recipiente de esterificación 14; (5) separar un producto líquido de un subproducto de vapor en el recipiente de esterificación 14; (6) introducir al menos una porción del

55

subproducto de vapor del recipiente de esterificación 14 en la columna de destilación 16; (7) separar el subproducto de vapor en una corriente superior predominantemente de agua y una corriente inferior predominantemente de alcohol en la columna de destilación 16; (8) dirigir una porción de recirculación del producto líquido del recipiente de esterificación 14 de nuevo al intercambiador de calor 12 a través del bucle de recirculación 18; (9) mientras que la  
 5 porción de la recirculación del producto líquido fluye a través del bucle de recirculación 18, añadiendo alcohol recirculado de la columna de la destilación 16, alcohol fresco, aditivos y/o ácido; y (10) retirar una parte del producto líquido del recipiente de esterificación 14 para ulterior procesamiento corriente abajo.

Como se indicó anteriormente, la esterificación puede realizarse tanto en el intercambiador de calor 12 como en el  
 10 recipiente de esterificación 14 del sistema de esterificación 10. Si bien la esterificación puede llevarse a cabo tanto en el intercambiador de calor 12 como en el recipiente de esterificación 14, cada uno de estos equipos puede denominarse "reactores de esterificación" que definen 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, el intercambiador de calor 12 también puede denominarse un "calentador" que define una  
 15 "zona de calentamiento". Además, dado que una función adicional del recipiente de esterificación 14 puede ser promover el desacople de vapor/líquido, el recipiente de esterificación 14 también se puede denominar "recipiente de desacoplamiento" que define una "zona de desacoplamiento". La configuración y el funcionamiento del sistema de esterificación 10, ilustrado en la FIG. 1, ahora se describirán con mayor detalle.

20 Refiriéndose de nuevo a la FIG. 1, una corriente de producto líquido recirculado, analizado con más 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 recirculada que fluye a través del conducto de recirculación 100: (a) alcohol recirculado introducido a través del conducto 102, (b) alcohol fresco adicional introducido a través del conducto 104, y (c) uno o más aditivos introducidos a través del conducto 106. En otra  
 25 realización, al menos una porción de una o más corrientes en los conductos 102, 104 y/o 106 se puede agregar a la corriente que sale del recipiente de esterificación 14 en el conducto 114, que se describe en detalle a continuación. En otra realización, por lo menos una porción de uno o más corrientes en los conductos 102, 104 y/o 106 se puede introducir directamente en una bomba de recirculación 40 todavía por analizar. El alcohol recirculado y fresco en los conductos 102 y 104 puede ser cualquiera de los alcoholes descritos anteriormente como adecuados para usar  
 30 como materiales de partida en el sistema de la presente invención. Según una realización, el alcohol recirculado y/o fresco puede ser etilenglicol. El uno o más aditivos en el conducto 106 puede ser cualquiera de los aditivos analizados anteriormente como adecuados para utilizarlo en el sistema de la presente invención.

El ácido adicional del conducto 108 se puede también agregar a la corriente que fluye a través del conducto de  
 35 recirculación 100. El ácido introducido en el conducto de recirculación 100 a través del conducto 108 puede ser cualquiera de los ácidos analizados anteriormente como adecuados para usar como materiales de partida en el sistema de la presente invención. El ácido en el conducto 108 puede estar en forma de líquido, suspensión, pasta o sólidos secos. En una realización, el ácido en el conducto 108 pueden ser partículas sólidas de ácido tereftálico.

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

Como se ilustra en la FIG. 1, se puede emplear un reductor de presión 20 para permitir la adición directa de un reactivo de ácido sólido en el conducto de recirculación 100 sin estar en forma de una pasta o suspensión. En una  
 50 realización de la presente invención, el reactivo de ácido sólido se puede agregar al conducto de recirculación 100 en un lugar donde la presión de la corriente de recirculación se ha reducido por el 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 el material se puede agregar a la corriente a presión reducida a través de una abertura próxima a la zona de presión reducida. Un reductor es un ejemplo de un aparato conveniente para  
 55 usar como reductor de presión 20.

Como se ilustra en la FIG. 1, el reactivo de ácido sólido en el conducto 108 se puede agregar al circuito de recirculación 18 corriente abajo del alcohol adicional y los puntos de inyección de aditivos. Además, puede ser ventajoso introducir el reactivo de ácido sólido en la porción superior del conducto de recirculación 100 para agilitar

la disolución de las partículas de ácido sólidas mientras descienden en la corriente de la recirculación. La presencia de monómeros de poliéster y/u oligómeros en la corriente de recirculación también puede mejorar la disolución de las partículas de ácido sólidas añadidas al conducto de recirculación 100. En una realización de la presente invención, la corriente en el conducto de recirculación 100 puede tener una longitud de cadena promedio en el intervalo de aproximadamente 1 a aproximadamente 20, aproximadamente 2 a aproximadamente 18, o de 5 a 15.

En general, la cantidad de alcohol y de ácido agregada a la corriente de la recirculación en el conducto de la recirculación 100 puede ser cualquier cantidad necesaria proporcionar la tasa de producción deseada y la relación de alcohol a ácido deseada. En una realización de la presente invención, 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 aproximadamente 1,005:1 a aproximadamente 10:1, de aproximadamente 1,01:1 a aproximadamente 8:1 o de 1,05:1 a 6:1.

La corriente combinada que sale del conducto de recirculación 100 y/o el reductor de presión 20 puede introducirse como un alimento de esterificación en una entrada 22 del intercambiador de calor 12 a través de un conducto de alimentación 110. En el intercambiador de calor 12, el medio de alimentación/reacción de esterificación se calienta y se somete a condiciones de esterificación. De acuerdo con una realización de la presente invención, el aumento de la temperatura del medio de la reacción entre la entrada 22 y una salida 24 del cambiador de calor 12 puede ser de al menos aproximadamente 10 °C, al menos de aproximadamente 23,9 °C o al menos 29,4 °C. En general, la temperatura del alimento de esterificación que ingresa en la entrada 22 del cambiador de calor 12 puede estar en el intervalo de aproximadamente 220 °C a aproximadamente 260 °C, de aproximadamente 230 °C a aproximadamente 250 °C, o de 235 °C a 245 °C. En general, la temperatura del producto de la esterificación que egresa de la salida 24 del intercambiador de calor 12 puede estar en el intervalo de aproximadamente 240 °C a aproximadamente 320 °C, de aproximadamente 255 °C a aproximadamente 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 aproximadamente 34,5 a aproximadamente 34,5 kpasal psig, de aproximadamente 68,9 a aproximadamente 241,3 kpasal, o de 103 a 192,3 kpasal.

Como se analizó previamente, el intercambiador de calor 12 también puede considerarse un reactor de esterificación debido a que al menos una porción del medio de reacción que fluye a través del mismo puede sufrir esterificación. La cantidad de esterificación llevada a cabo de acuerdo con la presente invención se puede cuantificar en términos de "conversión". Como se usa aquí, el término "conversión" se utiliza para describir una propiedad de la fase líquida de una corriente que ha sido sometida a esterificación, en donde la conversión de la corriente esterificada indica el porcentaje de los grupos terminales ácidos originales que han sido convertidos (es decir, esterificados) en grupos éster. La conversión se puede cuantificar como el número de grupos finales convertidos (es decir, grupos finales de alcohol) dividido por el número total de grupos finales (es decir, grupos terminales de alcohol más ácido), expresado como porcentaje. Mientras que la conversión se utiliza aquí, debe ser entendido que la longitud de cadena media, que describe el número medio de unidades monoméricas que comprende un compuesto, también podría ser apropiado para describir las características de las corrientes de la presente invención.

Según una realización, la reacción de esterificación realizada en el intercambiador de calor 12 puede aumentar la conversión del medio de reacción entre la entrada 22 y la salida 24 al menos aproximadamente 5, al menos aproximadamente 10, al menos aproximadamente 15, al menos aproximadamente 20, al menos aproximadamente 30 o al menos aproximadamente 50 puntos porcentuales. En general, la corriente de alimentación de esterificación introducida en la entrada 22 del intercambiador de calor 12 tiene una conversión de menos de aproximadamente el 90 por ciento, menos de aproximadamente el 75 por ciento, menos de aproximadamente el 50 por ciento, menos de aproximadamente el 25 por ciento, menos de aproximadamente el 10 por ciento o menos del 5 por ciento, mientras que la corriente del producto de la esterificación que egresa de la salida 24 del intercambiador de calor 12 tiene una conversión de al menos aproximadamente el 50 por ciento, de al menos aproximadamente el 60 por ciento, de al menos aproximadamente el 70 por ciento, de al menos aproximadamente el 75 por ciento, de al menos aproximadamente el 80 por ciento, de al menos aproximadamente el 95 por ciento o de al menos el 98 por ciento.

En una realización de la presente invención, la reacción de la esterificación llevada a cabo en el intercambiador de calor 12 se lleva a cabo en un tiempo de residencia significativamente reducido en relación con los procesos convencionales de esterificación. Por ejemplo, el tiempo de residencia promedio del medio de reacción que fluye a través del intercambiador de calor 12 puede ser menor que aproximadamente 60 minutos, menor que aproximadamente 45 minutos, menor que aproximadamente 35 minutos o menor que aproximadamente 20 minutos. Este tiempo de residencia relativamente corto incluso se puede lograr a altas tasas de producción en escala comercial. Así, en una realización, la corriente del producto egresa de la salida 24 del intercambiador de calor 12 a

un tasa de flujo de al menos aproximadamente 4545 kilogramos por hora (kg/h), de al menos aproximadamente 11364 kg/h, de al menos aproximadamente 22727 kg/h, o de al menos 45455 kg/h.

5 Volvamos ahora a la configuración específica del intercambiador de calor 12. De acuerdo con una realización de la presente invención, el intercambiador de calor 12 puede ser un intercambiador de calor de carcasa y tubos horizontalmente alargado. Un paso de flujo interno a través del intercambiador de calor 12 puede definirse por los tubos de intercambio de calor a través de los cuales fluye el medio de reacción a medida que se calienta y se esterifica. Este pasaje de flujo interno se puede considerar como una "primera zona de esterificación" del sistema de esterificación 10. Generalmente, el volumen agregado del pasaje del flujo interno a través del cambiador de calor 10 puede estar en el intervalo de aproximadamente 283 a aproximadamente 42475 litros (l), de aproximadamente 2830 a aproximadamente 22653 l, o de 5663 a 16990 pie<sup>3</sup>. El diámetro interno medio de los tubos individuales de intercambio de calor puede ser menor que aproximadamente 10,16 centímetros, o puede estar en el rango de aproximadamente 0,635 a aproximadamente 7,62 centímetros, o puede ser de 1,27 a 5,08 cm.

15 Como se muestra en la FIG. 1, una corriente de medio de transferencia de calor calentado (HTM) puede entrar en el lado 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 través del mismo. En una 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 estar en el intervalo de aproximadamente 2,44 a aproximadamente 976 kilocaloría/hora pie cuadrado y °C, de aproximadamente 24,4 a aproximadamente 488 kcal/h·°C·cm<sup>2</sup>) o de 48,8 a 244 kcal/h·°C·cm<sup>2</sup>). La cantidad total de calor transferido al medio de la reacción en el intercambiador de calor 12 puede estar en el intervalo de aproximadamente 232,6 a aproximadamente 11630 kilojulio/kilogramo del medio de la reacción (kJ/kg), de aproximadamente 930 a aproximadamente 4652 kJ/kg, o de 1396 a 3489 kJ/kg.

25 Como se muestra en la FIG. 1, el producto parcialmente esterificado que sale del intercambiador de calor 12 por la salida 24 puede ser transportado al recipiente de esterificación 14 a través del conducto 112. La corriente parcialmente esterificada en el conducto 112 puede introducirse en el volumen interno del recipiente de esterificación 14 a través de una entrada de fluido 26. Como se ha comentado anteriormente, en el recipiente de esterificación 14, la corriente parcialmente esterificada se somete a una mayor esterificación y separación de fases. Por lo tanto, el volumen interno definido dentro del recipiente de esterificación puede considerarse como una "segunda zona de esterificación" y/o una "zona de desacoplamiento". En general, el medio de reacción en el recipiente de esterificación 14 fluye de manera sustancialmente horizontal a través del volumen interno. A medida que el medio de reacción fluye lejos de la entrada de fluido 26 y sufre una 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 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 llevada a cabo en el recipiente de esterificación 14 puede aumentar la conversión del medio de reacción procesado en el mismo, por lo que el producto líquido que sale de la salida de líquidos 28 tiene una conversión que es de al menos aproximadamente 1 punto porcentual, de al menos aproximadamente 2 puntos porcentuales, o de al menos aproximadamente 5 puntos porcentuales más altos que la conversión de la corriente de fluido que ingresa en la entrada de fluido 26. En general, el producto líquido que egresa de la salida líquida 28 del recipiente de esterificación 14 puede tener una conversión de al menos aproximadamente el 80 por ciento, de al menos aproximadamente el 85 por ciento, de al menos aproximadamente el 90 por ciento, de al menos el 95 por ciento o de al menos aproximadamente el 98 por ciento.

La conversión lograda en el recipiente de esterificación 14 puede ocurrir 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 aproximadamente 200 minutos, inferior a aproximadamente 60 minutos, inferior a aproximadamente 45 minutos, inferior a aproximadamente 30 minutos, o inferior a aproximadamente 15 minutos. Además, la cantidad de calor transferido al medio de reacción en el recipiente de esterificación 14 puede ser inferior a aproximadamente 100 kilojulio por kilogramo de medio de la reacción (kJ/kg), inferior a aproximadamente 465,2 kJ/kg, inferior a aproximadamente 116,3 kJ/kg o inferior a 2,326 kJ/kg.

55 Con mínima o ninguna entrada de calor en el recipiente de esterificación 14, la temperatura media del producto líquido que egresa de la salida de líquidos 28 del recipiente de esterificación 14 puede estar dentro de aproximadamente 50 °C, de aproximadamente 30 °C, de aproximadamente 20 °C o de 15 °C de la temperatura media del fluido que entra en el recipiente de esterificación 14 a través de la entrada de fluido 26. Generalmente, la

temperatura media del producto líquido que egresa de la salida de líquidos 28 del recipiente de esterificación 14 puede estar en el intervalo de aproximadamente 220 °C a aproximadamente 320 °C, de aproximadamente 240 °C a aproximadamente 300 °C, o de aproximadamente 250 °C a aproximadamente 275 °C.

- 5 Pasamos ahora a la configuración específica del recipiente de esterificación 14. En la realización ilustrada en la Fig. 1, el recipiente de esterificación 14 es un recipiente sustancialmente vacío, no agitado, no calentado, en general cilíndrico, horizontalmente alargado. Recipiente de esterificación 14 puede tener una relación de longitud a diámetro (L:D) de menos de aproximadamente 10:1, en el intervalo de aproximadamente 1.25:1 a aproximadamente 8:1, de aproximadamente 1.5:1 a aproximadamente 6:1, o de 2:1 a 4.5:1. En una realización, la entrada de líquidos 26, la salida de líquidos 28 y la salida de vapor 30 se separan entre sí de manera que proporcione la suficiente esterificación y mejore el desacople/la separación de las fases de vapor, líquido y espuma. Por ejemplo, la salida de líquidos 28 y la salida de vapor 30 pueden separarse horizontalmente de la entrada de líquidos 26 en al menos aproximadamente 1,25D, al menos aproximadamente 1,5D, o al menos 2,0D. Además, la salida de líquidos 28 y la salida de vapor 30 pueden separarse verticalmente entre sí al menos aproximadamente 0,5 d, al menos aproximadamente 0.75 D, o al menos 0.95 D.

- Como se ilustra en la FIG. 1, el recipiente de esterificación 14 puede comprender un distribuidor de fluidos 32 para ayudar en la distribución efectiva de la alimentación al recipiente de esterificación 14. En la realización ilustrada en la FIG. 1, el distribuidor de fluidos es simplemente una tubería que extiende sustancialmente en forma horizontal y tiene un extremo distal curvado hacia abajo que define la entrada de líquidos 26 con una orientación que mira hacia abajo. Alternativamente, el distribuidor de líquidos 32 puede definir una pluralidad de aberturas para descargar la alimentación parcialmente esterificada en múltiples ubicaciones espaciadas en forma horizontal en el recipiente de esterificación 14. En una realización de la presente invención, la profundidad media del medio de la reacción en el recipiente de la esterificación 14 se mantiene a menos de aproximadamente 0.75 D, menos de aproximadamente 0.50 D, menos de aproximadamente 0.25 D, o menos de aproximadamente 0.15 D mientras que viaja sustancialmente en forma horizontal a través del recipiente de esterificación 14.

- Como se muestra en la FIG. 1, al entrar en el recipiente de esterificación 14, el medio de reacción que sale del distribuidor de líquidos 32 puede comenzar a echar espuma a medida que las burbujas de vapor se desprenden de la porción líquida del medio de reacción. En general, la producción de espuma puede disminuir 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 realización, prácticamente no sale espuma de la salida del líquido 28 y/o la salida de vapor 30 del recipiente de esterificación 14.

- 35 Para ayudar a asegurar que ninguna espuma salga 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. El deflector 34 se puede disponer generalmente entre la entrada de líquidos 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 líquidos 26. El deflector 34 puede extenderse hacia abajo desde la parte superior del recipiente de esterificación 14 cerca de la salida de vapor 30 y puede funcionar para bloquear físicamente el flujo de espuma, en su caso, hacia la salida de vapor 30. En una realización de la presente invención, el deflector 34 puede presentar un borde inferior espaciado verticalmente al menos aproximadamente 0.25 D, al menos aproximadamente 0.5 D, o al menos 0.75 D de la parte inferior del recipiente de esterificación 14. En la 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 porción que se extiende hacia abajo 36 puede extenderse hacia abajo desde una ubicación cercana a la salida de vapor 30, mientras que la porción que se extiende lateralmente 38 puede extenderse transversalmente desde el extremo inferior de la porción que se extiende hacia abajo 36 a una ubicación generalmente 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 requerimientos hidrodinámicos generales del sistema de esterificación 10. En una realización de la presente invención, el volumen interno total del recipiente de esterificación 14 puede ser de al menos aproximadamente el 25 por ciento, de al menos aproximadamente el 50 por ciento, de al menos aproximadamente el 75 por ciento, de al menos aproximadamente el 100 por ciento, o de al menos el 150 por ciento del volumen interno total del circuito de recirculación 18, que se describe con más detalle a continuación. En otra realización de la presente invención, el volumen interno total del recipiente de esterificación 14 puede ser de al menos aproximadamente el 25 por ciento, de al menos aproximadamente el 50 por ciento, de al menos aproximadamente el 75 por ciento, o de al menos el 150 por ciento del volumen interno agregado del circuito de recirculación 18, el paso de flujo dentro del intercambiador de calor 12 y el conducto del producto 112.



Refiriéndose de nuevo a la FIG. 1, un producto de éster líquido puede egresar de la salida de líquidos 28 del recipiente de esterificación 14 y puede introducirse posteriormente en el bucle de recirculación 18. El circuito de recirculación 18 define un paso de flujo desde la salida de líquidos 28 del recipiente de esterificación 14 a la entrada 22 del intercambiador de calor 12. El bucle de recirculación 18 comprende en general un conducto de producto líquido 114, una bomba de recirculación 40, un conducto de descarga de la bomba 116, el conducto de recirculación 100, el reductor de presión 20 y el 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 a 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 después se divide en una porción del producto transportada a través del conducto 118 del producto del éster y una porción de la recirculación transportada a través del conducto de recirculación 100. La separación de la corriente que sale de la bomba 40 se puede realizar de modo que la relación del caudal de masa de la porción de la recirculación en el conducto 100 a la tasa de flujo total de la porción del producto en el conducto 118 pueda estar en el intervalo de aproximadamente 0,25:1 a aproximadamente 30:1, de aproximadamente 0.5:1 a aproximadamente 20:1, o de 2:1 a 15:1. Como se ha comentado anteriormente, la porción de recirculación en el conducto 100 puede emplearse eventualmente como la alimentación al intercambiador de calor 12, después de la adición de alcohol de recirculación a través del conducto 102, alcohol fresco a través del conducto 104, aditivo a través del conducto 106 y/o ácido a través del conducto 108.

La parte del producto de éster líquido en el conducto 118 se puede enrutar a una ubicación corriente abajo para su posterior procesamiento, almacenamiento u otro uso. En una realización, por lo menos una fracción de la porción del producto en el conducto 118 se puede someter a ulterior esterificación en una segunda zona de la esterificación. En otra realización, al menos parte de la porción de producto en el conducto 118 puede someterse a policondensación en una zona de policondensación corriente abajo.

Como se ilustra en la FIG. 1, la corriente de vapor que egresa de la salida de vapor 30 del recipiente de esterificación 14 a través del conducto 120 puede dirigirse a una entrada de líquidos 42 de la columna de destilación 16. La corriente de subproducto de vapor en el conducto 120 puede comprender agua y alcohol. El agua y el alcohol se pueden separar sustancialmente uno del otro en la columna de destilación 16 para producir así una corriente de vapor superior predominantemente de agua que sale de la columna de destilación 16 a través de la salida superior 44 y una corriente de líquido de fondo 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 superior predominantemente de vapor y un producto de fondo predominantemente líquido en base a las volatilidades relativas de los componentes de la corriente de alimentación. La columna de destilación 16 puede incluir elementos internos tales como, por ejemplo, bandejas, empaquetamiento aleatorio, empaquetamiento estructurado, o cualquier combinación de ellos.

De acuerdo con una realización de la presente invención, la corriente de vapor superior predominantemente de agua que sale de la columna de destilación 16 a través de la salida superior 44 puede comprender al menos aproximadamente el 50 por ciento en moles, al menos aproximadamente el 60 por ciento en moles, o al menos el 75 por ciento en moles de agua. El producto de vapor superior descargado de la salida 44 de la columna de destilación 16 puede enrutarse a través del conducto 122 para su posterior procesamiento, almacenamiento o eliminación como, por ejemplo, una unidad de procesamiento de aguas residuales o una disposición que emplee, por ejemplo, incineración.

La corriente líquida de la parte inferior predominantemente de alcohol que sale de la columna de destilación 14 a través de la salida inferior 46 puede comprender al menos aproximadamente el 50 por ciento en moles, al menos aproximadamente el 60 por ciento en moles, o al menos el 75 por ciento en moles de alcohol (por ejemplo, etilenglicol). En una realización de la presente invención, la corriente predominantemente de alcohol extraída de la salida inferior 46 de la columna de destilación 16 puede tener una temperatura de al menos aproximadamente 150 °C, en el intervalo de aproximadamente 175 °C a aproximadamente 250 °C, o de 190 °C a 230 °C y una presión en el intervalo de aproximadamente 1,923 kpasal a aproximadamente 344,7 kpasal psig, de aproximadamente 3,45 kpasal a aproximadamente 241 kpasal, o de 6,89 kpasal a 172 kpasal. Como se muestra en la FIG. 1, la corriente líquida descargada de la salida inferior 46 de la columna de destilación puede ser transportada en el conducto de líquidos separado 124 y posteriormente se puede dividir en una porción de alcohol recirculada llevada en el conducto 124 y una parte de alcohol recuperada llevada en el conducto 126. La corriente de líquido separada del conducto 124 se puede dividir de manera tal que el caudal de masa del alcohol recirculado en el conducto 102 pueda ser de al menos aproximadamente el 25 por ciento, de al menos aproximadamente el 50 por ciento, o de al menos el 75 por ciento del caudal de masa del producto líquido separado en el conducto 124. El alcohol recuperado en el conducto 126 puede enrutarse para su posterior procesamiento, almacenamiento o reutilización. 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 ha descrito anteriormente.

- 5 Los sistemas de esterificación convencionales requieren el enfriamiento del alcohol recirculado antes de la reintroducción en el producto de éster recirculado. Sin embargo, de acuerdo con una realización de la presente invención, cuando se combina con la corriente de producto de esterificación recirculada que fluye a través del conducto 116 en el conducto de recirculación 100, la temperatura de la corriente de alcohol recirculada es de no más de aproximadamente 100 °C, de no más de aproximadamente 75 °C, de no más de aproximadamente 50 °C, o de no más de 25 °C más fría que la temperatura de la corriente de alcohol cuando se extraía de la salida inferior 46 de la columna de destilación 16. En una realización, la temperatura de la corriente recirculada del alcohol cuando se combina con la corriente recirculada de producto del éster en el conducto de la recirculación 100 está en el intervalo de aproximadamente 190 °C a aproximadamente 250 °C, de aproximadamente 200 °C a aproximadamente 235 °C, o de 205 °C a 220 °C.

15

### INTERVALOS NUMÉRICOS

- La presente descripción utiliza intervalos numéricos para cuantificar ciertos parámetros relacionados con la invención. Debería entenderse que, cuando se proporcionan intervalos numéricos, ha de considerarse que dichos intervalos proporcionan soporte literal para las limitaciones de reivindicación que indican sólo el valor inferior del intervalo, así como las limitaciones de reivindicación que indican sólo el valor superior del intervalo. Por ejemplo, un intervalo numérico divulgado de 10 a 100 proporciona soporte literal para una reivindicación que indique "más de 10" (sin límites superiores) y una reivindicación que indique "menos de 100" (sin límites inferiores).

### 25 DEFINICIONES

- Como se usa en la presente, el término "y/o", cuando se usa en una lista de dos o más ítems, significa que uno cualquiera de los ítems enumerados puede emplearse por sí mismo o que puede emplearse cualquier combinación de dos o más de los ítems enumerados. Por ejemplo, si se describe que una composición contiene los componentes A, B y/o C, la composición puede contener A solo, B solo, C solo, la combinación de A y B, la combinación de A y C, la combinación de B y C, o la combinación de A, B y C.

- Como se usa en la presente, los términos "que comprende", "comprende" y "comprenden" son términos de transición de extremos abiertos usados para la transición desde un sujeto indicado antes que el término hasta uno o más elementos indicados después del término, donde el elemento o los elementos enumerados después del término de transición no son necesariamente los únicos elementos que constituyen el sujeto.

- Como se usa en la presente, la expresión "separación por destilación" se refiere a la separación de una o más sustancias químicas de una o más sustancias químicas adicionales en base a las volatilidades relativas de las sustancias que se están separando.

Como se usa en la presente, los términos "que tiene", "tiene" y "tienen" poseen el mismo significado de extremos abiertos que "que comprende", "comprende" y "comprenden" proporcionado anteriormente.

- Como se usa en la presente memoria, los términos "que incluyen", "incluye" e "incluyen" tienen el mismo significado de extremos abiertos que "que comprende", "comprende" y "comprenden" proporcionado anteriormente.

Tal como se usa en la presente, la expresión "medio de reacción" se refiere a una mezcla de materiales de partida, monómero, oligómero y/o polímero.

50

Tal como se usa en la presente, el término "residuo" se refiere al resto que es el producto resultante de la especie química en un esquema de reacción particular o formulación posterior o producto químico, independientemente de si el resto se obtiene de la especie química.

## REIVINDICACIONES

1. Un proceso que comprende: someter un medio de reacción que comprende ácido tereftálico y al menos un alcohol a esterificación en una zona de esterificación definida dentro de un recipiente de esterificación sustancialmente vacío horizontalmente alargado (14), en el que dicho recipiente de esterificación (14) tiene una relación de longitud a diámetro (L:D) menor que 10:1, en donde dicho medio de reacción ingresa en dicho recipiente de esterificación (14) a través de una entrada de fluidos (26) y se somete a esterificación para producir un producto líquido y un subproducto de vapor, en donde dicho producto líquido sale de dicho recipiente de esterificación (14) a través de una salida de líquidos (28), dicha salida de líquido (28) está espaciada horizontalmente de dicha entrada de fluido (26) en 1,25 D o más, dicho medio de reacción se agita y fluye de manera sustancialmente horizontal a través de dicho recipiente de esterificación (14), y además en donde el subproducto de vapor fluye a través de dicho recipiente de esterificación (14) generalmente por encima de dicho medio de reacción y sale de dicho recipiente de esterificación a través de una salida de vapor (30) que es espaciadas horizontalmente desde dicha entrada de fluido (26) en 1,25 D o más y separadas verticalmente de dicha salida de líquido (28) en 0,5 D o más, en donde la fase líquida del medio de reacción en el recipiente de esterificación (14) no se somete a agitación mecánica dentro del recipiente de esterificación (14).
2. El proceso de la reivindicación 1, en el que el 0 por ciento de la agitación se proporciona mediante agitación mecánica.
3. El proceso de la reivindicación 1, que comprende además añadir calor a dicho medio de reacción en dicho recipiente de esterificación (14), en el que la cantidad de calor añadido a dicho medio de reacción en dicho recipiente de esterificación (14) es inferior a 46,52 J/g.
4. El proceso de la reivindicación 1, en el que dicho recipiente de esterificación (14) tiene una relación L:D que varía de 1,25:1 a 8:1.
5. El proceso de la reivindicación 1, en el que la profundidad media de dicho medio de reacción en dicho recipiente de esterificación (14) es inferior a 0,75 D.
6. El proceso de la reivindicación 1, en el que dicho recipiente de esterificación (14) tiene una relación L:D que varía de 1,5:1 a 6:1, y en el que la profundidad media de dicho medio de reacción en dicho recipiente de esterificación (14) es inferior a 0,5D.
7. El proceso de la reivindicación 1, en el que dicha salida de vapor (30) está separada verticalmente de dicha salida de líquido (28) en 0,5 D o más.
8. El proceso de la reivindicación 7, en el que dicho recipiente de esterificación (14) comprende un deflector que se extiende hacia abajo (34) alrededor del cual debe fluir dicho subproducto de vapor antes de salir de dicha salida de vapor (30).
9. El procedimiento de la reivindicación 7, en el que se genera espuma en dicho recipiente de esterificación (14), en el que sustancialmente no sale espuma de dicho recipiente de esterificación (14) a través de dichas salidas de vapor o líquido (30, 28).
10. El proceso de la reivindicación 1, en el que dicho medio de reacción entra en dicho recipiente de esterificación (14) que tiene una conversión del 50 por ciento o más.
11. El proceso de la reivindicación 1, en el que el tiempo de residencia de dicho medio de reacción en dicho recipiente de esterificación (14) es de 45 minutos o menos.
12. El proceso de la reivindicación 1, que comprende además calentar dicho medio de reacción en un intercambiador de calor (12) antes de la introducción en dicho recipiente de esterificación (14), en el que la conversión de dicho medio de reacción aumenta en 5 puntos porcentuales o más en dicho intercambiador de calor (12).
13. El proceso de la reivindicación 12, en el que dicho medio de reacción sale de dicho intercambiador de calor (12) y entra en dicho recipiente de esterificación (14) que tiene una conversión del 50 por ciento o más.

14. El proceso de la reivindicación 13, en el que la conversión de dicho medio de reacción aumenta en 2 puntos porcentuales o más en dicho recipiente de esterificación (14).
- 5 15. El proceso de la reivindicación 12, en el que la temperatura de dicho medio de reacción aumenta en 10 °C o más en dicho intercambiador de calor (12).
16. El proceso de la reivindicación 12, en el que el tiempo de residencia de dicho medio de reacción en dicho intercambiador de calor (12) es inferior a 60 minutos.
- 10 17. El procedimiento de la reivindicación 12, en el que dicho intercambiador de calor (12) comprende tubos al menos parcialmente rodeados por un medio de transferencia de calor, en el que dicho medio de reacción fluye a través de dichos tubos.
- 15 18. El proceso de la reivindicación 17, en el que el volumen de dicho recipiente de esterificación (14) es mayor que el volumen interno agregado definido por todos los tubos de dicho intercambiador de calor (12).
19. El proceso de la reivindicación 1, que comprende además transportar al menos una parte de una fase líquida de dicho medio de reacción desde una salida de líquido (28) de dicho recipiente de esterificación (14) a una entrada de fluido (26) de dicho recipiente de esterificación (14) a través de un bucle de recirculación (18).
- 20 20. El proceso de la reivindicación 19, en el que el volumen total de dicho recipiente de esterificación (14) es el 50 por ciento o más del volumen interno total definido por dicho bucle de recirculación (18).
- 25 21. El proceso de la reivindicación 19, en el que el volumen total de dicho recipiente de esterificación (14) es del 75 por ciento o más del volumen interno total definido por dicho bucle de recirculación (18).
22. proceso de la reivindicación 19, en el que dicho bucle de recirculación (18) incluye un intercambiador de calor (12) para calentar dicho medio de reacción antes de la introducción en dicho recipiente de esterificación (14) y una bomba de recirculación (40) para bombear al menos una porción de dicha fase líquida.
- 30 23. El proceso de la reivindicación 19, que comprende además extraer una parte de producto de dicha fase líquida de dicho bucle de recirculación (18) y someter al menos una fracción de dicha parte de producto a una esterificación adicional en una zona de esterificación corriente abajo y someter dicha parte de producto a policondensación en una zona de policondensación corriente abajo, o la extracción de una parte del producto de dicha fase líquida de dicho bucle de recirculación (18) y someter al menos una fracción de dicha parte de producto a una mayor esterificación en una zona de esterificación corriente abajo o someter dicha parte de producto a policondensación en una zona de policondensación corriente abajo.
- 35 24. El proceso de la reivindicación 19, que comprende además introducir un ácido en dicho bucle de recirculación (18).
- 40 25. El proceso de la reivindicación 24, en el que dicho ácido es un sólido cuando se introduce en dicho bucle de recirculación (18), y en el que dicha fase líquida ayuda en la disolución de dicho ácido.
- 45 26. El proceso de la reivindicación 24, que comprende además introducir un alcohol en dicho bucle de recirculación (18).
27. El proceso de la reivindicación 1, en el que dicho medio de reacción comprende un ácido y un alcohol.
- 50 28. El procedimiento de la reivindicación 27, en el que dicho alcohol comprende etilenglicol.

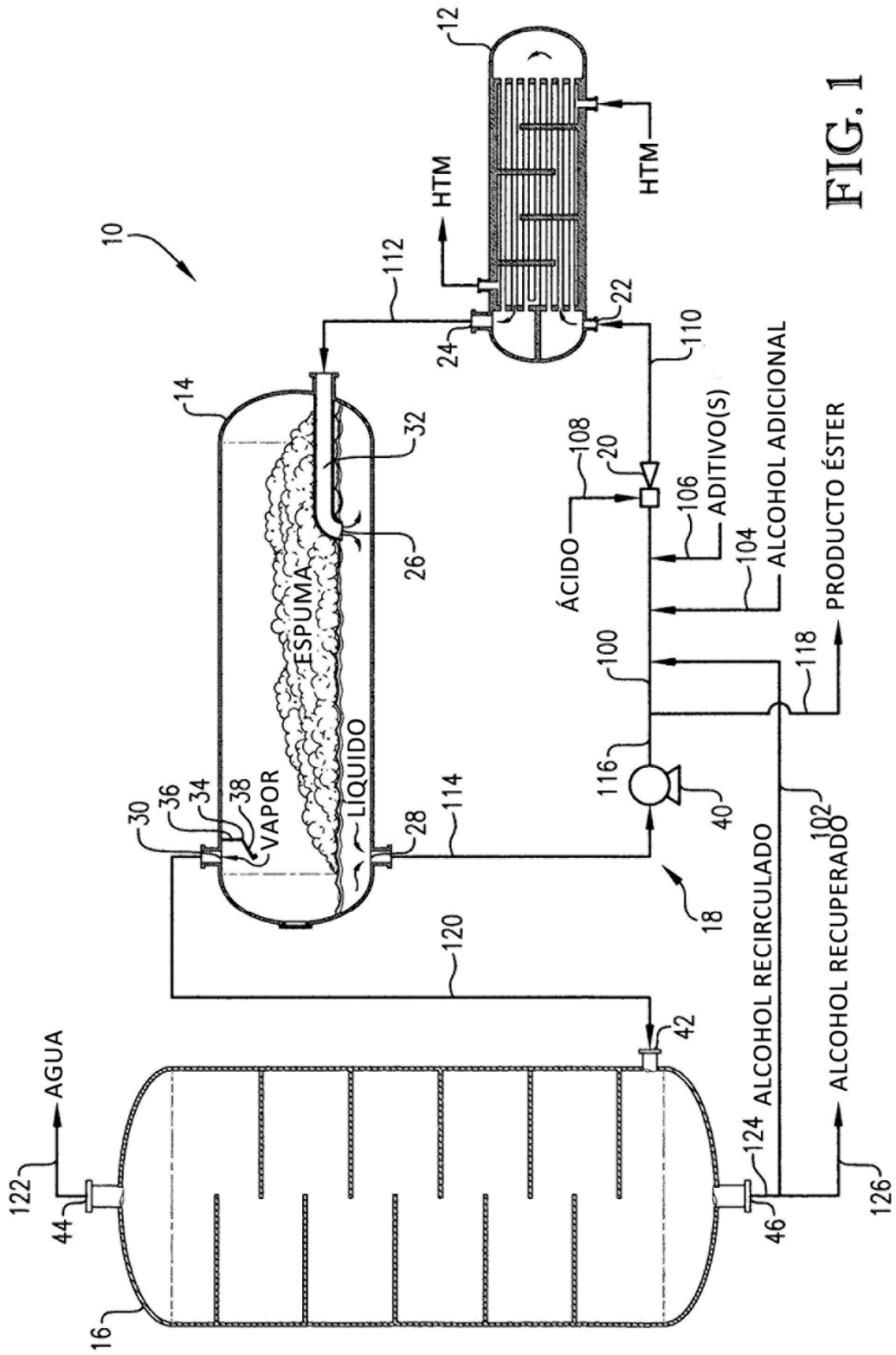


FIG. 1