



19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

11 Número de publicación: **2 346 989**

51 Int. Cl.:
C08F 2/02 (2006.01)
B01F 5/10 (2006.01)
B01F 15/02 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **05796822 .4**
96 Fecha de presentación : **30.09.2005**
97 Número de publicación de la solicitud: **1794193**
97 Fecha de publicación de la solicitud: **13.06.2007**

54 Título: **Procedimiento para la realización en continuo de procesos de polimerización.**

30 Prioridad: **30.09.2004 DE 10 2004 048 044**
13.01.2005 DE 10 2005 001 802

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
22.10.2010

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
22.10.2010

73 Titular/es: **LIST Holding AG.**
Berstelstrasse 24
4422 Arisdorf, CH

72 Inventor/es: **Fleury, Pierre-Alain;**
Isenschmid, Thomas y
Liechti, Pierre

74 Agente: **Arpe Fernández, Manuel**

ES 2 346 989 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).

ES 2 346 989 T3

DESCRIPCIÓN

Procedimiento para la realización en continuo de procesos de polimerización.

5 El invento se refiere a un procedimiento para la realización en continuo de procesos de polimerización conforme a la reivindicación 1.

Estado de la tecnología

10 Una parte considerable de las reacciones de polimerización que tienen como finalidad, especialmente, la de fabricar homo- y co-polímeros termoplásticos y elastómeros, se realiza comercialmente como "Slurry or Solution Process" dentro de uno o varios reactores de tanque con agitación continua verticales y retro-mezclados, llamados "CSTR - Continuous Stirred Tank Reactors", los cuales están colocados uno detrás de otro y se hallan continuamente en funcionamiento. Esto, entre otros detalles, también se muestra en la GB 1524433.

15 Estos reactores de tanque con agitación continua tienen la función de repartir de la forma más homogénea posible los monómeros, catalizadores e iniciadores en solvente/diluyente con unas condiciones de proceso definidas con exactitud, como la temperatura y la presión, con el fin de que la reacción transcurra de forma controlada, que se mantenga una calidad uniforme del producto con la masa molar deseada y que además se controle el calor de la reacción.

20 La problemática de estos reactores de tanque con agitación continua consiste entonces en que únicamente se pueden procesar productos con una viscosidad aparentemente baja. A medida que aumenta la concentración del polímero en el disolvente/diluyente aumenta la viscosidad aparente de la masa de reacción, de tal forma que el agitador finalmente ya no puede generar suficiente corriente convectiva. El resultado de esto es la distribución no homogénea de los monómeros. Ello conduce a la formación de grumos, a la mala distribución de la masa molecular, adhesiones, sobrecalentamientos locales, e incluso puede llevar a un transcurso de reacción descontrolado de todo el contenido del reactor.

30 Otro problema de los reactores de tanque con agitación continua es la formación de espuma en el caso de algunos productos, la cual puede llegar a causar obstrucciones al retirar los vapores.

35 Los peligros del proceso, anteriormente mencionados, llevan a que los reactores de tanque con agitación continua funcionen con una gran cantidad de disolvente/diluyente sobrante, hasta aproximadamente el 90% de la masa reactiva, o que en el caso de una polimerización en bloque únicamente se consigue alcanzar por debajo del 50%. Una consecuencia de ello es que se necesitan pasos de proceso adicionales para la separación mecánica/térmica del diluyente/disolvente/monómero respectivo para la reacción complementaria. Generalmente, esto se lleva a cabo por medio de sinfines de desagüe, equipos para la concentración y secado, así como también con depósitos de maduración. Esto implica grandes costes en inversiones, energía y funcionamiento. Además, existen también nuevos polímeros que no pueden ser procesados mediante el "Water Stripping Process [procedimiento de separación de agua]".

40 Las polimerizaciones en bloque se realizan también de forma continua en extrusionadores de uno o más ejes (como por ejemplo de Werner Pfleiderer, Buss-Kneter, Welding Engineers, etc.). Estos aparatos están pensados para polimerizaciones en la fase viscosa hasta alcanzar elevadas tasas de transformación. Es por ello que están contruidos como reactores de flujo en pistón continuos y, por lo tanto, poseen una gran relación L/D desde >5 hasta aproximadamente 40.

En este caso se presentan los siguientes problemas:

50 a) En el caso de reacciones de polimerización lenta con tiempos de reacción >5 minutos, en cuyo caso la masa de reacción se mantiene en estado líquido durante un tiempo prolongado, no se puede mantener el flujo en pistón. Las características reológicas fuertemente diferentes entre los monómeros y los polímeros evitan un transporte uniforme del producto, lo que conduce a fluctuaciones de calidad no deseadas.

55 b) La fuerte exotermia de muchos procesos de polimerización, así como también la energía amasadora disipada frecuentemente, requieren la evacuación de dichas energías a través de una refrigeración por evaporación. En este caso se evapora una parte del monómero o del disolvente/diluyente añadido, se condensa dentro de un condensador externo y el condensado retorna al reactor. Debido a la gran relación L/D y al gran diámetro del tornillo sin/fin por causa de la construcción para la extracción de los vapores, se dispone únicamente de superficies diametrales libres muy limitadas. Ello conlleva al arrastre no deseado de polímeros a los conductores de vapor y al condensador de retorno, llevando en consecuencia a obstrucciones.

60 c) En la fabricación de co-polímeros a partir de varios monómeros distintos resulta muy negativo además que para la refrigeración por evaporación se evapore sobre todo el monómero con el punto de ebullición más bajo, de tal modo que en el reactor se produce un cambio en la concentración de monómeros, especialmente en la zona de la apertura de entrada del flujo de retorno del condensado. Esto, generalmente, no es deseado.

ES 2 346 989 T3

d) Además, resulta desventajoso que los volúmenes de producción libres de tornillos sin fin estén limitados a aproximadamente $1,5 \text{ m}^3$ por razones mecánicas-constructivas, de tal modo que en el caso de reacciones con tiempos de permanencia >5 minutos únicamente es posible alcanzar rendimientos bajos, lo que requiere varias líneas paralelas con grandes gastos de inversión y funcionamiento.

5

Otra posibilidad para llevar a cabo una polimerización en bloque hasta alcanzar elevadas tasas de transformación se describe en la US 5.372,418. En ella se describen extrusionadores de múltiples tornillos sin fin del mismo sentido o de sentido contrario con tornillos sin fin o parejas de tornillos que no peinan, y que transportan en dirección contraria para la polimerización de monómeros mediante retro-mezclado con el polímero en la fase viscosa. Estos aparatos son capaces de realizar principalmente procesos de polimerización hasta alcanzar elevadas tasas de transformación, evitando al mismo tiempo las desventajas de la extrusión por flujo en pistón anteriormente descritas a)(caída del flujo en pistón) y c)(Desplazamiento de la receta mediante flujo de retorno). Sin embargo, se quedan sin resolver todavía los problemas anteriormente descritos b)(reducida sección transversal libre) y d)(Tamaño de construcción).

15

Objetivo

El objetivo del presente invento es el de encontrar un procedimiento y una planta correspondiente, que permitan la realización de (co-)polimerizaciones lentas de termoplásticos y elastómeros que se encuentran en el área de 5 y 60 minutos de tal modo, que

20

. Se puede trabajar con ninguno o con muy poco sobrante de disolvente, típicamente $<20\%$ de la masa reactiva, y con viscosidades, las cuales se encuentran $5 \cdot 10^4$ - $5 \cdot 10^6$ más altas que en el interior de la caldera mezcladora, esto significa que se puede eliminar el tan poco deseado paso de proceso que es la separación mecánica/térmica de disolvente,

25

. Con la (Co-)polimerización se permiten tasas de conversión del 80 al 95%,

30

. Con reacciones lentas se permiten producciones hasta 10t/h con la misma calidad,

. Se puede evitar en gran parte la formación de espuma gracias a la elevada concentración de polímeros,

35

. El calor de reacción resultante y la energía disipada pueden ser extraídos mediante una refrigeración por evaporación, esto significa que para los vapores quedan disponibles grandes secciones transversales,

. Los disolventes o monómeros utilizados para la refrigeración serán retornados nuevamente al sitio de la evaporación, de tal modo que no se genera un cambio de receta en la masa reactiva. Esto es especialmente importante en el caso de las (co-)polimerizaciones.

40

Solución del objetivo

La consecución de dicho objetivo conlleva un procedimiento conforme a la reivindicación 1. Se encontró que tanto las reacciones de homo- como de co-polimerización se pueden llevar a cabo con éxito con tiempos de permanencia >5 minutos en el estado altamente viscoso, lo cual significa que sin ningún o con muy poco disolvente ($<20\%$) se puede conseguir una conversión de hasta un 80 a 95% en mezclador-amasadores, en cuyo caso se retorna/n el/los monómero(s), catalizadores, iniciadores, etc. de forma continua a un retro-mezclador-amasador, donde se retro-mezcla con el producto ya reaccionado y al mismo tiempo el producto reaccionado será evacuado continuamente del mezclador-amasador.

50

El tiempo de permanencia medio se ajusta a través de la "Hold-up [retención líquida]", de tal modo que se alcanza tanto el tiempo de reacción como al menos un tiempo de retro-mezclado hasta 5 veces mayor.

55

El mezclador-amasador presenta las siguientes características del aparato:

. La relación L/D se encuentra entre 0,5 y 3,5.

60

. Todos los elementos, tanto los dinámicos como los estáticos, del mezclador-amasador son auto-limpiantes, bordeando y evitando zonas muertas que puedan quedar sin mezclar debido a su colocación y diseño.

. El retro-mezclado se consigue a través del correspondiente diseño de los elementos del mezclador-amasador dentro del propio aparato, o mediante un tornillo sin fin exterior de uno ó varios ejes.

65

. La cámara de producción está llena únicamente de modo parcial, de tal forma que para la extracción de los vapores está disponible una sección transversal lo suficientemente grande.

ES 2 346 989 T3

Los mezcladores-amasadores que pueden ser de uno ó de dos ejes, del mismo sentido o en sentido contrario se describen con detalle en la DE 2349106 A1, EP 0517068 A1, EP 0853 491 A1, DE 10150900 C1 (PCT/EP02/11578; y WO 03/035235A1). Se fabrican en un tamaño de hasta 10.000 L de volumen libre.

5 Descripción de figuras

Otras ventajas, características y detalles del invento resultan de la siguiente descripción de ejemplos preferidos de ejecución, así como también del dibujo; el cual muestra en la

10 - Figura 1: una representación esquemática de una planta conforme al invento para la homo- o co-polimerización de termoplásticos y elastómeros;

- Figura 2: una representación esquemática de otro ejemplo de ejecución de una planta conforme al invento según la figura 1;

15 - Figura 3: una representación esquemática de otro ejemplo de ejecución de una planta para la realización del procedimiento conforme a la figura 1.

Conforme a la figura 1 en un mezclador-amasador 1 de un eje y cubierto con una camisa de calefacción 6 con una geometría de ejes amasadores retro-mezcladores, el cual está parcialmente lleno con producto reaccionado, se introducen de forma continua monómero(s), catalizadores, iniciadores y eventualmente pequeñas cantidades de disolvente a través de los correspondientes dispositivos de dosificación 2 y se retro-mezclan en la cámara de procesamiento. Al mismo tiempo se extrae el producto de reacción, por ejemplo mediante un transportador de tornillo de descarga 3, de tal modo que el grado de llenado dentro del mezclador-amasador se mantiene constante, medido con un dispositivo 8, el cual también está conectado con un motor M para el transportador de tornillo de descarga 3 de un eje o de dos. La viscosidad de la masa de reacción se ajusta en este caso por medio de la elección de los parámetros de reacción, como el rendimiento total, la temperatura y la parte de disolvente/monómero, de tal modo que en un desgasificador de restos LIST o extrusionador 4 adyacente se volatiliza directamente, o bien los monómeros que no han reaccionado pueden terminar su reacción en un aparato a continuación, por ejemplo en un depósito de maduración 11.

30 La temperatura de reacción y la presión de reacción se eligen preferiblemente de tal modo que el sobrante de monómero, y respectivamente la parte del disolvente, se encuentre en la zona del punto de ebullición. Con eso es posible evacuar el calor de la reacción y la energía disipada del amasador mediante el disolvente/monómero evaporado. Este vapor se condensa en un condensador del flujo de retorno 5, colocado encima del amasador. También puede ser que varios condensadores del flujo de retorno estén repartidos todo a lo largo. También se puede realizar la condensación de forma externa dosificando el retorno del condensado de forma homogénea encima de la masa del polímero mediante diferentes toberas.

35 Mediante el pequeño UD relación (longitud/diámetro) del mezclador-amasador 1 se retro-mezcla uniformemente de forma óptima el condensado del flujo de retorno en el reactor, lo que, tal y como ha sido anteriormente mencionado, representa un gran problema en el caso de extrusionadores retro-mezcladores que posean una gran relación de longitud/diámetro.

45 El reactor amasador 1 retro-mezclador puede trabajar en condiciones de vacío, atmosféricas y bajo presión. Para sistemas de polimerización que funcionan con vacío se abre una válvula 23 y se conecta un conducto 24 en una bomba de vacío. Para sistemas de polimerización que funcionan atmosféricamente se abre la válvula 23 y el conducto permanece en condiciones atmosféricas.

50 Para sistemas de polimerización que funcionan con presiones mayores que la presión del entorno se regula preferiblemente con un gas inerte (por ejemplo N₂) la presión del sistema hasta alcanzar el valor deseado, lo que tiene lugar mediante la válvula 14. En este caso la válvula 23 permanece cerrada.

55 El transportador de tornillo de descarga 3, además, puede estar equipado con elementos mezcladores 7 con el fin de mezclar bloqueadores de reacción, estabilizadores o similares, conducidos a través de un conducto 13, así como también con elementos de retención para generar un taponamiento estanco a los gases en el caso de un funcionamiento del mezclador-amasador 1 bajo presión o en vacío. Opcionalmente se puede añadir bloqueadores de reacción/estabilizadores a través de un conducto 15 antes del desgasificador 4 o en el mismo, de forma dosificada.

60 Al desgasificador 4 está asignado un motor M, a través del cual se acciona uno o varios ejes amasadores 17 con elementos amasadores/mezcladores 18 dentro del desgasificador 4. La geometría de los ejes amasadores está diseñada de tal forma que se genera un flujo en pistón. Además, encima del desgasificador 4 están colocados uno o varios resaltes de borde 19, encima de los cuales se pueden extraer los productos evaporados.

65 A continuación del desgasificador 4 se encuentra otro transportador de tornillo de descarga 20, el cual a la vez está propulsado por un motor M. El desgasificador 4 funciona generalmente bajo condiciones de vacío. La válvula 21 o en su lugar una bomba dentada de entrada construye un taponamiento estanco al gas y dejan de destellar el producto introducido en el desgasificador 4 mediante una diferencia de presión. El desgasificador 4 calienta el producto, enfriado por el flash, gracias a la energía amasadora.

ES 2 346 989 T3

En el transportador de tornillo de descarga 20 se coloca mediante brida normalmente una bomba dentada de salida, con el fin de alimentar una peletizadora.

Mediante el transportador de tornillo de descarga 3 el producto puede ser introducido opcionalmente, tal y como ha sido anteriormente mencionado, en el depósito de maduración 11 a través de la válvula 21, del cual será extraído después de su maduración.

En la figura 2 están representados varios mezcladores-amasadores 1.1, 1.2, colocados uno detrás de otro, con transportador de tornillo de descarga 3.1, 3.2, con el fin de alimentar, por ejemplo, los diferentes mezcladores-amasadores 1.1, 1.2 con diferentes monómeros para una polimerización de flujo en pistón, o para influir sobre la distribución de la masa molar dentro del polímero. A continuación del mezclador-amasador 1.2 se encuentra el extrusionador 4.

En la figura 3 está representado un procedimiento similar al de la figura 1, con la diferencia de que el mezclador-amasador 1.3 está equipado con un tornillo sinfín de retorno 9 externo y de uno o dos ejes amasadores, los cuales realizan tanto el retro-mezclado como la evacuación continua del producto.

Una bomba dentada 12 adyacente o una válvula, la cual está conectada a través de un dispositivo de control 22 con el motor M del mezclador-amasador 1.3, regula el grado de llenado dentro del mezclador-amasador.

El tornillo sinfín 9 de retorno de un eje o de dos determina el grado de reciclaje, eso significa la relación de la corriente de masa transformada dentro del reactor frente a la corriente de masa extraída.

Ejemplo 1

Polimerización de masa continua de MMA por encima del punto de transición vítrea (nuevo procedimiento)

El LIST-reactor/amasador 1-1.2 retro-mezclador tiene un volumen total de 6 Litros y la carcasa se pre-calienta a 145°C. Encima del reactor/amasador está colocado un resalte, con una temperatura de pared de 15°C, el cual condensa los vapores de monómero de vuelta a la cámara de procesamiento. Un transportador de doble tornillo de descarga (3-3.2) está colocado en la parte frontal del reactor (1-1.2) y soporta la masa del polímero con el mismo rendimiento total como la corriente de monómero dosificada. La camisa del transportador de doble tornillo de descarga (3-3.2) es calentada hasta alcanzar los 210°C. Una válvula caliente está instalada a continuación del transportador de doble tornillo de descarga, con el fin de asegurar la estanqueidad del sistema para su puesta en marcha. El depósito de alimentación de monómeros y el reactor/amasador serán inertizados con nitrógeno (N₂) antes de la puesta en marcha. La presión interna dentro del reactor es ajustada al valor absoluto de 3,5 bar con gas inerte (N₂). El dosificador de monómeros está equipado con un depósito de monómeros en el cual ya está mezclado el iniciador DTBP con 4 g/kg de monómero. Una bomba dosifica la mezcla de monómero en contra de una válvula de retención de presión dentro del reactor.

Con un rendimiento total de 10 kg/h la polimerización de masa de MMA alcanza una transformación del 90%. EL tiempo medio de permanencia dura 20 minutos. El calor de la reacción y la introducción de energía amasadora se disipan mediante la evaporación del monómero. Los vapores de monómero se retro-mezclan mediante una "condensación-Reflux" retornándolos a la masa de polímeros. El peso molecular (Distribución de masas, Mw) de 84.000 g/Mol es entonces alcanzado. Esta masa de polímeros ya puede ser introducida de forma dosificada a un desgasificador 4 de restos (Desgasificador-LIST de restos o extrusionador), con el fin de separar el restante 10% del monómero y reciclar.

El procedimiento de producción hasta ahora se ha realizado en un reactor de tanque con agitación continua y ha sido limitado a una tasa de transformación de monómeros hasta un máximo del 50%, debido al aumento de la viscosidad durante la polimerización. En este caso había que separar todavía un 50% de la cantidad total de monómeros en un paso de desgasificación de restos. El nuevo procedimiento, anteriormente descrito, presenta una mejora sustancial, porque la cantidad de monómeros que hay que separar, en comparación con los procedimientos actuales, es 5 veces menor en el paso de la desgasificación.

La cinética de polimerización de MMA está clasificada con el término "monomer coupling system with termination". Dentro de un sistema de cinética de este tipo se espera una reducción del peso molecular al aumentar el rendimiento. Ello muestra otra ventaja del nuevo procedimiento con un rendimiento del 90% con respecto al procedimiento habitual: Los aditivos reguladores ("chain transfer agents") pueden ser reducidos o eliminados, con el fin de alcanzar pesos moleculares deseados entre 60.000-70.000 g/Mol para aplicaciones como DVD o similar.

Comentario:

La cinética PMMA está limitada debajo del 100% en su transformación a estas temperaturas (145 °C) debido al equilibrio polimerización-depolimerización. Pero existen otros sistemas de polimerización en cuyo caso una tasa de transformación más elevada de hasta el 100% es posible. En un caso de este tipo la transformación puede ser elevada en un depósito de maduración 11 que viene a continuación del LIST-reactor/amasador.

ES 2 346 989 T3

Un depósito de maduración 11 puede ser un tanque de lote adiabático, en cuyo caso la masa polimérica obtiene más tiempo de permanencia con el fin de terminar la reacción, tan completa como sea posible, bajo condiciones adiabáticas. Este tipo de tanques de lote también pueden ser considerados depósitos de almacenamiento. En este caso, después de un tiempo de permanencia determinado en estos depósitos de almacenamiento se presiona la masa polimerizada para salir del depósito mediante un dispositivo de presión para el siguiente paso de trabajo.

El depósito de maduración 11 también puede ser accionado de forma continua. En este caso se transporta eventualmente la masa de polímero bajo condiciones adiabáticas mediante un eje de removimiento atravesando el depósito, con el fin de alcanzar un tiempo de permanencia determinado.

Ejemplo 2

De la EP 0209253 A1 (Manufacture of butyl rubber [manufactura de goma butílica]) se conoce un procedimiento de polimerización continua en un extrusionador de caucho de butilo. En este caso se polimerizan los monómeros en un medio de polimerización halogenado bajo presión constante y bajo condiciones de ebullición y de flujo en pistón, utilizando un catalizador de aluminio modificado. De este modo se transforma el monómero más líquido en un polímero más viscoso y pegajoso a medida que avanza la reacción.

Resultó que debido a las enormes diferencias entre la viscosidad del monómero y del polímero no se puede mantener el flujo en pistón deseado dentro del extrusionador, porque la gran parte del monómero líquido infiltra el flujo en pistón y evita el transporte de producto dentro del reactor, que se basa en los gradientes de cizallamiento. Esto lleva al punto de que es prácticamente imposible generar un transporte uniforme del producto y con ello unas tasas de transformación homogéneas.

Con la utilización del mezclador-amasador 1-1.3 conforme al presente invento se puede evitar este problema de una forma elegante, ya que la comparativamente pequeña cantidad de monómero será repartida en todo el reactor de forma uniforme y de este modo domina por todas partes la misma reología de producto.

(Tabla pasa a página siguiente)

ES 2 346 989 T3

Lista de números de referencia

5	1	Mezclador- amasador/reactor	34		67	
	2	Dispositivo de dosificación	35		68	
10	3	Transportador de tornillo de descarga	36		69	
	4	Extrusionador/desgasi- ficador	37		70	
15	5	Condensador de flujo de retorno	38		71	
	6	Camisa de calefacción	39		72	
	7	Elementos mezcladores	40		73	
20	8	Dispositivo medidor del grado de llenado	41		74	
	9	Tornillo sinfín de retorno	42		75	
	10		43		76	
25	11	Depósito de maduración	44		77	
	12	Bomba dentada	45		78	
	13	Conducto	46		79	
30	14	Válvula	47			
	15	Conducto	48			
	16		49			
	17	Eje amasador	50			
35	18	Elementos amasadores	51			
	19	Resalte de borde	52			
	20	Transportador de tornillo de descarga	53			
40	21	Válvula	54			
	22	Dispositivo de control	55			
	23	Válvula	56			
45	24	Conducto	57		M	Motores
	25		58			
	26		59			
	27		60			
50	28		61			
	29		62			
	30		63			
	31		64			
55	32		65			
	33		66			

60

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.

65

ES 2 346 989 T3

Documentos de patente citados en la descripción

- GB 1524433 A [0002]
- US 5372418 A [0009]
- DE 2349106 A1 [0014]
- EP 0517068 A1 [0014]
- EP 0853491 A1 [0014]
- DE 10150900 C1 [0014]
- EP 0211578 W [0014]
- WO 03035235 A1 [0014]
- EP 0209253 A1 [0037]

15

20

25

30

35

40

45

50

55

60

65

ES 2 346 989 T3

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para la realización en continuo de procesos de polimerización, especialmente homo- y co-polimerización de termoplásticos y elastómeros, en cuyo caso monómero(s), catalizadores, iniciadores, etc., son añadidos de forma continuada a un mezclador-amasador (1-1.3) horizontal con un sistema de retro-mezclado, con una relación entre su longitud y su diámetro de 0,5-3,5 y con uno o dos ejes amasadores con el mismo sentido o bien con sentidos contrarios, colocados horizontalmente, en cuyo caso el mezclador-amasador se rellena solamente en parte, y el retro-mezclado tiene lugar con productos que ya han reaccionado, en cuyo caso dicho retro-mezclado tiene lugar internamente a través del correspondiente diseño y distribución de los elementos de mezclado, transporte y amasado, o bien el amasador-mezclador (1.3) está equipado con un dispositivo de retorno (9) externo, o que el efecto de retro-mezclado se lleva a cabo mediante puntos de alimentación dosificada repartidos axialmente, y al mismo tiempo se retira de forma continuada el producto reaccionado del mezclador-amasador (1-1.3), en cuyo caso el calor de la reacción y la energía amasadora se disipan mediante la evaporación del monómero o del solvente, los vapores se condensan en uno o más condensadores de flujo de retorno (5) y se devuelven al mezclador-amasador con un sistema de retro-mezclado (1-1.3) que está parcialmente relleno.

2. Procedimiento conforme a la reivindicación 1, **caracterizado** en que para la fabricación de (co)-polímeros se conectan varios mezcladores-amasadores (1.1, 1.2, 1.3), uno por detrás de otro, los cuales están cargados con diferentes monómeros y/o bien se manejan bajo diferentes condiciones de reacción.

3. Procedimiento conforme a la reivindicación 1 ó 2, **caracterizado** en que la viscosidad y los parámetros de reacción dentro del mezclador-amasador (1-1.3) serán ajustados de tal modo que se evite la formación de espuma.

4. Procedimiento conforme a la reivindicación 1 hasta 3, **caracterizado** en que la presión dentro del mezclador-amasador (1-1.3) será regulada hasta un valor predeterminado por medio de un agente inerte.

5. Procedimiento conforme a la reivindicación 1 hasta 4, **caracterizado** en que uno o más bloqueadores de reacción serán añadidos a un desgasificador residual (4) que está colocado después del mezclador-amasador (1-1.3), y que al mismo tiempo el fluido añadido es utilizado al mismo tiempo como un agente extractante para la desgasificación de solventes y/o monómeros residuales.

6. Planta para la homo o co-polimerización de termoplásticos y elastómeros con un mezclador-amasador (1-1.3), apto para la realización del procedimiento conforme con al menos una de las reivindicaciones 1 hasta 5, **caracterizada** en que el mezclador-amasador presenta las siguientes características:

- Uno o dos ejes amasadores colocados horizontalmente, girando en el mismo sentido o en sentido contrario,
- Una relación longitud/diámetro (UD) de 0,5-3,5.
- Los elementos amasadores y mezcladores dinámicos y estáticos son en gran parte autolimpiadores y poseen bordes accesibles a los que es posible llegar, con el fin de evitar zonas muertas sin mezclado y la presencia de adhesiones.
- El retro-mezclado tiene lugar de manera interna a través del correspondiente diseño y colocación de los elementos de mezclado, transporte y amasado, o bien el mezclador-amasador (1.3) está equipado con un dispositivo de conducción de retorno (9) externo, o retro-mezclado se lleva a cabo mediante puntos de alimentación dosificada repartidos axialmente.

7. Planta conforme a la reivindicación 6, **caracterizada** en que un transportador de tornillo de descarga (3-3.2, 9) de uno ó dos ejes está colocado directamente en el mezclador-amasador (1-1.3) para la evacuación del producto.

8. Planta conforme a la reivindicación 7, **caracterizada** en que el transportador de tornillo (3-3.2, 9) está equipado con una zona de mezclado (7), a través de la cual se pueden añadir bloqueadores de reacción ó aditivos mediante el mezclado.

9. Planta conforme con la reivindicación 7 u 8, **caracterizada** en que el transportador de tornillo de descarga (3-3.2, 9) está equipado con una zona de taponamiento estanca a los gases protegida contra la presión o el vacío.

10. Planta conforme con al menos una de las reivindicaciones 6 hasta 9, **caracterizada** en que una bomba dentada (12) está colocada detrás del dispositivo de retorno (9) ó de los transportadores de tornillos de descarga (3-3.2, 9).

11. Planta conforme a la reivindicación 10, **caracterizada** en que la bomba dentada (12, 21) está comunicada en lo que se refiere a la tecnología de control con un motor (M) para el mezclador-amasador (11.3).

12. Planta conforme con al menos una de las reivindicaciones 6 hasta 11, **caracterizada** en que a continuación de los transportadores de tornillos de descarga (3-3.2) se encuentra un desgasificador (4) para la eliminación de los gases del producto.

ES 2 346 989 T3

13. Planta conforme a la reivindicación 12, **caracterizada** en que se pueden mezclar bloqueadores de reacciones/estabilizadores a través de un conducto (15), antes o dentro del desgasificador (4).

5 14. Planta conforme a la reivindicación 12 ó 13, **caracterizada** en que un transportador de tornillo de descarga (20) está acoplado al desgasificador (4).

10 15. Planta conforme a la reivindicación 6 hasta 14, **caracterizada** en que opcionalmente a continuación de los transportadores de tornillos de descarga (3-3.2, 9), se encuentra un depósito de maduración (11) con el fin de que la parte restante de los monómeros terminen de reaccionar.

10

15

20

25

30

35

40

45

50

55

60

65

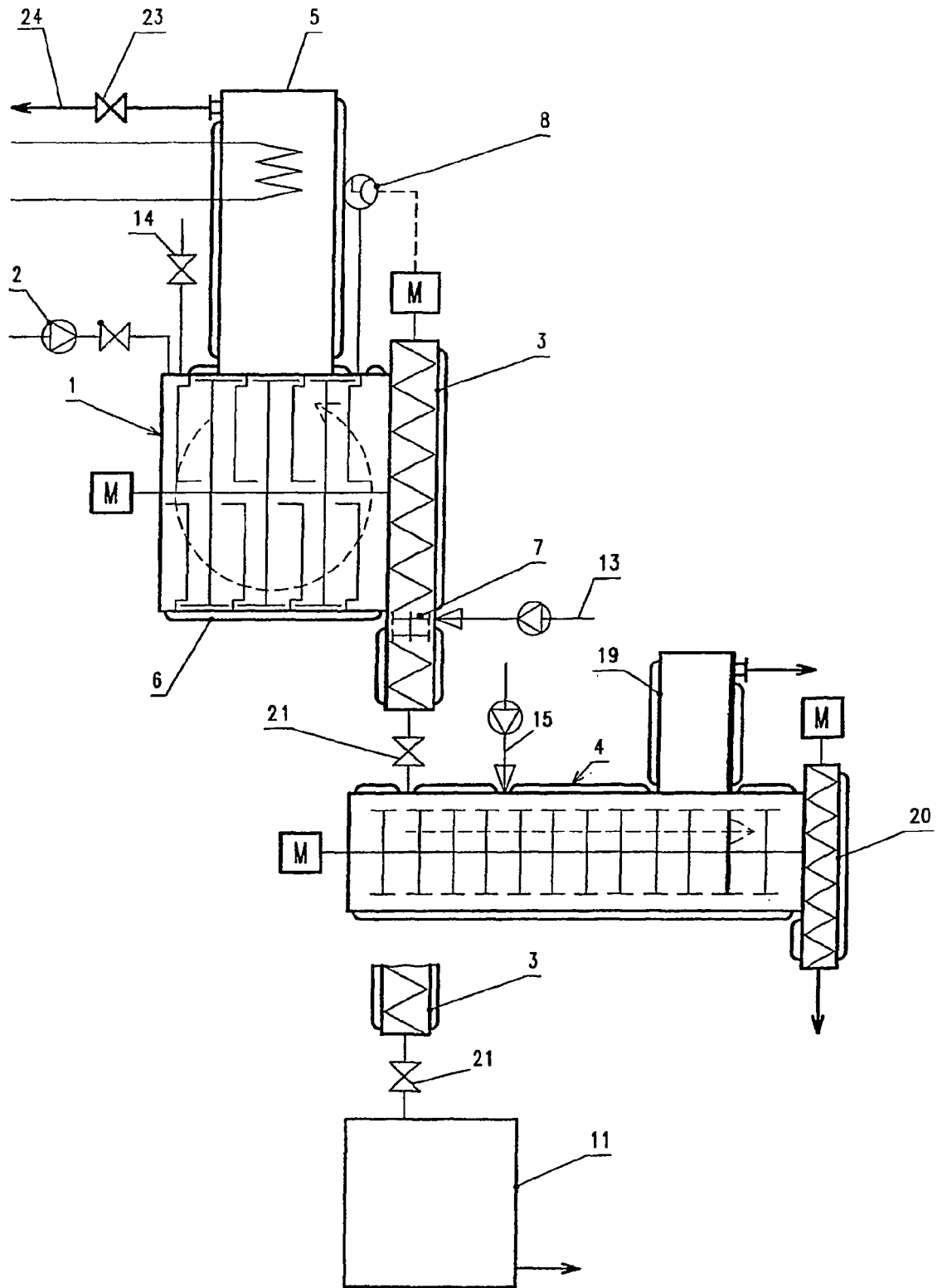


Fig. 1

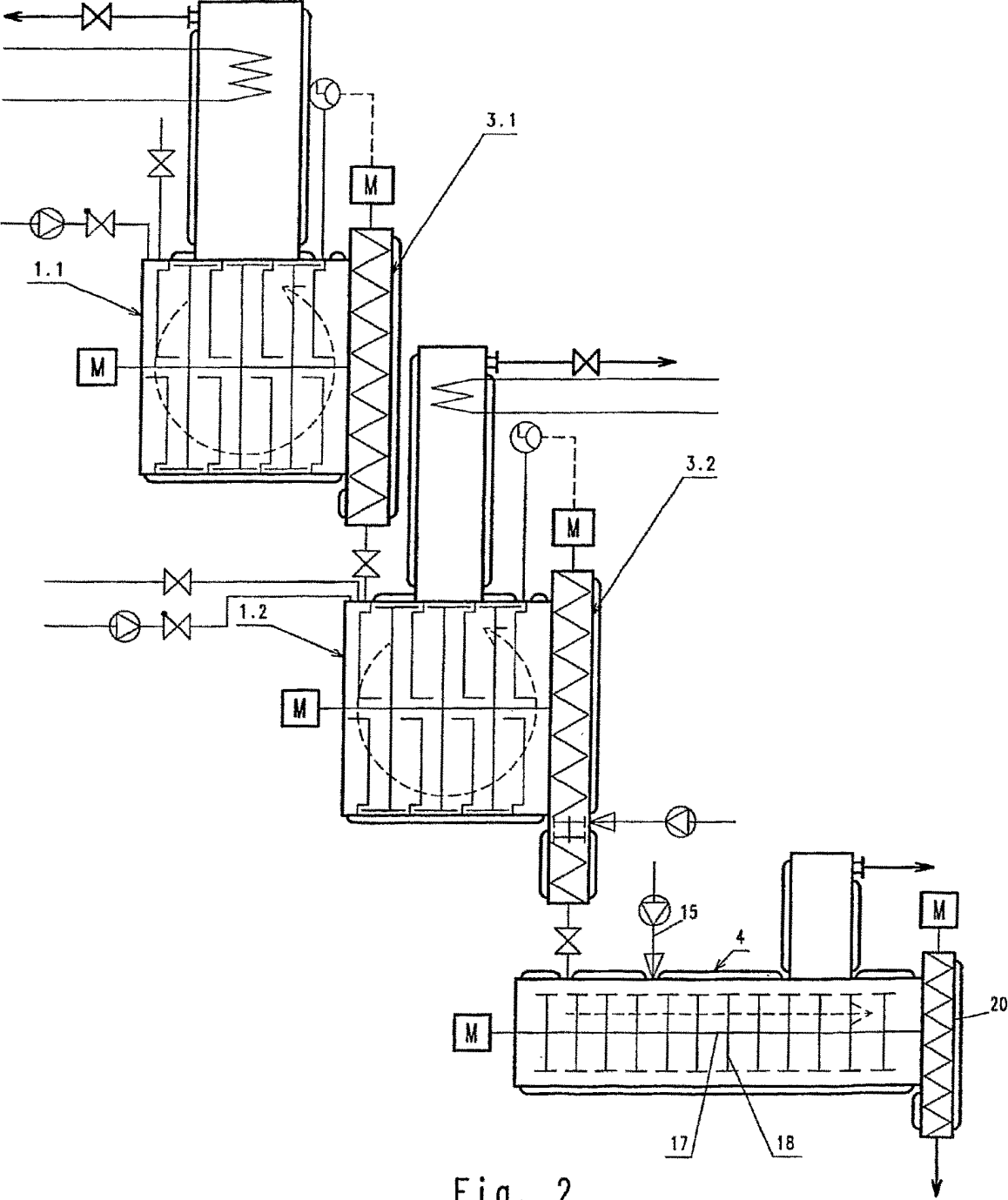


Fig. 2

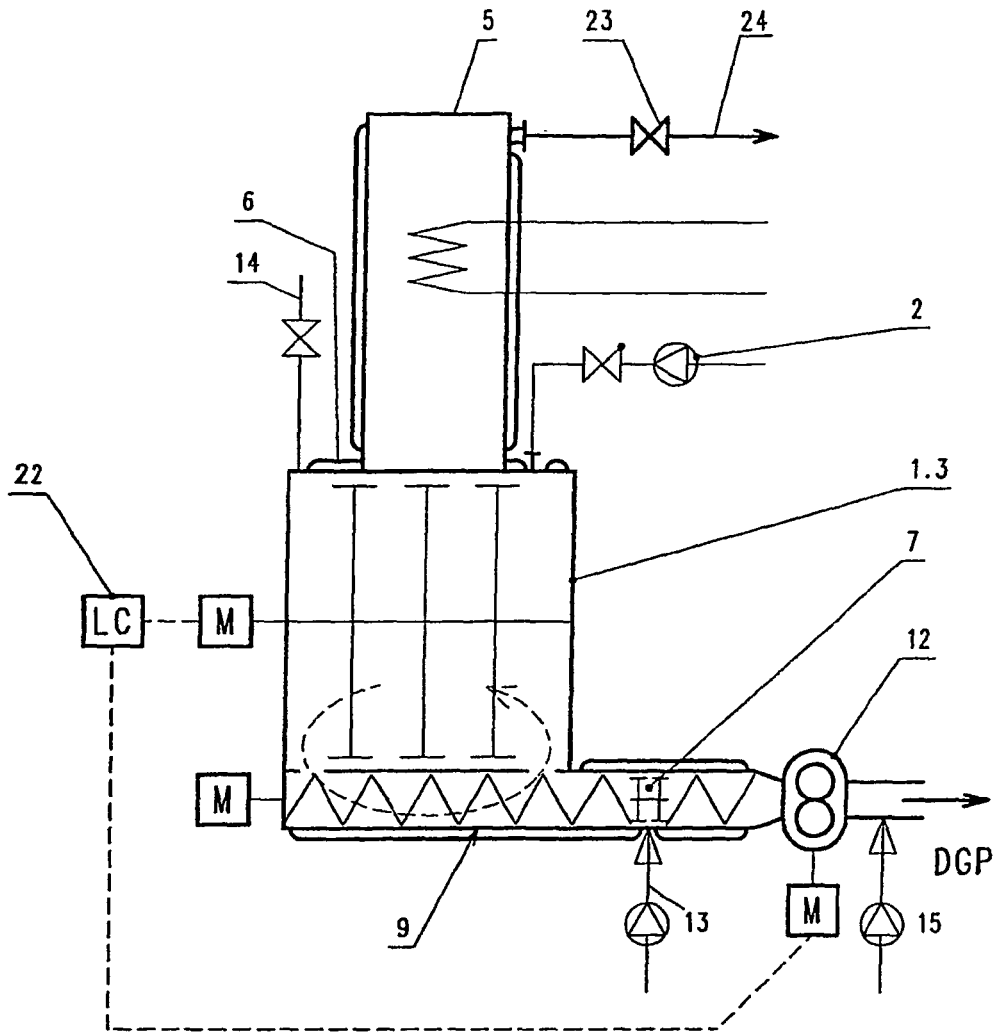


Fig. 3