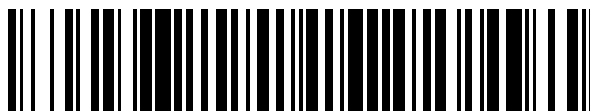


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 729 155**

51 Int. Cl.:

C07C 29/80 (2006.01)

C07C 29/10 (2006.01)

C07C 31/20 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **16.12.2015 E 15382632 (6)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **13.03.2019 EP 3181542**

54 Título: **Método para la preparación de glicoles**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
30.10.2019

73 Titular/es:
REPSOL, S.A. (100.0%)
C/ Méndez Álvaro, 44
28045 Madrid, ES

72 Inventor/es:
PÉREZ VALENCIA, JUAN PEDRO y
FERNÁNDEZ VILLAR, FÉLIX

74 Agente/Representante:
VALLEJO LÓPEZ, Juan Pedro

ES 2 729 155 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

Método para la preparación de glicoles

5 **Campo de la invención**

La invención se refiere a un método mejorado para la hidratación de óxidos de alquileo para obtener los glicoles correspondientes.

10 **Antecedentes de la invención**

Los procesos comerciales para la preparación de alquilenglicoles, por ejemplo, etilenglicol o propilenglicol, implican la hidratación en fase líquida del óxido de alquileo correspondiente. En la presente divulgación se entiende por "hidratación" el proceso en el que el óxido de alquileo reacciona con agua en un proceso, catalítico o no catalítico, sin el uso de otros intermedios tales como carbonatos. La reacción normalmente requiere una temperatura entre 100 °C y 200 °C y también se denomina "hidratación térmica". Por lo tanto, en la presente divulgación, las expresiones "hidratación" e "hidratación térmica" se consideran equivalentes a menos que se indique lo contrario.

La reacción normalmente transcurre a una presión suficiente para mantener los reactantes en la fase líquida, normalmente a 5-50 bar, dependiendo de las condiciones (por ejemplo, exceso de agua, temperatura). Durante la hidratación cada molécula de óxido de alquileo puede experimentar una reacción de apertura de anillo con una molécula de agua para proporcionar un monoalquilenglicol, o con una molécula adicional de alquilenglicol para formar un dialquilenglicol. Estas reacciones competitivas pueden continuar para formar trialquilenglicoles y homólogos superiores. La hidratación de los óxidos de alquileo siempre da como resultado una mezcla de mono-, di-, tri-alquilenglicoles y homólogos superiores. Para favorecer la formación del monoalquilenglicol (por ejemplo, monoetilenglicol - MEG), normalmente el más interesante, se usa un gran exceso molar de agua (véase, por ejemplo, Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, séptima edición, capítulo de etilenglicol). Un método realizado en la práctica comercial típico para preparar, por ejemplo etilenglicol, usa una proporción molar de agua:óxido de etileno entre 4:1 y 20:1 (es decir, entre aproximadamente 38 % en peso y aproximadamente 10 % en peso de óxido de etileno) para proporcionar 80-90 % en peso de monoetilenglicol (MEG), 9-15 % en peso de dietilenglicol (DEG) y 1-5 % en peso de trietilenglicol (TEG).

En los procesos de hidratación térmica no catalizados, cuanto mayor es el exceso de agua, mayor es el rendimiento de los mono-alquilenglicoles con respecto a otros homólogos superiores tales como di- o tri- alquilenglicoles. Sin embargo, esta tendencia alcanza un límite, y a un exceso muy grande de agua la mejora en la proporción de mono-alquilenglicol resulta insignificante, y no compensa los costes económicos de tener que añadir grandes cantidades de agua que tienen que retirarse después de la reacción. Dicha retirada de agua después de la reacción (evaporación de agua) es energéticamente intensiva y, por tanto, costosa. Hay por tanto necesidad de encontrar un compromiso para obtener un equilibrio entre el rendimiento de mono-alquileo y el uso de agua.

La mezcla resultante de alquilenglicol seco es purificado en sus componentes, siendo normalmente el monoalquilenglicol el producto principal. Por lo tanto, una planta de alquilenglicol típica comprende una zona de reacción, una zona de evaporación de agua y una zona de purificación.

La zona de evaporación de agua convencional está situada en la salida de la zona de reacción y usa varios evaporadores. El esquema más frecuente es el denominado de triple efecto. Se disponen tres evaporadores en serie a presiones en disminución, de manera que el vapor que se desprende en un recipiente puede usarse para calentar el siguiente debido al gradiente térmico. El proceso está integrado energéticamente. Solo el primer evaporador requiere una fuente de calor externa. El vapor del primer y segundo evaporadores se hace pasar a través del hervidor del segundo y tercer evaporadores, respectivamente. El vapor del último evaporador se condensa usando un enfriador externo. El agua condensada de la evaporación de agua se envía de vuelta a la zona de reacción para su reciclado. La evaporación de múltiples efectos normalmente no retira toda el agua, dejando de un 2 a 10 por ciento en peso de agua en la corriente de glicol, y muchas veces va seguida aguas abajo de una torre de destilación a vacío que completa el secado del producto de glicol. Una vez que en el producto de glicol se ha evaporado agua y se ha secado, normalmente es purificado en una zona de purificación, normalmente por destilación. Tales disposiciones se describen en muchos documentos tales como, Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, séptima edición, capítulo de etilenglicol o en diferentes documentos de solicitud de patente tales como US 2012/0203015 A1 o US 5.514.388 B1.

La zona del reactor normalmente está formada por uno o más reactores de hidratación, siendo los reactores adiabáticos de flujo pistón los más usados. El óxido de alquileo normalmente se convierte completamente en glicol. El proceso de reacción se mantiene normalmente a una presión por encima del punto de burbuja de la mezcla de reacción para asegurar la fase líquida. La reacción es altamente exotérmica, de manera que a relaciones de alimentación menores de agua a óxido de alquileo, se necesita una serie de reactores con enfriamiento entre etapas para retirar el calor de reacción y mantener la temperatura del producto de reacción por debajo de un límite superior. En una configuración de múltiples reactores, normalmente se alimenta agua en la primera etapa, y la alimentación de óxido de alquileo se divide entre cada reactor en porciones iguales o diferentes.

El documento US 4.822.926 divulga el tratamiento con un gran exceso de agua de una alimentación residual que comprende óxido de etileno diluido (0,5-3,0 % en peso) y sales diluidas (0,5-3,0 % en peso), para transformar todo el óxido de etileno en etilenglicol. De esta manera, los autores pudieron evitar el costoso tratamiento del óxido de etileno antes de su evacuación. Después del tratamiento, se retira el agua. De acuerdo con el documento US 4.822.926, el agua se retira a través de "evaporadores instantáneos", pero una lectura completa del documento indica que tales evaporadores instantáneos son los evaporadores normales (triple efecto) correspondientes a columnas de platos usadas en las síntesis de glicol convencional y no lo que se entiende habitualmente como evaporador instantáneo. El documento US 4.822.926 se refiere por tanto a la hidratación de todo el óxido de etileno para prescindir de los últimos tratamientos requeridos para su recuperación, más que a mejorar la eficiencia de un proceso de hidratación térmica.

Se han propuesto muchas variaciones para mejorar la eficiencia de la hidratación térmica de los óxidos de alquileo. Por ejemplo, el proceso EC/EG de SHELL (por ejemplo, el documento US 2012/095271) que integra la producción de óxido de etileno con su última hidratación mediante los correspondientes carbonatos. En el documento US 6.514.388 se divulgan otros intentos para mejorar la tecnología catalítica. Describe un proceso en el que al menos una de las columnas usadas en la zona de evaporación de agua está provista de un separador.

Cualquier modificación que dé como resultado un uso más eficiente del agua puede tener un impacto significativo en la eficiencia global del proceso.

Descripción de los dibujos

Figura 1: Representa una configuración a modo de ejemplo del método de la invención que usa un proceso intermedio de evaporación instantánea de agua.

Figura 2: Representa una configuración a modo de ejemplo que usa un proceso intermedio de evaporación instantánea de agua que no forma parte de la presente invención reivindicada.

Figura 3: Representa una configuración a modo de ejemplo del método de la invención que usa tres reactores de hidratación y un proceso intermedio de evaporación instantánea de agua.

Figura 4: Representa una configuración a modo de ejemplo del método de la invención que usa tres reactores de hidratación y dos procesos de evaporación instantánea de agua.

Figura 5: Representa otra configuración a modo de ejemplo del método de la invención que usa tres reactores de hidratación y dos procesos de evaporación instantánea de agua.

Figura 6: Representa la configuración analizada en el Ejemplo Comparativo 1 y representa una hidratación térmica que usa un único reactor de hidratación de acuerdo con la técnica anterior.

Figura 7: Representa la configuración analizada en el Ejemplo 1 y representa una hidratación térmica que usa un único reactor de hidratación de acuerdo con la invención.

Figura 8: Representa la configuración analizada en el Ejemplo Comparativo 2 y representa una hidratación térmica que usa tres reactores de hidratación de acuerdo con la técnica anterior.

Figura 9: Representa la configuración analizada en el Ejemplo 2 y representa una hidratación térmica que usa tres reactores de hidratación de acuerdo con la invención.

Sumario de la invención

Los inventores proporcionan ahora un proceso mejorado para la preparación de alquilenglicoles que hace un uso más eficiente del agua y disminuye significativamente los requisitos energéticos del proceso. Contrariamente a estrategias anteriores donde el proceso de eliminación de agua se realiza exclusivamente sobre el producto que sale de la zona de reacción, la invención actual describe un proceso en el que la mezcla de reacción es sometido a uno o más procesos de evaporación instantáneos ("flash").

De esta manera, la invención se refiere a un método de preparación de un alquilenglicol que comprende hidratar con agua un óxido de alquileo en un reactor de hidratación situado en una zona de reacción, estando dicho óxido de alquileo en al menos un 5 % en peso con respecto a la alimentación total, caracterizado por que la mezcla de producto de dicho reactor de hidratación es sometido a un proceso de evaporación instantánea de agua en un evaporador instantáneo, en el que dicho evaporador instantáneo es un depósito separador instantáneo y en el que las colas que salen del evaporador instantáneo se vuelven a presurizar antes de ingresar en el siguiente reactor de hidratación.

El documento US 4.822.926 tan solo se ocupa de la transformación total de óxido de etileno en etilenglicol. Se refiere a las corrientes que contienen solo cantidades diluidas de glicol (aproximadamente menos de 3,0 % en peso) y no sugiere el uso de evaporadores instantáneos, ni menciona que la eficiencia global de un proceso de hidratación pueda mejorarse con el uso de evaporadores instantáneos en alimentaciones que contienen una mayor concentración de glicoles.

Aplicando estos procesos instantáneos a corrientes más concentradas que son el resultado de la hidratación térmica, se proporciona un proceso que sorprendentemente requiere el uso de menos agua externa en una cantidad similar al agua recirculada internamente. Se obtienen más ventajas de la evaporación instantánea del producto de hidratación térmica que no se anticipaban en la técnica anterior. Por ejemplo, evaporar instantáneamente el producto de reacción también enfría la alimentación de reacción hacia el siguiente reactor en el caso de múltiples reactores en serie,

reduciendo así la energía requerida para el enfriamiento entre etapas. Otra ventaja del proceso que no se conseguía en la técnica anterior es que el agua evaporada instantáneamente del producto del reactor puede condensarse y, al mismo tiempo, precalienta la alimentación de agua externa al primer reactor, reduciendo el consumo de energía en la reacción y conduciendo a una mejora significativa en la integración térmica. Asimismo, las impurezas más ligeras que el agua pueden retirarse del producto de reacción antes de entrar en el siguiente reactor en una disposición de múltiples reactores, reduciendo las reacciones secundarias. Las impurezas pueden retirarse mediante una purga de no condensables o una separación del agua evaporada instantáneamente antes de reciclarla en la alimentación de reacción.

10 Descripción detallada de la invención

Por lo tanto, el método de esta invención es una combinación sinérgica de la reacción de hidratación y la evaporación instantánea, combinadas para potenciar la selectividad de la reacción y el uso eficiente del agua. La zona de reacción comprende al menos un reactor de hidratación, normalmente entre 2 y 8 reactores, y al menos un evaporador instantáneo aguas abajo de uno de dichos reactores de hidratación (por ejemplo aguas abajo del último reactor). La configuración usada más frecuentemente es una donde la zona de reacción comprende 2 o 3 o 4 reactores de hidratación. Por lo tanto, el evaporador (o evaporadores) instantáneo(s) usado(s) en la invención puede(n) instalarse en diferentes puntos en el proceso aguas abajo de al menos un reactor de hidratación.

20 Equipo

Los reactores de hidratación pueden ser de cualquier tipo y pueden ser todos del mismo tipo o de diferente tipo, y también pueden funcionar en las mismas o diferentes condiciones. Muchos de estos reactores se divulgan en la técnica y los expertos los conocen. Los reactores normalmente son reactores tubulares de tipo flujo pistón. Los reactores adiabáticos se usan normalmente en el proceso de la invención porque normalmente proporcionan un mejor uso de la energía, pero otros reactores no adiabáticos también están dentro del alcance de la invención. Por tanto, los reactores usados más ampliamente en la hidratación térmica de óxidos de alquileno son los reactores tubulares adiabáticos de tipo flujo pistón, aunque están disponibles otros. Se prefiere que al menos uno de los reactores sea un reactor adiabático de flujo pistón, preferentemente que todos los reactores sean reactores adiabáticos de flujo pistón. Cada reactor tiene una o más entradas y una o más salidas. El primer reactor de hidratación de la zona de reacción puede tener una o más entradas para agua y una o más entradas para el óxido de alquileno. Pueden aplicarse diferentes configuraciones para la alimentación.

Sin embargo, las anteriores no son las únicas alternativas disponibles y el experto puede ajustar el proceso de la invención sin afectar adversamente al resultado. Por ejemplo, la mezcla de producto y el óxido de alquileno adicional añadido a un segundo y/o posteriores reactores de hidratación pueden pre-mezclarse ambos. También, si fuera necesario, la presión de la mezcla que entra en un reactor de hidratación puede ajustarse para asegurar que los reactantes están en la fase líquida. Por ejemplo, si como consecuencia de un proceso de evaporación instantánea, la mezcla de reacción (colas del evaporador instantáneo) no tiene una presión adecuada, puede volver a presurizarse antes de entrar en el reactor de hidratación.

De acuerdo con la invención, el evaporador instantáneo es un depósito separador instantáneo. Por ejemplo, las unidades más ventajosas no tienen superficie calefactora y comprenden un simple depósito separador instantáneo para la vaporización instantánea adiabática de los líquidos precalentados, es decir, sin platos. También están dentro del alcance de la invención unidades con una superficie calefactora, que consiste en un depósito separador instantáneo sencillo con serpentines internos y/o una camisa, para la vaporización instantánea con aporte de calor. Los depósitos separadores pueden incluir cualquier tipo de configuración interna conocida para favorecer la separación líquido-vapor. Los ejemplos no limitantes son eliminadores de gotas o separadores de impacto. Por tanto, el evaporador instantáneo puede incluir partes internas para favorecer la separación líquido-vapor y la eliminación de gotas del vapor. El evaporador instantáneo normalmente funciona a una presión que varía de la presión de reacción a una presión menor que la atmosférica; cuanto menor es la presión, mayor es el flujo de vapor evaporado instantáneamente, y menor es la temperatura del producto resultante y el agua condensada. La presión puede ajustarse para adaptar el proceso al equipo usado dependiendo, por ejemplo, de su tamaño, configuración, composición de la alimentación o composición deseada en la salida. La presión de operación preferida es de 0,1 a 15 bar, por ejemplo de 2 a 8 bar, para ajustar la temperatura del vapor instantáneo. Las condiciones en cada una de las unidades de evaporación instantánea pueden ser las mismas o puede ser diferentes.

Proceso

La primera etapa del método comprende alimentar agua y óxido de alquileno al reactor. Esto puede hacerse a través de cualquiera de los procesos conocidos descritos en la técnica. El agua y el óxido de alquileno pueden suministrarse directamente al primer reactor de hidratación (o único) a caudales, temperatura y presión específicos. Como alternativa, pueden premezclarse y precalentarse y después alimentarse al primer reactor de hidratación como una mezcla.

El proceso divulgado en el presente documento no está limitado a un óxido de alquileno particular. Los usos más

frecuentemente son óxidos de alquileno C₁-C₆, normalmente óxido de etileno u óxido de propileno. Pueden usarse otros óxidos de alquileno que tienen pesos moleculares mayores, tales como óxido de butileno u óxido de ciclohexileno.

Normalmente, el agua y el óxido de alquileno se alimentan por separado al primer reactor (o único), y el agua se precalienta antes de entrar. Esto mismo es cierto para otros reactores en la zona de reacción. La mezcla de producto que entra en un segundo y/o posteriores reactores de hidratación puede proceder del reactor o reactores de hidratación previos después de ser enfriada por el medio de refrigerantes. La presente invención ofrece la posibilidad de prescindir de tales medios de enfriamiento o de reducir en gran medida su uso puesto que el proceso de evaporación instantánea ya reduce la temperatura de la alimentación.

Uno de los parámetros clave para controlar la proporción entre los diferentes productos de glicol posibles es la proporción entre el agua y el óxido de alquileno. En la presente invención, la cantidad de óxido de alquileno es de al menos un 5 % en peso con respecto a la cantidad total de materiales de partida, es decir, la suma de agua y óxido de alquileno (se ignora la cantidad de otros componentes minoritarios e impurezas para este cálculo). El óxido de alquileno, por ejemplo, puede ser entre 5 % en peso y 40 % en peso, por ejemplo entre 10 % en peso y 30 % en peso. El proceso normalmente funciona a proporciones molares de agua:óxido de alquileno comprendidas entre 2:1 y 20:1 (es decir, entre aproximadamente 38 % en peso a aproximadamente 10 % en peso en el caso del óxido de etileno), por ejemplo entre 4:1 a 15:1.

Las condiciones de operación en el reactor o reactores de hidratación pueden ajustarse. La temperatura de operación típica está comprendida entre 100 y 250 °C, generalmente de 110 °C a 220 °C y más específicamente de 125 °C a 190 °C, o de 120 °C a 195 °C. Por razones de seguridad y para mejorar la eficiencia, la presión de operación normalmente está por encima del punto de burbuja de la mezcla en el reactor para mantener la fase líquida. Las condiciones en cada uno de los reactores de hidratación pueden ser iguales o diferentes. El proceso de la invención puede aplicarse a procesos catalíticos y/o no catalíticos, preferentemente a procesos no catalíticos.

En realizaciones que no son parte de la presente invención reivindicada, y en donde el proceso implica un único reactor, el producto que sale de dicho reactor se envía a un evaporador instantáneo donde parte del agua se evapora instantáneamente. Las condiciones de operación típicas del evaporador instantáneo son condiciones adiabáticas a una presión de 1-10 bar, por ejemplo, 1-7 bar o 1-3 bar. La presente invención proporciona las ventajas divulgadas en el presente documento cuando el método comprende más de un reactor. Las operaciones instaladas más frecuentemente usan de 2 a 4 reactores. Normalmente, la zona de reacción comprende un primer reactor de hidratación, un segundo reactor de hidratación y un tercer reactor de hidratación, pero el experto puede apreciar que son posibles más reactores. Pueden situarse evaporadores instantáneos en la salida de cualquiera de los reactores, y pueden ajustarse sus condiciones de operación. Las condiciones de operación típicas del evaporador instantáneo son condiciones adiabáticas a una presión de 1-10 bar, por ejemplo, 1-7 bar o 1-3 bar. La presión exacta de cada evaporador instantáneo puede ajustarse para optimizar el proceso. Por ejemplo, las condiciones típicas incluyen que el siguiente evaporador instantáneo funcione a presiones inferiores que el evaporador instantáneo previo. Siguiendo los procedimientos conocidos en la técnica, se instalan medios de enfriamiento entre cada uno de los reactores para reducir la temperatura de la alimentación antes de entrar en el siguiente reactor. Tales medios de enfriamiento normalmente implican intercambio de calor con las corrientes más frías de la planta. De esta manera, el experto puede prever diferentes configuraciones basadas en las enseñanzas del proceso dado a conocer en el presente documento y las ventajas que este proporciona. En general, se prefiere que el evaporador instantáneo esté situado después del último reactor, es decir, entre el último reactor y la zona de evaporación de agua, preferentemente, el producto en bruto de dicho último evaporador instantáneo se envía directamente a la zona de evaporación de agua, opcionalmente después de usarlo para enfriar el producto del primer reactor de hidratación. Si fuera necesario, el vapor que sale del evaporador instantáneo puede condensarse y volver a presurizarse antes de recircularlo hacia el reactor de hidratación.

En la figura 1 se muestra un ejemplo de tales configuraciones, que representa una zona de reacción **A** que comprende un primer reactor de hidratación **R1**, un evaporador instantáneo **F1** y un segundo reactor de hidratación **R2**. El primer reactor de hidratación **R1** puede alimentarse con una alimentación inicial de agua **1** y una alimentación inicial de óxido de alquileno **2**. El reactor se hace funcionar en condiciones que son adecuadas para la hidratación del óxido de alquileno. Las condiciones típicas para la hidratación no catalítica del óxido de propileno pueden ser 25 bar y de 125 °C a 195 °C (temperatura de entrada - salida). El producto de reacción **4** que sale del primer reactor de hidratación **R1** se alimenta a un evaporador instantáneo **F1** donde el agua se evapora parcialmente, saliendo a través de la línea de reciclado **3** de vuelta al primer reactor de hidratación **R1**. La cantidad de agua evaporada puede controlarse con la configuración apropiada del evaporador instantáneo y las condiciones de operación; la temperatura y presión pueden ajustarse para proporcionar la temperatura de evaporación instantánea y el caudal deseados. Las colas del evaporador instantáneo **F1**, una mezcla de agua y alquilenglicoles, se alimentan como producto de reacción **5** al segundo reactor de hidratación **R2**, alimentado también con óxido de alquileno **8** adicional. Antes de entrar en el segundo reactor de hidratación **R2**, la alimentación **5** puede enfriarse adicionalmente, si fuera necesario. De nuevo, el reactor se hace funcionar en condiciones que son adecuadas para la hidratación del óxido de alquileno. Las condiciones típicas para la hidratación no catalítica del óxido de propileno pueden ser 20 bar y de 135 °C a 195 °C (temperatura de entrada - salida). El producto de reacción **6** se envía después a las zonas de evaporación de agua y purificación.

En la figura 2 se muestra otro ejemplo de estas configuraciones que no forma parte de la presente invención reivindicada, que representa una zona de reacción **A** que comprende un primer reactor de hidratación **R1**, un segundo reactor de hidratación **R2** y un evaporador instantáneo **F1**. El primer reactor de hidratación **R1** puede alimentarse con una alimentación inicial de agua **1** y una alimentación inicial de óxido de alquileno **2**. El reactor se hace funcionar en condiciones que son adecuadas para la hidratación del óxido de alquileno. Las condiciones típicas para la hidratación no catalítica del óxido de propileno pueden ser 25 bar y de 125 °C a 195 °C (temperatura de entrada - salida). El producto de reacción **4** que sale del primer reactor de hidratación **R1** se alimenta después del enfriamiento (no mostrado en la figura) al segundo reactor de hidratación **R2**, también alimentado con óxido de alquileno **8** adicional. De nuevo, el reactor se hace funcionar en condiciones que son adecuadas para la hidratación del óxido de alquileno. Las condiciones típicas para la hidratación no catalítica del óxido de propileno pueden ser 20 bar y de 135 °C a 195 °C (temperatura de entrada - salida). El producto de reacción **5** que sale del primer reactor de hidratación **R2** se alimenta a un evaporador instantáneo **F1** donde el agua se evapora parcialmente, saliendo a través de la línea de reciclado **3** de vuelta al primer reactor de hidratación **R1**. La cantidad de agua evaporada puede controlarse con la configuración apropiada del evaporador instantáneo y las condiciones de operación. Las colas **6** del evaporador instantáneo **F1**, una mezcla de agua y alquilenglicoles, se envían después a las zonas de evaporación de agua y purificación.

En la figura 3 se muestra otro ejemplo. La zona de reacción **A** comprende un primer **R1**, un segundo **R2** y un tercer **R3** reactores de hidratación, y un evaporador instantáneo **F2**. Por tanto, difiere de la configuración de la figura 1 en que se introduce un reactor adicional entre el primer reactor de hidratación **R1** y el evaporador instantáneo. El primer reactor de hidratación **R1** se alimenta con una alimentación inicial de agua **1** y una alimentación inicial de óxido de alquileno **2**. El reactor se hace funcionar en condiciones que son adecuadas para la hidratación del óxido de alquileno. Las condiciones típicas para la hidratación no catalítica del óxido de propileno pueden ser 25 bar y de 125 °C a 195 °C (temperatura de entrada - salida). Después de experimentar un proceso de enfriamiento (no mostrado en la figura), el producto de reacción **4** que sale del primer reactor de hidratación **R1** se alimenta a un segundo reactor de hidratación **R2**, que se alimenta con óxido de alquileno **8**. El producto de reacción **9** que sale del segundo reactor de hidratación **R2** se alimenta al evaporador instantáneo **F2** en el que el agua se evapora parcialmente, saliendo a través de la línea de reciclado **12** de vuelta al primer reactor de hidratación **R1**. La cantidad de agua evaporada puede controlarse con la configuración apropiada del evaporador instantáneo y las condiciones de operación. Las colas del evaporador instantáneo **F2**, una mezcla de agua y alquilenglicoles, se alimentan como producto de reacción **10** al tercer reactor de hidratación **R3**, también alimentado con óxido de alquileno **11** adicional. Antes de entrar en el tercer reactor de hidratación **R3**, la alimentación **10** puede enfriarse adicionalmente, si fuera necesario. De nuevo, el reactor se hace funcionar en condiciones que son adecuadas para la hidratación del óxido de alquileno. Las condiciones típicas para la hidratación no catalítica del óxido de propileno pueden ser 20 bar y de 135 °C a 195 °C (temperatura de entrada - salida). El producto de reacción **6** se envía después a las zonas de evaporación de agua y purificación.

En la figura 4 se muestra otro ejemplo de una posible configuración. La zona de reacción **A** comprende un primer **R1**, un segundo **R2** y un tercer **R3** reactores de hidratación, y un primer **F1** y un segundo **F2** evaporadores instantáneos. El primer reactor de hidratación **R1** se alimenta con una alimentación inicial de agua **1** y una alimentación inicial de óxido de alquileno **2**. El reactor se hace funcionar en condiciones que son adecuadas para la hidratación del óxido de alquileno. Las condiciones típicas para la hidratación no catalítica del óxido de propileno pueden ser 25 bar y de 125 °C a 195 °C (temperatura de entrada - salida). El producto de reacción **4** que sale del primer reactor de hidratación **R1** se alimenta a un primer evaporador instantáneo **F1** donde el agua se evapora parcialmente, saliendo a través de la línea de reciclado **3** de vuelta al primer reactor de hidratación **R1**. La cantidad de agua evaporada puede controlarse con la configuración apropiada del evaporador instantáneo y las condiciones de operación. Las colas del primer evaporador instantáneo **F1**, una mezcla de agua y alquilenglicoles, se alimentan como producto de reacción **5** al segundo reactor de hidratación **R2**, alimentado también con óxido de alquileno **8** adicional. De nuevo, el reactor se hace funcionar en condiciones que son adecuadas para la hidratación del óxido de alquileno. Las condiciones típicas para la hidratación no catalítica del óxido de propileno pueden ser 20 bar y de 135 °C a 195 °C (temperatura de entrada - salida). El producto de reacción **9** que sale del segundo reactor de hidratación **R2** se alimenta al segundo evaporador instantáneo **F2** donde el agua se evapora parcialmente, saliendo a través de la línea de reciclado **12** de vuelta al primer reactor de hidratación **R1**. La cantidad de agua evaporada puede controlarse con la configuración apropiada del evaporador instantáneo y las condiciones de operación. Las colas del segundo evaporador instantáneo **F2**, una mezcla de agua y alquilenglicoles, se alimentan como producto de reacción **10** al tercer reactor de hidratación **R3**, también alimentado con óxido de alquileno **11** adicional. De nuevo, el reactor se hace funcionar en condiciones que son adecuadas para la hidratación del óxido de alquileno. Las condiciones típicas para la hidratación no catalítica del óxido de propileno pueden ser 20 bar y de 135 °C a 195 °C (temperatura de entrada - salida). El producto de reacción **6** se envía después a las zonas de evaporación de agua y purificación.

En la figura 5 se muestra otro ejemplo de una posible configuración. La zona de reacción **A** comprende un primer **R1**, un segundo **R2** y un tercer **R3** reactores de hidratación, y un primer **F1** y un segundo **F2** evaporadores instantáneos. El primer reactor de hidratación **R1** se alimenta con una alimentación inicial de agua **1** y una alimentación inicial de óxido de alquileno **2**. El reactor se hace funcionar en condiciones que son adecuadas para la hidratación del óxido de alquileno. Las condiciones típicas para la hidratación no catalítica del óxido de propileno pueden ser 25 bar y de 125 °C a 195 °C (temperatura de entrada - salida). El producto de reacción **4** que sale del primer reactor de hidratación **R1** se alimenta a un primer evaporador instantáneo **F1** donde el agua se evapora parcialmente, saliendo a través de la línea de reciclado **3** de vuelta al primer reactor de hidratación **R1**. La cantidad de agua evaporada puede controlarse con la

configuración apropiada del evaporador instantáneo y las condiciones de operación. Las colas del primer evaporador instantáneo **F1**, una mezcla de agua y alquilenglicoles, se alimentan como producto de reacción **5** al segundo reactor de hidratación **R2**, alimentado también con óxido de alquileno **8** adicional. De nuevo, el reactor se hace funcionar en condiciones que son adecuadas para la hidratación del óxido de alquileno. Las condiciones típicas para la hidratación no catalítica del óxido de propileno pueden ser de 20 bar y de 135 °C a 195 °C (temperatura de entrada - salida). Después del enfriamiento, el producto de reacción **9** que sale del segundo reactor de hidratación **R2** se alimenta al tercer reactor de hidratación **R3**, alimentado también con óxido de alquileno **11** adicional. De nuevo, el reactor se hace funcionar en condiciones que son adecuadas para la hidratación del óxido de alquileno. Las condiciones típicas para la hidratación no catalítica del óxido de propileno pueden ser de 20 bar y de 135 °C a 195 °C (temperatura de entrada - salida). El producto de reacción **10** se alimenta después al segundo evaporador instantáneo **F2** donde el agua se evapora parcialmente, saliendo a través de una línea de reciclado **12** de vuelta al primer reactor de hidratación **R1**. La cantidad de agua evaporada puede controlarse con la configuración apropiada del evaporador instantáneo y las condiciones de operación. Las colas **6** del segundo evaporador instantáneo **F2**, se envían entonces a las zonas de evaporación de agua y purificación.

En general, para cada reactor, las alimentaciones de agua (o el producto de reacción del reactor previo) y de óxido de alquileno pueden premezclarse y después alimentarse al reactor de la zona de reacción. Por ejemplo, en cualquiera de las configuraciones ejemplificadas por las figuras 1, 2, 3, 4 y 5, la alimentación de agua **1** y de óxido de alquileno **2** puede premezclarse y después alimentarse al primer reactor de hidratación **R1**. También cualquiera (o ambas) alimentaciones de reciclado **3** y **12** pueden premezclarse con la alimentación de agua **1** y/o la alimentación de óxido de alquileno **2**. De acuerdo con las realizaciones adicionales, las alimentaciones **8** y/u **11** pueden premezclarse con los productos de reacción **4**, **5** o **10** antes de entrar en el reactor de hidratación correspondiente.

Por supuesto, las condiciones a modo de ejemplo para la hidratación no catalítica del óxido de propileno dadas anteriormente (20-25 bar, 135-195 °C) pueden variar dependiendo del óxido de alquileno usado y, normalmente, aseguran que los reactantes están en la fase líquida y evitan un exceso de temperatura de esta reacción exotérmica. Por ejemplo, la presión puede ser mayor en el caso del óxido de etileno (es más volátil que el óxido de propileno), y menor en el caso del óxido de butileno y otros óxidos de alquileno que tienen un mayor punto de ebullición.

Aplicando las configuraciones anteriores u otras posibles configuraciones que pueda concebir el experto dentro de las enseñanzas de la presente divulgación, se requiere menos agua externa. Pueden aplicarse algunas de las alternativas ventajosas analizadas previamente a las configuraciones anteriores (no mostradas en las figuras). Por ejemplo, una primera alternativa es la evaporación instantánea del producto de reacción entre los reactores, que puede sustituir parcial o totalmente al medio de enfriamiento normalmente requerido para reducir la temperatura entre los reactores. Como consecuencia, se reduce la energía requerida para el enfriamiento entre etapas. En una segunda alternativa, el agua evaporada instantáneamente puede condensarse y, al mismo tiempo, precalienta la alimentación de agua externa alimentada al primer reactor de hidratación. En una tercera alternativa, las impurezas que se evaporan en el evaporador instantáneo junto con el agua pueden retirarse mediante una purga o separador de no condensables antes de reciclar el agua. Por supuesto, en una cuarta alternativa, el agua evaporada instantáneamente puede enfriarse mediante un intercambiador de calor o mezclador con una corriente de agua más fría. Puede instalarse una combinación de una o más de las anteriores primera, segunda, tercera y cuarta alternativas, y está dentro del alcance de la presente invención.

Por lo tanto, las configuraciones ejemplificadas anteriormente y otras de las alternativas descritas más adelante no pueden entenderse como realizaciones aisladas sino como ejemplos de la divulgación general y, por tanto, un experto en la materia podría combinarlas para optimizar el funcionamiento de una planta dentro del alcance de la invención.

Si se sitúa un evaporador instantáneo después del último reactor antes de la evaporación de agua, la temperatura del producto en bruto que entra en la zona de evaporación de agua se reduce y, por tanto, requiere mayor consumo de energía para la evaporación. Para mejorar la integración energética del proceso, dicho producto en bruto puede usarse para las operaciones de transferencia de energía con los productos que salen de cualquiera de los reactores de hidratación previos. De esta manera, el producto en bruto que sale del último evaporador instantáneo se calienta hacia el proceso de evaporación de agua, mientras que el producto que sale de los reactores previos se enfría antes de entrar en el siguiente reactor. En otras palabras, antes de enviarlo a la evaporación de agua, el producto en bruto que sale del último evaporador instantáneo puede usarse como medio de enfriamiento de al menos uno de los productos que salen de los reactores de hidratación previos.

Por ejemplo, el método de la invención puede comprender (i) hidratar con agua una primera alimentación de óxido de alquileno en un primer reactor de hidratación; (ii) enfriar el producto de dicho primer reactor de hidratación y proporcionar una segunda alimentación de dicho óxido de alquileno; (iii) proceder a una segunda hidratación en un segundo reactor de hidratación; (iv) evaporar instantáneamente agua en un primer evaporador instantáneo el producto de dicho segundo reactor de hidratación y hacer recircular el agua evaporada hacia la zona de reacción; (v) opcionalmente, enfriar las colas de dicho primer evaporador instantáneo; (vi) mezclar las colas de dicho primer evaporador instantáneo con una tercera alimentación de dicho óxido de alquileno; (vi) proceder a una tercera hidratación en un tercer reactor de hidratación; (vii) evaporar instantáneamente agua en un segundo evaporador instantáneo el producto de dicho tercer reactor de hidratación y hacer recircular el agua evaporada hacia la zona de

reacción; y (viii) opcionalmente, someter las colas de dicho segundo evaporador instantáneo a un intercambio de calor con el producto de dicho primer reactor de hidratación.

5 La mezcla de producto en bruto que sale de la zona de reacción de acuerdo con la presente invención contiene una
mezcla de glicoles, agua y otras impurezas, y puede tratarse además siguiendo procedimientos conocidos. Los
procedimientos comerciales más extendidos envían la mezcla de producto en bruto directamente a la zona de
evaporación de agua. El esquema más frecuente es el de triple efecto mencionado anteriormente y descrito en muchas
referencias tales como Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, séptima edición, capítulo de etilenglicol, el
10 documento US 2012/0203015 A1 o el documento US 5.514.388 B1. Los tres evaporadores están dispuestos en serie
a presiones en disminución, de manera que el vapor que se desprende en un recipiente puede usarse para calentar
el siguiente debido al gradiente térmico. Solo el primer evaporador requiere una fuente de calor externa. El vapor del
primer y segundo evaporadores se hace pasar a través del hervidor del segundo y tercer evaporadores,
respectivamente. El vapor del último evaporador se condensa usando un enfriador externo. El agua condensada de la
15 evaporación de agua se envía de vuelta a la zona de reacción para reciclarla. La evaporación de múltiples efectos
normalmente no retira toda el agua, dejando de un 2 a un 10 por ciento en peso del agua en la corriente de glicol, y
muchas veces va seguida aguas abajo de una torre de destilación a vacío que completa el secado del producto de
glicol. Una vez que en el producto de glicol se ha evaporado agua y se ha secado, normalmente es purificado en una
zona de purificación, normalmente por destilación.

20 Para ilustrar adicionalmente el funcionamiento y las ventajas de la presente invención se proporcionan ejemplos no
limitativos (y ejemplos comparativos).

Ejemplos

25 Ejemplo 1 y Ejemplo Comparativo 1: hidratación térmica de óxido de propileno (PO) usando un único reactor (El
Ejemplo 1 es un ejemplo de referencia)

Se simuló el funcionamiento de un proceso de hidratación térmica con un único reactor sin evaporador instantáneo
(Ejemplo Comparativo 1, es decir, de acuerdo con la técnica anterior) y con un evaporador instantáneo (Ejemplo 1).

30 El Ejemplo Comparativo 1 (de acuerdo con la técnica anterior) se describe con referencia a la figura 6. Un único reactor
16 tubular adiabático de flujo pistón se alimenta con agua precalentada 13 (52.500 kg/h a 83 °C) mezclada con PO 14
(13.125 kg/h a 15 °C) a través de la línea 15. De esta manera, la proporción molar agua:PO es aproximadamente 9,8:1
(aproximadamente 20 % en peso de PO en la alimentación). La temperatura en la entrada del reactor es de 120 °C y
35 es de 190 °C en la salida. La mezcla de producto sale del reactor 16 a través de la línea 17.

El ejemplo 1 se describe con referencia a la figura 7, y es similar al Ejemplo Comparativo 1, excepto por el uso de un
evaporador instantáneo 21 y la recirculación del agua 20 evaporada de esta manera (6.700 kg/h con una composición
de más de 98 % en peso de agua). Por lo tanto, el agua total alimentada al reactor de hidratación 16 es 57.200 kg/h.
40 Un único reactor 16 tubular adiabático de flujo pistón se alimenta con agua precalentada 13 (52.500 kg/h a 83 °C) y
6.700 kg/h de agua reciclada 20 (un total de 57.200 kg/h), se mezcla con PO 14 (13.125 kg/h a 15 °C) a través de la
línea 15. La temperatura en la entrada del reactor es de 128 °C y es de 190 °C en la salida. La mezcla de producto
sale del reactor 16 a través de la línea 17 y se envía a un evaporador instantáneo 21, desde el cual el agua se evapora
parcialmente (6.700 kg/h con una composición de más del 98 % en peso de agua) y se recircula a través de la línea
45 20 y se mezcla con el agua 13, como se ha mencionado anteriormente. De esta manera, la proporción molar de
agua:PO que tiene en cuenta el agua recirculada es ahora de 11:1 (aproximadamente 18 % en peso de PO en la
alimentación 15). Las colas del evaporador instantáneo 21 están a aproximadamente a 150 °C y se bombean a través
de la línea 19 a la zona de evaporación de agua.

50 En la Tabla 1 se resume la composición del glicol, dada en kg/h, obtenido a partir de la mezcla de producto enviada a
la evaporación de agua en cada caso:

Tabla 1

	Ejemplo Comparativo 1	Ejemplo 1
Monopropilenglicol (MPG)	15.884	16.000
Dipropilenglicol (DPG)	1.088	990
Tripropilenglicol (TPG)	40	33

55 De esta manera, la producción de MPG mejora en un 0,7 %, el DPG se reduce un 0,1 % y el TPG se reduce un 15 %.
De forma global el proceso proporciona una mejor selectividad hacia los óxidos de monoalquileño con la misma energía
(aproximadamente 8,96 MMkcal/h en ambos casos, comparando la energía usada para calentar la corriente 13, más
la energía requerida para evaporar agua de la corriente 17 en el Ejemplo Comparativo 1, frente a la energía necesaria
para evaporar agua de la corriente 19 en el Ejemplo 1).

60

Por otro lado, el sistema del Ejemplo 1 puede hacerse funcionar para obtener la misma composición de glicol que en el Ejemplo Comparativo 1 (es decir, alimentando en ambos casos la misma cantidad global de agua al reactor **16**). De esta manera, en lugar de mejorar la proporción del monoalquilenglicol obtenido, pueden conseguirse ahorros de energía porque se envía menos agua a la zona de evaporación de agua. El efecto global es una reducción del consumo a 7,5 MMkcal/h (energía requerida para evaporar agua de la corriente **19**), una reducción del 16 % con respecto al Ejemplo Comparativo 1 (aproximadamente 8,96 MMkcal/h, incluyendo la energía usada para calentar la corriente **13** más la energía usada para evaporar agua de la corriente **19**), mientras que en ambos casos se obtienen las mismas cantidades de MPG, DPG y TPG.

10 Ejemplo 2 y Ejemplo Comparativo 2: hidratación térmica de óxido de propileno (PO) usando tres reactores tubulares adiabáticos de flujo pistón

15 Se simuló el funcionamiento de tres reactores de hidratación térmica sin evaporadores instantáneos (Ejemplo Comparativo 2, es decir, de acuerdo con la técnica anterior) y con dos evaporadores instantáneos (Ejemplo 2, es decir, de acuerdo con la presente invención).

20 El Ejemplo Comparativo 2 (de acuerdo con la técnica anterior) se describe con referencia a la figura 8. Un primer reactor **31** tubular adiabático de flujo pistón se alimenta con OP **22** (4.331 kg/h a 15 °C) y agua **42** (22.900 kg/h) para crear la alimentación **23**. La corriente de agua **42** procede de una corriente de agua **41** a menor temperatura, que se ha calentado a través de intercambio de energía con las corrientes (**24** y **27**) que salen del primer y segundo reactores tubulares adiabáticos de flujo pistón (**31** y **32**, respectivamente). La temperatura de dicha corriente **23** cuando entra en el primer reactor **31** es de 142 °C y la temperatura de la corriente **24** que sale de dicho primer reactor **32** es de 195 °C. Una vez enfriada, la corriente **24** se mezcla con 4.331 kg/h adicionales de OP (**26**) a 15 °C para crear la alimentación **25** que entra en el segundo reactor **32** y sale como corriente **27** a 190 °C. Dicha corriente **27** se enfría con un enfriador y se mezcla con 4.331 kg/h adicionales de OP (**29**) a 15 °C para formar la corriente **28** que entra en el tercer reactor **33** y sale a 190 °C como corriente **30**, que se envía a la zona de evaporación de agua.

30 El Ejemplo 2 (de acuerdo con la presente invención) se describe con referencia a la figura 9, y es similar al Ejemplo Comparativo 2 excepto por la inclusión de un primer evaporador instantáneo **50** después del segundo reactor **32** y de un segundo evaporador instantáneo **51** después del tercer reactor **33**. El agua evaporada en el primer y segundo evaporadores instantáneos (1.300 kg/h y 2.900 kg/h, respectivamente) se mezcla con la alimentación de agua **41** (22.900 kg/h) para crear la alimentación de agua **43** con un total de 27.100 kg/h.

35 Por consiguiente, un primer reactor **31** tubular adiabático de flujo pistón se alimenta con OP **22** (4.331 kg/h a 15 °C) y agua **43** (27.100 kg/h) para crear la corriente **23**. La temperatura de la corriente **24** que sale de dicho primer reactor **31** es de 195 °C. Una vez enfriada con el producto en bruto final **39** (véase más adelante), la corriente **24** se mezcla con 4.331 kg/h adicionales de OP (**26**) a 15 °C para crear la alimentación **25**, que entra en el segundo reactor **32** tubular adiabático de flujo pistón y sale como corriente **27** a 190 °C. Dicha corriente **27** se evapora instantáneamente en el primer evaporador instantáneo **50** (7 bar, 1.300 kg/h de agua evaporada), se enfría adicionalmente con un enfriador y se mezcla con 4.331 kg/h adicionales de OP (**29**) a 15 °C para formar la corriente **36** que entra en el tercer reactor **33** tubular adiabático de flujo pistón y sale a 190 °C como corriente **37**. La corriente **37** se evapora instantáneamente en el segundo evaporador instantáneo **51** (3 bar, 2.900 kg/h de agua evaporada). Como se ha mencionado anteriormente, el producto en bruto final **39** se usa como medio de enfriamiento de la corriente **24** para aumentar la temperatura de dicha corriente **39** antes de enviarla a la zona de evaporación de agua.

45 En la Tabla 2 se resume la composición del glicol, dada en kg/h, obtenido a partir de la mezcla de producto enviada a la evaporación de agua en cada caso:

Tabla 2

	Ejemplo Comparativo 2	Ejemplo 2
Monopropilenglicol (MPG)	14.383	14.633
Dipropilenglicol (DPG)	2.255	2.077
Tripropilenglicol (TPG)	192	158

50 De esta manera, la producción de MPG mejora en un 1,7 %, el DPG se reduce un 7,9 % y el TPG se reduce un 17,7 %. De forma global el proceso de la invención proporciona una mejor selectividad hacia los óxidos de monoalquileño con la misma energía (aproximadamente 1,9 MMkcal/h en ambos casos, como en el Ejemplo Comparativo 1 y el Ejemplo 1, incluyendo toda la energía usada en las zonas de reacción y de evaporación de agua).

55 Por otro lado, el sistema del Ejemplo 2 puede hacerse funcionar para obtener la misma composición de glicol que en el Ejemplo Comparativo 2 (es decir, alimentando en ambos casos la misma cantidad global de agua al reactor **31**). De esta manera, en lugar de mejorar la proporción del monoalquilenglicol obtenido, pueden conseguirse ahorros de energía porque se envía menos agua a la zona de evaporación de agua. El efecto global es una reducción del consumo a 1,5 MMkcal/h, una reducción del 22 % con respecto al Ejemplo Comparativo 1 (aproximadamente 1,9 MMkcal/h),

mientras que en ambos casos se obtienen las mismas cantidades de MPG, DPG y TPG.

REIVINDICACIONES

1. Un método para preparar un alquilenglicol, que comprende hidratar con agua un óxido de alquileo en un reactor de hidratación, situado en una zona de reacción, siendo dicho óxido de alquileo al menos un 5 % en peso con respecto a la alimentación total, **caracterizado por que** se somete la mezcla de producto de dicho reactor de hidratación a un proceso de evaporación instantánea de agua en un evaporador instantáneo, siendo dicho evaporador instantáneo un depósito separador instantáneo, y en donde las colas que salen del evaporador instantáneo se vuelven a presurizar antes de entrar en el siguiente reactor de hidratación.
2. El método de acuerdo con la reivindicación 1, en el que dicho evaporador instantáneo funciona a una presión que varía desde la presión de reacción hasta una presión más baja que la atmosférica.
3. El método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 1 o 2, en el que dicho evaporador instantáneo es un depósito separador instantáneo para la vaporización instantánea adiabática sin ninguna placa.
4. El método de acuerdo a cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la zona de reacción comprende un primer reactor de hidratación, un segundo reactor de hidratación y un tercer reactor de hidratación.
5. El método de acuerdo con la reivindicación 4, en el que el producto del segundo reactor de hidratación es sometido a un proceso de evaporación instantánea de agua en un primer evaporador instantáneo, y el producto del tercer reactor de hidratación es sometido a un proceso de evaporación instantánea de agua en un segundo evaporador instantáneo.
6. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 4 o 5, en el que el agua evaporada instantáneamente se condensa y, al mismo tiempo, precalienta la alimentación de agua externa al primer reactor.
7. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el proceso de evaporación instantánea de agua tiene lugar en una unidad de evaporación instantánea distinta de un reactor.
8. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 4 a 7, en el que cada reactor de hidratación comprende una alimentación de óxido de alquileo.
9. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el agua evaporada en al menos uno de los evaporadores instantáneos es devuelta a un reactor de hidratación previo.
10. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el producto del último reactor de hidratación es sometido a un proceso de evaporación instantánea de agua en un evaporador instantáneo.
11. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende
 - (i) hidratar con agua una primera alimentación de óxido de alquileo en un primer reactor de hidratación,
 - (ii) enfriar el producto de dicho primer reactor de hidratación y proporcionar una segunda alimentación de dicho óxido de alquileo;
 - (iii) proceder a una segunda hidratación en un segundo reactor de hidratación;
 - (iv) evaporar instantáneamente en un primer evaporador instantáneo agua del producto de dicho segundo reactor de hidratación y hacer recircular el agua evaporada hacia la zona de reacción;
 - (v) opcionalmente, enfriar las colas de dicho primer evaporador instantáneo;
 - (vi) mezclar las colas de dicho primer evaporador instantáneo con una tercera alimentación de dicho óxido de alquileo;
 - (vii) proceder a una tercera hidratación en un tercer reactor de hidratación;
 - (viii) evaporar instantáneamente en un segundo evaporador instantáneo agua del producto de dicho tercer reactor de hidratación y hacer recircular el agua evaporada hacia la zona de reacción; y
 - (ix) opcionalmente, someter las colas de dicho segundo evaporador instantáneo a un intercambio de calor con el producto de dicho primer reactor de hidratación.
12. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el producto del último reactor de hidratación es sometido a un proceso de evaporación instantánea de agua en un evaporador instantáneo y el producto en bruto se usa para enfriar el producto del primer reactor de hidratación.
13. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el agua evaporada en al menos uno de los evaporadores instantáneos se condensa y se recicla al primer reactor de hidratación.
14. El método de acuerdo con la reivindicación 13, en el que dicha agua evaporada en al menos uno de los evaporadores instantáneos se hace pasar a través de un separador, antes de reciclarla, al primer reactor de hidratación.
15. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la mezcla de producto que sale

de la zona de reacción es sometido a evaporación en una zona de evaporación de agua y después es purificado en una zona de purificación.

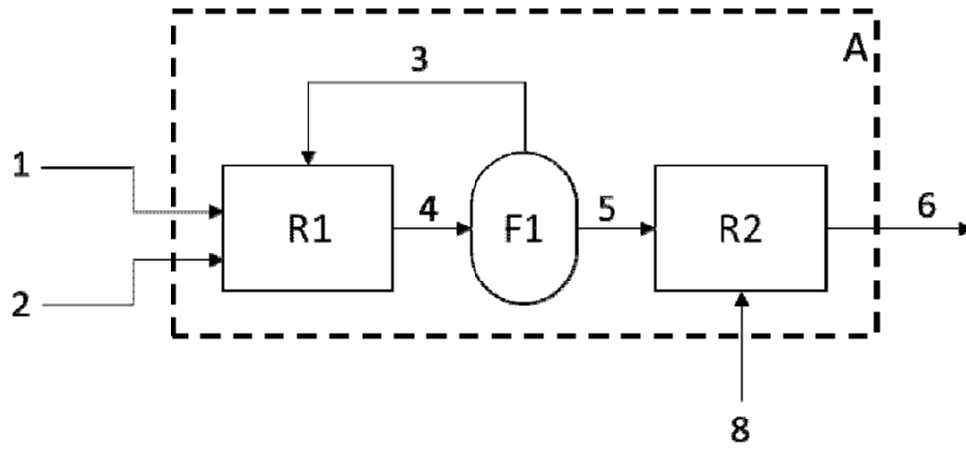


FIGURA 1

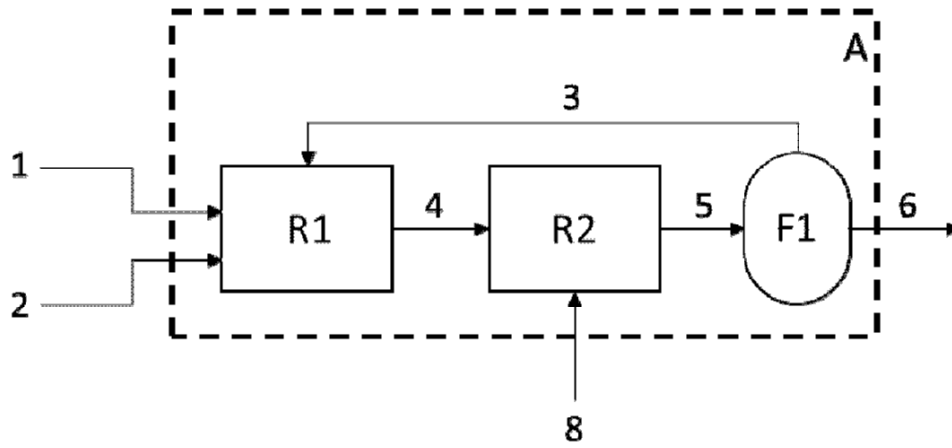


FIGURA 2

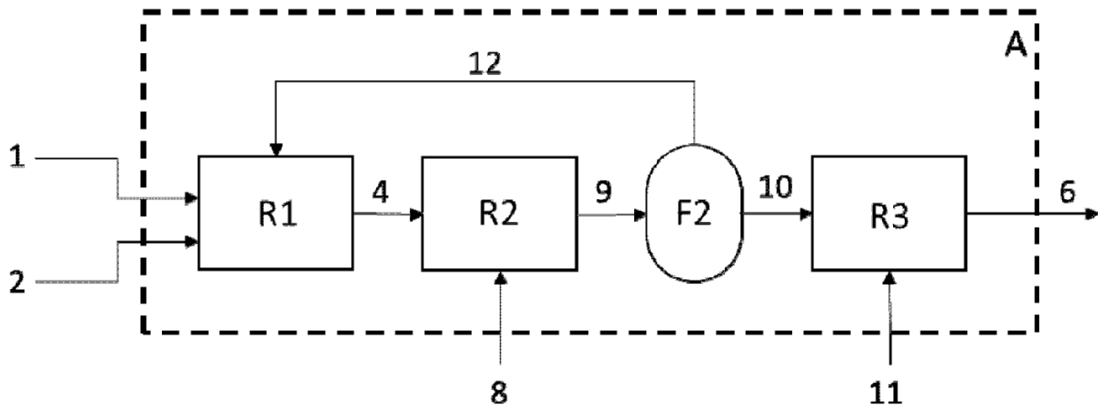


FIGURA 3

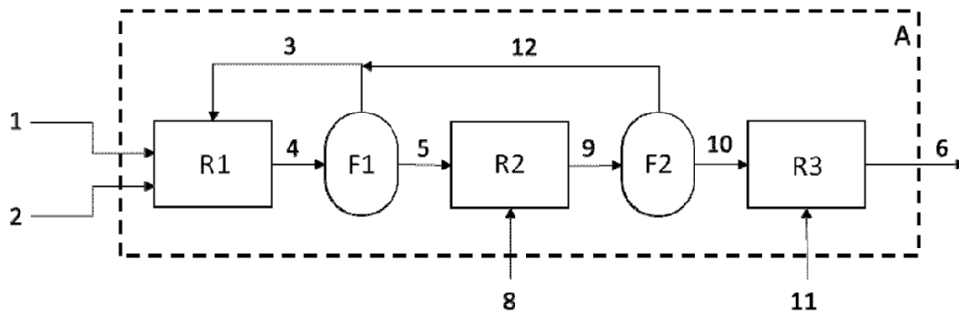


FIGURA 4

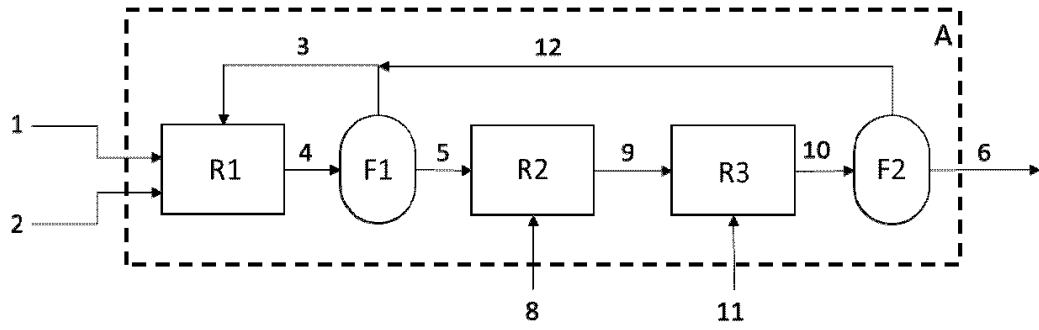


FIGURA 5

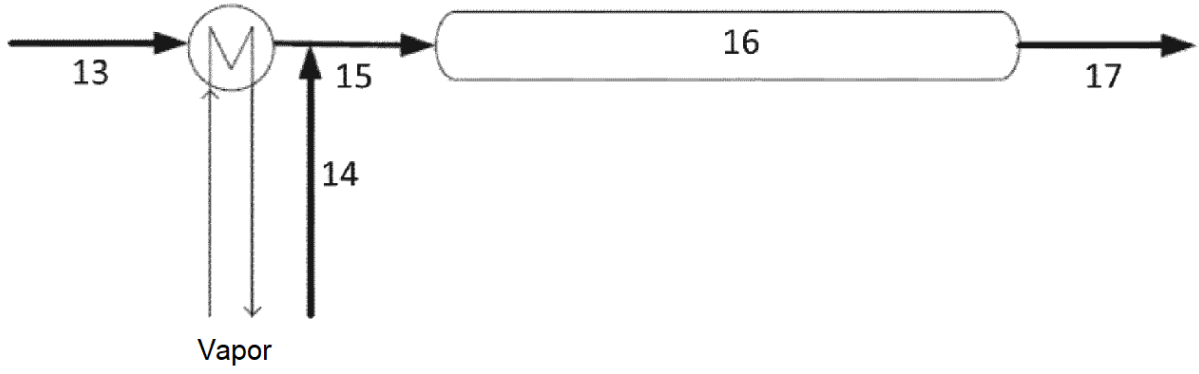


Figura 6

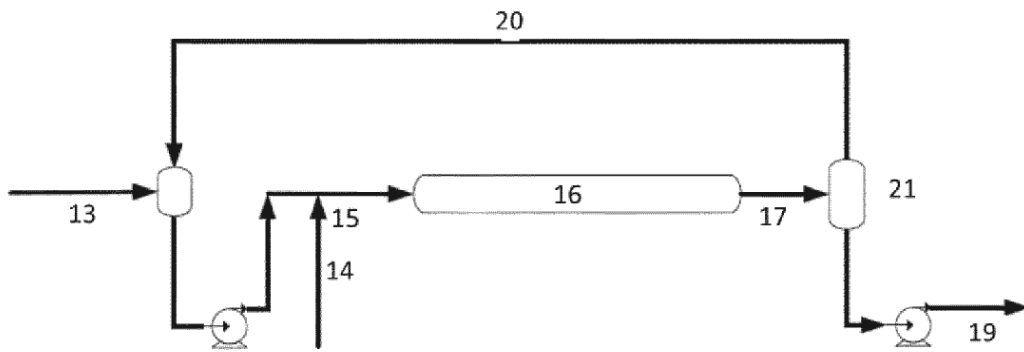


Figura 7

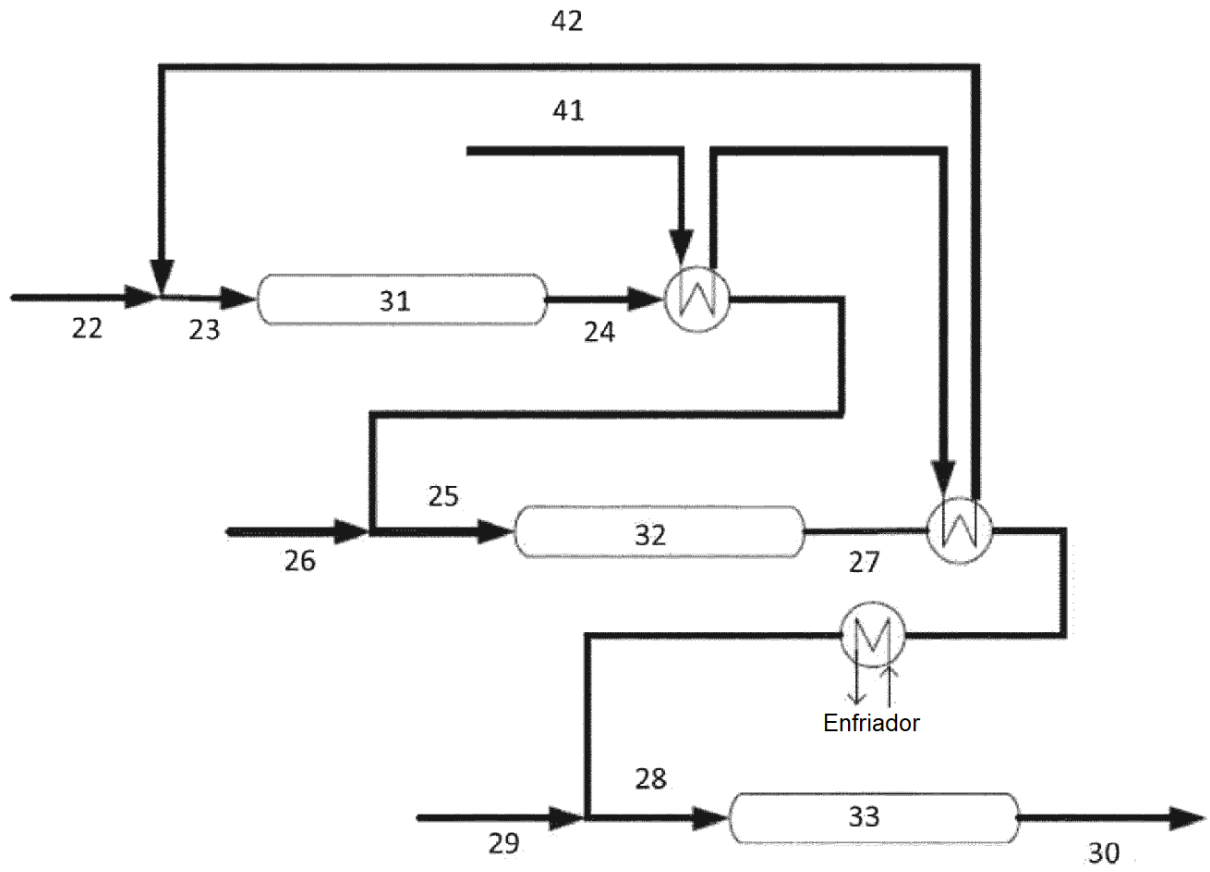


Figura 8

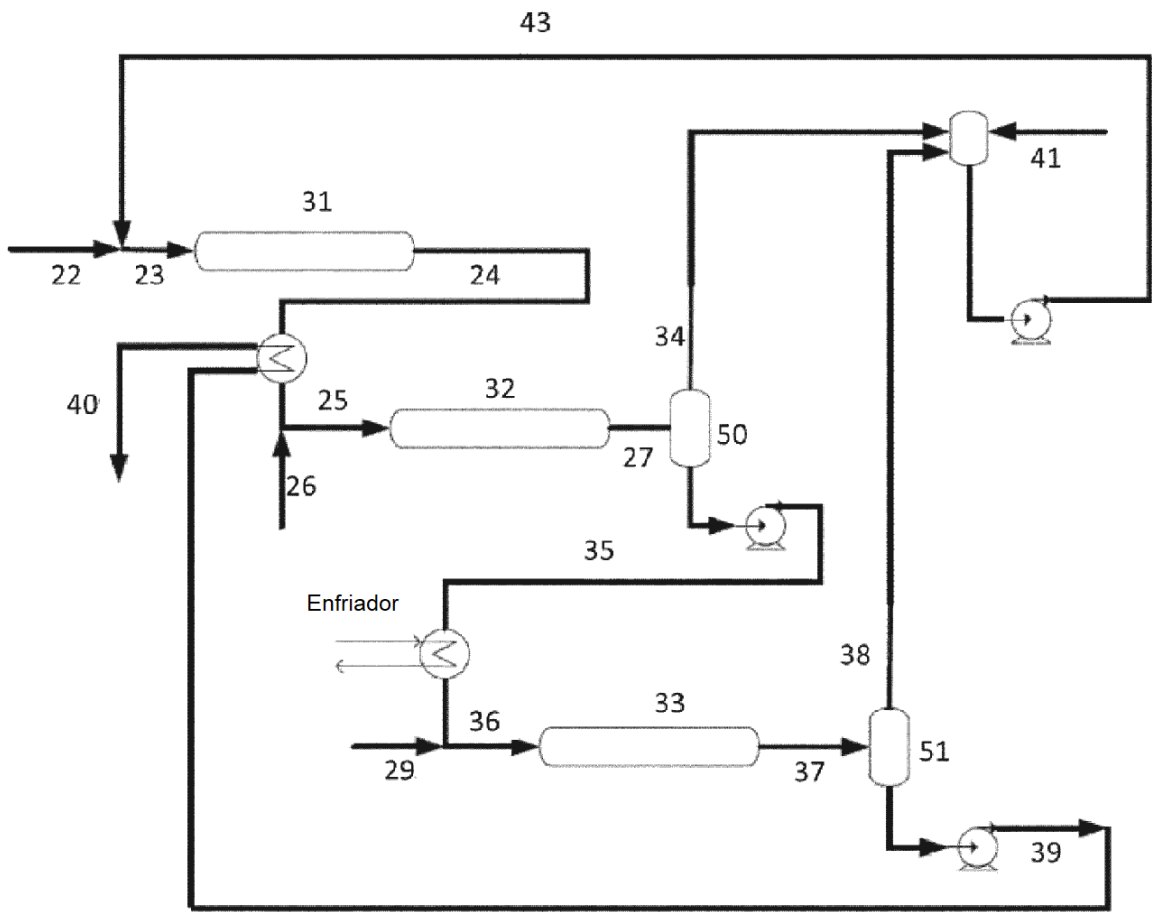


Figura 9