

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 382 822**

51 Int. Cl.:
C08F 2/02 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 96 Número de solicitud europea: **07723685 .9**
96 Fecha de presentación: **28.03.2007**
97 Número de publicación de la solicitud: **2001585**
97 Fecha de publicación de la solicitud: **17.12.2008**

54 Título: **Procedimiento y dispositivo para la realización de procesos de polimerización**

30 Prioridad:
31.03.2006 DE 102006015541

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
13.06.2012

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
13.06.2012

73 Titular/es:
**LIST HOLDING AG
BERSTELSTRASSE 24
4422 ARISDORF, CH**

72 Inventor/es:
**FLEURY, Pierre-Alain y
LICHTI, Pierre**

74 Agente/Representante:
Arpe Fernández, Manuel

ES 2 382 822 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

Procedimiento y dispositivo para la realización de procesos de polimerización

5 El invento se refiere a un procedimiento para la realización de procesos de polimerización, especialmente para la homo- o co-polimerización de termoplásticos y elastómeros, en cuyo caso los monómero(s) y/o catalizadores y/o iniciadores serán introducidos en un mezclador-amasador con sistema de retro-mezclado, con una relación entre su longitud y su diámetro de entre 0,5 y 3,5, en cuyo caso se aplica calor y el retro-mezclado tiene lugar con productos que ya han reaccionado, en cuyo caso el producto reaccionado será evacuado del mezclador-amasador, así como también un dispositivo para ello.

Estado de la técnica

10 Una parte considerable de las reacciones de polimerización, especialmente para la producción de homo- o polímeros termoplásticos y elastómeros, se realizan comercialmente como "Slurry or Solution Process" dentro de uno o varios reactores de tanque verticales con agitación, conocidos como "CSTR" (Continuous stirred tank reactors), que se encuentran colocados uno detrás de otro y en funcionamiento continuo de retro-mezclado.

15 Estos reactores de tanque con agitación tienen el objetivo de distribuir de la manera más homogénea posible los monómeros, los catalizadores y los iniciadores dentro de un disolvente/diluyente con condiciones de procedimiento exactamente definidas, como la temperatura y la presión, con el fin de que la reacción transcurra de manera controlada, que la calidad del producto sea uniforme con la masa molar deseada y que además sea posible dominar el calor de la reacción.

20 La problemática de estos reactores de tanque con agitación consiste únicamente en que tan solo pueden ser procesados productos con una viscosidad aparente baja. A medida que la concentración del polímero en el disolvente/diluyente aumenta, la viscosidad aparente de la masa en reacción también aumenta, de tal modo que al final el mezclador-amasador ya no puede producir la suficiente corriente convectiva. La consecuencia de ello es una distribución no homogénea de los monómeros. Esto puede llevar a la formación de grumos, una mala distribución de la masa molar, depósitos, o sobrecalentamientos locales hasta el recorrido de reacción no controlados del contenido del reactor al completo.

25 Otro problema de los reactores de tanque con agitación es la formación de espuma en el caso de algunos productos, la cual puede causar atascos si se utilizan extractores de vapor.

30 Los peligros del proceso anteriormente mencionados implican que los reactores de tanque con agitación puedan ser utilizados con una gran cantidad sobrante de disolvente/diluyente hasta el 90% de la masa de reacción, o en el caso de polimerizaciones en masa que se pueden alcanzar únicamente transformaciones de menos del 50%. Como consecuencia de ello, serán necesarios pasos de procedimiento adicionales para la separación mecánica/térmica del diluyente/disolvente/monómero para la reacción. Esto tiene lugar generalmente en el interior de tornillos sin fin para lavado, en plantas de secado y de evaporación, o también en los tanques de maduración, lo cual implica grandes gastos de inversión en energía y gastos de mantenimiento. Además hay nuevos polímeros que no pueden ser procesados con "water stripping".

35 Las polimerizaciones en masa también se pueden llevar a cabo con extrusionadores de uno o más ejes de forma continua (como por ejemplo de Werner Pfleiderer, Bussknete o Welding Engineers). Estos aparatos han sido creados para polimerizaciones en la fase viscosa hasta altas transformaciones. Están contruidos como reactores con flujo de pistón continuo y es por ello que poseen una gran relación UD de > 5 hasta aprox. 40.

40 En este caso se presentan los siguientes problemas:

a) En el caso de reacciones lentas de polímeros con tiempos de reacción > 5 minutos, en cuyo caso la masa de reacción permanece durante largo tiempo en estado líquido, no se puede mantener el flujo de pistón. La presencia de características reológicas muy distintas entre los monómeros y los polímeros impiden un transporte uniforme del producto, lo que conlleva la aparición no deseada de fluctuaciones en la calidad.

45 b) La fuerte exotermia de muchos procesos de polimerización, así como la energía disipada, hacen necesario disipar frecuentemente estas energías a través de una refrigeración por evaporación. Para ello se evapora una parte del monómero o de un disolvente/diluyente añadido, se condensa dentro de un condensador externo y se reconduce el condensado al reactor. Para la evacuación de vapores se dispone únicamente de superficies transversales libres muy limitadas debido a la gran relación L/D y al gran diámetro de la rosca sin fin, por causa de la construcción. Esto conlleva arrastres no deseados de polímeros a los tubos de escape y al condensador de retorno y como consecuencia de ello a obstrucciones.

50 c) En el caso de la fabricación de (co-)polímeros a partir de varios monómeros diferentes es además agravante el hecho de que para la refrigeración por evaporación se evapora principalmente aquel monómero que posee el punto

de ebullición más bajo, de tal modo que dentro del reactor se produce una variación de la concentración del monómero, especialmente en el área del orificio de entrada del retorno de condensado. Lo cual no es por lo general deseado.

5 d) Por otro lado supone una desventaja el hecho de que el volumen libre de producto de los tornillos sin fin está limitado aproximadamente a unos 1,5 m³ por razones de construcción, de tal modo que en el caso de reacciones con tiempos de permanencia > 5 minutos se pueden alcanzar únicamente rendimientos bajos, lo que requiere la instalación de varias líneas de producción paralelas con los correspondientes gastos de inversión y mantenimiento.

10 Otra posibilidad para la realización de polimerizaciones en masa con rendimientos elevados está descrita en la US 5.372.418. En este caso se describen máquinas de extrusión de tornillos múltiples con el mismo sentido o en sentido contrario con tornillos sin fin o parejas de tornillos sin fin que no arrastran, tornillos sin fin o parejas de tornillos sin fin que transportan en direcciones contrarias para la polimerización de monómeros mediante el retro-mezclado con los polímeros en la fase viscosa. Estos aparatos son capaces, principalmente, de realizar procesos de polimerización hasta alcanzar grandes rendimientos y al mismo tiempo evitar las desventajas del extrusionador con flujo de pistón anteriormente descritas a) (caída del flujo de pistón) y c) (variación de la receta por retorno). Sin embargo, los problemas anteriormente descritos permanecen todavía sin solución b) (reducción de la sección transversal libre) y d) (tamaño de la construcción).

15 Los procedimientos anteriormente mencionados también se realizan en el interior de los denominados mezcladores-amasadores, dentro de los cuales se transporta el producto desde una entrada hasta una salida mediante los correspondientes elementos mezcladores y transportadores y al mismo tiempo se pone en contacto intensivo con las superficies de intercambio térmico. Mezcladores-amasadores de este tipo han sido descritos, por ejemplo, en la DE-PS 2349106, en la EP 0517068 A1 y en la DE 19536944 A1.

20 Un procedimiento de la manera anteriormente descrita es conocido, por ejemplo, de la GB 1524433. En este caso el proceso de polimerización ocurre a tres escalas, en primer lugar dentro de un reactor de tanque, a continuación en el interior de un mezclador y por último dentro de un mezclador. En algunos de estos pasos el producto también puede ser retromezclado.

Objetivo

El objetivo del presente invento es mejorar todavía más el procedimiento anteriormente descrito y ante todo, además, acelerarlo.

Solución del objetivo

30 El objetivo será alcanzado mediante un procedimiento conforme a la reivindicación 1, mediante un procedimiento conforme a la reivindicación 2 y con un dispositivo conforme a la reivindicación 9.

35 La presencia de una viscosidad reducida indica al usuario del mezclador-amasador correspondiente que en el interior de dicho mezclador-amasador hay únicamente o principalmente monómero, el cual es muy fluido. A medida que avanza el proceso de la polimerización aumenta la viscosidad. Cuando se alcanza una cierta viscosidad del producto es señal de que un porcentaje determinado del producto ya está transformado en polímero. Esto es indicativo de que hay que mantener el mezclador-amasador con una marcha continua de tal modo que se consiga que la viscosidad y por lo tanto la transformación o bien el grado de polimerización se mantenga igual. Esto se determina básicamente por medio del momento de giro. En el caso de PMMA (polimetilmetacrilato), el cual se procesa por debajo de los 3,5 bares, con una temperatura de reacción de 160 °C y con 30 revoluciones por minuto del eje, se alcanza un techo de viscosidad en cuyo momento se produce el cambio a marcha continua, con 100 Nm de momento de giro.

40 El procedimiento conforme al invento se mejora todavía en un paso más, cuando se evapora el producto mediante la aplicación de energía, que consiste de energía mecánica de mezclado y transmisión de energía térmica, a través del contacto con superficies intercambiadoras de calor mecánico hasta estar muy cerca por encima del punto de inflexión de la velocidad de vaporización, y en la cama del producto se introduce de forma continuada en este estado de pre-evaporación nueva solución de producto con viscosidad baja, de tal modo que la velocidad de evaporación se mantiene superior al punto de inflexión.

45 En caso de que al principio el producto, al tener una gran proporción de diluyente, sea todavía muy líquido, la evaporación tiene lugar principalmente a través de calor por contacto, el cual sale de una camisa térmica de la carcasa, un eje térmico y/o contra-elementos mezcladores. Cuanto más viscoso se vuelve el producto por medio de la evaporación, más disminuye la transmisión de calor por contacto y más aumenta el calor de fricción, en cuyo caso la suma de los dos alcanza un máximo. Por debajo de un valor determinado del porcentaje en componentes líquidos, sin embargo, la velocidad de evaporación se reduce de manera bastante significativa, debido a que ya no se puede suministrar suficiente diluyente desde el interior del producto hacia la superficie. Conforme al invento, es por ello que

el componente de diluyentes en el proceso debe mantenerse dentro de un margen, el cual se encuentra cerca del máximo pero en cualquier caso por encima del punto de inflexión de la velocidad de evaporación.

- 5 Mediante este procedimiento conforme al invento se consigue de manera ventajosa que gracias a la intensidad de trabajo aumentada se evita la formación de espuma, la cual es causada por la dosificación "flash" del producto en el mezclador-amasador, por lo cual se mejora todavía más la introducción de calor. La energía de evaporación necesaria para la evaporación se maximiza, por lo tanto, mediante la combinación de calor por contacto y de calor por fricción. La posibilidad de mantener constante la temperatura del producto por medio de la evaporación de diluyentes, permite un alto grado de libertad en lo que respecta a la regulación del calor por fricción a través de las revoluciones (gradiente de cizallamiento) y el grado de llenado del mezclador-amasador.
- 10 El calentamiento del producto hasta su temperatura de ebullición no se utiliza únicamente para evaporar los diluyentes, catalizadores y/o iniciadores o similares correspondientes, sino que al menos parte de los productos evaporados serán condensados, lo que quiere decir que serán enfriados y nuevamente retornados como condensados al mezclador. Debido a que el producto dentro del mezclador-amasador posee una gran superficie, el condensado puede distribuirse como una película por encima de toda la superficie del producto y de este modo llevar a una refrigeración eficiente. El retorno del condensado tiene lugar preferiblemente en el mismo sitio de la evaporación. Por ejemplo, si el mezclador-amasador está dividido en varias cámaras o celdas abiertas, parece aconsejable prever también un número correspondiente de colectores (Brühdendomen), a través de los cuales se evacúen las partes del producto para el condensado. A continuación el condensado se vuelve a añadir también al mezclador-amasador en el mismo lugar de los colectores.
- 15 La temperatura de ebullición óptima se ajusta por medio del cambio de presión, según el tipo de producto. Por ejemplo es conocido, que el PMMA (polimetilmetacrilato) posee una temperatura de ebullición óptima de 160 °C con 3,5 bares. Por debajo de esta temperatura aumenta la viscosidad, por lo cual empeora el momento de giro a asimilar, por encima de esta temperatura existe el peligro de una despolimerización.
- 20 La creación preferida de un vacío con el fin de evacuar los vapores dentro de los mezcladores-amasadores tiene la ventaja de que el aire y el gas inerte, por ejemplo nitrógeno, serán evacuados, pero sin embargo, el monómero que se volatiliza se condensa dentro del condensador y, con el fin de que sea refrigerado, puede ser conducido nuevamente de vuelta al mezclador-amasador.
- 25 En el caso de que en un ejemplo de ejecución preferido, haya colocado a continuación un segundo mezclador-amasador, extrusionador o similar, dentro de éste también tiene lugar una desgasificación. Por ejemplo, dentro de un extrusionador de este tipo el producto puede estar sometido a un flujo de pistón mediante una geometría correspondiente de los elementos mezcladores. Dentro de este extrusionador se produce una evaporación limitada de transferencia de la materia, por lo cual en este caso se utilizan preferiblemente mezcladores-amasadores de dos ejes, los cuales están descritos en el estado de la técnica.
- 30 En este mezclador-amasador con flujo de pistón es fundamental que la superficie del producto sea renovada lo más rápido posible, ya que es de esta superficie de la que se evapora el líquido. Debido a que el área de evaporación se traslada cada vez más hacia el interior del producto, la superficie del producto debe ser renovada permanentemente por medio de un mezclado más intensivo. Además, es necesario un buen control de la temperatura del producto.
- 35 Con el fin de conseguir una mayor superficie del producto se considera ante todo que el producto sea desmenuzado antes de entrar en el extrusionador, lo que se puede conseguir, por ejemplo, por medio de una chapa agujerada correspondiente como un dispositivo desmenuzador. Si se presiona el producto después de la evacuación del mezclador-amasador, por ejemplo, con una bomba de engranajes a través de la chapa perforada, el producto llega al extrusionador con forma de espagueti, por lo cual se crea una superficie muy grande. El concepto del invento, sin embargo, debe abarcar también otros dispositivos con el fin de desmenuzar el producto. Por supuesto, también la toma de calor es mejorada mediante una superficie mayor.
- 40 Una válvula de estrangulación que está colocada previamente a la bomba de engranajes sirve, en co-acción con un indicador de nivel para el mezclador-amasador, para que el contenido de producto se mantenga constante dentro del mismo mezclador-amasador. Al mismo tiempo, la bomba de engranajes y la válvula de estrangulación tienen la función de cerrar el pase del mezclador-amasador al extrusionador y a la inversa. De este modo, por ejemplo, se puede manejar el mezclador-amasador al vacío y el extrusionador con sobrepresión o al revés.
- 45 Descripción de las figuras
- 50 Otras ventajas, características y detalles del invento resultan de la siguiente descripción de un ejemplo de ejecución preferido, así como también del dibujo; el cual muestra en su única figura una representación esquemática de una instalación conforme al invento para el tratamiento de productos viscosos-espesos, especialmente para la realización de procesos de polimerización.

- En un mezclador-amasador 1 de un solo eje, cubierto por una camisa térmica 6, con una geometría del eje mezclador de forma retro-mezcladora, el cual está parcialmente lleno de un producto reaccionado, se introducen de manera continua monómero(s), catalizadores, iniciadores y si fuera preciso pequeñas cantidades de diluyente a través de dispositivos de dosificación 2 correspondientes y retro-mezclado en la cámara de procesamiento. Esto se indica en la figura por medio de una flecha 10 con línea discontinua. En este caso el mezclador-amasador 1 está dividido en cuatro cámaras, las cuales están formadas por contra-elementos de mezclado 11 que trabajan conjuntamente y elementos de mezclado 13, los cuales se encuentran en un eje 12. En este caso, el término "cámara" no se refiere a una cámara cerrada sino a células abiertas, entre las cuales el producto puede ser retro-mezclado.
- El producto de reacción se evacúa por medio de un dispositivo de extracción 3 acoplado. Su motor M está conectado a un dispositivo de medición 8 para el grado de llenado del mezclador-amasador 1. La evacuación del producto tiene lugar preferiblemente de tal modo que el grado de llenado dentro del mezclador-amasador 1 se mantiene constante.
- La viscosidad de la masa de reacción dentro del mezclador-amasador 1 se ajusta mediante la selección de los parámetros de reacción, por ejemplo la carga, la temperatura o la presión, de tal modo que el producto se desgasifica dentro de un desgasificador de residuos LIST o dentro de un extrusionador conectado posteriormente, o bien el monómero que aún no ha reaccionado puede terminar de reaccionar en un dispositivo conectado posteriormente, por ejemplo un depósito de maduración.
- La temperatura y la presión de la reacción se eligen preferiblemente de tal modo que el sobrante del monómero o bien el componente del diluyente se encuentran en la zona de ebullición. El margen de temperatura correspondiente depende del propio producto.
- Por ejemplo, la temperatura de ebullición de un determinado monómero bajo la presión de 3,5 bares con 160 °C puede ser óptima, es decir, que el monómero aún tiene una viscosidad relativamente baja, de tal modo que el eje 12 tiene que poner relativamente poco momento de giro. En este caso la temperatura óptima de reacción se encuentra en esta temperatura y con esta presión.
- En el caso de que este producto se tratara solamente con una presión de 2 bares, la temperatura de ebullición se encontraría, por ejemplo, en 140 °C, lo que conllevaría una mayor viscosidad del producto, de tal modo que se debe poner un mayor momento de giro para el eje 12, lo que en general sería peor para el procedimiento.
- Sin embargo, en caso de que se aumente la presión a 4 bares la temperatura de ebullición estaría en 180 °C, en cuyo caso con esta temperatura tiene lugar una des-polimerización no deseada.
- Con el procedimiento descrito es posible extraer el calor de reacción y la energía mecánica disipada mediante la evaporación del diluyente/monómero. Este vapor será condensado en un condensador de flujo retornado 5 situado encima de un mezclador-amasador 1 y a continuación devuelto a la masa reactiva. A lo largo de un mezclador-amasador 1 se pueden distribuir varios condensadores de flujo retornado. Especialmente se puede considerar que a cada cámara se le asigne un condensador de flujo retornado.
- La condensación, de hecho, también puede ser realizada de forma externa, y el condensado será aplicado de forma dosificada homogéneamente mediante diferentes boquillas sobre la masa del monómero/polímero. Debido a la pequeña relación UD (longitud/diámetro) del mezclador-amasador 1 que se encuentra preferiblemente entre 0,5 y 3,5, se retro-mezcla el condensado retornado de forma óptima y homogéneamente en el reactor, lo que hasta ahora representa un gran problema en el caso de los extrusionadores utilizados, los cuales poseen grandes relaciones UD.
- El mezclador-amasador 1 retro-mezclado puede operar bajo condiciones de vacío o de presión. Para sistemas de polimerización que operan con vacío se abre una válvula 23 y se conecta la tubería 24 a una bomba de vacío. De este modo se extrae el aire y el nitrógeno como gas inerte, el monómero se condensa, sin embargo, dentro del condensador 5 y puede ser devuelto al mezclador-amasador 1.
- Para sistemas de polimerización que se manejan bajo condiciones atmosféricas se abre la válvula 23 y se permite que el tubo permanezca bajo estas condiciones atmosféricas.
- Para sistemas de polimerización que trabajan con presiones superiores a la presión atmosférica, la presión del sistema se regula preferiblemente con un gas inerte (por ejemplo nitrógeno) hacia un valor determinado, lo que se consigue por medio de una válvula 14. En este caso la válvula 23 permanece cerrada.
- Una válvula de estrangulación 16 está colocada a continuación de una salida del dispositivo de extracción 3, a la cual sigue una bomba de engranajes 17. La regulación de la válvula de estrangulación se lleva a cabo también en coordinación con el grado de llenado del mezclador-amasador 1, grado que será determinado mediante el dispositivo de medición 8. A continuación de la bomba de engranajes se encuentra una placa perforada 18, por la

cual será extraído el producto por medio del dispositivo de extracción (3) en forma de espaguetis e introducido en el extrusionador 4.

Una flecha 20 delante de la válvula de estrangulación 16 indica que en este área también se puede introducir un agente de purificación en el dispositivo de extracción 3.

5 Al desgasificador 4 está asignado un motor M, a través del cual son propulsados uno o varios ejes mezcladores 21 con elementos amasadores o mezcladores 22 dentro del desgasificador 4. La geometría del eje mezclador está realizada, de tal modo que resulta en un flujo de pistón. Además, uno o varios colectores 19 están colocados encima del desgasificador 4, a través de los cuales se puede evacuar el o los producto(s) evaporado(s).

10 A continuación del desgasificador 4 se encuentra otro tornillo sin fin de extracción 25, el cual es propulsado a su vez por un motor M.

ES 2 382 822 T3

Lista de números de referencia

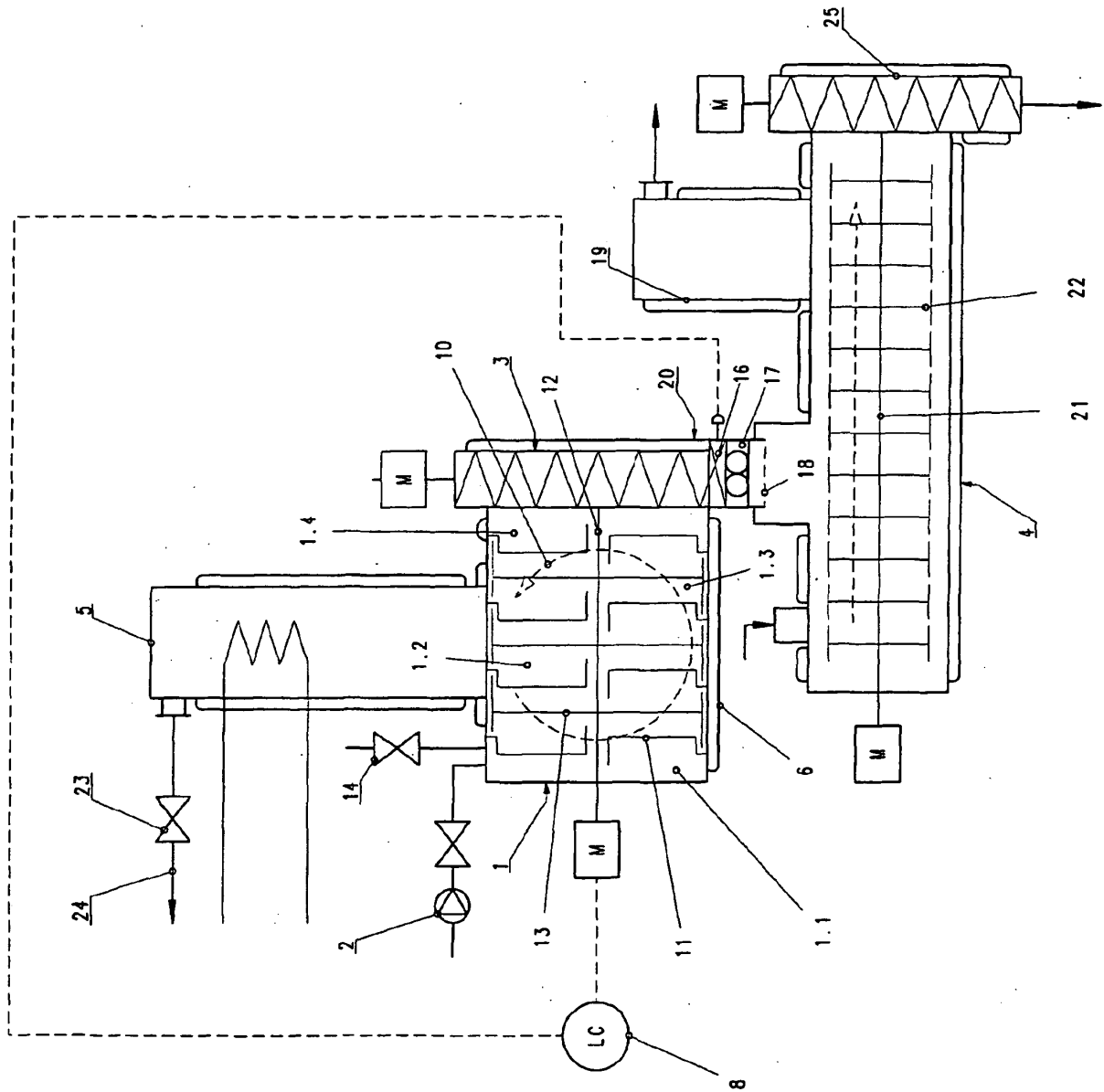
1	Mezclador-amasador/cámaras	34		67	
2	Dispositivo de dosificación	35		68	
3	Dispositivo de extracción	36		69	
4	Extrusionador	37		70	
5	Condensador	38		71	
6	Camisa térmica	39		72	
7		40		73	
8	Dispositivo de medición	41		74	
9		42		75	
10	Flecha	43		76	
11	Contraelemento de mezclado	44		77	
12	Eje	45		78	
13	Elemento de mezclado	46		79	
14	Válvula	47			
15		48			
16	Válvula de estrangulamiento	49			
17	Bomba de engranajes	50			
18	Chapa de perforaciones	51			
19	Colector (Brüdenom)	52			
20	Flecha	53			
21	Eje mezclador	54		M	Motor
22	Elemento mezclador	55			
23	Válvula	56			
24	Tubería	57			
25	Tornillo sin fin de extracción	58			
26		59			
27		60			
28		61			
29		62			
30		63			
31		64			

ES 2 382 822 T3

32		65			
33		66			

REIVINDICACIONES

- 5 1. Procedimiento para la realización de procesos de polimerización, en cuyo caso monómero(s) y/o catalizadores y/o iniciadores son añadidos a un mezclador-amasador (1) con un sistema de retro-mezclado, con una relación entre su longitud y su diámetro de entre 0,5 y 3,5, en cuyo caso el retro-mezclado tiene lugar con productos que ya han reaccionado y en cuyo caso el producto reaccionado será evacuado del mezclador-amasador (1), caracterizado en que, el retro-mezclado se lleva a cabo hasta que se alcanza una viscosidad predeterminada del producto, la cual se mantiene mediante la adición continua de otros monómeros y/o catalizadores y/o iniciadores.
- 10 2. Procedimiento para la realización de procesos de polimerización, en cuyo caso monómero(s) y/o catalizadores y/o iniciadores son añadidos a un mezclador-amasador (1) con un sistema de retro-mezclado, con una relación entre su longitud y su diámetro de entre 0,5 y 3,5, en cuyo caso el retro-mezclado tiene lugar con productos que ya han reaccionado y en cuyo caso el producto reaccionado será evacuado del mezclador-amasador (1), caracterizado en que, el producto será vaporizado mediante la introducción de energía consistente en energía mecánica de mezclado y la transmisión de calor a través del contacto con superficies de intercambio térmico del mezclador-amasador hasta estar por encima del punto de inflexión de la velocidad de vaporización, y en esta cama de producto viscoso pre-concentrado se introduce nueva solución de producto de baja viscosidad mezclando de manera continuada de tal modo que la velocidad de vaporización se mantiene por encima del punto de inflexión.
- 15 3. Procedimiento conforme a la reivindicación 2, caracterizado en que la energía de mezclado se verá influenciada por la variación en el número de revoluciones y/o el grado de relleno del mezclador-amasador (1).
- 20 4. Procedimiento conforme con al menos una de las reivindicaciones 1 hasta 3, caracterizado en que el producto será retro-mezclado continuamente en el mezclador-amasador (1).
- 5 5. Procedimiento conforme con al menos una de las reivindicaciones 1 hasta 4, caracterizado en que el producto será evacuado del mezclador-amasador (1) de manera continuada e introducido en un segundo mezclador-amasador o extrusionador (4).
- 25 6. Procedimiento conforme a la reivindicación 5, caracterizado en que el producto será calentado al evacuarlo del mezclador-amasador (1) antes de que llega al extrusionador (4).
7. Procedimiento conforme a la reivindicación 5 ó 6, caracterizado en que el producto será sometido a un flujo de pistón dentro del extrusionador (4).
8. Procedimiento conforme a la reivindicación 7, caracterizado en que dentro del extrusionador (4) el producto será sometido a una gran renovación de la superficie así como a un buen control de la temperatura del producto.
- 30 9. Dispositivo para la realización de procesos de polimerización, en cuyo caso los monómero(s) y/o catalizadores y/o iniciadores serán introducidos en un mezclador-amasador (1) con sistema de retro-mezclado con una relación entre su longitud y su diámetro de entre 0,5 y 3,5, en cuyo caso el retro-mezclado se realiza con producto que ya ha reaccionado y dicho producto reaccionado será evacuado del mezclador-amasador (1), en cuyo caso a continuación de un dispositivo de evacuación (3) del mezclador-amasador (1) se encuentra otro mezclador-amasador o extrusionador (4), caracterizado en que entre el dispositivo de evacuación (3) y el extrusionador (4) está colocado un dispositivo desmenuzador (18) para el producto entregado.
- 35 10. Dispositivo conforme a la reivindicación 9, caracterizado en que el dispositivo desmenuzador es una placa perforada (18).
- 40 11. Dispositivo conforme a la reivindicación 9 ó 10, caracterizado en que previo al dispositivo desmenuzador (18) está colocado una bomba, especialmente una bomba de engranajes (17).
12. Dispositivo conforme con al menos una de las reivindicaciones 9 hasta 11, caracterizado en que a continuación del dispositivo de evacuación (3) está colocada una válvula de estrangulación (16).
13. Dispositivo conforme a la reivindicación 12, caracterizado en que la válvula de estrangulación (16) está conectada con un medidor de nivel (8) dentro del primer mezclador-amasador (1).
- 45 14. Dispositivo conforme a la reivindicación 12 ó 13, caracterizado en que a la válvula de estrangulación (16) está asignado un dispositivo de alimentación para un agente de purificación.
15. Dispositivo conforme a la reivindicación 14, caracterizado en que el agente de purificación es agua o nitrógeno.



REFERENCIAS CITADAS EN LA DESCRIPCIÓN

La lista de referencias citada por el solicitante lo es solamente para utilidad del lector, no formando parte de los documentos de patente europeos. Aún cuando las referencias han sido cuidadosamente recopiladas, no pueden excluirse errores u omisiones y la OEP rechaza toda responsabilidad a este respecto.

5

Documentos de patente citados en la descripción

- US 5372418 A [0009]
- DE PS2349106 C [0010]
- EP 0517068 A1 [0010]
- DE 19536944 A1 [0010]
- GB 1524433 A [0011]