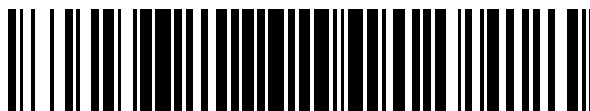


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 390 601**

51 Int. Cl.:
C08G 64/30 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 96 Número de solicitud europea: **07743897 .6**
96 Fecha de presentación: **22.05.2007**
97 Número de publicación de la solicitud: **2048181**
97 Fecha de publicación de la solicitud: **15.04.2009**

54 Título: **Procesos y aparatos para la producción continua de policarbonato aromático**

30 Prioridad:
26.07.2006 JP 2006203616
30.11.2006 JP 2006324382

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
14.11.2012

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
14.11.2012

73 Titular/es:
MITSUBISHI CHEMICAL CORPORATION
(100.0%)
1-1, Marunouchi 1-chome Chiyoda-ku
Tokyo 100-8251 , JP

72 Inventor/es:
UCHIMURA, RYUUJI;
HAMANO, TOSHIYUKI;
TAKAHASHI, KAZUYUKI y
MIYAMOTO, MASAAKI DECEASED

74 Agente/Representante:
UNGRÍA LÓPEZ, Javier

ES 2 390 601 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

Procesos y aparatos para la producción continua de policarbonato aromático.

La presente invención se refiere a un método de producción continua de un policarbonato aromático, y de forma más particular, se refiere a un método de producción continua de un policarbonato aromático, que tiene líneas plurales de etapas de policondensación.

Los policarbonatos aromáticos tienen excelentes propiedades mecánicas tales como resistencia al impacto, resistencia al calor, transparencia y similares, y se usan ampliamente en aplicaciones tales como diversas partes de maquinaria, discos ópticos y partes de automóviles.

Para la producción de tales policarbonatos aromáticos se conocen un método de reacción directa de bisfenoles tales como bisfenol A y fosgeno (método interfacial) y un método de reacción de policondensación de bisfenoles tales como bisfenol A y diésteres carbónicos tales como carbonato de difenilo mediante una reacción de intercambio de éster (proceso por fusión). Sobre todo, el proceso por fusión mediante una reacción de intercambio de éster tiene la ventaja de que los policarbonatos aromáticos se pueden producir de forma más barata en comparación con el método interfacial.

A propósito, los policarbonatos aromáticos se usan en multitud de aplicaciones, y por lo tanto es necesario producir clases plurales de policarbonatos aromáticos. Por otra parte, cuando se producen policarbonatos aromáticos mediante el proceso por fusión descrito anteriormente, la producción se lleva a cabo generalmente utilizando un aparato de producción que comprende reactores plurales que se conectan en serie a presión reducida. Por lo tanto, cuando se cambian las condiciones de reacción tales como la proporción molar de los materiales de partida cargados, se genera una pérdida por conmutación hasta la obtención de la clase deseada de policarbonato aromático.

Como método para la disminución de tal pérdida por conmutación y del deterioro de la calidad, se ha presentado un método de producción continua de clases plurales de policarbonatos aromáticos que consiste en un aparato de producción que comprende reactores plurales que están conectados, que policondensa bisfenol A y carbonato de difenilo en un reactor previo de etapa (primera fase de la etapa de polimerización), y que pluraliza la reacción de policondensación (fase final de etapa de polimerización) que se lleva a cabo posteriormente (véase Documento de Patente 1).

Documento de Patente 1: JP-A-2004 -26916

La reacción entre carbonato de difenilo y bisfenol A se lleva a cabo en presencia de un catalizador de intercambio de éster utilizando un aparato de producción que comprende reactores plurales que están conectados, como se describe en el Documento de Patente 1. Los catalizadores de intercambio de éster se usan en una pequeña cantidad, y muchos de ellos se disuelven fácilmente en agua. Por lo tanto, el catalizador de intercambio de éster se prepara de forma previa en forma de una solución acuosa, y en muchos casos, tal solución acuosa se suministra a un tanque de mezcla fundida de monómeros de partida o al reactor posterior.

Sin embargo, cuando se suministra el catalizador al tanque de mezcla fundida o al reactor, ocurre el problema inexplicado de que el polímero obtenido no alcanza el peso molecular objetivo.

La razón anterior obligó a cambiar condiciones de operación tales como la temperatura de polimerización, la presión de polimerización y el período de residencia y, como resultado, aparecieron como problemas el deterioro de la calidad de la tonalidad y la obtención de un producto que no tenía el peso molecular deseado.

La presente invención se ha realizado para solucionar los problemas en la producción de policarbonatos aromáticos mediante tal proceso por fusión.

Es decir, un objetivo de la presente invención es proporcionar un proceso de producción continua de un policarbonato aromático que tiene una disminución en la pérdida por conmutación y en el deterioro de la calidad en un proceso de producción de clases plurales de policarbonatos aromáticos mediante el proceso por fusión.

Además, otro objetivo de la presente invención es proporcionar un aparato de producción de un policarbonato aromático, que es capaz de producir clases plurales de policarbonatos aromáticos sin producir pérdida por conmutación y similares.

De acuerdo con la presente invención, se proporciona un método de producción continua de policarbonato aromático que es un método que produce de forma continua un policarbonato aromático mediante la policondensación por fusión con una reacción de intercambio de éster entre un compuesto dihidroxiaromático y un diéster carbónico, y se caracteriza por tener una etapa de preparación del material de partida en la que se prepara una mezcla fundida de materiales de partida de un compuesto dihidroxiaromático y/o un diéster carbónico en ausencia de un catalizador de intercambio de éster (en lo sucesivo en el presente documento a veces denominada "etapa de preparación de material de partida"), y una etapa de policondensación en la que se policondensa la mezcla fundida de materiales de

partida preparada en la etapa de preparación de material de partida en presencia de un catalizador de intercambio de éster utilizando una pluralidad de reactores, y disponiendo de líneas plurales de etapas de policondensación por una línea de etapa de preparación de material de partida.

5 En el método de producción de policarbonato aromático al que se aplica la presente invención, es preferente añadir al menos uno cualquiera seleccionado entre un compuesto dihidroxiaromático, un diéster carbónico, un catalizador de intercambio de éster, un terminador final, un aditivo y una resina termoplástica a las etapas posteriores a la etapa de preparación de material de partida. En el método de producción continua de policarbonato aromático al que se aplica la presente invención, es preferente producir la misma clase única y/o diferentes clases plurales de policarbonatos aromáticos en líneas plurales de la etapa de policondensación.

10 Además, en el método de producción de policarbonato aromático al que se aplica la presente invención, es preferente filtrar con un filtro al menos uno cualquiera seleccionado entre un compuesto dihidroxiaromático, un diéster carbónico, un catalizador de intercambio de éster, un terminador final, un aditivo y una resina termoplástica, y a continuación añadir el mismo a las etapas posteriores a la etapa de preparación de material de partida.

15 En particular, cuando se añade de forma adicional un diéster carbónico a la etapa de preparación de material de partida o a las etapas posteriores, es preferente que el diéster carbónico filtrado con un filtro se añada en un intervalo en el que la proporción molar de los materiales de partida (diéster carbónico/compuesto dihidroxiaromático) sea de 1,0 a 1,3, preferentemente de 1,00 a 1,30, y más preferentemente de 1,001 a 1,300, y a continuación se lleva a cabo la policondensación de la solución en presencia de un catalizador de intercambio de éster. Cuando la proporción molar de los materiales de partida es inferior a 1,0, la reactividad es elevada, pero aumenta la cantidad de grupos terminales OH y, como resultado, empeoran la estabilidad térmica, la resistencia a la hidrólisis y similares.

20 Además, cuando la proporción excede el valor de 1,3, es difícil obtener un policarbonato que tenga el peso molecular deseado.

A continuación, de acuerdo con la presente invención, se proporciona un aparato de producción de policarbonato aromático, caracterizado por disponer de un tanque de mezcla fundida que prepara una mezcla fundida de los materiales de partida de un compuesto dihidroxiaromático y/o un diéster carbónico en ausencia de un catalizador de intercambio de éster, y al menos dos líneas de reactores de policondensación que llevan a cabo de forma continua la reacción de policondensación de la mezcla fundida de los materiales de partida preparada en el tanque de mezcla fundida, en presencia de un catalizador de intercambio de éster.

25

Los reactores de policondensación tienen preferentemente una pluralidad de reactores verticales que están conectados en serie, y al menos un reactor horizontal después del reactor vertical.

30

De acuerdo con la presente invención, la pérdida por conmutación y el deterioro de la calidad disminuyen en la producción continua de policarbonato aromático.

Breve descripción de las figuras

35 [Figura 1] La Figura 1 es una vista que muestra una realización de un aparato de producción de policarbonato aromático, que tiene dos líneas de etapas de policondensación.

[Figura 2] La Figura 2 es una vista que explica un aparato de producción de policarbonato aromático, que tiene una línea de etapa de policondensación por una línea de etapa de preparación de material de partida.

40 [Figura 3] La Figura 3 es una vista que muestra una realización de un aparato de producción de policarbonato aromático, que tiene una línea de una etapa de preparación de material de partida que prepara una mezcla de materiales de partida y un catalizador, y dos líneas de etapas de policondensación.

[Figura 4] La Figura 4 es una vista que muestra una realización de un aparato de producción de policarbonato aromático, en el que se añade de forma adicional un diéster carbónico filtrado con un filtro a la etapa de preparación del material de partida o a las etapas posteriores.

Descripción de las referencias numéricas y signos

45	1f ...	Filtro
	2a ...	Primer tanque de mezcla de material de partida
	2b ...	Segundo tanque de mezcla de material de partida
	3a, 3b ...	Aspa de agitación de tipo ancla
	4a, 4b ...	Bomba de suministro de material de partida
50	5a, 5b...	Puerto de suministro de catalizador

	6a 6d ...	Primer reactor vertical
	6b, 6e ...	Segundo reactor vertical
	6c, 6f...	Tercer reactor vertical
	7a, 7b, 7c, 7d, 7e, 7f...	Aspa MAXBLEND
5	8a, 8b, 8c, 8d, 8e, 8f, 81, 82 ...	Tubería de descarga de productos secundarios
	9a, 9b ...	Cuarto reactor horizontal
	10a, 10b ...	Aspa de tipo rejilla
	11 a, 11 b ...	Extrusor
	12a, 12b, 12c, 12d, 12e, 12f...	Puerto de suministro de aditivo
10	13a, 13b...	Baño de hilos
	14a, 14b ...	Cortadora de hilos
	15a, 15b...	Hidratador centrífugo
	16a, 16b, 16c, 16d...	Silo de producto

15 A continuación se describe en detalle el mejor modo de llevar a cabo la presente invención (en lo sucesivo en el presente documento, la realización de la presente invención). La presente invención no se limita a las siguientes realizaciones, y se puede llevar a cabo con diversas modificaciones dentro del ámbito de sus puntos fundamentales. Además, las figuras utilizadas sirven para explicar la presente realización, y no muestran el tamaño real.

(Policarbonato aromático)

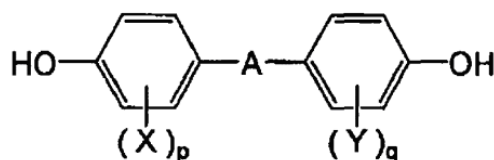
20 En la presente invención, se produce un policarbonato aromático mediante una policondensación basada en una reacción de intercambio de éster entre un compuesto dihidroxiaromático y un diéster carbónico. La reacción de policondensación se lleva a cabo en un aparato de producción equipado con líneas de polimerización plurales después de la preparación de un compuesto dihidroxiaromático y un diéster carbónico, que son los materiales de partida, y se producen de forma simultánea una clase o clases plurales de policarbonatos aromáticos.

25 A continuación se describe un método para la producción de un policarbonato aromático mediante el uso de un compuesto dihidroxiaromático y un diéster carbónico como materiales de partida, y que lleva a cabo una reacción de policondensación en presencia de un catalizador de intercambio de éster.

(Compuesto dihidroxiaromático)

El compuesto dihidroxiaromático utilizado en la presente realización incluye un compuesto representado por la siguiente fórmula general (1).

[Quim. 1]
Fórmula general (1)



30 En la fórmula general (1), A representa un enlace sencillo, un grupo hidrocarburo divalente de cadena lineal, ramificada o cíclica que tiene de 1 a 10 átomos de carbono que puede estar sustituido, o un grupo divalente representado por -O-, -S-, -CO- ó SO₂-. X e Y representan un átomo de halógeno o un grupo hidrocarburo que tiene de 1 a 6 átomos de carbono. p y q son un número entero igual a 0 ó 1. X e Y, y p y q pueden ser iguales o diferentes, respectivamente.

35 Ejemplos específicos de compuestos dihidroxiaromáticos incluyen bisfenoles tales como bis(4-hidroxifenil)metano, 2,2-bis(4-hidroxifenil)propano, 2,2-bis(4-hidroxi-3-metilfenil)propano, 2,2-bis(4-hidroxi-3-t-butil-fenil)-propano, 2,2-

bis(4-hidroxi-3,5-dimetilfenil)propano, 2,2-bis(4-hidroxi-3,5-dibromofenil)propano, 4,4-bis(4-hidroxifenil)heptano y 1,1-bis(4-hidroxifenil)-ciclohexano; bifenoles tales como 4,4'-dihidroxibifenilo y 3,3',5,5'-tetrametil-4,4'-dihidroxibifenilo; bis(4-hidroxifenil)sulfona, bis(4-hidroxifenil)sulfuro, bis(4-hidroxifenil)éter, y bis(4-hidroxifenil)cetona.

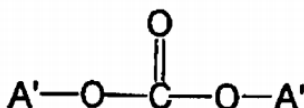
5 De estos, es preferente el 2,2-bis(4-hidroxifenil)propano (bisfenol A, en lo sucesivo en el presente documento a veces abreviado como BPA). Estos compuestos dihidroxiaromáticos se pueden usar solos o como mezclas de dos o más de los mismos.

(Diéster carbónico)

El diéster carbónico utilizado en la presente realización incluye un compuesto representado por la siguiente fórmula general (2)

[Quim. 2]

Fórmula General (2)



10

En la fórmula general (2), A' representa un grupo hidrocarburo monovalente de cadena lineal, ramificada o cíclica que tiene de 1 a 10 átomos de carbono que puede estar sustituido. Dos grupos A' pueden ser iguales o diferentes.

15 Ejemplos de los sustituyentes de A' incluyen un átomo de halógeno, un grupo alquilo que tiene de 1 a 10 átomos de carbono, un grupo alcoxi que tiene de 1 a 10 átomos de carbono, un grupo fenilo, un grupo fenoxi, un grupo vinilo, un grupo ciano, un grupo éster, un grupo amida y un grupo nitro.

Ejemplos específicos del diéster carbónico incluyen carbonato de difenilo; carbonato de difenilo sustituido tal como carbonato de ditolilo; y carbonato de dialquilo tal como carbonato de dimetilo, carbonato de dietilo y carbonato de di-t-butilo.

20 De estos, son preferentes el carbonato de difenilo (en lo sucesivo en el presente documento a veces abreviado como DPC) y carbonato de difenilo sustituido. Estos diésteres carbónicos se pueden usar solos o como mezclas de dos o más de los mismos.

El diéster carbónico se puede reemplazar por un ácido dicarboxílico o un éster dicarboxílico en una cantidad de preferentemente 50 mol% o inferior, y más preferentemente de 30 mol% o inferior.

25 Los ácidos dicarboxílicos o los ésteres dicarboxílicos representativos incluyen ácido tereftálico, ácido isoftálico, tereftalato de difenilo, isoftalato de difenilo y similares. Cuando tal ácido dicarboxílico o éster dicarboxílico se usan de forma conjunta, se obtiene un carbonato de poliéster.

Estos diésteres carboxílicos (que incluyen los ácidos dicarboxílicos o los ésteres dicarboxílicos reemplazados anteriores, y en lo sucesivo en el presente documento los mismos) se usan en una cantidad en exceso con respecto al dihidroxicompuento.

30 De forma específica, el diéster carboxílico se usa generalmente en una proporción molar de 1,0 a 1,3 con respecto al compuesto dihidroxiaromático. En las mismas condiciones de reacción, existe la tendencia de que aumente la velocidad de reacción a medida que disminuye la proporción molar, aumentando de esta manera el peso molecular promedio de viscosidad del policarbonato aromático. Además, cuando la proporción molar aumenta en este intervalo, la velocidad de reacción disminuye, y existe la tendencia de que disminuya el peso molecular promedio de viscosidad.

35 Cuando la proporción molar es excesivamente baja, la reactividad se hace más elevada, pero aumenta la cantidad de grupos terminales OH del policarbonato aromático obtenido mediante la policondensación, y tienden a empeorar la estabilidad térmica, resistencia a la hidrólisis y similares. Además, cuando la proporción molar es excesivamente alta, existe la tendencia de que sea difícil producir un policarbonato aromático que tenga al peso molecular deseado.

40 (Catalizador de intercambio de éster)

El catalizador de intercambio de éster utilizado en la presente realización incluye catalizadores utilizados generalmente en la producción de policarbonato aromático mediante un método de intercambio de éster, y no se limita de forma particular. En general, los ejemplos de catalizadores incluyen compuestos básicos tales como un compuesto de metal alcalino, un compuesto de berilio o magnesio, un compuesto de un metal alcalinotérreo, un

compuesto básico de boro, un compuesto básico de fósforo, un compuesto básico de amonio y un compuesto de amina.

De estos catalizadores de intercambio de éster, es deseable en la práctica un compuesto de metal alcalino. Estos catalizadores de intercambio de éster se pueden usar solos o como mezclas de dos o más de los mismos.

- 5 El catalizador de intercambio de éster se usa generalmente en un intervalo de 1×10^{-9} a 1×10^{-1} mol, y preferentemente de 1×10^{-7} a 1×10^{-2} mol, por mol de compuesto dihidroxiaromático.

10 El compuesto de metal alcalino incluye compuestos inorgánicos de metal alcalino tales como compuestos de hidróxidos, carbonatos e hidrogenocarbonatos de metales alcalinos; y compuestos orgánicos de metal alcalino tales como sales de metales alcalinos con alcoholes, fenoles o ácidos carboxílicos orgánicos. Los ejemplos de metal alcalino incluyen litio, sodio, potasio, rubidio y cesio.

De estos compuestos de metal alcalino, es preferente un compuesto de cesio, y son particularmente preferentes carbonato de cesio, hidrogenocarbonato de cesio e hidróxido de cesio.

15 Los ejemplos de compuesto de berilio o magnesio y de compuesto de metal alcalinotérreo incluyen compuestos inorgánicos de metal alcalinotérreo tales como hidróxidos o carbonatos de berilio, magnesio y metales alcalinotérreos; y las sales de estos metales con alcoholes, fenoles y ácidos carboxílicos orgánicos. Los ejemplos del metal alcalinotérreo incluyen calcio, estroncio y bario.

20 Los ejemplos de compuesto básico de boro incluyen una sal sódica, una sal potásica, una sal de litio, una sal de calcio, una sal de magnesio, una sal de bario y una sal de estroncio de un compuesto de boro. Los ejemplos del compuesto de boro incluyen tetrametil boro, tetraetil boro, tetrapropil boro, tetrabutil boro, trimetiletil boro, trimetilbencilo boro, trimetilfenil boro, trietilmetil boro, trietilbencil boro, trietilfenil boro, tributilbencil boro, tributilfenil boro, tetrafenil boro, benciltrifenil boro, metiltrifenil boro y butiltrifenil boro.

Los ejemplos de compuesto básico de fósforo incluyen los compuestos de fósforo trivalente tales como trietilfosfina, tri-n-propilfosfina, triisopropilfosfina, tri-n-butilfosfina, trifenilfosfina y tributilfosfina; y las sales de fosfonio cuaternario derivadas de estos compuestos.

25 Los ejemplos de compuesto básico de amonio incluyen hidróxido de tetrametilamonio, hidróxido de tetraetilamonio, hidróxido de tetrapropilamonio, hidróxido de tetrabutilamonio, hidróxido de trimetiletilamonio, hidróxido de trimetilbencilamonio, hidróxido de trimetilfenilamonio, hidróxido de trietilmetilamonio, hidróxido de trietilbencilamonio, hidróxido de trietilfenilamonio, hidróxido de tributilbencilamonio, hidróxido de tributilfenilamonio, hidróxido de tetrafenilamonio, hidróxido de benciltrifenilamonio, hidróxido de metiltrifenilamonio e hidróxido de butiltrifenilamonio.

30 Los ejemplos del compuesto de amina incluyen 4-aminopiridina, 2-aminopiridina, N,N-dimetil-4-aminopiridina, 4-dietilaminopiridina, 2-hidroxipiridina, 2-metoxipiridina, 4-metoxipiridina, 2-dimetilaminoimidazol, 2-metoxiimidazol, imidazol, 2-mercaptoimidazol, 2-metilimidazol y aminoquinolina.

(Método de producción continua de policarbonato aromático)

35 A continuación se describe un método de producción continua de policarbonato aromático al que se aplica la presente realización.

40 En la presente realización, la producción de un policarbonato aromático se lleva a cabo mediante la preparación de una mezcla en la proporción molar deseada de un compuesto dihidroxiaromático y un compuesto de diéster carbónico como materiales de partida en ausencia de un catalizador de intercambio de éster (etapa de preparación de material de partida) y sometiendo a estos compuestos a una reacción de policondensación multifásica en presencia de un catalizador de reacción de intercambio de éster en estado fundido utilizando una pluralidad de reactores mediante un aparato de producción que tiene líneas plurales de etapas de policondensación (etapa de policondensación). El método de reacción puede ser cualquiera de un método discontinuo, un método continuo, y una combinación de un método discontinuo y un método continuo. Los reactores utilizados comprenden una pluralidad de reactores verticales y el al menos un reactor horizontal posterior. En general, estos reactores se disponen en serie, y el tratamiento se lleva a cabo de forma continua.

45 Después de la etapa de policondensación, se retiran los materiales de partida que no han reaccionado y los productos secundarios de la reacción en un reactivo fundido (etapa de devolatilización), y se forma el policarbonato aromático enfriado en gránulos que tienen un tamaño de partícula determinada (etapa de granulación).

50 En la presente realización, es preferente añadir al menos uno cualquiera seleccionado entre un compuesto dihidroxiaromático, un diéster carbónico, un catalizador de intercambio de éster, un terminador final, un aditivo y una resina termoplástica a las etapas posteriores de la etapa de preparación de material de partida.

De forma específica, es preferente añadir en los puntos de control de reacción y de ajuste de calidad el compuesto dihidroxiaromático, el diéster carbónico y el catalizador de intercambio de éster en el curso de la transferencia de la etapa de preparación de material de partida a la etapa de policondensación, o en la fase inicial de la etapa de

policondensación.

Además, para los propósitos de la adición es adecuado añadir el terminador final y el aditivo en la fase final de la etapa de policondensación, durante la transferencia de la etapa de policondensación a la etapa de devolatilización, o en la fase inicial de la etapa de devolatilización.

- 5 El momento de la adición de la resina termoplástica no se limita de forma particular, pero cuando se lleva a cabo la etapa de devolatilización utilizando un extrusor, es habitual añadirla en esta etapa.

En este caso, es preferente que estos compuestos se filtren con un filtro determinado y se añadan en la etapa de preparación de material de partida o en las etapas posteriores.

- 10 En cuanto a la forma del filtro, se pueden usar filtros convencionales sin limitación particular tales como los de tipo vela, los de pliegues y los de tipo disco de hoja. No se limita de forma particular el material del filtro mientras sea inerte a los compuestos descritos anteriormente y no contenga componentes de elución. En general, se usan metales, en particular acero inoxidable y, por ejemplo, se usan preferentemente SUS304 y SUS316.

- 15 No se limita de forma particular la apertura del filtro. En general, la precisión absoluta de filtración es de 0,5 µm a 50 µm, y preferentemente de 0,5 µm a 20 µm. La precisión absoluta de filtración significa el tamaño de partícula para el que el rechazo es mayor o igual de un 99% cuando se pasan partículas a través de un filtro.

- 20 Cuando se añade de forma adicional el diéster carbónico filtrado con un filtro determinado en la etapa de preparación de material de partida o en las etapas posteriores, la proporción molar del material de partida entre el diéster carbónico y el compuesto dihidroxiaromático (diéster carbónico/compuesto dihidroxiaromáticos) en la mezcla completa de materiales de partida se establece de forma previa en un valor determinado (ajuste de la proporción molar del material de partida) seleccionado entre un intervalo de 1,0 a 1,3, preferentemente de 1,00 a 1,30, y más preferentemente de 1,001 a 1,300. Es preferente añadir de forma adicional el diéster carbónico en la etapa de la etapa de preparación del material de partida o en las etapas posteriores de modo que la proporción molar del material de partida entre el diéster carbónico y el compuesto dihidroxiaromático sea igual al ajuste de la proporción molar del material de partida seleccionado previamente. En este caso, es preferente mantener la precisión de la variación en el ajuste de la proporción molecular del material de partida dentro de un valor de ± 0,8.

A continuación se describe cada etapa del método de producción.

(Etapa de preparación de material de partida)

- 30 El compuesto dihidroxiaromático y el diéster carbónico usados como materiales de partida de un policarbonato aromático se preparan generalmente como una mezcla fundida utilizando aparatos de tipo tanque de agitación discontinuo, semicontinuo o continuo en atmósfera de un gas inerte tal como nitrógeno o argón en ausencia de un catalizador de intercambio de éster. Por ejemplo, en el caso de usar bisfenol A como compuesto dihidroxiaromático y carbonato de difenilo como diéster carbónico, la temperatura de la mezcla fundida se selecciona generalmente dentro de un intervalo de 120 a 180 °C, y preferentemente de 125 a 160 °C.

- 35 En este caso, se ajustan las proporciones del compuesto dihidroxiaromático y el diéster carbónico de modo que el diéster carbónico esté en exceso, y se ajustan de modo que el diéster carbónico esté generalmente en una proporción de 1,01 a 1,30 moles, y preferentemente de 1,02 a 1,20 moles, por mol de compuesto dihidroxiaromático.

(Etapa de policondensación)

- 40 La policondensación mediante una reacción de intercambio de éster entre el compuesto dihidroxiaromático y el diéster carbónico se lleva a cabo de forma continua mediante etapas múltiples de generalmente 2 o más etapas, y preferentemente de 3 a 7 etapas, en cada línea respectiva. Las condiciones de reacción específicas son las que la temperatura está en un intervalo de 150 a 320 °C, la presión está en un intervalo de presiones normales a 0,01 Torr ($1,33 \times 10^{-3}$ kPa), y el período de residencia promedio está en un intervalo de 5 a 150 minutos.

- 45 Cuando la etapa de policondensación se lleva a cabo con un método multifásico, se ajustan en cada reactor generalmente por etapas un aumento adicional de temperatura y un aumento adicional del vacío dentro de las condiciones de reacción anteriores para descargar de forma eficaz el fenol producido de forma secundaria a medida que progresa la reacción de policondensación. Es preferente ajustar la temperatura tan baja como sea posible y un período de residencia tan corto como sea posible para prevenir el deterioro de la calidad tal como la tonalidad del policarbonato aromático obtenido.

- 50 Cuando la etapa de policondensación se lleva a cabo mediante un método multifásico, se utilizan una pluralidad de reactores verticales y/o al menos un reactor horizontal posterior, aumentando de esta manera el peso molecular promedio de la resina del policarbonato. Los reactores utilizados son generalmente de 3 a 6, y preferentemente de 4 a 5.

Los reactores utilizados incluyen un reactor de tipo tanque de agitación, un reactor de película delgada, un reactor de evaporación de película delgada centrífugo, un reactor de amasado de doble tornillo de tipo renovación de superficie,

un reactor de agitación horizontal de doble tornillo, un reactor de tipo pared húmeda, un reactor de tipo placa perforada que polimeriza mientras gotea libremente, y un reactor de tipo placa perforada equipado con cable que polimeriza mientras gotea a lo largo del cable.

5 Los ejemplos del tipo de las aspas de agitación en el reactor vertical incluyen un aspa de turbina, un aspa de pala, un aspa fardler, un aspa de ancla, un aspa FULLZONE (fabricada por Shinko PantekCo., Ltd.), un aspa sanmeler (fabricada por Mitsubishi Heavy Industries, Ltd.), un aspa MAXBLEND (fabricada por Sumitomo Heavy Industries, Ltd.), un aspa de cinta helicoidal, y un aspa giratoria de tipo rejilla (fabricada por Hitachi, Ltd.).

10 Además, el reactor horizontal significa un tanque de reacción que tiene un eje de revolución del aspa de agitación que es horizontal (dirección horizontal). Los ejemplos del aspa de agitación en el tanque de reacción horizontal incluyen aspas de eje único tales como de tipo disco y de tipo pala, y aspas de agitación de dos ejes tales como HVR, SCR y N-SCR (fabricadas por Mitsubishi Heavy Industries, Ltd.), Bivolac (fabricada por Sumitomo Heavy Industries, Ltd.), y un aspa con forma de anteojos y un aspa de tipo rejilla (fabricada por Hitachi, Ltd.).

15 El catalizador de intercambio de éster utilizado en la policondensación del compuesto dihidroxiaromático y el compuesto de diéster carbónico se proporciona generalmente de forma previa en forma de una solución acuosa. No se limita de forma particular la concentración de la solución acuosa de catalizador, y se ajusta a una concentración opcional de acuerdo con la solubilidad del catalizador en agua. Se puede usar otro disolvente orgánico en lugar del agua tal como acetona, alcohol, tolueno o fenol.

20 No se limitan de forma particular las propiedades del agua utilizada para la disolución del catalizador mientras que el tipo y la concentración de las impurezas contenidas sean constantes. En general, se usan preferentemente agua destilada, agua desionizada y similares.

(Etapa de devolatilización)

25 Después de la etapa de policondensación en cada línea, se retiran en una mezcla fundida los materiales de partida que no han reaccionado, el catalizador de intercambio de éster, los compuestos de hidroxilo producidos de forma secundaria en la reacción de intercambio de éster, y un compuesto de bajo peso molecular tal como un oligómero de policarbonato, en una etapa de devolatilización. El tratamiento de devolatilización se lleva a cabo generalmente de forma continua mediante un extrusor de tipo doblado.

30 El extrusor puede usar cualquier tipo de extrusor mientras que se equipe con una parte doblada, y no se limita de forma particular. Ejemplos el extrusor incluyen extrusores de tornillo único o de tornillo múltiple de tipo doblado. En particular, es preferente un extrusor de tornillo doble de tipo acoplamiento. La dirección de rotación del eje del extrusor puede ser la misma dirección de rotación o diferente dirección de rotación. El número de dobleces es generalmente múltiples dobleces de 2 a 10.

35 En la etapa de devolatilización, es preferente neutralizar y desactivar el catalizador de intercambio de éster básico residual en el policarbonato aromático después de la reacción de policondensación con un terminador final tal como un compuesto ácido y sus derivados. Este puede suprimir una reacción secundaria durante la devolatilización, y retirar los materiales de partida que no han reaccionado y los hidroxocompuestos residuales.

40 El compuesto ácido o sus derivados añadido en la etapa de devolatilización puede ser cualquier compuesto mientras que neutralice el catalizador de intercambio de éster básico, y no se limita de forma particular. Los ejemplos del compuesto incluyen ácidos de Brønsted tales como ácido clorhídrico, ácido nítrico, ácido bórico, ácido sulfúrico, ácido sulfuroso, ácido fosfórico, ácido fosforoso, ácido hipofosforoso, ácido polifosfórico, ácido cítrico, ácido ascórbico, ácido aspártico, ácido azelaico, fosfato de adenosina, ácido benzoico, ácido fórmico, ácido valérico, ácido cítrico, ácido glicólico, ácido glutámico, ácido glutárico, ácido cinámico, ácido succínico, ácido acético, ácido tartárico, ácido oxálico, ácido p-toluenosulfínico, ácido p-toluenosulfónico, ácido naftalenosulfónico, ácido nicotínico, ácido pícrico, ácido picolínico, ácido ftálico, ácido tereftálico, ácido propiónico, ácido bencenosulfínico, ácido bencenosulfónico, ácido malónico y ácido maleico; y los ésteres de los mismos. Estos compuestos ácidos o los derivados de los mismos se pueden utilizar solos o como mezclas de dos o más de los mismos. De estos compuestos ácidos o derivados de los mismos, son preferentes los ácidos sulfónicos o los ésteres de los mismos, y son particularmente preferentes ácido p-toluenosulfónico, p-toluenosulfonato de metilo, p-toluenosulfonato de butilo y similares.

50 No se limita de forma particular el disolvente que disuelve el compuesto ácido o sus derivados mientras que disuelva el compuesto ácido o sus derivados. Entre todos ellos, es preferente el agua. Un compuesto ácido, o sus derivados, insoluble en agua puede usar un disolvente mixto compuesto de agua y un disolvente orgánico tal como acetona añadida a ello. Estos compuestos ácidos o los derivados de los mismos se añaden un intervalo de 0,1 a 50 veces, y preferentemente de 0,5 a 30 veces, por equivalente de neutralización del catalizador de intercambio de éster básico utilizado en la reacción de policondensación.

55 Cuando se usa un extrusor equipado con puertos de doblado de fase múltiple en la etapa de devolatilización, el compuesto ácido, o sus derivados, se añade generalmente cerca del puerto de doblado más cercano al puerto de suministro de resina. Las realizaciones de policarbonato aromático sometidas a un tratamiento de neutralización en

la devolatilización mediante el extrusor incluyen un método para la introducción en el extrusor y el tratamiento, durante el estado fundido justo después de la polimerización, y un método simultáneo de refrigeración y solidificación, y a continuación la introducción en un extrusor y el tratamiento.

(Etapas de granulación)

- 5 El policarbonato aromático con forma de hilo descargado del extrusor en la etapa de devolatilización se granula generalmente mediante una cortadora de hilos a través de un baño de hilos, sometido a la retirada de agua mediante un deshidratador o similar, y se coloca a continuación en un silo de producto.

(Aparato de producción de policarbonato aromático)

- 10 A continuación se describe el método de producción continua de policarbonato aromático al que se aplica la presente realización en base a las figuras.

- 15 La Figura 1 es una vista que muestra un ejemplo del aparato de producción de policarbonato aromático, que tiene dos líneas de etapas de policondensación. En el aparato de producción mostrado en la Figura 1, se producen dos clases de resinas de policarbonato que tienen diferente calidad mediante una etapa de preparación del material de partida en la que se prepara una mezcla que contiene el compuesto dihidroxiaromático y el diéster carbónico como materiales de partida en ausencia de un catalizador de intercambio de éster, y dos líneas de etapas de policondensación (etapa de policondensación de la primera línea y etapa de policondensación de la segunda línea) en la que se produce la reacción de policondensación de estos materiales de partida en estado fundido usando respectivamente reactores plurales.

- 20 Posteriormente, las dos clases de policarbonatos aromáticos se procesan a través de etapas de devolatilización (etapa de devolatilización de la primera línea y etapa de devolatilización de la segunda línea) en las que se retiran los materiales de partida que no han reaccionado y los productos secundarios de reacción en el reactivo fundido, y de etapas de granulación (etapa de granulación de la primera línea y etapa de granulación de la segunda línea), produciendo de esta manera gránulos de dos clases de policarbonatos aromáticos, respectivamente.

- 25 La presente realización tiene la característica de usar una mezcla de materiales de partida preparados en una etapa de preparación de material de partida en la que se prepara el material de partida en ausencia de un catalizador de intercambio de éster, y a continuación se lleva a cabo la reacción de policondensación del compuesto dihidroxiaromático y el compuesto de diéster carbónico en dos líneas (primera línea y segunda línea) de policondensación en las respectivas condiciones de polimerización diferentes.

- 30 Después de la etapa de preparación del material de partida en la que se prepara el material de partida en ausencia de un catalizador de intercambio de éster, en dos líneas de etapas de policondensación, se producen policarbonatos aromáticos que tienen la calidad respectiva en cada línea.

- 35 Los problemas de la pérdida de conmutación y el deterioro de la calidad en el caso de la producción utilizando un aparato de producción que tiene una etapa de policondensación única se superan al llevar a cabo la reacción de policondensación del compuesto dihidroxiaromático y el compuesto de diéster carbónico en dos líneas de policondensación. Por ejemplo, se pueden producir de forma continua policarbonatos aromáticos plurales que tienen un peso molecular promedio y un número de grupos terminales diferentes de forma simultánea con una buena eficacia de una manera estable.

A continuación, se describe la constitución del aparato de producción de policarbonato aromático.

- 40 Como se muestra en la Figura 1, se proporcionan un primer tanque de mezcla de material de partida 2a y un segundo tanque de mezcla de material de partida 2b que son tanques de mezcla fundida y están conectados en serie en la etapa de preparación de material de partida. Además, se proporcionan las bombas de suministro del material de partida 4a y 4b, para el suministro del material de partida preparado a dos líneas (primera línea y segunda línea) de etapas de policondensación (etapa de policondensación de la primera línea y etapa de policondensación de la segunda línea) respectivamente. Por ejemplo, se proporcionan las espas de agitación de tipo ancla 3a y 3b en el primer tanque de mezcla de material de partida 2a y en el segundo tanque de mezcla de material de partida 2b, respectivamente.

- 45 El compuesto de diéster carbónico y el compuesto dihidroxiaromático se usan como materiales de partida del policarbonato aromático. Estos se introducen de forma continua en el primer tanque de mezcla de material de partida 2a a partir de un puerto de suministro de material de partida, respectivamente, para preparar la mezcla de materiales de partida suministrada a la etapa de policondensación. Estos compuestos de material de partida son generalmente sólidos a la temperatura ordinaria. Por lo tanto, al menos uno de los materiales de partida se funde por calentamiento de forma previa y se introduce.

- 50 En general, de los dos materiales de partida, el compuesto de diéster carbónico tiene un punto de fusión inferior que el del policarbonato aromático, y además, el compuesto dihidroxiaromático es propenso a descomponerse cuando se funde. Por lo tanto, en general, el compuesto de diéster carbónico se funde de forma previa por calentamiento y

se introduce, y el compuesto dihidroxiaromático se introduce en forma sólida.

En la presente realización, se suministra en estado fundido el carbonato de difenilo (en lo sucesivo en el presente documento a veces denominado DPC) que es un diéster carbónico al primer tanque de mezcla de material de partida 2a a partir del puerto de suministro de DPC 1a-1, y se suministra en forma de polvo el bisfenol A (en lo sucesivo en el presente documento a veces denominado BPA) que es un compuesto dihidroxiaromático a partir del puerto de suministro de BPA 1b.

5

10

A continuación, se describe la etapa de policondensación que tiene dos líneas. Se proporcionan un primer reactor vertical 6a, un segundo reactor vertical 6b y un tercer reactor vertical 6c que tienen las aspas MAXBLEND 7a, 7b y 7c, respectivamente, conectados en serie, que son reactores de policondensación, y un cuarto reactor horizontal 9a que tiene un aspa de tipo rejilla 10a en la etapa de policondensación de la primera línea en la primera línea. Los cuatro reactores están provistos con las tuberías de descarga de productos secundarios 8a, 8b, 8c y 8d, respectivamente. Estas tuberías de descarga de productos secundarios se conectan a condensadores (no mostrados), respectivamente, y cada reactor mantiene un estado de presión reducida determinado mediante un dispositivo de reducción de la presión (no mostrado).

15

A continuación, se proporciona un extrusor 11a que tiene los puertos de suministro de aditivo 12a, 12b y 12c en la etapa de devolatilización de la primera línea.

20

Se proporcionan un baño de hilos 13a que enfría el policarbonato aromático en forma de hilo descargado del extrusor 11a, una cortadora de hilos 14a que corta el hilo enfriado en un tamaño de partícula determinado, un deshidratador centrífugo 15a para eliminar la humedad en los gránulos, y los silos de producto 16a y 16b en los que se colocan los gránulos de la etapa de granulación de la primera línea.

25

Se proporcionan un primer reactor vertical 6d, un segundo reactor vertical 6e y un tercer reactor vertical 6f que tienen las aspas MAXBLEND 7d, 7e y 7f, respectivamente, conectados en serie, y un cuarto reactor horizontal 9b que tiene un aspa de tipo rejilla 10b en la etapa de policondensación de la segunda línea en la segunda línea, similar a la primera línea que se ha descrito anteriormente. Los cuatro reactores están provistos con las tuberías de descarga de productos secundarios 8d, 8e, 8f y 8g, respectivamente. Estas tuberías de descarga de productos secundarios se conectan a condensadores (no mostrados), respectivamente, y cada reactor mantiene un estado de presión reducida determinado mediante un dispositivo de reducción de la presión (no mostrado).

30

A continuación, se proporciona un extrusor 11b que tienen los puertos de suministro de aditivo 12d, 12e y 12f en la etapa de devolatilización de la segunda línea.

Se proporcionan un baño de hilos 13b, una cortadora de hilos 14b, un deshidratador centrífugo 15b y los silos de producto 16c y 16d en la etapa de granulación de la segunda línea.

A continuación, se describe una etapa para la producción de policarbonato aromático en el aparato de producción de policarbonato aromático mostrado en la Figura 1.

35

Como se muestra en la Figura 1, se suministran de forma continua un fundido de DPC preparado a una temperatura determinada en atmósfera de gas nitrógeno, y polvo de BPA pesado en atmósfera de gas nitrógeno al primer tanque de mezcla de material de partida 2a a partir de un puerto de suministro de DPC 1a-1 y de un puerto de suministro de BPA 1b, respectivamente, en la etapa de preparación de material de partida. Se mezclan el fundido de DPC y el polvo de BPA en el primer tanque de mezcla de material de partida 2a en ausencia de un catalizador de intercambio de éster. Cuando el nivel del líquido del primer tanque de mezcla de material fundido 2a excede una altura igual al nivel más elevado de una tubería de transferencia, la mezcla de los materiales de partida se transfiere al segundo tanque de mezcla de material de partida 2b, y se agita y se mezcla de forma adicional en este.

40

45

A continuación, la mezcla de los materiales de partida se suministra de forma continua al primer reactor vertical 6a de la primera línea a través de la bomba de suministro de material de partida 4a. Además, la mezcla de materiales de partida también se suministra de forma continua al primer reactor vertical 6d de la segunda línea a través de la bomba de suministro de material de partida 4b.

En la primera línea, el fundido de DPC preparado a una temperatura determinada se suministra a partir del puerto de suministro de DPC 1a-2 proporcionado en el curso de una tubería de transferencia que conecta la bomba de suministro del material de partida 4a y el primer reactor vertical 6a.

50

En la primera línea, la proporción molar de la mezcla (DPC/BPA) preparada en la etapa de preparación de material de partida descrita anteriormente se varía de acuerdo con la necesidad de suministro del fundido de DPC a partir del puerto de suministro de DPC 1a-2, y como resultado, se puede policondensar un policarbonato aromático que tiene una calidad opcional.

55

No se limita la provisión del puerto de suministro de fundido de DPC antes del primer reactor vertical 6a, y se puede proporcionar, por ejemplo, entre el primer reactor vertical 6a y el segundo reactor vertical 6b, y entre el segundo reactor vertical 6b y el tercer reactor vertical 6c, según las necesidades. Además, el número de puertos de suministro

de fundido de DPC se puede seleccionar de forma apropiada según las necesidades.

En la segunda línea descrita más adelante en el presente documento, similar a la primera línea, la proporción molar de la mezcla (DPC/BPA) preparada en la etapa de preparación de material de partida descrita anteriormente se puede controlar según las necesidades mediante la provisión de un puerto de suministro de DPC determinado y el suministro de fundido de DPC.

Además, en la primera línea, se suministra de forma continua carbonato de cesio en forma de una solución acuosa como catalizador de intercambio de éster a partir de un puerto de suministro de catalizador 5a proporcionado antes del primer reactor vertical 6a en la tubería de transferencia. De forma similar, en la segunda línea, se suministra de forma continua el carbonato de cesio a partir de un puerto de suministro de catalizador 5b proporcionado antes del primer reactor vertical 6d en la tubería de transferencia.

El método de producción continua de policarbonato aromático al que se aplica la presente realización tiene la característica de que la mezcla (DPC/BPA) se prepara en el primer tanque de mezcla de material de partida 2a y en el segundo tanque de mezcla de material de partida 2b de la etapa de preparación de material de partida sin poner en contacto el material de partida y el catalizador de intercambio de éster, y en las etapas de policondensación de líneas plurales, se suministra el catalizador de intercambio de éster a las respectivas líneas, transcurriendo de esta manera la reacción de policondensación.

La cantidad de catalizador de intercambio de éster suministrado a cada línea de las etapas de policondensación de líneas plurales se selecciona de forma apropiada de acuerdo con la calidad del policarbonato aromático producido en cada línea, y no se limita de forma particular. Además, no se limita el número de puertos de suministro de catalizador de intercambio de éster y, por ejemplo, es posible proporcionar una pluralidad de puertos de suministro de catalizador y suministrar el catalizador de intercambio de éster mediante la división del mismo.

Además, en la segunda línea descrita más adelante en el presente documento, se pueden proporcionar los puertos de catalizador determinados para suministrar el catalizador de intercambio de éster, de forma similar a la primera línea.

A continuación, se describe la etapa de policondensación de la primera línea, y las referencias numerales y los signos de la segunda línea se muestran entre paréntesis. En el primer reactor vertical 6a (6d), por ejemplo, se mantienen una temperatura de 220 °C, una presión de 13,33 kPa (100 Torr) y una velocidad de giro de las aspas de 160 rpm, se mantiene constante el nivel de líquido para conseguir un período de residencia promedio de 60 minutos mientras se retira el fenol producido de forma secundaria por la tubería de descarga de productos secundarios 8a (8d), y se lleva a cabo la reacción de policondensación, en atmósfera de nitrógeno. A continuación, el reactivo fundido descargado del primer reactor vertical 6a (6d) se suministra a continuación de forma continua al segundo reactor vertical 6b (6e), al tercer reactor vertical 6c (6f) y al cuarto reactor horizontal 9a (9b), de forma sucesiva, y transcurre la reacción de policondensación. Las condiciones de reacción en cada reactor se ajustan respectivamente para conseguir una temperatura elevada, un alto vacío y una baja velocidad de agitación a medida que progresa la reacción de policondensación. Durante la reacción de policondensación, se controla el nivel de líquido, por ejemplo, de modo que el período de residencia promedio en cada reactor sea de aproximadamente 60 minutos y, en cada reactor, se retira el fenol producido de forma secundaria por las tuberías de descarga de productos secundarios 8b, 8c y 81 (8e, 8f y 82).

En la presente realización, los productos secundarios tales como el fenol se licuan de forma continua y se recuperan a partir de condensadores (no mostrados) fijados al primer reactor vertical 6a (6d) y el segundo reactor vertical 6b (6e), respectivamente. Además, se proporcionan trampas frías (no mostradas) en los condensadores (no mostrados) fijadas al tercer reactor vertical 6c (6f) y al cuarto reactor horizontal 9a (9b), respectivamente, y se licuan y se recuperan de forma continua los productos secundarios.

A continuación, el policarbonato aromático sacado del cuarto reactor horizontal 9a (9b) se suministra en forma de un fundido estable a un extrusor de doble tornillo 11a (11b) equipado con puertos de doblado de tres fases. Se suministran diversos aditivos tales como p-toluenosulfonato de butilo, tris(2,4-di-t-butilfenil)-fosfito y monoglicérido del ácido esteárico al extrusor 11a (11b) a partir de los puertos de suministro de aditivo 12a, 12b y 12c (12d, 12e y 12f), respectivamente. Se ajustan las condiciones del extrusor 11a para, por ejemplo, una cantidad de descarga de 50 kg/h, una velocidad de giro de 150 rpm y una temperatura máxima de la resina de aproximadamente 278 °C.

En la presente realización, es posible suministrar, por ejemplo, resinas termoplásticas distintas a los policarbonatos aromáticos a partir de los puertos de suministro de aditivo 12a, 12b y 12c (12d, 12e y 12f) del extrusor 11a (11b), y preparar una aleación polimérica o similar.

A continuación, el policarbonato aromático con forma de hilo descargado del extrusor 11a (11b) se granula con la cortadora de hilos 14a (14b) a través del baño de hilos 13a (13b), y después de retirar el agua con el deshidratador centrífugo 15a (15b), se introducen los granulos en los silos de producto 16a y 16b (16c y 16d).

De esta manera, la presente realización hace una descripción detallada con respecto a un método de producción de policarbonatos aromáticos que tienen diferente calidad en un aparato de producción que tiene etapas de

policondensación de dos líneas posteriores a una etapa de preparación de material de partida en la que se prepara el material de partida en ausencia de un catalizador de intercambio de éster, pero el número de líneas de las etapas de policondensación se puede aumentar según las necesidades.

- 5 Además, la presente realización describe la realización de la producción simultánea de dos clases de policarbonatos aromáticos que tienen diferente calidad en las etapas de policondensación de dos líneas pero, según las necesidades, es posible producir la misma clase de policarbonato aromático con etapas de policondensación en dos líneas paralelas.

La presente invención se describe adicionalmente de forma específica en base a los Ejemplos. Sin embargo, la presente invención no se limita a los siguientes Ejemplos mientras no se aparte de sus puntos esenciales.

- 10 (1) Peso molecular promedio de viscosidad (Mv) de un policarbonato aromático

Se obtuvo el peso molecular promedio de viscosidad (Mv) de un policarbonato aromático mediante la medida de la viscosidad limitante $[\eta]$ a 20 °C en cloruro de metileno usando un viscosímetro Ubbelohde, y mediante el cálculo según la siguiente ecuación.

$$[\eta] = 1.23 \times 10^{-4} \times (Mv)^{0.83}$$

- 15 (2) Concentración de grupos terminales hidroxilo de un policarbonato aromático

Se midió la concentración de grupos terminales hidroxilo de un policarbonato aromático llevando a cabo la determinación colorimétrica de acuerdo con el método tetracloruro de titanio/ácido acético (véase Makromol. Chem. 88, 215 (1965)).

(3) Tonalidad de un policarbonato aromático

- 20 Se midió la tonalidad de un policarbonato aromático como sigue. Se preparó una lámina de 100 mm cuadrados con un espesor de 3 mm mediante el moldeo de un policarbonato aromático utilizando una máquina de moldeo por inyección (J100SS-2, un producto de The Japan Steel Works, Ltd.) en unas condiciones de una temperatura de barril de 280 °C y una temperatura de fundido de 90 °C. Se midió el valor de triestímulo XYZ de la lámina, que es un valor absoluto del color, con un colorímetro (SC-1-CH, un producto de Suga Test Co., Ltd.), y se calculó el valor YI que es un indicador de la tonalidad amarilla con la siguiente expresión relacional.

$$YI = (100/Y) \times (1.28X - 1.06Z)$$

Se indica que la coloración aumenta con el aumento del valor YI.

Ejemplo 1

- 30 Se produjo un policarbonato aromático como sigue mediante un aparato de producción de policarbonato aromático, que tiene etapas de policondensación de dos líneas, como se muestra en la Figura 1.

(Preparación de la solución de material de partida)

- 35 Se suministraron fundido de DPC preparado a 120 °C en atmósfera de gas nitrógeno y polvo de BPA pesado en atmósfera de gas nitrógeno al primer tanque de mezcla de material de partida 2a a partir del puerto de suministro de DPC 1a-1 y del puerto de suministro de BPA 1b, respectivamente. Se pesaron el DPC y el BPA con un flujómetro de micromovimiento y un alimentador de peso de tipo pérdida de peso de modo que la velocidad de suministro del DPC fuera 87,7 kg/h y la velocidad de suministro de BPA fuera 89,8 kg/h (proporción molar DPC/BPA: 1,040). Se ajustó el primer tanque de mezcla de material de partida 2a a 140 °C a presiones normales en atmósfera de nitrógeno. El tanque tenía un volumen interno de 0,4 m³ y se equipó con un aspa de agitación de tipo ancla 3a. En este caso, el catalizador de intercambio de éster no estaba presente en el primer tanque de mezcla de material de partida 2a.

- 40 Cuando el nivel de líquido del primer tanque de mezcla de material de partida 2a excede de un nivel igual al máximo nivel en la tubería de transferencia (que corresponde a un volumen interno de 0,26 m³ del tanque de preparación de material de partida 2a), la mezcla de materiales se transfiere al segundo tanque de mezcla de material de partida 2b. El segundo tanque de mezcla de material de partida se ajusta a 140 °C a presiones normales en atmósfera de nitrógeno. El tanque tiene un volumen interno de 0,4 m³, y se equipa con un aspa de agitación de tipo ancla 3b.

- 45 El período de residencia total de la mezcla de materiales de partida necesario para pasar por el primer tanque de mezcla de material de partida 2a y el segundo tanque de mezcla de material de partida fue de 160 minutos. La mezcla de los materiales de partida no muestra progreso de la reacción de intercambio de éster, y la velocidad de reacción de BPA fue un 0%.

(Reacción de policondensación)

A continuación, la mezcla anterior de materiales de partida se pasó por las bombas de suministro de material de partida 4a y 4b, respectivamente, y se suministró de forma continua cada mitad (1/2) de la mezcla de los materiales de partida que tenía el mismo caudal (88,8 kg/h) al primer reactor vertical 6a de la primera línea y al primer reactor vertical 6d de la segunda línea, respectivamente. El primer reactor vertical 6a y el primer reactor vertical 6d se equiparon con las aspas MAXBLEND 7a y 7b, respectivamente, y tienen un volumen interno de 0,1 m³.

De forma simultánea, se suministró fundido de DPC preparado a 120 °C en atmósfera de gas nitrógeno a la primera línea a partir de un puerto de suministro de DPC 1a-2 proporcionado en el curso de una tubería de transferencia de la mezcla de materiales de partida con un caudal de 1,03 kg/h de modo que la proporción molar (DPC/BPA) de la mezcla total de materiales es 1,065.

Además, se suministró de forma continua una solución acuosa de carbonato de cesio (concentración: 0,011%) como catalizador de intercambio de éster en la primera línea a partir del puerto de suministro de catalizador 5a proporcionado después del puerto de suministro de DPC 1a-2 en la tubería de transferencia de la mezcla de materiales de partida, y en la segunda línea a partir del puerto de suministro de catalizador 5b proporcionado justo antes del primer reactor vertical 6d en la tubería de transferencia a 204 ml/h (0,35 x 10⁻⁶ mol por mol de BPA) y 292 ml/h (0,50 x 10⁻⁶ mol por mol de BPA), respectivamente.

(Primera línea)

El primer reactor vertical 6a de la primera línea se mantuvo a una temperatura de 220 °C, una presión de 13,33 kPa (100 Torr) y una velocidad de giro de las aspas de 160 rpm en atmósfera de nitrógeno, y se mantuvo constante el nivel de líquido de modo que el período de residencia promedio fuera 60 minutos mientras se retiraba el fenol producido de forma secundaria por la tubería de descarga de productos secundarios 8a.

Se suministró de forma continua el reactivo fundido descargado del primer reactor vertical 6a al segundo reactor vertical 6b que tenía un volumen interno de 0,1 m³ equipado con el aspa MAXBLEND 7b, al tercer reactor vertical 6c y al cuarto reactor horizontal 9a que tenía un volumen interno de 0,15 m³ equipado con un aspa de tipo rejilla 10a, de forma sucesiva.

Las condiciones de la reacción de policondensación en el segundo reactor vertical 6b, el tercer reactor vertical 6c y el cuarto reactor horizontal 9a se ajustaron a las siguientes condiciones, respectivamente, para conseguir una temperatura elevada, un alto vacío y una baja velocidad de agitación a medida que progresaba la reacción.

Segundo reactor vertical 6b: Temperatura 240 °C, presión 2,00 kPa (15 Torr), velocidad de giro del aspa 131 rpm.

Tercer reactor vertical 6c: Temperatura 260 °C, presión 0,09 kPa (0,7 Torr), velocidad de giro del aspa 44 rpm.

Cuarto reactor horizontal 9a: Temperatura 265 °C, presión 0,09 kPa (0,7 Torr), velocidad de giro del aspa 5 rpm.

Durante la reacción de policondensación en cada reactor, se controló el nivel de líquido de modo que el período de residencia promedio en cada reactor fuera de 60 minutos. Además, se retiró el fenol producido de forma secundaria en cada reactor.

El policarbonato aromático sacado del cuarto reactor horizontal 9a se suministró en estado fundido al extrusor de doble tornillo 11a equipado con puertos de doblado de tres fases (un producto de Kobe Steel, Ltd., diámetro del tornillo: 0,046 m, L/D = 36). Se suministraron p-toluenosulfonato de butilo, tris(2,4-di-t-butilfenil)fosfito y monoglicérido del ácido esteárico al extrusor 11a a partir de los puertos de suministro de aditivo 12a, 12b y 12c, respectivamente. Las cantidades de suministro de estos compuestos estaban en concentraciones de 5 ppm, 50 ppm y 350 ppm con respecto al policarbonato aromático, respectivamente, y estos compuestos se suministraron de forma cuantitativa.

Las condiciones de extrusión del extrusor 11a fueron una cantidad de descarga de 50 kg/h, una velocidad de giro de 150 rpm y una temperatura máxima de resina de 278 °C.

En policarbonato aromático con forma de hilo descargado del extrusor 11a se pasó por el baño de hilos 13a y se granuló con la cortadora de hilos 14a. Después de la eliminación del agua en los gránulos con el deshidratador centrífugo 15a, se introdujeron los gránulos en los silos de producto 16a y 16b.

Peso molecular promedio de viscosidad (Mv): 14800

Concentración de grupos terminales hidroxilo: 790 ppm

YI (Índice de Amarillo) = 1,5

(Segunda línea)

A continuación, el primer reactor vertical 6d de la segunda línea se mantuvo a una temperatura de 220 °C, una presión de 13,33 kPa (100 Torr) y una velocidad de giro de aspa de 160 rpm en atmósfera de nitrógeno, y se mantuvo constante el nivel de líquido de modo que el período de residencia promedio fuera de 60 minutos mientras se retiraba el fenol producido de forma secundaria por la tubería de descarga de productos secundarios 8d.

- 5 El reactivo fundido descargado del primer reactor vertical 6d se suministró de forma continua al segundo reactor vertical 6e que tenía un volumen interno de 0,1 m³ equipado con un aspa de tipo rejilla 10b, de forma sucesiva.

De forma similar a la primera línea descrita anteriormente, las condiciones de la reacción de policondensación en el segundo reactor vertical 6e, el tercer reactor vertical 6f y el cuarto reactor horizontal 9b se ajustaron a las siguientes condiciones, respectivamente, para conseguir una elevada temperatura, un alto vacío y una baja velocidad de agitación a medida que progresaba la reacción.

10

Segundo reactor vertical 6e: Temperatura 240 °C, presión 2,00 kPa (15 Torr), velocidad de giro del aspa 131 rpm.

Tercer reactor vertical 6f: Temperatura 270 °C, presión 0,13 kPa (1,0 Torr), velocidad de giro del aspa 44 rpm.

Cuarto reactor horizontal 9b: temperatura 280 °C, presión 0,13 kPa (1,0 Torr), velocidad de giro del aspa 5 rpm.

- 15 Durante la reacción de policondensación en la segunda línea, se controló el nivel de líquido de modo que el período de residencia promedio en cada reactor fuera de 60 minutos. Además, se retiró el fenol producido de forma secundaria en cada reactor.

El policarbonato aromático sacado del cuarto reactor horizontal 9b se suministró en estado fundido al extrusor de doble tornillo 11b equipado con puertos de doblado de tres fases (un producto de Kobe Steel, Ltd. diámetro del tornillo: 0,046 m, L/D = 36). Se suministraron p-toluenosulfonato de butilo y tris(2,4-di-t-butilfenil)fosfito al extrusor 11b a partir de los puertos de suministro de aditivo 12d y 12e, respectivamente. Las cantidades de suministro de estos compuestos estaban en concentraciones de 5 ppm y 200 ppm con respecto al policarbonato aromático, respectivamente, y se suministraron estos compuestos de forma cuantitativa. Las condiciones de extrusión del extrusor 11b fueron una cantidad de descarga de 50 kg/h, una velocidad de giro de 150 rpm y una temperatura máxima de la resina de 285 °C.

20

- 25 El policarbonato aromático con forma de hilo descargado del extrusor 11b se pasó por el baño de hilos 13b y se granuló con la cortadora de hilos 14b. Después de eliminar el agua de los gránulos con el deshidratador centrífugo 15b, se introdujeron los gránulos en los silos de producto 16c y 16d. Se colocó de forma continua en los silos de productos 16c y 16d un policarbonato aromático que tenía una buena tonalidad y que tenía las siguientes propiedades.

30

Peso molecular promedio de viscosidad (Mv): 21900

Concentración de grupos terminales hidroxilo: 900 ppm

YI (Índice de Amarillo) = 1,6

- 35 De esta manera, en el presente Ejemplo, se pudieron producir de forma simultánea dos clases de policarbonatos que tienen un peso molecular promedio de viscosidad (Mv) y una concentración de grupos terminales hidroxilo diferentes, y que contienen diferentes clases y cantidades de aditivos.

A continuación, utilizando el aparato de producción de policarbonato aromático mostrado en la Figura 1, se llevó a cabo la producción cambiando las presiones del tercer reactor vertical 6f y del cuarto reactor horizontal 9b en la segunda línea después de una operación continua de aproximadamente 200 horas a 0,067 kPa (0,5 Torr), pero sin cambiar las otras condiciones.

- 40 Como resultado, se obtuvo mediante el aparato de producción de la segunda línea un policarbonato aromático que tenía una buena tonalidad y que tenía las siguientes propiedades.

Peso molecular promedio de viscosidad (Mv): 22300

Concentración de grupos terminales hidroxilo: 300 ppm

YI (Índice de Amarillo) - 1,6

- 45 En la segunda línea, no se generó la pérdida por conmutación del peso molecular del policarbonato aromático obtenido solamente mediante el cambio de la presión de reacción en el tercer reactor vertical 6f y el cuarto reactor horizontal 9b.

En este caso, dado que las condiciones de producción en la primera línea no se cambiaron, no se reconocieron cambios en las propiedades del policarbonato aromático.

- 50 [Ejemplo de Comparación 1]

A continuación, se describe una realización de la producción de un policarbonato aromático mediante un aparato de producción que tiene solamente una línea de la etapa de policondensación.

La Figura 2 es una vista que explica un aparato de producción de policarbonato aromático, que tiene una línea de la etapa de policondensación por una línea de la etapa de preparación del material de partida. Las especificaciones en cada unidad son las mismas que la etapa de preparación de material de partida y la primera línea del aparato de producción de policarbonato aromático utilizado en el Ejemplo 1, y las referencias numerales y signos utilizados son también los mismos.

En el aparato de producción de policarbonato aromático mostrado en la Figura 2, la operación de policondensación se llevó a cabo en las mismas condiciones que las condiciones de producción en la primera línea del Ejemplo 1, excepto que la velocidad de giro del aspa en el cuarto reactor horizontal 9a de la etapa de policondensación se cambió a 10 rpm y que no se suministró fundido de DPC a partir de 1a-2, y se obtuvo de forma continua un policarbonato aromático que tenía una buena tonalidad y que tenía las siguientes propiedades.

Peso molecular promedio de viscosidad (Mv): 21200

Concentración de grupos terminales hidroxilo: 200 ppm

YI (Índice de Amarillo) = 1,6

A continuación, para producir posteriormente un policarbonato aromático que tuviera un peso molecular promedio de viscosidad (Mv) de 15000 después de continuar la operación continua durante 200 horas, se cambiaron las condiciones de producción de la etapa de preparación de material de partida y de la etapa de policondensación como sigue.

Se suministraron fundido de DPC preparado a 120 °C en atmósfera de gas nitrógeno y polvo de BPA pesado en atmósfera de gas nitrógeno al primer tanque de mezcla de material de partida 2a a partir del puerto de suministro de DPC 1a-1 y del puerto de suministro de BPA 1b, respectivamente. Se pesaron el DPC y el BPA con un flujómetro de micromovimiento y un alimentador de peso de tipo pérdida de peso de modo que la velocidad del suministro de DPC fuera 88,7 kg/h y la velocidad de suministro de BPA fuera 89,8 kg/h (proporción molar DPC/BPA: 1,065). El primer tanque de mezcla de material de partida 2a se ajustó a 140 °C a presiones normales en atmósfera de nitrógeno. El tanque se equipó con un aspa de agitación de tipo ancla 3a.

Cuando el nivel de líquido del primer tanque de mezcla de material de partida 2a excede de un nivel igual al máximo nivel de la tubería de transferencia (que corresponde un volumen interno de 0,26 m³ del primer tanque de preparación de material de partida 2a), se transfiere la mezcla de materiales de partida al segundo tanque de mezcla de material de partida 2b. El segundo tanque de mezcla de material de partida 2b se ajusta a 140 °C a presiones normales en atmósfera de nitrógeno. El tanque tiene un volumen interno de 0,4 m³, y se equipa con un aspa de agitación de tipo ancla 3b.

El período de residencia total de la mezcla de materiales de partida necesario para pasar por el primer tanque de mezcla de material de partida 2a y el segundo tanque de mezcla de material de partida 2b fue de 160 minutos. La mezcla de materiales de partida no muestra progreso de la reacción de intercambio de éster, y la velocidad de reacción de BPA fue un 0%.

A continuación, la mezcla anterior de materiales de partida se pasó a través de la bomba de suministro de material de partida 4a, y se suministró de forma continua al primer reactor vertical 6a. El primer reactor vertical 6a se equipa con un aspa MAXBLEND 7a, y tiene un volumen interno de 0,1 m³.

Además, se suministró de forma continua una solución acuosa de carbonato de cesio (concentración: 0,011%) como catalizador de intercambio de éster a partir del puerto de suministro de catalizador 5a proporcionado justo antes del primer reactor vertical 6a en la tubería de transferencia a 292 ml/h (0,50 x 10⁻⁶ mol por mol de BPA).

El primer reactor vertical 6a se mantuvo a una temperatura de 220 °C, una presión de 13,33 kPa (100 Torr) y una velocidad de giro del aspa de 160 rpm en atmósfera de nitrógeno, y se mantuvo constante el nivel de líquido de modo que el período de residencia promedio fuera de 60 minutos mientras se retiraba el fenol producido de forma secundaria por la tubería de descarga de productos secundarios 8a.

El reactivo fundido descargado del primer reactor vertical 6a se suministró de forma continua al segundo reactor vertical 6b que tenía un volumen interno de 0,1 m³ equipado con un aspa MAXBLEND 7b, al tercer reactor vertical 6c y al cuarto reactor horizontal 9a que tenía un volumen interno de 0,15 m³ equipado con un aspa de tipo rejilla 10a, de forma sucesiva.

Las condiciones de la reacción de policondensación en el segundo reactor vertical 6b, el tercer reactor vertical 6c y el cuarto reactor horizontal 9a se ajustaron a las siguientes condiciones, respectivamente, para conseguir una temperatura elevada, un alto vacío y una baja velocidad de agitación a medida que progresaba la reacción.

Segundo reactor vertical 6b: Temperatura 240 °C, presión 2,00 kPa (15 Torr), velocidad de giro del aspa 131 rpm.

Tercer reactor vertical 6c: Temperatura 260 °C, presión 0,09 kPa (0,7 Torr), velocidad de giro del aspa 44 rpm.

Cuarto reactor horizontal 9a: Temperatura 265 °C, presión 0,09 kPa (0,7 Torr), velocidad de giro del aspa 5 rpm.

5 Durante la reacción de policondensación, se controló el nivel de líquido de modo que el período de residencia promedio en cada reactor fuera de 60 minutos. Además, se retiró el fenol producido de forma secundaria en cada reactor.

10 El policarbonato aromático sacado del cuarto reactor horizontal 9a se suministró en estado fundido al extrusor de doble tornillo 11a equipado con puertos de doblado de tres fases (un producto de Kobe Steel, Ltd., diámetro del tornillo: 0,046 m, L/D = 36). Se suministraron p-toluenosulfonato de butilo y tris(2,4-di-t-butilfenil)fosfito al extrusor 11a a partir de los puertos de suministro de aditivo 12a y 12b, respectivamente. Las cantidades de suministro de estos compuestos estaban en concentraciones de 5 ppm y 50 ppm con respecto al policarbonato aromático, respectivamente, y se suministraron estos compuestos de forma cuantitativa. Las condiciones de extrusión del extrusor 11a fueron una cantidad de descarga de 50 kg/h, una velocidad de giro de 150 rpm y una temperatura máxima de la resina de 278 °C.

15 El policarbonato aromático con forma de hilo descargado del extrusor 11a se pasó a través del baño de hilos 13a y se granuló con la contadora de hilos 14a. Después de la eliminación del agua en los gránulos con el deshidratador centrífugo 15a, se introdujeron los gránulos en los silos de producto 16a y 16b. Se colocó de forma continua en los silos de productos 16a y 16b un policarbonato aromático que tenía las siguientes propiedades.

Peso molecular promedio de viscosidad (Mv): 15100

Concentración de grupos terminales hidroxilo: 880 ppm

20 YI (Índice de Amarillo) = 1,9

La tonalidad de estos policarbonatos aromáticos colocados en los silos de producto 16a y 16b empeoró. Además, en la operación de producción, se necesitaron aproximadamente 20 horas hasta que el peso molecular promedio de viscosidad (Mv) y la concentración de los grupos terminales hidroxilo del policarbonato aromático se hicieron estables, y el policarbonato aromático producido durante este período tuvo una pérdida por conmutación.

25 [Ejemplo de Comparación 2]

A continuación, se describe una realización en la que los materiales de partida y el catalizador se mezclan en la etapa de policondensación, y a partir de entonces, se producen policarbonatos aromáticos mediante etapas de policondensación de líneas plurales.

30 La Figura 3 es una vista que muestra una realización de un aparato de producción de policarbonato aromático, que tiene una línea de una etapa de preparación de material de partida que prepara una mezcla de materiales de partida y un catalizador, y dos líneas de etapas de policondensación. Las especificaciones de cada unidad son las mismas que la etapa de preparación de material de partida, la primera línea y la segunda línea del aparato de producción de policarbonato aromático utilizado en el Ejemplo 1, y las referencias numerales y signos utilizados son también los mismos.

35 En el aparato de producción de policarbonato aromático mostrado en la Figura 3, se suministraron el fundido de DPC y el polvo de BPA al primer tanque de mezcla de material de partida 2a y, de forma adicional, se suministró de forma continua una solución acuosa de carbonato de cesio (concentración: 0,011%) como catalizador de intercambio de éster al primer tanque de mezcla de material de partida 2a a partir del puerto de suministro de catalizador 5a 408 ml/h, en la etapa de preparación del material de partida.

40 Además, en la segunda línea, se suministró de forma continua una solución acuosa de carbonato de cesio (concentración: 0,011%) como catalizador de intercambio de éster a partir del puerto de suministro de catalizador 5b en una tubería de transferencia proporcionada justo antes del primer reactor vertical 6d a 88 ml/h.

45 Se produjeron de forma continua y simultánea dos clases de policarbonatos aromáticos que tenían los siguientes pesos moleculares promedio de viscosidad (Mv) y concentraciones de grupos hidroxilo terminales diferentes en las mismas condiciones de producción que en el aparato de producción de policarbonato aromático utilizado en el Ejemplo 1 excepto por las condiciones de producción descritas anteriormente.

Primera línea

Peso molecular promedio de viscosidad (Mv): 13700

Concentración de grupos terminales hidroxilo: 1270 ppm

50 YI (Índice de Amarillo) = 2,6

Segunda línea

Peso molecular promedio de viscosidad (Mv): 20100

Concentración de grupos terminales hidroxilo: 1020 ppm

YI (Índice de Amarillo) = 2,9

- 5 A partir de los resultados anteriores se observa que en la policondensación basada en una reacción de intercambio de éster entre un compuesto dihidroxiaromático y un diéster carbónico, cuando los materiales de partida y el catalizador se mezclan en la etapa de preparación del material de partida, y a partir de entonces se produce un policarbonato aromático mediante etapas de policondensación de dos líneas como en el aparato de producción mostrado en la Figura 3, el peso molecular del policarbonato aromático no alcanza el objetivo, y la tonalidad tiende a empeorar tanto en la primera línea como la segunda línea.
- 10

Ejemplo 2

A continuación, se describe una realización en la que se añade de forma adicional un diéster carbónico filtrado con un filtro en la etapa de preparación del material de partida o en las etapas posteriores, y se produce un policarbonato aromático mediante etapas de policondensación de líneas plurales.

- 15 La Figura 4 es una vista que muestra una realización de un aparato de producción de policarbonato aromático, en el que se añade de forma adicional un diéster carbónico filtrado con un filtro a la etapa de preparación del material de partida o a las etapas posteriores. Las especificaciones en cada unidad son las mismas que la etapa de preparación del material de partida, la primera línea y la segunda línea del aparato de producción de policarbonato aromático usado en el Ejemplo 1, y las referencias numerales y los signos utilizados también son los mismos.

- 20 Como se muestra en la Figura 4, el fundido de DPC preparado a 120 °C en atmósfera de nitrógeno se pasó a través del filtro SUS316L 1f que tenía una precisión de filtración absoluta de 0,5 µm, y a continuación se suministró en la primera línea a partir del puerto de suministro de DPC 1a-2 proporcionado en el curso de la tubería de transferencia de la mezcla de materiales de partida con un caudal de 1,03 kg/h de modo que la proporción molar (CFC/PCA) de la mezcla completa de materiales de partida fuera 1,065.

- 25 Además, se suministró de forma continua una solución acuosa de carbonato de cesio (concentración: 0,011%) como catalizador de intercambio de éster a partir del puerto de suministro de catalizador 5a proporcionado en la parte superior del primer reactor vertical 6a a 204 ml/h ($0,35 \times 10^{-6}$ mol por 1 mol de BPA). Las otras condiciones de producción en la primera línea y en la segunda línea son las mismas que en el Ejemplo 1.

- 30 Como resultado, se obtuvieron en la primera línea y en la segunda línea policarbonatos que tenían una buena tonalidad y que tenían las mismas propiedades respectivas que en el Ejemplo 1.

Mientras la presente invención se ha descrito en detalle y con referencia a realizaciones específicas de la misma, será evidente para el experto en la materia que se pueden realizar diversos cambios o modificaciones en la misma sin apartarse del ánimo y del ámbito de la misma.

- 35 La presente solicitud se basa en el documento de Solicitud de Patente Japonesa (documento de Solicitud de Patente N° 2006-203616) presentado el 26 de julio de 2006 y en el documento de Solicitud de Patente Japonesa (documento de Solicitud de Patente N° 2006-324382) presentado el 30 de noviembre de 2006, incorporándose por la presente los contenidos completos de los mismos como referencia.

- 40 De acuerdo con la presente invención, la pérdida por conmutación y el deterioro de calidad disminuyen en una producción continua de policarbonato aromático. Por lo tanto, el valor industrial de la presente invención es extraordinario.

REIVINDICACIONES

1. Un método de producción continua de un policarbonato aromático que es un método de producción de forma continua de un policarbonato aromático mediante la policondensación por fusión con una reacción de intercambio de éster entre un compuesto dihidroxiaromático y un diéster carbónico, y **se caracteriza por tener**
- 5 una etapa de preparación de material de partida en la que se prepara una mezcla fundida de materiales de partida de al menos uno cualquiera seleccionado entre un compuesto dihidroxiaromático y un diéster carbónico en ausencia de un catalizador de intercambio de éster, y
- 10 una etapa de policondensación en la que se policondensa la mezcla fundida de los materiales de partida preparados la etapa de preparación de material de partida en presencia de un catalizador de intercambio de éster utilizando una pluralidad de reactores,
- y que tiene líneas plurales de etapas de policondensación por una línea de la etapa de preparación de material de partida.
2. El método de producción continua de un policarbonato aromático como se ha reivindicado en la reivindicación 1, **caracterizado por que** se añade al menos uno cualquiera seleccionado entre un compuesto dihidroxiaromático, un diéster carbónico, un catalizador de intercambio de éster, un terminador final, un aditivo y una resina termoplástica a cualquiera de las etapas posteriores a la etapa de preparación de material de partida.
- 15 3. El método de producción continua de un policarbonato aromático como se ha reivindicado en la reivindicación 1, **caracterizado por que** se produce al menos un policarbonato aromático cualquiera seleccionado entre la misma clase única y diferentes clases plurales en líneas plurales de etapas de policondensación.
- 20 4. El método de producción continua de un policarbonato aromático como se ha reivindicado en la reivindicación 1, **caracterizado por que** se filtra con un filtro al menos uno cualquiera seleccionado entre un compuesto dihidroxiaromático, un diéster carbónico, un catalizador de intercambio de éster, un terminador final, un aditivo y una resina termoplástica, y a continuación se añade a cualquiera de las etapas posteriores a la etapa de preparación de material de partida.
- 25 5. El proceso de producción continua de un policarbonato aromático como se ha reivindicado en la reivindicación 1, **caracterizado por que** se añade el diéster carbónico filtrado con un filtro en un intervalo de modo que la proporción molar de los materiales de partida (diéster carbónico/compuesto dihidroxiaromático) sea de 1,0 a 1,3, y a continuación se lleva a cabo la policondensación de la solución en presencia de un catalizador de intercambio de éster.
- 30 6. El uso de un aparato de producción de policarbonato aromático, para llevar a cabo el método de producción continua de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, en el que el aparato de producción **se caracteriza por tener**
- 35 un tanque de mezcla fundida que prepara al menos una mezcla fundida cualquiera de materiales de partida seleccionados entre un compuesto dihidroxiaromático y un diéster carbónico en ausencia de un catalizador de intercambio de éster, y
- al menos dos líneas de reactores de policondensación que llevan a cabo de forma continua la reacción de policondensación de la mezcla fundida de los materiales de partida preparada en el tanque de mezcla fundida, en presencia de un catalizador de intercambio de éster.
- 40 7. El uso del aparato de producción de policarbonato aromático como se ha reivindicado en la reivindicación 6, en el que el aparato de producción **se caracteriza por tener**
- una pluralidad de reactores verticales que están conectados en serie, y
- al menos un reactor horizontal posterior al reactor vertical.

FIGURA 1

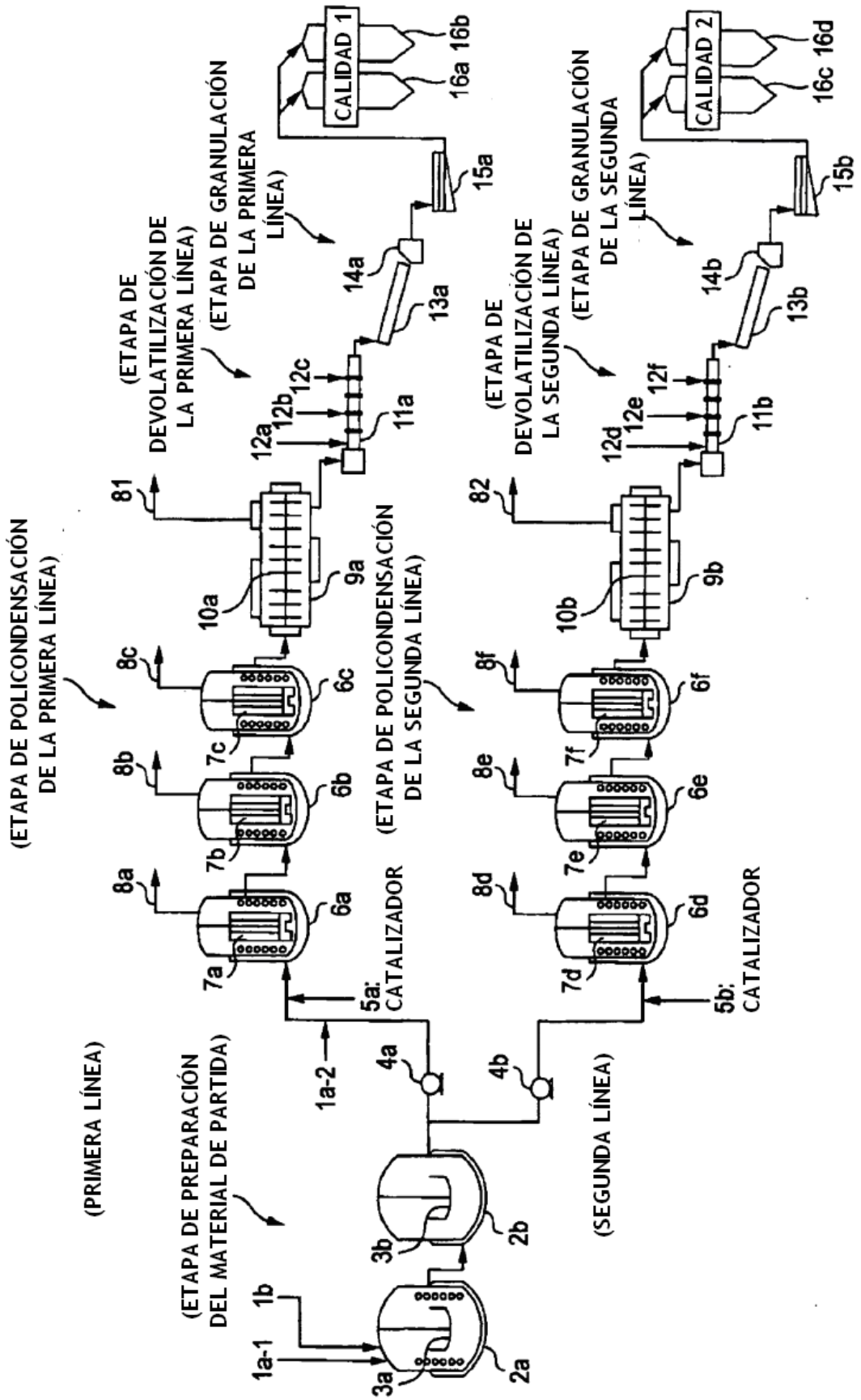


FIGURA 2

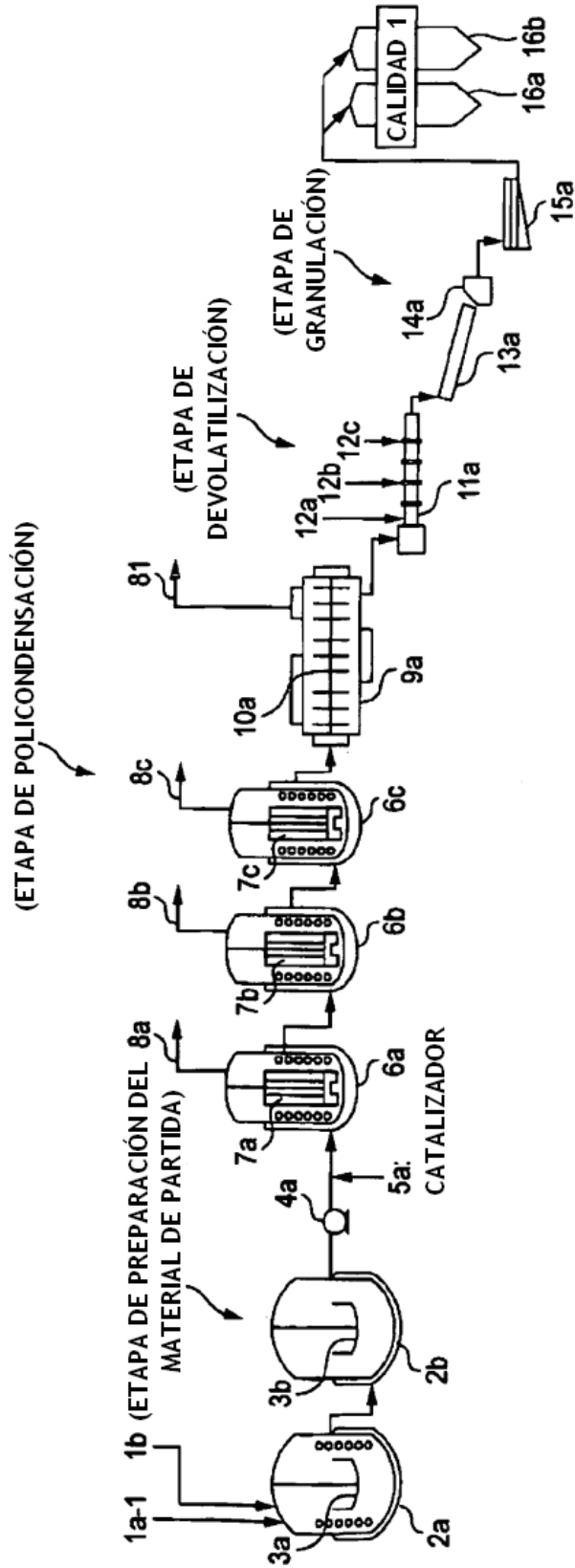


FIGURA 3

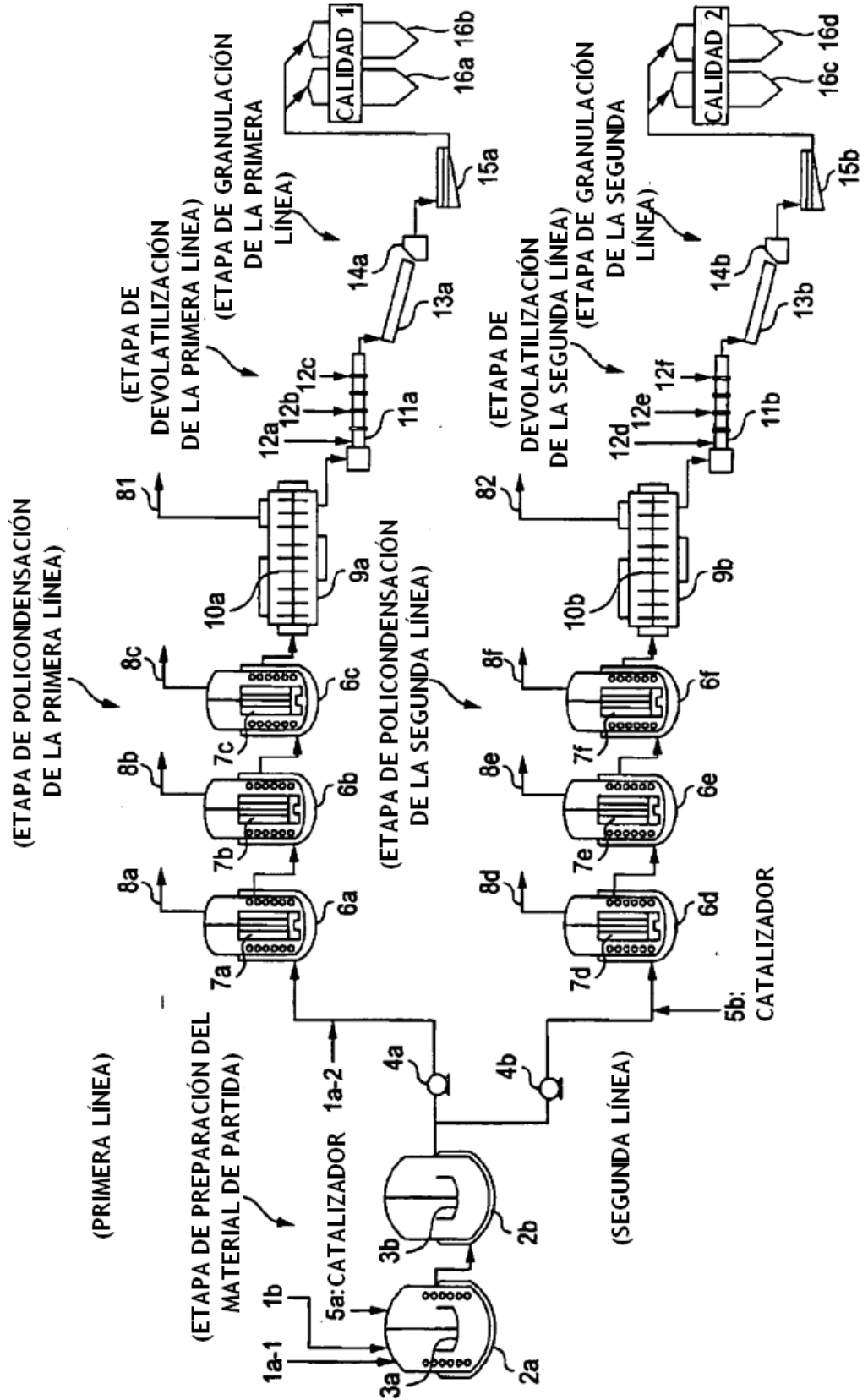


FIGURA 4

