(19) OFICINA ESPAÑOLA DE PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

(11) Número de publicación: **2 387 000**

(51) Int. CI.:

B01J 19/24 (2006.01)
C07C 29/62 (2006.01)
C07C 31/36 (2006.01)
C07D 301/26 (2006.01)
C07C 31/42 (2006.01)

(12) TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA T3

(96) Número de solicitud europea: **07866763 .1**
(96) Fecha de presentación: **19.11.2007**
(97) Número de publicación de la solicitud: **2219779**
(97) Fecha de publicación de la solicitud: **25.08.2010**

(54) Título: **Conversión de glicerina a diclorohidrinas y epiclorhidrina**

(45) Fecha de publicación de la mención BOPI:
11.09.2012

(45) Fecha de la publicación del folleto de la patente:
11.09.2012

(73) Titular/es:
Conser S.P.A.
Piazzale Ezio Tarantelli, 100
00144 Rome , IT

(72) Inventor/es:
CASSARINO, Salvatore y
SIMOLA, Flavio

(74) Agente/Representante:
Morgades Manonelles, Juan Antonio

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

Conversión de glicerina a diclorohidrinas y epiclorhidrina

La presente invención se refiere a un procedimiento para la producción de diclorhidrina mediante la clorhidratación catalizada de glicerina en la que la reacción se realiza en por lo menos dos etapas posteriores en las que se trabaja a distintas presiones con reciclaje de vapor y de líquido.

ANTECEDENTES DE LA INVENCIÓN

La presente invención se refiere a un procedimiento continuo para la producción de diclorohidrinas (DCH), ya sea de los tipos 1,3- o 2,3- mediante la reacción catalizada de la glicerina (GLY) con ácido clorhídrico (HCl).

La epiclorhidrina (EPI) se produce mediante la desclorhidratación del DCH mediante una disolución acuosa de álcali.

La tecnología más utilizada en todo el mundo para la producción de EPI se basa en un procedimiento que comprende:

- la cloración a alta temperatura de propileno a cloruro de alilo
- la formación de DCH mediante clorhidratación del cloruro de alilo
- la desclorhidratación alcalina de DCH a EPI

Una tecnología alternativa desarrollada por Showa-Denko se basa en las etapas siguientes:

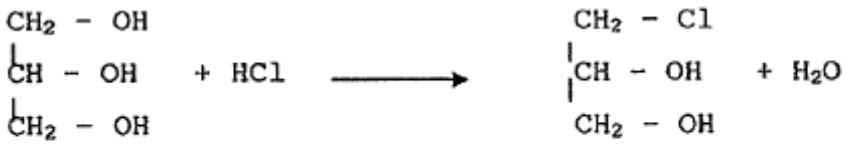
- la formación de acetato de alilo mediante la oxidación catalizada de propileno con ácido acético
- la hidrólisis catalizada de acetato de alilo a alcohol alílico
- la cloración catalizada de alcohol alílico a DCH
- la desclorhidratación alcalina de DCH a EPI

Ambos procedimientos anteriores son complejos, requieren una inversión relativamente alta y un consumo elevado de materias primas, y se producen unas cantidades considerables de productos secundarios, lo que implica los problemas críticos de efluentes.

Un procedimiento adicional, descubierto hace más de un siglo, se basa en la producción de DCH por clorhidratación de GLY en fase líquida con HCl en presencia de un catalizador homogéneo.

En 1870 Reboul descubrió que el ácido acético cataliza la reacción del HCl con el glicerol.

La reacción procede en primer lugar mediante la clorhidratación de la GLY a monoclorhidrinas (MCH), sobre todo de la forma α, que se convierten posteriormente en DCH, tal como se representa a continuación:



(GLY) (α MCH)

La reacción de GLY a MCH se finaliza bastante rápidamente.

(α MCH) (1,3-DCH)

La reacción de MCH a DCH es más lenta, su equilibrio final se ve afectado por la presión del HCl y por el agua presente en la masa de reacción.

Se forman cantidades inferiores de 2,3-DCH.

Ello constituye una ventaja del procedimiento ya que la 1,3-DCH reacciona más rápidamente que la 2,3-DCH en la desclorhidratación, formándose de este modo menos productos secundarios.

A pesar de la química más simple del procedimiento y de su mérito potencial, como el hecho de suponer una inversión inferior, dicha tecnología no tiene aplicación industrial debido al coste elevado de la GLY.

Resulta significativo que, durante muchos años, la GLY sintética se produjo utilizando EPI como materia prima.

Por consiguiente, la vía de GLY a EPI se limitó al marco de las publicaciones técnicas y de patentes.

La patente DE 197308, de 1906, se puede considerar como representativa de la técnica anterior.

La patente anterior describe la reacción entre la GLY y el ácido clorhídrico gaseoso que se produce en fase líquida a aproximadamente 100 °C.

Se mencionan los ácidos carboxílicos como catalizadores aptos.

Además del ácido acético, se mencionan como catalizadores otros ácidos carboxílicos, entre ellos el ácido fórmico, el ácido succínico, el ácido cítrico y el ácido propiónico, analizándose y mencionándose este último en un ejemplo.

La patente demuestra que, actuando sin separación del agua formada, el rendimiento de la reacción en DCH es de aproximadamente el 75%.

No se menciona la presión de trabajo de la reacción, dejando sin especificar si se trata de la atmosférica o superior.

Es de conocimiento común que, si se trabaja a una presión superior, aumenta la solubilidad del HCl en la fase líquida.

La patente DE 180668 a nombre de Deutsch-Sprengstoff A.G. menciona en efecto la producción de clorhidrinas, particularmente MCH, funcionando la reacción a 120 °C bajo presión.

Gibson - *Chemistry and Industry* 1931, pág. 949-954, 970-975 y Conant - *Organic Synthesis* - *Coll.* 1941 Vol. 1 pág. 294 indicaron unos rendimientos superiores de DCH alcanzados purgando de un gran exceso de HCl del reactor.

Se sugirió la utilización de agentes azeotrópicos.

Por ejemplo, la patente US n.º 2.144.612 propone la adición de un arrastrante tal como el éter di-n-butílico, el dicloruro de propileno o el clorobenceno.

Las complicaciones de la técnica anterior, tales como los bajos rendimientos, las elevadas pérdidas de HCl, unas destilaciones complejas en el caso de utilizar arrastrantes, han contribuido a evitar que se consolidara dicho procedimiento.

El interés cada vez mayor con respecto a la producción de biodiésel, que produce GLY como por producto secundario, lo que reduce drásticamente su coste, ha provocado una reconsideración del procedimiento de GLY a EPI, en una versión moderna mejorada.

En el documento WO 2005/021476 se sugiere realizar la clorhidratación en de 1 a 5, preferentemente 3, zonas de reacción continuas, cada una asociada a una eliminación continua del agua de la reacción mediante destilación.

El tiempo total de estancia en el sistema está comprendido entre 5 y 40 horas.

Todos los reactores funcionan a una presión aproximadamente idéntica.

Se han realizado ensayos a presión atmosférica, pero la patente menciona que la presión se puede elevar para mejorar la solubilidad del HCl.

El procedimiento puede utilizar ácidos carboxílicos como catalizador, preferentemente ácido acético.

La patente francesa FR 2862644, las patentes WO 2005/054107 y WO 2006/100312 confirmar la eliminación de agua por destilación para mejorar los rendimientos.

Las patentes anteriores mencionan que la reacción se puede realizar a alta presión.

Aparte de los ácidos carboxílicos, se han propuesto como catalizadores derivados del ácido benzoico sustituido.

La patente WO 2006/111810 confirma que la extracción del agua es importante para mejorar los rendimientos.

La patente WO 2006/020234 describe un proceso para convertir un hidrocarburo alifático multihidroxilado (tal como la GLY) en clorhidrinas poniendo en contacto GLY con HCl a una presión parcial de HCl superatmosférica sin eliminación sustancial del agua.

Los buenos rendimientos se muestran utilizando como catalizador ácido acético, ácido hexanoico y determinadas lactonas.

Todos los ensayos se describen en funcionamiento discontinuo. La patente menciona la posibilidad de realizar la reacción continuamente sin dar detalles de dicha operación, con la excepción de que menciona las posibles condiciones de reciclaje y la necesidad de incorporar en la unidad de tecnología operaciones muy conocidas por ingenieros químicos experimentados.

Un aspecto crítico de dicho procedimiento es que el efluente de la reacción contendrá, además de la materia orgánica, agua y HCl, este último en un gran exceso que se encuentra en equilibrio con una fase de vapor que presenta una presión parcial de HCl bastante elevada.

Ello perjudica la economía del proceso tanto en el caso de un vertido directo de agua rica en HCl a la columna de desclorhidratación, como en el caso de una instalación de unidades complejas de recuperación del HCl.

A fin de superar el límite descrito anteriormente, la presente invención proporciona un procedimiento que, además de obtener unos rendimientos de reacción elevados y otras ventajas, tal como se describe mejor en el siguiente sumario de la presente invención, permite una utilización óptima del ácido clorhídrico. De este modo, el alcance de la presente invención se define en las reivindicaciones adjuntas.

SUMARIO DE LA INVENCIÓN

La presente invención se refiere a un procedimiento para producir DCH, principalmente 1,3-DCH, mediante la reacción catalítica de GLY con HCl.

El procedimiento se caracteriza por la utilización de reactores en serie, preferentemente dos, en régimen continuo a distintas presiones.

El primer reactor, un reactor de presión baja (L.P.), que funciona a una presión comprendida entre 1 y 4 bar y a una temperatura comprendida entre 90 °C y 130 °C, convierte la mayor parte de la GLY en MHC.

El segundo reactor, un reactor de presión media (M.P.), que funciona a una presión comprendida entre 5 a 20 bar y a una temperatura comprendida entre 90 °C y 130 °C, convierte el efluente procedente del reactor de L.P. en DCH con un grado adecuado de conversión.

A cada reactor le sigue una unidad de extracción.

El efluente del reactor de L.P. que contiene, además de agua, únicamente cantidades pequeñas de HCl y de compuestos orgánicos, se elimina a la presión de la columna de desclorhidratación en una unidad de extracción de L.P. de tal modo que permite la recuperación del valor calorífico del vapor producido en la propia columna de desclorhidratación.

Es extrajo el líquido efluente del reactor de M.P. a la presión del reactor de L.P. en una unidad de extracción a M.P., para permitir recuperar el HCl contenido en el vapor producido, haciéndolo reaccionar con GLY en el propio reactor de L.P.

La mayor parte o todo el HCl necesario en el proceso se alimenta al reactor de M.P., a fin de favorecer el equilibrio hacia la DCH. El exceso de HCl, si se produce, que abandona el reactor de M.P. en fase de vapor se recicla asimismo hacia el reactor de L.P.

El reciclaje de los vapores del reactor de M.P. hacia el reactor de L.P. constituye un procedimiento muy simple y efectivo de limitar las pérdidas de HCl en el proceso.

Además, la unidad de extracción dispuesta a continuación del reactor de LP, que elimina la cantidad correspondiente de agua contenida en el efluente, favorece el equilibrio de la formación de DCH en el reactor de M.P. siguiente.

El líquido de la unidad de extracción de M.P. se continúa extrayendo en una operación de extracción final a la presión de la columna de desclorhidratación, de tal modo que permite una recuperación adicional del valor térmico del vapor producido, que contendrá, además de agua, algo de DCH y únicamente cantidades pequeñas de HCl.

El efluente líquido del extractor final pasa a una columna de fraccionamiento en la que se recupera la DCH como producto de cabeza.

El producto residual, que comprende MCH sin convertir junto con diversos productos secundarios, se recicla hacia el reactor de L.P. para mejorar los rendimientos.

Una ventaja adicional de la presente invención es la posibilidad de optimizar el procedimiento utilizando condiciones distintas de funcionamiento del reactor de L.P. y del reactor M.P.

De hecho, además de las distintas presiones, es posible hacer funcionar el reactor con distintas temperaturas e incluso con catalizadores no idénticos.

Los catalizadores utilizados se pueden seleccionar entre los siguientes:

a) ácido acético y ésteres del ácido acético con GLY, tales como mono-, di- y tri-acetinas
b) un ácido carboxílico o un compuesto que forme un ácido carboxílico en las condiciones de la reacción. Dicho compuesto ha de presentar un punto de ebullición superior a 200 °C, un punto de descomposición no inferior a 135 °C y ha de ser soluble en GLY y en la corriente orgánica rica en MCH que se recicla hacia el reactor de L.P.
Los catalizadores aptos son, pero sin limitarse a los mismos, ácido málico, ácido succínico, ésteres de glicerol y ácido carboxílico, ácido heptanoico.
c) una combinación de los catalizadores anteriores, en los que se alimenta un catalizador de la categoría b), al reactor de L.P., mientras que un catalizador de la categoría a) se añade al reactor de M.P.

Los ejemplos siguientes son representativos del procedimiento, pero no pretenden limitar el alcance de la presente invención.

Los ensayos se han realizado en un reactor Hastelloy C de 300 ml provisto de un agitador de velocidad variable, un termopar para determinar la temperatura interna, un controlador de presión, un caudalímetro en el conducto de alimentación de HCl, dispositivos de calefacción y refrigeración, una conexión para introducir las materias primas y purgar el sistema, obteniendo el producto y las muestras.

Se analizaron las muestras utilizando un analizador de cromatografía de gases.

EJEMPLO 1 PREPARACIÓN DE DCH A PARTIR DE GLY UTILIZANDO ÁCIDO ACÉTICO COMO CATALIZADOR

Se cargaron en el reactor 150 g de GLY que contenían un 6% mol. de ácido acético.

Se admitió HCl gaseoso como necesario para mantener una presión constante de 2 bar a una temperatura de 100 °C.

Tras una hora, se aumentó la presión del reactor hasta 9 bar a una temperatura de 100 °C.

Se dejó proceder la reacción durante 3 h adicionales. Se tomaron muestras y se analizaron periódicamente.

El análisis por GC, excluyendo el agua, el catalizador y el ácido clorhídrico residual, realizado tras cada etapa de reacción presentó la distribución siguiente:

	TRAS 1 h	TRAS 4 h
GLY	11, 48	INSIG.
α-MCH	77,55	0,76
β-MHC	4,94	8,08
1,3-DCH	6,03	89,62
1,2-DCH	INSIG.	1,54

EJEMPLO 2 PREPARACIÓN DE DCH A PARTIR DE GLY UTILIZANDO ÁCIDO MÁLICO COMO CATALIZADOR

Se realizó la reacción de un modo idéntico al del ejemplo 1, con la excepción que se utilizó un 8% mol. de ácido málico, con respecto a la GLY, como catalizador.

El análisis por GC realizado tras cada etapa de reacción presentó la distribución siguiente:

	TRAS 1 h	TRAS 4 h
GLY	7,63	INSIG.
α-MCH	83,55	27,43
β-MHC	5,65	8,20
1,3-DCH	3,17	63,23
1,2-DCH	INSIG.	1,14

EJEMPLO 3 PREPARACIÓN DE DCH A PARTIR DE GLY UTILIZANDO ÁCIDO MÁLICO Y ÁCIDO ACÉTICO COMO CATALIZADOR

Se realizó la reacción de un modo similar al del ejemplo 2, con la excepción que se añadió un 3% mol. adicional de ácido acético, con respecto a la GLY, a la masa de la reacción tras un período de 1 h y después de una flash a una presión aproximadamente atmosférica justo antes de la presurización.

La reacción se completó en un período adicional más corto (2 h. y 20 minutos en lugar de las 3 h. de los ejemplos 1 y 2).

El análisis por GC realizado tras cada etapa de reacción presentó la distribución siguiente:

	TRAS 1 h	TRAS 3 h 20 min
GLY	INSIG.	INSIG.
α-MCH	76,40	INSIG.
β-MHC	5,37	4,82
1,3-DCH	INSIG.	92,99
1,2-DCH	INSIG.	2,19

Comparando los resultados se pueden señalar de los siguientes puntos:

1) El ácido acético es el catalizador simple más activo que permite un grado elevado de conversión dentro del tiempo especificado.
Sin embargo, debido a su volatilidad relativamente elevada, se ve perjudicado por las pérdidas en las corrientes de vapor que alimentan la columna de desclorhidratación.
2) El ácido málico es un catalizador menos activo pero, tal como se puede observar mediante el análisis por GC, es muy selectivo.
3) La utilización de ácido carboxílico con un punto de ebullición elevado como catalizador es factible en el caso de procedimientos de reciclaje de fracciones pesadas. En dicho procedimiento, la reacción producirá una cantidad de MCH sin convertir apta para mantener en disolución el catalizador que, mediante el reciclaje del mismo hacia el sistema de la reacción, podría experimentar pérdidas de poca importancia.
4) El uso de un catalizador doble, tal como en ejemplo 3, resulta útil para optimizar el procedimiento ya que se trata de una síntesis de las alternativas anteriores y que permite alcanzar en un período de tiempo más corto unos rendimientos de reacción más elevados, incluso superiores al del ácido acético puro, y un consumo inferior de catalizador. Sorprendentemente, la utilización de un catalizador doble, incluso si el ácido málico no es el mejor catalizador en lo que se refiere a la velocidad de reacción, permite no únicamente disponer de la mayor actividad, sino asimismo alcanzar una selectividad elevada, reduciendo en particular la producción de β-MHC, que es el producto intermedio menos reactivo de la reacción.

BREVE DESCRIPCIÓN DEL DIBUJO

El aspecto distintivo y las ventajas del procedimiento de la presente invención se pondrán más claramente de manifiesto a partir de la siguiente descripción detallada, haciendo referencia al dibujo adjunto en el que:

La figura 1 representa esquemáticamente una planta diseñada según el procedimiento de la presente invención.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA INVENCIÓN

Haciendo referencia a dicha figura 1, el diseño se basa en la utilización de una combinación de ácido carboxílico y ácido acético como catalizador.

La GLY 1 con un catalizador constituido por un ácido carboxílico 2 disuelto se alimenta a un reactor de L P. 3 junto con una corriente de líquido orgánico 4 constituida por MCH sin convertir, catalizador, ésteres de clorhidrina y productos secundarios menores, y con una corriente de vapor 5 rica en HCl reciclado a partir de la sección de M.P. de la planta.

El efluente 6 procedente del reactor de L.P. se somete a vaporización parcial en una unidad de extracción de L.P. o vaporizador 7.

La corriente de vapor 8 del vaporizador 7 se suministra a una columna de desclorhidratación 26.

El líquido extraído 9 se mezcla con un catalizador con un punto de ebullición bajo (es decir, ácido acético) 10 y se bombea mediante la bomba 11 como materia prima hacia un reactor de M.P., donde entra en contacto con una corriente de HCl 13 que se consume en su mayor parte o en su totalidad en las dos reacciones.

El efluente líquido 14 del reactor de M.P. 12 se somete a vaporización parcial en un vaporizador 15 que funciona a una presión ligeramente superior a la del reactor de L.P. 3.

El vapor 16 que abandona el vaporizador se une al vapor 17 que abandona el reactor de M.P. 12 formando una corriente 5 rica en HCl que alimenta el reactor de L.P. 3.

El líquido 18 que abandona el vaporizador se somete a una vaporización adicional en el extractor final 19.

El vapor 20 que abandona el vaporizador final 19 se une al vapor 8 del vaporizador de L.P. 7 y la corriente mixta 21 fluye hacia una columna de desclorhidratación 26.

El líquido 22 efluente del vaporizador final 19 fluye hacia una columna de recuperación de DCH 23 que funciona a alto vacío.

El producto destilado de esta columna es el producto DCH 24 que, tras mezclarse con una suspensión acuosa o disolución de álcali (hidróxido de calcio o sosa cáustica) 25 entra en una columna de desclorhidratación 26.

La columna de desclorhidratación funciona de un modo similar a las tecnologías convencionales actuales, separando los productos destilados de una corriente de epiclorhidrina bruta 27, que a continuación se somete a purificación para alcanzar unos niveles de calidad elevados.

El efluente inferior 28 de la columna de desclorhidratación es una corriente acuosa que contiene tanto cloruro de calcio como cloruro de sodio en disolución.

El efluente inferior 4 de la columna de recuperación de DCH 23 se recicla hacia el reactor de L.P. 3.

Una corriente lateral 29 de dicho efluente 4 se purga para limitar la acumulación en el procedimiento productos secundarios pesados.

REFERENCIAS CITADAS EN LA DESCRIPCIÓN

La presente lista de referencias citadas por el solicitante se presenta únicamente para la comodidad del lector. No forma parte del documento de patente europea. Aunque la recopilación de las referencias se ha realizado muy cuidadosamente, no se pueden descartar errores u omisiones y la Oficina Europea de Patentes declina toda responsabilidad en este sentido.

Documentos de patente citados en la descripción

- DE 197308 **[0017]**
- DE 180668 **[0024]**
- US 2144612 A **[0027]**
- WO 2005021476 A **[0030]**
- FR 2862644 **[0035]**
- WO 2005054107 A **[0035]**
- WO 2006100312 A **[0035]**
- WO 2006111810 A **[0038]**
- WO 2006020234 A **[0039]**

Documentos que no corresponden a patentes citados en la descripción

- **Gibson.** *Chemistry and Industry,* 1931, 949-954970-975 **[0025]**
- **Conant.** *Organic Synthesis - Coll.*, 1941, vol. 1, 294 **[0025]**

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para producir diclorhidrina basado en el clorhidratación de glicerina con ácido clorhídrico en presencia de un catalizador de tipo homogéneo, con la formación inicial de monoclorhidrinas, que se convierten posteriormente en diclorohidrinas, **caracterizado porque** la reacción se realiza en por lo menos dos reactores en serie que funcionan en régimen continuo a presiones distintas, en el que:

a) el primer reactor es un reactor de presión baja (L.P.) que funciona a una presión comprendida entre 1 y 4 bar y a una temperatura comprendida entre 90 °C y 130 °C; al mismo tiempo que
b) el reactor posterior es un reactor de presión media (M.P.) que funciona a una presión comprendida entre 5 y 20 bar y a una temperatura comprendida entre 90 °C y 130 °C.

2. Procedimiento según la reivindicación 1, **caracterizado porque** el efluente líquido del reactor (L.P.) se somete a vaporización parcial y el vapor producido circula directamente hacia una columna en la que, mediante un procedimiento de desclorhidratación, los diclorohidrinas producidas se convierten en epiclorhidrina.

3. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 2, en el que el efluente líquido del reactor (M.P.) se somete a dos etapas posteriores de vaporización; funcionando la primera etapa a una presión próxima a la del reactor (L.P.) y produciendo una corriente de vapor que contiene ácido clorhídrico que se recicla al reactor (L.P.); sometiéndose el efluente líquido de la primera etapa a una segunda etapa de vaporización desde la que el vapor producido circula directamente hacia la columna de desclorhidratación definida anteriormente.

4. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, en el que el efluente líquido de dicha segunda etapa de vaporización se procesa en una columna de fraccionamiento (columna de DCH) que, funcionando a alto vacío, separa los productos destilados del producto diclorhidrina, mientras que la corriente separada en el fondo, que contiene monoclorhidrinas sin reaccionar junto con otros productos secundarios orgánicos y el catalizador, se recicla hacia el reactor de LP.

5. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones de 1 a 4, en el que se selecciona el catalizador utilizado en el procedimiento de entre el grupo que consiste en:

a) ácido acético y ésteres del ácido acético con glicerina, tales como mono-, di- y tri-acetinas;
b) un ácido carboxílico o un compuesto que forme un ácido carboxílico en las condiciones de la reacción.
c) una combinación de los catalizadores anteriores, en los que se alimenta un catalizador de la categoría b), al reactor de (L.P.), mientras que un catalizador de la categoría a) se añade al reactor de (M.P.).

6. Procedimiento según la reivindicación 5 en el que el catalizador de la categoría b) presenta un punto de ebullición superior a 200 °C, un punto de descomposición no inferior a 135 °C y es soluble en glicerina y en la corriente orgánica rica en monoclorhidrinas a reciclar hacia el reactor (L.P.).

7. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 5 y 6, en el que los catalizadores de la categoría b) se seleccionan de entre ácido málico, ácido succínico, ésteres de glicerol y ácidos carboxílicos, ácido heptanoico.

8. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, en el que el primer reactor (reactor de L.P.) funciona a una presión comprendida entre 2 y 3 bar, y a una temperatura comprendida entre 110 y 120 °C, alimentándose con un catalizador del tipo descrito en punto b) según la reivindicación 5, y en el que el segundo reactor (reactor de M.P.) funciona a una presión comprendida entre 8 y 15 bar, alimentándose con un catalizador del tipo descrito en el punto a) según la reivindicación 5.

9. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 8, en el que las diclorohidrinas producidas se ponen en contacto con una disolución alcalina para producir epiclorhidrina en una columna de desclorhidratación, alimentándose dicha columna con los vapores producidos en la sección de clorhidratación de la planta.

10. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones de 1 a 8, en el que la materia prima de glicerina es pura.

11. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones de 1 a 8, en el que la materia prima de glicerina es de tipo bruto, producido mediante el tratamiento de recursos naturales.

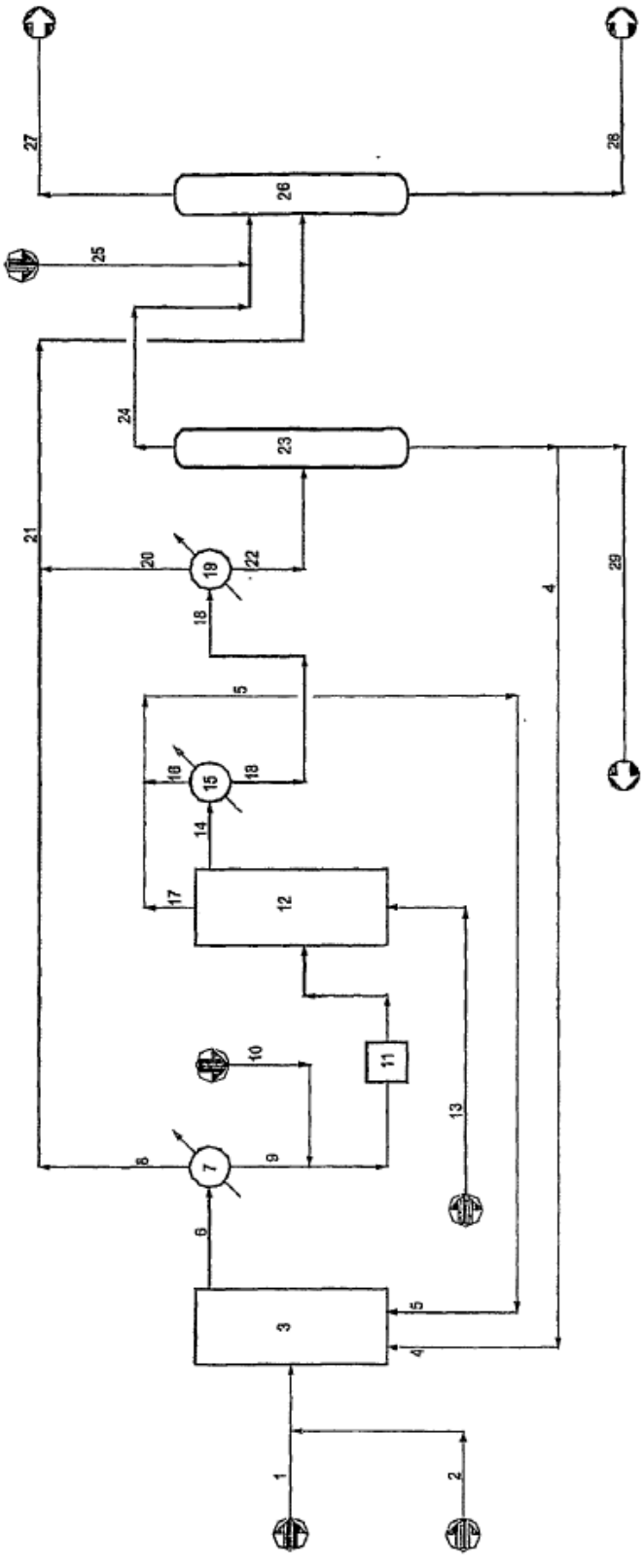

27
28
26
25
24
23
21
20
19
22
18
29
4
5
16
15
18
14
17
12
10
11
13
8
7
9
6
3
5
4
1
2

FIG. 1