



19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

11 Número de publicación: **2 345 073**

51 Int. Cl.:
C08G 63/78 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **08104763 .1**

96 Fecha de presentación : **16.07.2008**

97 Número de publicación de la solicitud: **2053071**

97 Fecha de publicación de la solicitud: **29.04.2009**

54 Título: **Proceso y aparato para la producción del vacío en la producción de poliésteres y copoliésteres.**

30 Prioridad: **23.10.2007 DE 10 2007 050 929**

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
14.09.2010

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
14.09.2010

73 Titular/es: **Lurgi Zimmer GmbH**
Lurgiallee 5
60295 Frankfurt am Main, DE

72 Inventor/es: **Reisen, Michael y**
Kriesche, Gerald

74 Agente: **Lehmann Novo, María Isabel**

ES 2 345 073 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 y aparato para la producción del vacío en la producción de poliésteres y copoliésteres.

5 La presente invención se refiere a un proceso para la producción de poliésteres, particularmente poli(tereftalato de etileno) (PET), poli(tereftalato de butileno) (PBT), poli(naftalato de etileno) (PEN) y poli(tereftalato de trimetileno) (PTT), y copoliésteres y a un aparato para la realización del proceso. Se trata particularmente de una ejecución específica del aparato o del proceso en lo que respecta a la disminución de la presión o a la producción del vacío en los reactores o escalones de presión empleados.

10 **Técnica anterior**

Se conocen procesos y aparatos de varias etapas para la producción de poliésteres y copoliésteres.

15 Un representante típico de tales aparatos consiste por ejemplo esencialmente en dos reactores de esterificación y dos reactores de policondensación:

20 En un aparato mixto, se mezclan un componente ácido y un componente alcohol - en el caso de PET, ácido tereftálico y etilenglicol -, que se conducen a continuación a un primer reactor de esterificación. En el caso de la producción de PET, la reacción tiene lugar en el mismo a aproximadamente 240-280°C y a presión elevada y se termina esencialmente a continuación en un segundo reactor de esterificación, que trabaja a presión normal.

25 Los reactores de esterificación están asociados en la mayoría de los casos con una columna de rectificación, que tiene como objetivo separar las grandes cantidades de vapores que se producen, es decir, separar principalmente el agua que se forma durante la reacción de los componentes monómeros arrastrados - en el caso de la producción de PET particularmente etilenglicol - para poder conducir de nuevo los últimos a la reacción de esterificación. El agua en forma gaseosa mencionada anteriormente, retirada de la columna de rectificación, se condensa y se devuelve de nuevo parcialmente a la columna como reflujo.

30 El producto de la reacción de esterificación se somete a continuación para oligomerización adicional a uno o varios pasos de policondensación previa. De este modo puede alcanzarse una viscosidad suficientemente alta para la policondensación final, en la cual se emplea a menudo un reactor de disco anular. En este caso, las reacciones de condensación, es decir la policondensación previa y la policondensación o condensación final tienen lugar a presión reducida o a vacío, que debe producirse mediante unidades de vacío.

35 Por la patente europea EP 0 244 546 B1 se conoce un proceso para la producción de poliésteres de alta molecularidad, en el cual tienen lugar la esterificación en una disposición de reactores de dos o más escalones y a continuación la policondensación a vacío en al menos un reactor de vacío. En este contexto, el vapor de agua producido por rectificación a partir de los vapores en la esterificación se utiliza no sólo como corriente propelente para las unidades de vacío con chorro de vapor de una o más etapas, sino que se utiliza también en forma líquida en los condensadores mixtos situados aguas abajo de las bombas de chorro de vapor de agua para la condensación de los vapores del proceso.

40 El inconveniente de este proceso estriba en que una parte del diol contenido en los vapores de los escalones de vacío es aspirado por los eyectores de vapor de agua y se pierde. Para contrarrestar esto parcialmente, la precondensación de los vapores tiene que realizarse a temperaturas muy bajas. Esto conduce a una precipitación incrementada de oligómeros, que obstruyen las tuberías y los cambiadores de calor.

45 Según EP 0 685 502 B1 la producción del vacío en el reactor de policondensación se realiza por medio de bombas de inyección de glicol gaseoso. Estas últimas son condensadores mixtos de glicol dispuestos aguas abajo, ajustándose las condiciones de operación para éstos de tal modo que el glicol procedente de los vapores se condensa en la mayor proporción posible, en tanto que los subproductos de la reacción de punto de ebullición más bajo, con inclusión del agua, se mantienen en fase gaseosa en la mayor proporción posible y se precipitan sólo en un último escalón de condensación. El etilenglicol precipitado en los condensadores mixtos se utiliza por una parte después de su evaporación como propelente en las bombas de inyección de gas y se emplea por otra parte como medio de condensación en los condensadores mixtos. El condensado del último escalón puede devolverse de nuevo sin purificación adicional o después de un acabado por destilación al proceso de producción de poliésteres, con lo cual se evita que se acumule una cantidad demasiado grande de subproducto de reacción en el ciclo del glicol. En este proceso es un inconveniente el hecho de que para la obtención del vapor de glicol necesario como propelente para las bombas de chorro de vapor se requiere energía.

50 En DE 101 27 147 se describe asimismo un proceso para la producción de poliésteres y copoliésteres, ocupándose exclusivamente el documento de la mejora de la parte del proceso que concierne a la esterificación. La particularidad estriba en que, debido a la presión progresivamente decreciente de un escalón de reacción a otro, las corrientes de vapores de los escalones de esterificación individuales se rectifican juntas en una sola columna de separación. Dado que la presión de la última etapa de esterificación es menor que la presión de la columna de rectificación, los vapores que salen de ella tienen que comprimirse a la presión de la columna. Esto puede realizarse por medio de compresor, soplante, ventilador o con empleo de vapores no rectificados como corriente propelente de una bomba de chorro de vapor.

Programa

La invención tiene por objeto simplificar los procesos y aparatos conocidos por la técnica anterior para la producción de poliésteres y/o copoliésteres, mejorarlos desde los puntos de vista económico y ecológico, conseguir una flexibilización del proceso técnico y particularmente ahorrar energía.

El objetivo se resuelve de acuerdo con la invención por un proceso para la producción de poliésteres y/o copoliésteres en varios escalones de proceso de acuerdo con la reivindicación 1, que comprende uno o más escalones de esterificación o transesterificación y uno o más escalones de policondensación, en el cual los vapores sin rectificar procedentes de al menos un escalón de esterificación o transesterificación se utilizan al menos en parte para la obtención de al menos una parte del vacío para uno o más de los escalones de policondensación subsiguientes.

A este respecto es particularmente importante la utilización de vapores procedentes de los escalones de esterificación. Pueden utilizarse también vapores de los escalones de transesterificación, dependiendo su idoneidad también en cierto grado de la clase de materias primas empleadas y por tanto de la proporción de compuestos de punto de ebullición bajo, que son más difíciles de condensar en un sistema de vacío.

Para la esterificación o transesterificación se utilizan reactores o escalones de presión conectados en serie, no siendo relevante que éstos estén dispuestos en un solo aparato o como unidades separadas.

Bajo “escalones de policondensación” deben entenderse también en relación con la producción del vacío escalones de policondensación previa y escalones de policondensación final. No obstante, pueden emplearse en principio las combinaciones características de proceso o las combinaciones características de aparato mencionadas más adelante para la producción del vacío en cualquier parte del proceso de producción de poliésteres, en la cual deba alcanzarse una disminución de presión.

En el presente proceso se trata, en cuanto a los poliésteres o copoliésteres a producir, preferiblemente de poli(tereftalato de etileno) (PET), poli(tereftalato de butileno) (PBT), poli(naftalato de etileno) (PEN) y poli(tereftalato de trimetileno) (PTT), pudiendo ser objeto de la presente invención polímeros tanto lineales como ramificados.

Está dentro del conocimiento de un experto medio que las temperaturas y presiones en los reactores individuales para la producción de polímeros o copolímeros deben ser diferentes dependiendo de si se trata de una reacción de esterificación o transesterificación y del (co)polímero a producir.

Por ejemplo, en el caso de la producción de PBT todos los escalones de presión se realizan normalmente a presión reducida, mientras que en el caso de PET y PTP el primer escalón de reacción opera por regla general con sobrepresión, etc. Las presiones y temperaturas a utilizar en los reactores individuales son perfectamente conocidas por los expertos y se describen detalladamente en diversos libros y artículos especializados así como en memorias descriptivas de patente (véase p.ej. Schumann, Heinz-Dieter: “Polyester producing plants: principles and technology”; Die Bibliothek der Technik; vol. 132; 1990).

Dependiendo del poliéster a producir, con el concepto “vapores no rectificadas” se designa en cada caso una mezcla distinta. Por regla general deben entenderse con ello los vapores que se forman en el escalón de esterificación o transesterificación antes de cualquier separación o antes del fraccionamiento en una columna de rectificación.

En la mayoría de los casos, cuando se trata de reacciones de esterificación, además de subproductos de reacción, la mezcla contiene por una parte una elevada proporción de agua y por otra parte una cantidad asimismo importante del componente alcohol procedente de la reacción de esterificación, entendiéndose bajo el concepto “componente alcohol” el alcohol divalente empleado como monómero en la reacción de esterificación. Este diol debe distinguirse del alcohol normalmente monovalente desdoblado en las reacciones de transesterificación convencionales.

Los vapores de las reacciones de transesterificación están constituidos en muchos casos, en contraposición a los de una reacción de esterificación, principalmente por el componente alcohol empleado como monómero y el alcohol monovalente mencionado formado durante la reacción de transesterificación (v.g. metanol). Su composición depende sin embargo, de manera conocida por los expertos, del polímero a producir y de las materias primas empleadas.

La presión en el primer escalón de esterificación está comprendida en la mayoría de los procesos de producción de poliésteres entre 0 y 4 bar de sobrepresión. Los vapores no rectificadas son muy apropiados por tanto para una operación económica de las bombas de chorro de gas, donde la presión del medio propelente a utilizar debe ajustarse de manera muy bien conocida por los expertos a la ejecución del eyector de vapor. Preferiblemente, la misma es de 0,5 a 3,0 bar, de modo particularmente preferido 0,5 a 2,0 bar de sobrepresión.

En relación con la resolución del objetivo de la invención arriba descrito, es también objeto de la invención un aparato adaptado descrito a continuación de acuerdo con la reivindicación 6 para la realización del proceso mencionado. Se trata de un aparato para la producción de poliésteres y/o copoliésteres, que comprende uno o más escalones de esterificación y/o transesterificación, uno o varios equipos de separación asociados a ellos, y uno o más escalones de policondensación, donde el aparato contiene entre los escalones de esterificación y/o transesterificación y por consiguiente los equipos de separación asociados a ellos medios de equipo para la derivación de al menos una parte de los

ES 2 345 073 T3

vapores no rectificados de los mismos que fluyen desde el escalón de esterificación y/o transesterificación al aparato de separación, que están asociados una vez más con medios de equipo para la producción del vacío, y que corresponden a uno o más escalones de policondensación.

- 5 Bajo “vapores no rectificados que fluyen al equipo de separación” deben entenderse no sólo vapores que fluyen pasivamente, sino también vapores transportados activamente, v.g. bombeados.

10 Adicionalmente, la expresión “equipo de separación” significa cualquier aparato utilizable para la separación de los vapores, preferiblemente una columna de rectificación, pero también, por ejemplo, la condensación parcial u otro proceso de separación basado en destilación o incluso que utilice fuerza centrífuga.

En cuanto a los medios mencionados para la derivación de vapores se trata normalmente de una o más derivaciones tubulares con o sin una o más válvulas reguladoras de presión.

- 15 Los medios para la producción del vacío son preferiblemente unidades de vacío, que incluyen bombas de chorro de gas, preferiblemente en asociación con condensadores:

20 Adicionalmente, los medios para derivación de los vapores deben exhibir preferentemente medios conocidos por los expertos para el control de las cantidades de vapor derivadas, siendo éstos preferiblemente medios para regulación de presión o regulación de cantidad.

25 La necesidad de un control de este tipo se deriva del hecho de que la cantidad de vapor que se forma durante la reacción de esterificación no es constante a lo largo del tiempo, sino que puede fluctuar. Por ello, es particularmente importante en el caso de la utilización de bombas de chorro de gas como medio para producción del vacío, la posibilidad de que la presión de los vapores no rectificados empleados para la producción del vacío se mantenga constante.

30 En el caso de que los vapores o una parte de los mismos no se separe inmediatamente en sus componentes en un equipo de separación, preferiblemente una columna de rectificación, sino que se derive en forma no rectificada, se ofrece la posibilidad del empleo de una arte (relevantemente mayor) de la cantidad de energía presente en los vapores para la generación de los vacíos necesarios en los diferentes reactores. En primer lugar están previstas bombas de chorro de gas para la producción del vacío, en las cuales pueden emplearse los vapores como corriente propelente.

35 El proceso reivindicado se conduce de tal manera que los vapores no rectificados utilizados para la obtención de al menos una parte de vacío se utilizan como gas propelente en al menos dos bombas de chorro de gas.

40 Convenientemente, el aparato reivindicado está dispuesto de tal manera que los medios para la derivación de los vapores no rectificados están asociados con medios para la producción del vacío, que incluyen al menos dos bombas de chorro de gas.

45 En la utilización de bombas de chorro de gas en este contexto, es ventajosa su construcción sencilla, la fiabilidad inherente a ella y un desgaste muy pequeño. De particular importancia es también, sin embargo, que los vapores procedentes de la reacción de esterificación o transesterificación, debido a su fase (forma gaseosa) y temperatura pueden emplearse directamente en estas bombas como vehículo de energía en forma de propelente en estas bombas. Adicionalmente, las bombas de chorro de gas son también más inofensivas en lo que respecta a la seguridad de operación en el tratamiento de sustancias combustibles que otros tipos de bombas, por ejemplo aquéllas que están accionadas eléctricamente.

50 En el proceso mencionado, es adicionalmente ventajoso producir al menos una parte del vacío por medio de varias bombas de chorro de gas conectadas en serie con utilización de los vapores no rectificados como propelente.

55 Las presiones decrecientes o vacíos más intensos generados con el escalonamiento progresivo de la reacción pueden alcanzarse por un número de bombas de chorro de gas conectadas en serie adaptado a las condiciones de presión respectivas, o por bombas de chorro de gas de varias etapas. La diferente presión en los reactores, es decir por ejemplo la menor presión en el reactor final en comparación con la precondensación, requiere asimismo en lo que respecta a la compresión necesaria de los vapores respectivos soluciones diferentes.

60 Se emplean también preferiblemente cascadas de chorro de gas de una o varias etapas ajustadas a la presión del reactor respectiva, a fin de comprimir los diferentes vapores a una presión uniforme, y poder conducir así las mismas por ejemplo a una unidad de condensación común.

Los procesos mencionados son especialmente ventajosos en particular en el caso de que los vapores no rectificados empleados para producción del vacío se conduzcan subsiguientemente a una columna de separación.

65 En general es importante una disposición de los procesos mencionados en la cual los vapores no rectificados empleados para la producción del vacío - por regla general junto con los vapores bombeados procedentes de los escalones de vacío - subsiguientemente, es decir preferiblemente después del paso por las bombas de chorro de gas, se condensan al menos parcialmente y/o se conducen al menos en parte a una columna de separación.

ES 2 345 073 T3

En caso de que una parte de los vapores no rectificadas mencionados empleados para la producción del vacío se conduzcan a una columna de separación, una realización preferida consiste entonces en que, entre los medios para la producción del vacío y la columna de rectificación se prevé preferiblemente al menos un condensador, con preferencia un condensador mixto o condensador de inyección, pudiendo tratarse también sin embargo de otro o incluso varios condensadores diferentes. Como ejemplo de un condensador alternativo puede citarse un refrigerante rascador. No obstante, no se excluye una tubería directa a una columna de separación.

Si una parte de los vapores no rectificadas mencionados empleados para la producción del vacío se conduce a una condensación, entonces las cantidades de vapores condensados pueden emplearse al menos en parte, preferiblemente después de pasar a través de una unidad de refrigeración, de nuevo como agente de condensación en condensadores, preferiblemente condensadores mixtos. Es ventajoso retirar una parte del vapor condensado preferiblemente antes de la entrada en la unidad de refrigeración y conducirlo en forma líquida a una columna de separación, preferiblemente la columna de rectificación mencionada asociada con uno o varios reactores de esterificación.

En cuanto al aparato, se prefiere también uno de los aparatos mencionados, en el cual está postconectado al menos un condensador a al menos una parte de las bombas de chorro de gas, y es ventajoso también particularmente uno de los aparatos mencionados, cuando está acoplada al menos una columna de rectificación aguas abajo de la unidad de producción del vacío.

Un proceso como el descrito en la presente solicitud es también particularmente importante cuando la presión de los vapores no rectificadas empleados para la producción del vacío se mantiene aproximadamente constante.

Una presión constante de los vapores no rectificadas empleados para la producción del vacío es por tanto deseable en la utilización de los mismos como propelente en bombas de chorro de gas porque sólo a una presión inicial aproximadamente constante puede alcanzarse una potencia constante de las bombas de chorro de gas.

A fin de lograr una flexibilización del proceso, la producción del vacío puede completarse con utilización de los vapores no rectificadas por un segundo sistema. Es decir, que uno de los procesos arriba mencionados es muy ventajoso particularmente cuando una parte del vacío necesario en los escalones del proceso, preferiblemente escalones de policondensación, y de modo particularmente preferible escalones de policondensación final, se obtiene por medio de una o más bombas de chorro de gas, que utilizan como gas propelente un diol esencialmente puro, tratándose en el caso del diol preferiblemente del diol empleado como componente alcohol en la reacción de esterificación o transesterificación.

Sorprendentemente, se ha encontrado que un proceso de este tipo no sólo es muy flexible, por ejemplo en lo que respecta a variaciones de producción y con empleo de una regulación de presión, sino que además lleva consigo también ventajas energéticas relevantes. Así, puede lograrse un ahorro de hasta 5% del calor de proceso requerido frente a un sistema de eyectores de glicol puro como el descrito en el Ejemplo 2.

En este segundo sistema, el diol se emplea también preferiblemente como medio de condensación, por ejemplo en condensadores de pulverización.

En cuanto al componente alcohol empleado en el segundo sistema arriba mencionado que opera con diol, en el caso de la producción de PET se trata de etilenglicol, es decir que en la unidad de vacío respectiva se emplean bombas de chorro de gas de etilenglicol.

Se trata también preferiblemente de un sistema cíclico, en el cual el componente alcohol se emplea en forma calentada como propelente en las bombas de chorro de gas y en forma refrigerada como medio de condensación en condensadores.

El componente alcohol empleado como propelente se mezcla en las bombas de chorro de gas del segundo sistema con los vapores bombeados procedentes de los reactores de vacío, se precipita a continuación preferiblemente en condensadores que operan asimismo con el componente alcohol, se enfría seguidamente y se devuelve al ciclo, a fin de servir de nuevo como agente de condensación.

Las proporciones de los vapores que quedan en forma gaseosa en los condensadores se conducen finalmente, eventualmente después de una o más condensaciones ulteriores a la unidad de vacío, que opera con los vapores no rectificadas. En este caso la temperatura de condensación se ajusta preferiblemente de tal manera que los componentes de punto de ebullición más bajo se encuentran predominantemente en la fase gaseosa.

Preferiblemente, el segundo sistema está conectado por tanto aguas arriba del primero, y es responsable de la producción del vacío más intenso, es decir preferiblemente el correspondiente a un reactor final, mientras que el primer sistema para la producción del vacío menor restante, se emplea por tanto preferiblemente en un reactor de policondensación inicial. Esto se ilustra en la Figura 2.

Los procesos mencionados anteriormente son particularmente importantes cuando los mismos prevén, antes de la entrada de los vapores procedentes de los escalones de vacío en las bombas de chorro de gas - es decir entre el reactor y la bomba - una condensación al menos parcial de los vapores. Convenientemente, en un aparato apropiado para la

ES 2 345 073 T3

realización de un proceso de este tipo se incorpora un condensador entre el escalón de presión del reactor y la bomba de chorro de gas.

En el sentido de la flexibilización, es razonable que el sistema cíclico, que opera con la mezcla de vapores, esté equipado asimismo con un evaporador acoplable que en el caso de la precipitación de los vapores de esterificación (puesta en marcha de la instalación, parada) produzca el vapor propelente adicional necesario. Como alternativa, el evaporador de diol del sistema previo puede diseñarse también de mayor capacidad y estar asociado por una tubería de alimentación al segundo sistema, o puede aportarse una mezcla diol-agua procedente del evaporador de la columna de proceso.

Los contenidos de todos los documentos mencionados de la técnica anterior a que se ha hecho referencia deben considerarse como parte de la presente solicitud, por lo que no procede repetir los conocimientos puestos a disposición del experto dada la multiplicidad de procesos y aparatos para la producción de poliésteres.

La ilustración subsiguiente de la invención en forma de dibujos no debe interpretarse como limitación de la invención a las formas de realización indicadas.

Fig. 1 La figura muestra esquemáticamente una unidad de vacío para la disminución de la presión en el reactor de policondensación previa y el reactor final, donde las bombas de chorro de gas operan con vapores no rectificados como propelente.

Los vapores del reactor final se conducen por una tubería (8) directamente o después de una precondensación a una bomba de chorro de gas de tres escalones, es decir tres bombas de chorro de gas conectadas en serie (1), que operan con vapores no rectificados de la tubería procedente del escalón de esterificación (6). Después del tercer escalón de chorro de gas se realiza una condensación intermedia en un condensador (2), por ejemplo un condensador de inyección, a una presión de 70 milibares o mayor. Los vapores de un escalón de precondensación se conducen, después de una posible condensación intermedia, por una tubería (7) a las bombas de chorro de gas (1), en las cuales se llevan aquéllos a la presión del condensador (de inyección) (2). Los compuestos de punto de ebullición bajo restantes se comprimen adicionalmente por medio de una bomba (10), preferiblemente una bomba neumática anular, o un escalón de chorro de vapor adicional. La mezcla condensada se retira pasando por un colector de salida (12), desde el cual se conduce en parte por medio de una bomba (3) a una unidad de refrigeración (5) y se enfría como agente de condensación en el condensador (2). Otra parte de los vapores condensados se conduce por la tubería (11) a la columna de rectificación. En esta columna, los vapores se separan en sus componentes, a saber, predominantemente agua y diol. La tubería de los vapores de esterificación así como los escalones de chorro están calentados, a fin de evitar sedimentaciones de oligómeros.

Fig. 2 El dibujo muestra esquemáticamente una unidad de vacío para la disminución de la presión en el reactor de policondensación previa y el reactor final, constituida por dos unidades o sistemas, donde las bombas de chorro de gas de la primera unidad operan con un alcohol y las bombas de chorro de gas de la segunda unidad operan con vapores no rectificados como propelente.

Los vapores del reactor final se conducen a través de una tubería (8) bien sea directamente o después de una precondensación a una bomba de chorro de gas convencional de dos escalones (1) que opera con diol con condensación intermedia (2), y se comprimen a una presión de aprox. 30-40 mbar. A continuación, los vapores restantes se conducen a una bomba de chorro de gas adicional (1), que es accionada por los vapores no rectificados suministrados por una tubería procedente del escalón de esterificación (6), que conduce la mezcla de vapores a un condensador 2. Paralelamente a ello, la mezcla de vapores eventualmente precondensados del escalón de precondensación (7) se lleva a la presión del condensador (2) por medio de una bomba de chorro de gas adicional (1), que es accionada con vapores de esterificación. La mezcla de vapores comprimida se condensa en el condensador (2) y la parte gaseosa restante se comprime a continuación por medio de una bomba de chorro de gas adicional (1) a aprox. 180 mbar. La parte de los vapores en forma de gas restante después de pasar por un condensador adicional (2), se conduce a continuación a una bomba hidráulica anular (10). La mezcla condensada en el condensador (2) se conduce a través de un colector de salida (12) a una tubería hasta la columna de proceso (11), en la cual se separan diol y agua. La presión inicial del vapor diol-agua se ajusta con una válvula reguladora de presión (13). La tubería de los vapores de esterificación, así como los escalones de chorro están calentados, a fin de evitar sedimentaciones de oligómeros.

La invención se ilustrará a continuación con ayuda de varios ejemplos de realización sin que, por supuesto, la invención deba considerarse limitada a las formas de realización mencionadas en ellos.

Ejemplo 1

En una planta correspondiente a la invención o un proceso correspondiente a la invención para la producción de PET, el proceso consta de cuatro escalones de reacción: un primer y un segundo escalones de esterificación, un escalón de precondensación y un escalón de reactor final.

En el primer escalón de esterificación ES1 se alimenta una mezcla pastosa de ácido tereftálico y etilenglicol, junto con etilenglicol adicional y catalizador. A presiones de 1800 mbar (absolutos), temperaturas de 268°C y con un tiempo

ES 2 345 073 T3

de residencia de aprox. 180 minutos se realiza una reacción de esterificación con una conversión aproximada de 92%, retirándose el agua que se forma en la reacción en forma de vapor junto con el exceso de glicol. En un segundo escalón de esterificación, la reacción se continúa a 1000 mbar, 270°C y un tiempo de residencia de aprox. 80 minutos hasta una conversión de aprox. 97%. Después de separación de una corriente parcial de vapores del primer escalón de esterificación para la producción del vacío, los vapores de ambos escalones de esterificación se conducen a una columna de rectificación, se separa por cabeza el agua de reacción y se devuelve al proceso el glicol enriquecido en el fondo de la columna.

En una precondensación subsiguiente a 10 mbar, 273°C y con 80 minutos de tiempo de residencia se aumenta la conversión hasta 99,5%, alcanzándose un peso molecular medio de 4000 g/mol. En el reactor final se realiza luego a 1 mbar, 280°C y aprox. 130 minutos de tiempo de residencia el aumento hasta el peso molecular deseado de 16000-20000 g/mol. Los vapores de los escalones de vacío se condensan parcialmente en cada caso con un condensador de inyección y se conducen luego a un sistema de vacío como el representado en Fig. 2.

Los vapores del reactor final se condensan parcialmente en primer lugar con un condensador de inyección y se conducen luego a un eyector de vapor de glicol de dos escalones, que realiza una compresión hasta aprox. 35 mbar.

Los vapores del escalón de precondensación se condensan parcialmente con ayuda de un condensador de inyección y se conducen a continuación a un eyector de vapor, que es accionado por una corriente parcial de los vapores no rectificados del primer escalón de esterificación, es decir con una mezcla de vapores constituida aproximadamente por 47% de agua y 53% de etilenglicol, y los vapores restantes del escalón de precondensación se comprimen a aprox. 80 mbar. Asimismo, los vapores restantes del reactor final se comprimen adicionalmente a 80 mbar por medio de un eyector de vapor accionado por vapor de esterificación. A continuación, los vapores restantes de la precondensación y el reactor final junto con el vapor propelente se condensan parcialmente en un condensador de inyección y se llevan en un paso de compresión ulterior en un eyector de vapor hasta 180 mbar. Después de una condensación intermedia ulterior, se realiza la compresión a la presión atmosférica por medio de una bomba neumática anular. Los vapores condensados se conducen a la columna de rectificación para la separación del agua.

Ejemplo 2

En un proceso comparativo correspondiente a la técnica anterior se procede análogamente al Ejemplo 1, pero con la diferencia de que los vapores totales de los escalones de esterificación se conducen al fondo de la columna de rectificación y el vacío para los escalones de vacío se obtiene por medio de un eyector de glicol, como se describe en EP 0 685 502 B1. En este caso, el condensado acuoso del escalón de precondensación se mezcla con glicol, a fin de disolver los oligómeros, y se conduce asimismo a la columna de rectificación.

En contraposición con el Ejemplo 1, se obtiene, para un proceso según el Ejemplo 2, un requerimiento total de energía aproximadamente 5% mayor.

Lista de referencias de los dibujos

- 1 Bomba de chorro de gas
- 2 Condensador
- 3 Bomba
- 4 Aparato de evaporación
- 5 Unidad de refrigeración
- 6 Tubería de los vapores no rectificados procedentes del escalón de esterificación/transesterificación
- 7 Tubería de los vapores procedentes del escalón de policondensación previa
- 8 Tubería de los vapores procedentes del reactor final
- 9 Tubería para la mezcla de pasta
- 10 Tubería para la bomba de vacío, preferiblemente bomba neumática anular
- 11 Tubería para la columna de rectificación/columna de separación
- 12 Colector de salida
- 13 Válvula de presión

REIVINDICACIONES

- 5 1. Proceso para la producción de poliésteres y/o copoliésteres en varios escalones de proceso, que comprende uno o más escalones de esterificación o transesterificación y uno o más escalones de policondensación, **caracterizado** porque los vapores no rectificados procedentes de al menos un escalón de esterificación o transesterificación se utilizan al menos parcialmente para la obtención de al menos una parte del vacío como gas propelente en al menos dos bombas de chorro de gas para uno o más de los escalones de policondensación subsiguientes.
- 10 2. Proceso según la reivindicación 1, **caracterizado** porque al menos una parte del vacío se obtiene por medio de varias bombas de chorro de gas conectadas en serie con utilización del vapor no rectificado como propelente.
- 15 3. Proceso según una de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado** porque los vapores no rectificados empleados para la producción del vacío se conducen subsiguientemente a una columna de separación.
- 20 4. Proceso según una de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado** porque la presión de los vapores no rectificados empleados para la producción del vacío se mantiene aproximadamente constante.
- 25 5. Proceso según una de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado** porque una parte del vacío necesario en los escalones del proceso se obtiene por medio de una o más bombas de chorro de gas, que utilizan como gas propelente un diol esencialmente puro, tratándose preferiblemente en cuanto al diol del diol empleado como componente alcohol en la reacción de esterificación.
- 30 6. Aparato para la producción de poliésteres y/o copoliésteres, que comprende uno o más escalones de esterificación y/o transesterificación, una o más unidades de separación acopladas a ellos y uno o más escalones de policondensación, **caracterizado** porque el aparato incluye entre el o los reactores del escalón de esterificación y/o transesterificación y la unidad de separación asociada a ellos aparatos para la derivación de al menos una parte de los vapores no rectificados que fluyen desde los reactores del escalón de esterificación y/o transesterificación a la unidad de separación, que están conectados a su vez a al menos dos bombas de chorro de gas para la producción del vacío, que están conectadas a uno o más reactores de policondensación.
- 35 7. Aparato según la reivindicación 6, **caracterizado** porque al menos un condensador está situado aguas abajo de al menos una parte de las bombas de chorro de gas.
- 40 8. Aparato según cualquiera de las reivindicaciones 6-7, **caracterizado** porque al menos una columna de rectificación está situada aguas abajo de las bombas de chorro de gas.
- 45
- 50
- 55
- 60
- 65

Fig.1

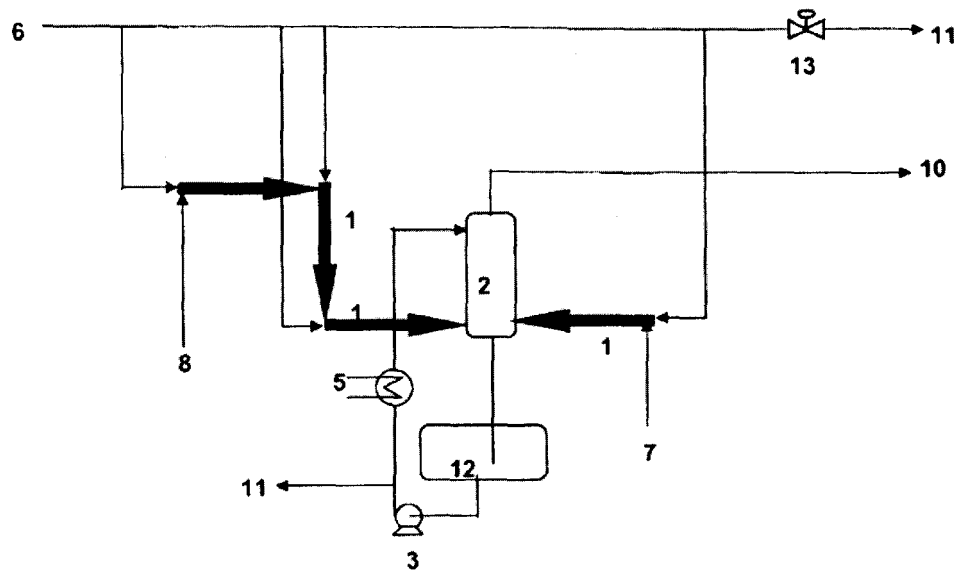


Fig. 2

