

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 713 679**

51 Int. Cl.:

C07C 29/20 (2006.01)

C07C 45/00 (2006.01)

B01J 8/06 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **06.07.2015 E 15175465 (2)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **06.02.2019 EP 3115350**

54 Título: **Un proceso para la producción de una mezcla que comprende ciclohexanol y ciclohexanona**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
23.05.2019

73 Titular/es:

**CAP III B.V. (100.0%)
Mauritslaan 49
6129 EL Urmond, NL**

72 Inventor/es:

**MARTENS, WILHELMUS RUDOLF MARIA y
TINGE, JOHAN THOMAS**

74 Agente/Representante:

VALLEJO LÓPEZ, Juan Pedro

ES 2 713 679 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

Un proceso para la producción de una mezcla que comprende ciclohexanol y ciclohexanona

5 **Campo de la invención**

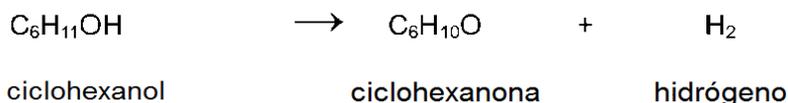
La presente invención se refiere a un proceso para construir una planta química, que se usa para la producción de una mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol por hidrogenación de fenol.

10 **Antecedentes de la invención**

La ciclohexanona es un intermedio en la producción de, entre otros compuestos, ácido adípico y caprolactama. Estos son monómeros comúnmente utilizados en la producción de poliamida-6,6 y poliamida-6, respectivamente. Un proceso importante para la producción de ciclohexanona para su uso en la producción de caprolactama se basa en la oxidación selectiva del ciclohexano, utilizando oxígeno atmosférico. La oxidación de ciclohexano produce una mezcla de ciclohexanol y ciclohexanona y el hidroperóxido de ciclohexilo precursor que luego se descompone térmica y/o catalíticamente para producir ciclohexanol y ciclohexanona adicionales, y varios subproductos. La ciclohexanona se puede separar por destilación de la mezcla que comprende ciclohexanol, ciclohexanona, ciclohexano sin reaccionar y subproductos. El ciclohexanol también se puede recuperar por destilación y, opcionalmente, se puede convertir en ciclohexanona por deshidrogenación. Los procesos químicos para la producción de ciclohexanona y ciclohexanol por oxidación de ciclohexano son conocidos en la técnica (ver, por ejemplo, Michael Tuttle Musser; Ciclohexanol y ciclohexanona en la Enciclopedia de química industrial de Ullmann. Publicado en Internet: 15 OCT 2011 DOI: 10.1002/14356007.a08_217.pub2 Copyright © 2002 por Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA) (Musser).

La relación entre ciclohexanona y ciclohexanol en la mezcla obtenida después de la descomposición del hidroperóxido de hidroxilo precursor que se obtiene en el proceso de oxidación de ciclohexano es en general de 0,3 a 2. La relación depende, entre otros, de la presencia, si la hay, y del tipo y concentración de catalizador en la unidad de oxidación de ciclohexano. Esta relación determina en gran medida la capacidad de la sección de deshidrogenación de ciclohexanol. En todos los casos, una gran fracción de la ciclohexanona que se produce a partir del ciclohexano se obtiene por deshidrogenación de ciclohexanol.

Normalmente, la ciclohexanona y el hidrógeno se producen a partir de la deshidrogenación de ciclohexanol. El proceso para la deshidrogenación de ciclohexanol a ciclohexanona se puede describir mediante la siguiente ecuación estequiométrica:



Generalmente, la reacción de deshidrogenación de ciclohexanol a ciclohexanona se lleva a cabo en la fase de vapor (también llamada a menudo fase gaseosa) en presencia de material catalítico. En general, en tal proceso de deshidrogenación se usa un catalizador heterogéneo. Los catalizadores adecuados incluyen catalizadores a base de cobre y/o zinc, por ejemplo catalizadores que comprenden $\text{CuCrO}_4 \cdot 2\text{CuO} \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, CuMgO , CuZnO , CuCrO , CuCrMnV y/o ZnO .

Se sabe que la deshidrogenación de ciclohexanol a ciclohexanona es endotérmica y generalmente se realiza a temperaturas elevadas. Los procesos industriales actuales para la producción de ciclohexanona a través de la deshidrogenación catalítica del ciclohexanol difieren en el vehículo de calor para la introducción del calor de reacción. En general, el calentamiento se realiza con gases de combustión, aceite térmico, metales líquidos o vapor como vehículo de calor. A menudo, este calentamiento se realiza con vapor o aceite térmico como vehículo de calor, más a menudo con vapor.

La deshidrogenación de ciclohexanol en ciclohexanona se puede llevar a cabo en cualquier tipo de reactor adecuado. En particular, el reactor puede seleccionarse entre reactores de lecho compacto, reactores de suspensión y reactores de intercambio de calor de carcasa y tubos. Más preferiblemente, la deshidrogenación se lleva a cabo en un reactor de intercambio de calor de carcasa y tubos con catalizador de deshidrogenación en los tubos y el medio de calentamiento fuera de los tubos. Lo más preferiblemente, tanto la alimentación como la descarga del reactor de deshidrogenación de ciclohexanol están en estado gaseoso. Normalmente, el reactor de deshidrogenación de ciclohexanol es un reactor catalítico multitubular (vertical) con material catalítico dispuesto en los tubos y el vehículo de calor que circula externamente alrededor de los tubos. El reactor se alimenta normalmente con una mezcla gaseosa que comprende ciclohexanol.

Un proceso alternativo para la producción de ciclohexanona es mediante la hidrogenación selectiva de benceno a ciclohexeno, que va seguido de la hidratación de ciclohexeno a ciclohexanol, que va seguido por la

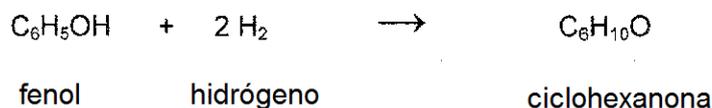
deshidrogenación de ciclohexanol a ciclohexanona. Algunas de estas etapas químicas se realizan en condiciones difíciles con respecto a la temperatura y la presión. Este proceso se describe, por ejemplo, en Musser. Sin embargo, este proceso produce varios subproductos no deseados que son difíciles de eliminar. Y, además, este proceso requiere mucha energía y grandes inversiones.

En la hidratación de ciclohexeno al ciclohexanol, la mezcla de reacción que sale de la sección de hidratación casi no contiene ciclohexanona. En consecuencia, prácticamente toda la ciclohexanona que se produce se obtiene por deshidrogenación de ciclohexanol. La deshidrogenación de ciclohexanol a ciclohexanona se puede llevar a cabo de la misma manera que se describió anteriormente.

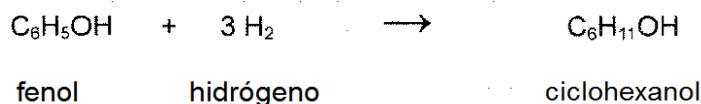
Otro proceso alternativo para la producción de ciclohexanona es mediante la reducción catalítica del fenol con hidrógeno, por ejemplo, utilizando un catalizador heterogéneo que comprende paladio.

El documento WO 2011/073233 describe un proceso para la producción de ciclohexanona por hidrogenación de fenol en el cual el catalizador de hidrogenación se trata con agua alimentando continua o intermitentemente agua (o vapor) durante la reacción de hidrogenación, lo que tiene como resultado un aumento de la conversión de fenol.

Normalmente, una mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol se produce a partir de la hidrogenación de fenol. Los procesos para la hidrogenación de fenol a ciclohexanona y ciclohexanol se pueden describir mediante las siguientes ecuaciones estequiométricas:



y



La hidrogenación de fenol con hidrógeno se puede realizar en la fase de vapor (también llamada a menudo fase gaseosa) o en la fase líquida, descrita en, por ejemplo, Musser; J.F. Van Peppen, W.B. Fisher and C.H. Chan, 'Phenol Hydrogenation Process' en Chemical Industries, 22 ('Catalysis of Organic Reactions'; Ed. R.L. Augustine); Marcel and Dekker, N.Y., 355-372', (1985); y A.C. Dimian and C.S. Bildea, Chemical Process Design, Computer-Aided Case Studies', Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim, Alemania, Capítulo 5, 129-172 (2008). Se sabe que la hidrogenación de fenol es altamente exotérmica. Se produce una mezcla que comprende ciclohexanol, ciclohexanona, fenol sin reaccionar y subproductos. La separación de ciclohexanona de esta mezcla se puede hacer por destilación. El ciclohexanol también puede recuperarse por destilación y opcionalmente convertirse en ciclohexanona por deshidrogenación. El fenol sin reaccionar se elimina por destilación y se recicla en el proceso.

Normalmente, un reactor de hidrogenación de fenol es un reactor catalítico multitubular (vertical) con material catalítico en los tubos y el vehículo de calor circula externamente alrededor de los tubos, que se alimentan con una mezcla gaseosa que comprende hidrógeno y fenol. En este reactor, la gran mayoría del fenol alimentado se convierte en ciclohexanona. El calor de la reacción se elimina mediante enfriamiento indirecto con un refrigerante; en general, el refrigerante es un líquido que se evapora opcionalmente: en caso de que se aplique agua líquida como refrigerante, el vapor se obtiene opcionalmente mediante la evaporación del agua líquida dentro de la carcasa del reactor. La temperatura del reactor generalmente se controla para estar en el rango de 100 a 250 °C.

La relación molar entre la ciclohexanona y el ciclohexanol en la mezcla de reacción que sale de la sección de hidrogenación de fenol es en general más de 5. Por lo tanto, en un proceso para la producción de ciclohexanona basado en la reducción catalítica de fenol con hidrógeno, solo se convierte una pequeña fracción del fenol en ciclohexanol. En dicho proceso, el ciclohexanol podría eliminarse y usarse para otras aplicaciones, por ejemplo, para la producción de ácido adipico. Como alternativa, el ciclohexanol producido puede deshidrogenarse para producir ciclohexanona. Dicho proceso puede llevarse a cabo de la misma manera que se describe anteriormente. Sin embargo, los procesos para la producción de ciclohexanona basados en la reducción catalítica de fenol con hidrógeno no requieren una sección de deshidrogenación de ciclohexanol para producir una cantidad económicamente viable de ciclohexanona. En caso de que un proceso para la producción de ciclohexanona basado en la reducción catalítica del fenol con hidrógeno se proporcione con una unidad de deshidrogenación para convertir ciclohexanol en ciclohexanona, entonces la capacidad requerida de la sección de deshidrogenación de ciclohexanol puede ser bastante limitada en comparación con la capacidad del proceso para la producción de ciclohexanona, debido a que en un proceso de este tipo, solo una pequeña fracción de la ciclohexanona producida se obtiene por

deshidrogenación de ciclohexanol.

En la oxidación de ciclohexano, la mezcla producida de ciclohexanol y ciclohexanona comprende normalmente una gran proporción de ciclohexanona. En la hidratación de ciclohexeno, normalmente la mezcla producida de ciclohexanol y ciclohexanona comprende casi completamente ciclohexanol. Sin embargo, en la hidrogenación de fenol, la mezcla producida de ciclohexanol y ciclohexanona comprende solo una pequeña minoría de ciclohexanol. Por consiguiente, para producir un volumen dado de ciclohexanona, el proceso para la hidrogenación de fenol requiere mucho menos volumen de ciclohexanol para deshidrogenarse a ciclohexanona que el proceso para la oxidación de ciclohexano o el proceso para la hidratación de ciclohexeno.

Las plantas químicas para la producción de ciclohexanona por reducción de fenol, las plantas químicas para la producción de ciclohexanona basada en la hidratación de ciclohexeno seguida de la deshidrogenación de ciclohexanol, y las plantas químicas para la producción de ciclohexanona por oxidación de ciclohexano son bien conocidas en la técnica y se describen en, por ejemplo, Musser. Los materiales de partida, productos intermedios y subproductos presentes en una planta para la producción de ciclohexanona basada en la hidrogenación de fenol son diferentes de los presentes en una planta para la producción de ciclohexanona basada en la hidratación de ciclohexeno seguido de la deshidrogenación de ciclohexanol, y diferentes de los presentes en una planta para la producción de ciclohexanona basada en la oxidación de ciclohexano. Por consiguiente, el aparato requerido para la producción de ciclohexanona basada en la hidrogenación de fenol es diferente al requerido para la producción de ciclohexanona basada en la hidratación de ciclohexeno seguido de la deshidrogenación de ciclohexanol, y también diferente al requerido para la producción de ciclohexanona basada en la oxidación de ciclohexano.

Hoy en día, debido a la severa reducción del precio del fenol en comparación con el precio del benceno, los procesos para la producción de una mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol por reducción del fenol con hidrógeno son más económicos en relación con los costos de las materias primas y los costos de energía que el proceso para producir ciclohexanona basado en la hidratación de ciclohexeno seguido de la deshidrogenación de ciclohexanol, y el proceso para producir ciclohexanona basado en la oxidación de ciclohexano. Además, las condiciones del proceso para la producción de ciclohexanona por hidrogenación de fenol son mucho menos severas, especialmente con respecto a la presión, que las condiciones del proceso para la producción de ciclohexanona basada en la hidratación de ciclohexeno, seguido de la deshidrogenación de ciclohexanol, y las condiciones del proceso para la producción de ciclohexanona mediante la oxidación de ciclohexano.

Para los productores actuales de una mezcla que comprende ciclohexanona que aplica un proceso de hidratación de ciclohexeno seguido de la deshidrogenación de ciclohexanol, o para los productores de una mezcla que comprende ciclohexanona por un proceso de oxidación de ciclohexano, es ventajoso cambiar al proceso para la producción de una mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol por hidrogenación de fenol. Sin embargo, surge un problema ya que ni su planta actual dedicada a la producción de una mezcla que comprende ciclohexanona por hidratación de ciclohexeno seguido de deshidrogenación de ciclohexanol; ni su planta actual dedicada a la producción de una mezcla que comprende ciclohexanona mediante la oxidación de ciclohexano son adecuadas para llevar a cabo un proceso para la producción de una mezcla de ciclohexanona y ciclohexanol mediante la reducción de fenol. Una opción para cambiar al proceso basado en la hidrogenación de fenol es construir una planta química completamente nueva. Un gran inconveniente de este enfoque es el alto costo de la inversión. En particular, un reactor adecuado para la hidrogenación de fenol normalmente es complejo y, por lo tanto, un componente caro.

Los presentes inventores han descubierto un método para reducir significativamente el costo de inversión de una planta para la producción de una mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol basada en la reducción de fenol. Han desarrollado un proceso para la producción de una mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol por hidrogenación de fenol; basado en el equipo de una planta química utilizada para producir una mezcla que comprende ciclohexanona por oxidación de ciclohexano seguida de deshidrogenación de ciclohexanol, o basado en el equipo de una planta utilizada para producir una mezcla que comprende ciclohexanona por hidratación de ciclohexano seguida de deshidrogenación de ciclohexanol. Más específicamente, la presente invención proporciona un proceso para la construcción de una segunda planta química, segunda planta química que se usa para la producción de una mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol por hidrogenación de fenol, comprendiendo dicho proceso:

a) desconectar un reactor multitubular que se ha utilizado para producir ciclohexanona por deshidrogenación de ciclohexanol de una primera planta química, primera planta química que se utilizó para la producción de una mezcla que comprende ciclohexanona ya sea por:

- i) oxidación de ciclohexano seguida de deshidrogenación de ciclohexanol; o
- ii) hidratación de ciclohexeno seguida de deshidrogenación de ciclohexanol;

b) sustituir el catalizador de deshidrogenación de ciclohexanol dentro de los tubos de dicho reactor multitubular por un catalizador de hidrogenación de fenol; y

c) conectar dicho reactor multitubular a dicha segunda planta química;

en el que "se ha utilizado" significa que el reactor multitubular fue diseñado para la deshidrogenación de ciclohexanol e instalado en una planta química para la deshidrogenación de ciclohexanol.

5 Normalmente, en el proceso de la presente invención, el reactor multitubular que se ha utilizado para la deshidrogenación de ciclohexanol era parte de una planta química, planta química que se utilizó para producir una mezcla que comprende ciclohexanona por oxidación de ciclohexano seguida de deshidrogenación de ciclohexanol.

10 Normalmente, en el proceso de la presente invención, el reactor multitubular que se ha utilizado para la deshidrogenación de ciclohexanol era parte de una planta química, planta química que se utilizó para producir una mezcla que comprende ciclohexanona por hidratación de ciclohexeno seguida de deshidrogenación de ciclohexanol.

Como se usa en la presente memoria, "se ha utilizado" incluye que el reactor multitubular se diseñó para la deshidrogenación de ciclohexanol y/o se instaló en una planta química para la deshidrogenación de ciclohexanol.

15 Un reactor catalítico multitubular que se utiliza para la deshidrogenación de ciclohexanol en un proceso de hidratación de ciclohexeno seguido de deshidrogenación de ciclohexanol; o en un proceso de oxidación de ciclohexano seguido de deshidrogenación de ciclohexanol tiene una gran capacidad debido a que una gran fracción de la ciclohexanona producida se obtiene por deshidrogenación de ciclohexanol. Un reactor catalítico multitubular de este tipo es un equipo costoso. La reutilización de dicho reactor en un proceso para la producción de una mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol por hidrogenación de fenol reducirá el costo de inversión de tal proceso.

25 Ambos procesos para la producción de ciclohexanona esencialmente pura basada en la oxidación de ciclohexano seguida de la deshidrogenación de ciclohexanol y los procesos para la producción de ciclohexanona esencialmente pura basada en la hidratación de ciclohexeno seguidos de la deshidrogenación de ciclohexanol consumen grandes cantidades de energía, normalmente suministradas industrialmente como vapor y electricidad. Se conocen consumos específicos de vapor de más de 5 toneladas de vapor por tonelada de ciclohexanona purificada. Se consumen grandes cantidades de vapor en las diversas secciones de reacción, la eliminación de componentes y subproductos sin reaccionar, la purificación por destilación de ciclohexanona y la deshidrogenación de ciclohexanol.

30 Una ventaja adicional de un proceso de construcción de una planta para llevar a cabo un proceso para la producción de una mezcla de ciclohexanol y ciclohexanona de acuerdo con la presente invención es que el consumo de energía por unidad de peso de ciclohexanona producida puede reducirse. El consumo de vapor específico típico de la hidrogenación de fenol a ciclohexanona es inferior a 2 toneladas de vapor por tonelada de ciclohexanona purificada y, en general, incluso menos de 1 tonelada de vapor por tonelada de ciclohexanona purificada.

35 Una ventaja adicional de la presente invención es que el proceso para la producción de una mezcla de ciclohexanol y ciclohexanona basada en la hidrogenación de fenol requiere condiciones de proceso mucho menos duras que un proceso basado en la oxidación de ciclohexano seguido de una deshidrogenación de ciclohexanol o un proceso basado en la hidratación de ciclohexeno seguido de la deshidrogenación de ciclohexanol.

40 La eficiencia típica del carbono de la hidrogenación de fenol a ciclohexanona es superior al 98 % y, en general, incluso superior al 99 %, mientras que la eficiencia del carbono de la oxidación de ciclohexano a ciclohexanona, incluida la deshidrogenación de ciclohexanol y la purificación, es normalmente del 75 % al 90 % y la eficiencia del carbono de la hidratación de ciclohexeno seguida de la deshidrogenación de ciclohexanol es normalmente del 92 %

45 al 97 %. Otra ventaja adicional de construir una planta según la presente invención es que se requiere menos material de partida para producir una cierta cantidad de ciclohexanona. Además, se puede reducir la cantidad de subproductos y, por lo tanto, los residuos producidos por unidad de peso de ciclohexanona producida. La producción de ciclohexanona por oxidación de ciclohexano suele estar sujeta a estrictas normas de seguridad debido al riesgo de ignición de mezclas explosivas de ciclohexano-oxígeno. Otra ventaja adicional del proceso de la presente

50 invención es que se evita el riesgo de explosión de mezclas de ciclohexano-oxígeno, debido a que no se usa ciclohexano en el proceso de la planta construida. Por lo tanto, no se requieren las medidas de seguridad asociadas.

55 En la presente memoria también se describe una planta química adecuada para la producción de una mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol por hidrogenación de fenol en un reactor multitubular, caracterizada por que dicho reactor multitubular se ha utilizado para la deshidrogenación de ciclohexanol.

60 Normalmente, en el proceso de la presente invención, dicha planta química para la hidrogenación de fenol comprende además una o más de las siguientes unidades: una unidad evaporadora adecuada para evaporar fenol, una unidad condensadora parcial adecuada para condensar ciclohexanol y ciclohexanona de la mezcla gaseosa que comprende ciclohexanona y ciclohexanol, una columna de destilación adecuada para destilar componentes de cabeza que tienen un punto de ebullición más bajo que la ciclohexanona, una columna de destilación adecuada para la separación de ciclohexanona con una pureza de más del 99 % en peso. %, una columna de destilación adecuada para la destilación de componentes de cabeza que tiene un punto de ebullición más alto que la ciclohexanona, una columna de destilación adecuada para la destilación como componentes del producto del fondo que tiene un punto

65 de ebullición más alto que el fenol y un reactor de hidrogenación de ciclohexanol, en el que el ciclohexanol se convierte en ciclohexanona e hidrógeno.

Normalmente, la planta química de la presente invención comprende además una columna de destilación adecuada para la separación de ciclohexanona con una pureza de más del 99 % en peso de una mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol.

5 En la presente memoria se describe además la ciclohexanona preparada en una planta química, planta química en la que se produce una mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol en un reactor multitubular, caracterizado por que dicho reactor multitubular se ha utilizado para la deshidrogenación de ciclohexanol. Preferiblemente, la mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol se produce mediante un proceso continuo para la hidrogenación de fenol.

10 Una planta química incluye todos los aparatos necesarios para fabricar o procesar los productos deseados. Esto incluye unidades para una o múltiples operaciones químicas o físicas, por ejemplo, calentamiento, enfriamiento, mezcla, destilación, extracción y reacción. Incluye todos los equipos auxiliares, por ejemplo, unidades de reflujo, suministro de refrigerante, bombas, intercambiadores de calor y tuberías. El aparato exacto depende, entre otros, del tipo y la pureza del material o materiales de partida y del producto o productos finales deseados, pero también de la escala y el tipo de proceso.

15 Por un proceso continuo para la hidrogenación de fenol se entiende un proceso en el que el fenol y el hidrógeno se alimentan sin interrupción y mediante el cual un producto hidrogenado o una mezcla de productos hidrogenados de fenol se retiran sin interrupción. Un proceso continuo para la hidrogenación de fenol puede ser a una velocidad constante o puede la velocidad puede fluctuar con el tiempo. Un proceso continuo para la hidrogenación de fenol puede interrumpirse durante un cierto período de tiempo debido a, por ejemplo, una alteración del proceso, una actividad de mantenimiento, o por razones económicas.

20 La planta química es preferiblemente de escala industrial. Por escala industrial se entiende una tasa de hidrogenación de fenol de al menos 1.000 kg de fenol por hora, más preferiblemente al menos 2.000 kg de fenol por hora, incluso más preferiblemente al menos 4.000 kg de fenol por hora, y lo más preferiblemente al menos 6.000 kg de fenol por hora.

25 Por hidrogenación de fenol se entiende que el fenol y el hidrógeno se convierten parcial o completamente y, por lo tanto, se forma un producto hidrogenado o una mezcla de productos hidrogenados de fenol. Preferiblemente, al menos 50 % en moles del fenol convertido se convierte en ciclohexanona o en una mezcla de ciclohexanona y ciclohexanol. Más preferiblemente al menos 70 % en moles; incluso más preferiblemente al menos 90 % en moles; al menos 95 % en moles; especialmente al menos 98 % en moles del fenol convertido se convierte en ciclohexanona o en una mezcla de ciclohexanona y ciclohexanol.

30 Como se usa en la presente memoria, una mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol que se produce en un proceso para la hidrogenación de fenol es la mezcla de compuestos que resulta de la hidrogenación de fenol. Normalmente, esto comprende ciclohexanona, ciclohexanol, al menos un subproducto característico y fenol (sin reaccionar). El contenido de fenol de esta mezcla es normalmente de al menos el 0,02 % en peso. Preferiblemente, es al menos 0,03 % en peso; más preferiblemente al menos 0,1 % en peso. El contenido de fenol es preferiblemente menos de 50 % en peso; más preferiblemente menos de 20 % en peso; lo más preferiblemente, menos del 10 % en peso. La mezcla es normalmente gaseosa.

35 Normalmente, la mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol que se produce comprende uno o más de los siguientes componentes: fenol, 2-fenilciclohexanol, 3-fenilciclohexanol, 4-fenilciclohexanol, ciclohexilfeniléter, benzofurano, 2,3-dimetilbenzofanano, 3-metil-4-octanona, 4-metil-3-octanona, 3-metil-3-octanona, metil-isopropilciclohexanol, metil-isopropilciclohexanona y 1-(4-metilpentano-2-il)-benceno-fenol. Además, la mezcla gaseosa que comprende ciclohexanona y ciclohexanol que se produce también podría comprender hidrógeno (no convertido) y componentes inertes como nitrógeno y metano.

40 Normalmente, la mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol que se produce también comprende fenol y al menos un compuesto seleccionado de 2-fenilciclohexanol, 3-fenilciclohexanol, 4-fenilciclohexanol, ciclohexilfeniléter, benzofurano, 2,3-dimetilbenzofurano, 3,4-metil-3-octanona, 3-metil-3-octanona, metil-isopropilciclohexanol, metil-isopropilciclohexanona y 1-(4-metilpentano-2-il)-benceno-fenol.

45 Normalmente, una mezcla que comprende fenol e hidrógeno se carga en el reactor multitubular. Normalmente, la relación molar entre hidrógeno a fenol en la mezcla que comprende fenol e hidrógeno que se carga en el reactor multitubular es más de 1,5. Preferiblemente, la relación molar de hidrógeno a fenol es más de 1,8; aún más preferiblemente, la relación molar es más de 2; aún más preferiblemente, la relación molar es más de 3. La relación molar de hidrógeno a fenol en la mezcla que comprende fenol e hidrógeno que se carga como alimentación al reactor multitubular es menor que 15. Preferiblemente, la relación molar entre hidrógeno y fenol es menos de 10; aún más preferiblemente, la relación molar es menos de 7; aún más preferiblemente, la relación molar es menos de 5.

65

Normalmente, la relación molar entre ciclohexanona y ciclohexanol en la mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol que se descarga del reactor multitubular es más de 4. Preferiblemente, la relación molar entre ciclohexanona y ciclohexano en la mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexano es más de 6. Más preferiblemente, la relación molar es más de 10; aún más preferiblemente, la relación molar es más de 15.

Normalmente, una mezcla que comprende fenol e hidrógeno se carga en el reactor multitubular; en el que la relación molar entre hidrógeno y fenol en la dicha mezcla que comprende fenol e hidrógeno que se carga como alimentación al reactor multitubular es más de 1,5 y en el que la relación molar entre ciclohexanona y ciclohexanol en la mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol que se descarga del reactor multitubular es más de 4.

Normalmente, la ciclohexanona se separa de la mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol que se produce. Más preferiblemente, la ciclohexanona se separa con una pureza de más del 90 % en peso; incluso más preferiblemente, la ciclohexanona se separa con una pureza de más del 98 % en peso. Normalmente, la separación de la ciclohexanona se realiza por destilación, cristalización, extracción y/o una combinación de las mismas.

Normalmente, de la mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol producida, la ciclohexanona se separa por destilación con una pureza de más del 99 % en peso.

Normalmente, la hidrogenación de fenol se realiza en la fase gaseosa. El número de tubos del reactor en el reactor multitubular es normalmente más de 5. Preferiblemente, es más de 10. Más preferiblemente, es más de 25. El número de tubos del reactor es normalmente menos de 50.000. Preferiblemente, es menos de 40.000. Más preferiblemente, es menos de 20.000. Normalmente, en el proceso de la presente invención, el número de tubos del reactor en dicho reactor multitubular es de 25 a 20.000.

El diámetro interno de la carcasa del reactor multitubular suele ser superior a 50 mm. Preferiblemente, es más de 100 mm. Más preferiblemente, es más de 200 mm. El diámetro interno de la carcasa del reactor multitubular es normalmente menos de 10 m. Preferiblemente, es menos de 8 m. Más preferiblemente es menos de 6 m. Normalmente, en el proceso de la presente invención, el diámetro interno de la carcasa de dicho reactor multitubular es de 0,2 a 8 m.

El diámetro interno de los tubos del reactor es normalmente más de 2 mm. Preferiblemente, es más de 5 mm. Más preferiblemente, es más de 10 mm. El diámetro interno de los tubos del reactor es normalmente menos de 500 mm. Preferiblemente, es menos 250 mm. Más preferiblemente, es menos de 120 mm.

Normalmente, en el proceso de la presente invención, el número de tubos del reactor en dicho reactor multitubular es de 25 a 20.000, y el diámetro interno de cada uno de los tubos del reactor en dicho reactor multitubular es de 10 a 120 mm. Preferiblemente, todos los tubos del reactor en el reactor multitubular tienen (casi) el mismo diámetro interno.

En los tubos del reactor multitubular, el calor se genera debido a la hidrogenación de fenol, calentando así la mezcla de componentes en los tubos. El calor de los componentes gaseosos se elimina mediante enfriamiento indirecto con un refrigerante. La temperatura de la mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol que se descarga del reactor multitubular es generalmente más de 60 °C. Preferiblemente, es más de 80 °C. Más preferiblemente, es más de 100 °C. La temperatura de la mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol que se descarga del reactor multitubular es normalmente menos de 260 °C. Preferiblemente, es menos de 240 °C. Más preferiblemente, es menos de 220 °C. Normalmente, la mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol que se descarga del reactor multitubular está en el intervalo de 100 a 220 °C.

La presión de la mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol que se carga en el reactor multitubular es normalmente más de 0,01 MPa. Preferiblemente, es más de 0,05 MPa. Más preferiblemente, es más de 0,1 MPa. La presión de la mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol que se carga en el reactor multitubular es normalmente menos de 5 MPa. Preferiblemente, es menos de 3 MPa. Más preferiblemente, es menos de 1 MPa. Normalmente, la presión en el punto de descarga de la mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol del reactor multitubular es de 0,1 a 1,0 MPa.

Normalmente, en un reactor multitubular en el que el fenol se hidrogena, el calor se elimina con un refrigerante. Normalmente, como refrigerante se aplican disolventes acuosos u orgánicos o mezclas de los mismos. Normalmente, el agua se aplica como refrigerante en el reactor multitubular. Al absorber calor, el refrigerante que se carga en el reactor multitubular se calienta, evapora (parcial o completamente) o una combinación de los mismos. Preferiblemente, se evapora al menos el 10 % en peso del refrigerante que se carga en el reactor multitubular. Más preferiblemente, al menos 50 % en peso. Incluso más preferiblemente, al menos 90 % en peso. Normalmente, en el proceso de la presente invención, el agua se aplica como refrigerante en el reactor multitubular y se evapora más del 90 % en peso del agua.

La hidrogenación de fenol con hidrógeno se puede realizar en fase gaseosa o en fase líquida. Preferiblemente, la hidrogenación de fenol con hidrógeno se realiza en la fase gaseosa. Normalmente, un proceso para la hidrogenación

de fenol que se realiza en la fase gaseosa se carga con una mezcla gaseosa que comprende las materias primas fenol e hidrógeno como alimentación. Preferiblemente, el contenido de fenol de la mezcla que comprende las materias primas fenol e hidrógeno que se carga como alimentación al reactor multitubular es de al menos 5 % en peso. Más preferiblemente, al menos 15 % en peso. Incluso más preferiblemente, al menos 25 % en peso.

5 Normalmente, en el proceso de la presente invención, una mezcla gaseosa que comprende fenol e hidrógeno, en la que el contenido de fenol es más de 25 % en peso se carga como alimentación al reactor multitubular.

El catalizador de hidrogenación puede ser en principio cualquier catalizador de hidrogenación (soportado) capaz de catalizar la hidrogenación de fenol. Normalmente, el catalizador comprende uno o más metales catalíticamente activos seleccionados de paladio, platino, rutenio, rodio, iridio, rubidio y osmio. El paladio, el platino o una combinación de los mismos son metales catalíticamente activos preferidos.

10

Normalmente, la hidrogenación se lleva a cabo en presencia de un catalizador que comprende paladio.

15 El soporte puede ser en principio cualquier soporte capaz de soportar uno o más metales catalíticamente activos para la hidrogenación de fenol. Los soportes adecuados en particular pueden seleccionarse del grupo de alúmina, carbón activado, óxido de titanio, carbonato de calcio y negro de carbono. Otro soporte que se puede utilizar es sílice.

20 Normalmente, la hidrogenación se lleva a cabo en presencia de un catalizador que comprende paladio soportado.

En general, la conversión por paso de fenol en la unidad de reacción es más del 90 %. Opcionalmente, el gas hidrógeno sin reaccionar y los inertes se separan de la mezcla de reacción. Por lo general, el gas hidrógeno sin reaccionar se reutiliza en el proceso de hidrogenación de fenol.

25

Como se usa en la presente memoria, el significado de un componente "esencialmente puro" es que el contenido del componente es de al menos el 98 % en peso. Preferiblemente, es al menos 99 % en peso; más preferiblemente al menos 99,5 % en peso; incluso más preferiblemente al menos 99,9 % en peso.

30 La FIG. 1 muestra una planta para la producción de ciclohexanona basada en la oxidación de ciclohexano seguida de deshidrogenación de ciclohexanol.

La FIG. 2 muestra una planta para la producción de ciclohexanona basada en la hidratación de ciclohexeno seguida de la deshidrogenación de ciclohexanol.

35 La FIG. 3 muestra una planta de acuerdo con la presente invención, para la producción de ciclohexanona por hidrogenación de fenol.

La FIG. 1 muestra una planta para la producción de ciclohexanona oxidando primero el ciclohexano y luego separando la ciclohexanona de la mezcla resultante y finalmente deshidrogenando el ciclohexanol en ciclohexanona. La deshidrogenación de ciclohexanol se lleva a cabo en uno o uno o más reactores multitubulares.

40

La unidad de oxidación de ciclohexano [A] comprende uno o más reactores de oxidación. El ciclohexano se alimenta a la unidad de oxidación de ciclohexano [A] a través de la línea [1]. El aire se alimenta a la unidad de oxidación de ciclohexano [A] a través de la línea [2]. Los gases de salida salen de la unidad de oxidación de ciclohexano [A] a través de la línea [3] y se cargan en una unidad de recuperación de calor (no mostrada en la Figura 1). La mezcla oxidada resultante que comprende ciclohexilhidroperóxido se alimenta a través de la línea [4] a la unidad de descomposición del ciclohexilhidroperóxido [B], donde el ciclohexilhidroperóxido se descompone en ciclohexanona y/o ciclohexanol. La unidad de descomposición del ciclohexilhidroperóxido [B] comprende uno o más reactores de descomposición del ciclohexilhidroperóxido. La alimentación de una solución acuosa de hidróxido de sodio y un catalizador, y la eliminación de un hidróxido de sodio acuoso que comprende una solución procedente de la unidad de descomposición de ciclohexilhidroperóxido [B] no se muestra en la FIG. 1. Una mezcla descompuesta resultante se retira a través de la línea [5] a la unidad de recuperación de ciclohexano [C]. El ciclohexano se destila por encima de la unidad de recuperación de ciclohexano [C] y se recicla a la unidad de oxidación de ciclohexano [A] a través de la línea [6]. La unidad de recuperación de ciclohexano [C] comprende una o más columnas de destilación de ciclohexano. El producto del fondo que comprende una mezcla de ciclohexanol y ciclohexanona se descarga a través de la línea [7]. Opcionalmente, este producto del fondo que comprende una mezcla de ciclohexanol y ciclohexanona se trata con una solución acuosa de hidróxido de sodio y/o se lava con agua (no se muestra en la Figura 1). El producto del fondo tratado opcionalmente se alimenta a la primera columna de destilación de ligeros [D], donde se destila una primera mezcla de componentes con puntos de ebullición inferiores al de la ciclohexanona por la línea [8]. El producto del fondo de la primera columna de destilación de ligeros [D] se alimenta a través de la línea [9] a la segunda columna de destilación de ligeros [E], donde se destila una segunda mezcla de componentes con puntos de ebullición por debajo del de la ciclohexanona y se elimina por la línea [10]. El producto del fondo de la segunda columna de destilación de ligeros [E] se alimenta a través de la línea [11] a la columna de destilación de ciclohexanona [F], donde se destila esencialmente la ciclohexanona pura a través de la línea [12]. El producto del fondo de la columna de destilación de ciclohexanona [F] se alimenta a través de la línea [13] a la columna de destilación del ciclohexanol [G], donde se destila una mezcla que comprende ciclohexanol y ciclohexanona. El producto del fondo de la columna de destilación del ciclohexanol [G] se elimina a través de la línea [15]. La mezcla

45

50

55

60

65

que comprende ciclohexanol y ciclohexanona se pasa a través de la línea [14] a la unidad de deshidrogenación de ciclohexanol [H]. La unidad de deshidrogenación de ciclohexanol [H] comprende uno o más reactores de deshidrogenación de ciclohexanol multitubulares con catalizador de deshidrogenación de ciclohexanol dentro de los tubos y con calentamiento indirecto con un medio de transferencia de calor. El medio de calentamiento se alimenta a la unidad de deshidrogenación de ciclohexanol [H] a través de la línea [a] y después de la transferencia de calor se descarga a través de la línea [b]. La mezcla deshidrogenada resultante que comprende ciclohexanona, después de la separación del gas de hidrógeno (no se muestra en la Figura 1), se recicla a través de la línea [16] a la primera columna de destilación de ligeros [D]. Opcionalmente, la mezcla deshidrogenada resultante que comprende ciclohexanona, después de la separación del gas de hidrógeno (no se muestra en la Figura 1), se recicla a través de la línea [16] a la segunda columna de destilación de ligeros [E] (no se muestra en la Figura 1).

La FIG. 2 muestra una planta para la producción de ciclohexanona basada en la hidrogenación de benceno en ciclohexeno, seguida de hidratación de ciclohexeno en ciclohexanol y seguida de deshidrogenación de ciclohexanol en ciclohexanona.

El benceno fresco se alimenta a través de la línea [20], el hidrógeno gas se alimenta a través de la línea [21] y una mezcla que comprende benceno que se obtiene en la sección de recuperación de ciclohexeno [J] se alimenta a través de la línea [24] a la unidad de hidrogenación [I]. En la unidad de hidrogenación [I], el benceno es hidrogenado catalíticamente, de modo que se produce una mezcla que comprende benceno, ciclohexeno y ciclohexano. Esta mezcla que comprende benceno, ciclohexeno y ciclohexano se alimenta a la sección de recuperación de ciclohexeno [J] a través de la línea [22]. Desde la sección de recuperación de ciclohexeno [J] se descarga un flujo que comprende ciclohexano a través de la línea [23], se descarga un flujo que comprende principalmente ciclohexeno a través de la línea [25], y una mezcla que comprende benceno se descarga a través de la línea [24]. En general, la sección de recuperación de ciclohexeno [J] comprende múltiples unidades de extracción y/o destilación (no mostradas en la Figura 2). El flujo que comprende principalmente ciclohexeno que se descarga a través de la línea [25] se alimenta a la unidad de hidratación de ciclohexeno [K]. El agua se carga en la unidad de hidratación de ciclohexeno [K] a través de la línea [26]. Un flujo de producto que comprende ciclohexanol se descarga desde la unidad de hidratación de ciclohexeno [K] a través de la línea [27] y se alimenta a la sección de destilación [L]. De la sección de destilación [L] se descarga un flujo que comprende ciclohexeno a través de la línea [28] y se alimenta a la unidad de hidratación de ciclohexeno [K]; un flujo que comprende principalmente ciclohexanol se descarga a través de la línea [29] y se alimenta a la primera columna de destilación de ligeros [M]; y un flujo que comprende subproductos se descarga a través de la línea [30]. Opcionalmente, el flujo que comprende principalmente ciclohexanol que se descarga a través de la línea [29] se alimenta a la unidad de deshidrogenación de ciclohexanol [Q] (no se muestra en la Figura 2). En la primera columna de destilación de ligeros [M], una primera mezcla de componentes con puntos de ebullición por debajo del de la ciclohexanona se destila por encima de la línea [32]. El producto del fondo se descarga a través de la línea [31] y se alimenta a la segunda columna de destilación de ligeros [N], donde se destila una segunda mezcla de componentes con puntos de ebullición inferiores al de la ciclohexanona y se elimina a través de la línea [34]. El producto del fondo se descarga a través de la línea [33] y se alimenta a la columna de destilación de ciclohexanona [O], donde la ciclohexanona esencialmente pura se destila por encima de la línea [36]. El producto del fondo de la columna de destilación de ciclohexanona [O] se descarga a través de la línea [35] y se alimenta a la columna de destilación del ciclohexanol [P], donde se destila una mezcla que comprende ciclohexanol y ciclohexanona. El producto del fondo de la columna de destilación del ciclohexanol [P] se descarga a través de la línea [37]. La mezcla que comprende ciclohexanol y ciclohexanona se pasa a través de la línea [38] a la unidad de deshidrogenación de ciclohexanol [Q]. La unidad de deshidrogenación de ciclohexanol [Q] comprende uno o más reactores de deshidrogenación de ciclohexanol multitubulares con catalizador de deshidrogenación de ciclohexanol dentro de los tubos y con calentamiento indirecto con un medio de transferencia de calor. La mezcla deshidrogenada resultante que comprende ciclohexanona, después de la separación del gas de hidrógeno (no se muestra en la Figura 2), se recicla a través de la línea [39] a la primera columna de destilación de ligeros [M]. Opcionalmente, la mezcla deshidrogenada resultante que comprende ciclohexanona, después de separar el gas de hidrógeno (no se muestra en la Figura 2), se recicla a través de la línea [39] a la segunda columna de destilación de ligeros [N] (no se muestra en la Figura 2). El medio de calentamiento se alimenta a la unidad de deshidrogenación de ciclohexanol [Q] a través de la línea [c] y después de la transferencia de calor se descarga a través de la línea [d].

La FIG. 3 muestra una planta de acuerdo con la presente invención, para la producción de ciclohexanona hidrogenando primero fenol en la fase de vapor, separando después la ciclohexanona de la mezcla resultante que comprende ciclohexanol y ciclohexanona y finalmente deshidrogenando ciclohexanol en ciclohexanona.

El fenol fresco se alimenta a través de la línea [40] y el gas hidrógeno se alimenta a través de la línea [41] y una mezcla que comprende fenol que se destila por la parte superior de la columna de destilación de fenol [W] se alimenta a través de la línea [51] a la unidad de hidrogenación de fenol [R]. La unidad de hidrogenación de fenol [R] comprende uno o más reactores multitubulares con catalizador de hidrogenación de fenol dentro de los tubos y con enfriamiento indirecto con un refrigerante. El refrigerante se alimenta a través de la línea [e] y, una vez calentado, se descarga a través de la línea [f]. La mezcla resultante de productos de reacción, que comprende fenol, ciclohexanol y ciclohexanona, se descarga y se alimenta a la columna de destilación de ligeros [S] a través de la línea [42]. Opcionalmente, el gas de hidrógeno sin reaccionar y los gases inertes se separan de esta mezcla (no se muestra en

la Figura 3). En la columna de destilación [S] de ligeros, se destila una mezcla de componentes con puntos de ebullición por debajo del de la ciclohexanona y se descarga a través de la línea [44]. El producto del fondo de la columna de destilación de ligeros [S] se descarga y se alimenta a la columna de destilación de ciclohexanona [T] a través de la línea [43]. La ciclohexanona esencialmente pura se destila por la parte superior de la columna de destilación de ciclohexanona [T] a través de la línea [46]. El producto del fondo de la columna de destilación de ciclohexanona [T] se descarga y se alimenta a la columna de destilación del ciclohexanol [U] a través de la línea [45]. Una mezcla que comprende ciclohexanol y ciclohexanona se destila por la parte superior de la columna de destilación del ciclohexanol [U] y se pasa a la unidad de deshidrogenación de ciclohexanol [V] a través de la línea [48]. La unidad de deshidrogenación de ciclohexanol [V] comprende uno o más reactores de deshidrogenación de ciclohexanol. La mezcla resultante que comprende ciclohexanona, después de separar el gas hidrógeno (no se muestra en la Figura 3), se recicla a través de la línea [49] a la columna de destilación de ligeros [S]. Opcionalmente, el gas hidrógeno obtenido después de la separación se carga en la unidad de hidrogenación de fenol [R] (no se muestra en la Figura 3). El producto del fondo que comprende fenol se descarga de la columna de destilación del ciclohexanol [U] y se carga en la columna de destilación del fenol [W] a través de la línea [47]. En la columna de destilación de fenol [W], una mezcla que comprende fenol se destila por la parte superior y se alimenta a la unidad de hidrogenación de fenol [R] a través de la línea [51]. El producto del fondo se elimina de la columna de destilación de fenol [W] a través de la línea [50].

Opcionalmente, la mezcla que comprende ciclohexanol y ciclohexanona que se destila por la parte superior de la columna de destilación del ciclohexanol [U] y se pasa a través de la línea [48] no se alimenta a la unidad de deshidrogenación de ciclohexanol [V], pero se descarga de la planta (no se muestra en la FIG. 3). En tal caso, una planta de acuerdo la presente invención, para la producción de ciclohexanona hidrogenando primero fenol, no requiere unidad de deshidrogenación de ciclohexanol [V] ni línea [49].

De acuerdo con una realización de la presente invención, una planta química de acuerdo con la FIG. 3 se construye utilizando equipos de una planta química de acuerdo con la FIG. 1. La unidad de deshidrogenación de ciclohexanol [H] de la planta química de acuerdo con la FIG. 1 comprende uno o más reactores de deshidrogenación de ciclohexanol multitubulares. Al menos uno de estos reactores multitubulares se desconecta de la planta adecuada para la producción de una mezcla que comprende ciclohexanona por oxidación de ciclohexano. A continuación, al menos uno de estos reactores multitubulares se reutiliza para la construcción de la unidad de hidrogenación de fenol [R] como parte de la planta química adecuada para la producción de una mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol por hidrogenación de fenol de acuerdo con la FIG. 3. Este reactor o reactores multitubulares están conectados a líneas de entrada para cargar una mezcla que comprende fenol e hidrógeno como alimentación a dicho reactor o reactores multitubulares. Este reactor o reactores multitubulares están conectados a líneas de salida para descargar una mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol de dicho reactor o reactores multitubulares. Las líneas para cargar el agua como refrigerante y descargar después de calentarla como vapor están conectadas al reactor o reactores multitubulares.

El catalizador de deshidrogenación de ciclohexanol dentro de los tubos del uno o más reactores multitubulares se sustituye por un catalizador de hidrogenación de fenol.

Por lo tanto, la presente invención proporciona un proceso para la construcción de una segunda planta química, segunda planta química que se usa para la producción de una mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol por hidrogenación de fenol, comprendiendo dicho proceso:

a) desconectar un reactor multitubular que se ha utilizado para producir ciclohexanona por deshidrogenación de ciclohexanol de una primera planta química, primera planta química que se utilizó para la producción de una mezcla que comprende ciclohexanona ya sea por:

- i) oxidación de ciclohexano seguida de deshidrogenación de ciclohexanol; o
- ii) hidratación de ciclohexeno seguida de deshidrogenación de ciclohexanol;

b) sustituir el catalizador de deshidrogenación de ciclohexanol dentro de los tubos de dicho reactor multitubular por un catalizador de hidrogenación de fenol; y

c) conectar dicho reactor multitubular a dicha segunda planta química;

en el que "se ha utilizado" significa que el reactor multitubular fue diseñado para la deshidrogenación de ciclohexanol e instalado en una planta química para la deshidrogenación de ciclohexanol.

La presente invención se ilustra, pero no pretende limitarse a, los siguientes ejemplos.

EXPERIMENTO COMPARATIVO A

Un proceso continuo para la producción de ciclohexanona por oxidación de ciclohexano se realizó en una planta química, que comprende:

- una unidad de oxidación de ciclohexano;
 - una unidad de descomposición del ciclohexilhidroperóxido;
 - una unidad de recuperación del ciclohexano;
 - una primera columna de destilación de ligeros;
- 5
- una segunda columna de destilación de ligeros.

REIVINDICACIONES

5 1. Un proceso para la construcción de una segunda planta química, segunda planta química que se usa para la producción de una mezcla que comprende ciclohexanona y ciclohexanol por hidrogenación de fenol, comprendiendo dicho proceso:

10 a) desconectar un reactor multitubular que se ha utilizado para producir ciclohexanona por deshidrogenación de ciclohexanol de una primera planta química, primera planta química que se utilizó para la producción de una mezcla que comprende ciclohexanona, ya sea por:

- 10 i) oxidación de ciclohexano, seguida de deshidrogenación de ciclohexanol; o
ii) hidratación de ciclohexeno, seguida de deshidrogenación de ciclohexanol;

15 b) sustituir el catalizador de deshidrogenación de ciclohexanol dentro de los tubos de dicho reactor multitubular por un catalizador de hidrogenación de fenol; y
c) conectar dicho reactor multitubular a dicha segunda planta química;

20 en el que "se ha utilizado" significa que el reactor multitubular fue diseñado para la deshidrogenación de ciclohexanol e instalado en una planta química para la deshidrogenación de ciclohexanol.

2. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en el que el diámetro interno de la carcasa de dicho reactor multitubular es de 0,2 a 8 m.

25 3. Un proceso de acuerdo con las reivindicaciones 1 o 2, en el que el número de tubos del reactor en dicho reactor multitubular es de 25 a 20.000, y en el que el diámetro interno de cada uno de los tubos del reactor en dicho reactor multitubular es de 10 a 120 mm.

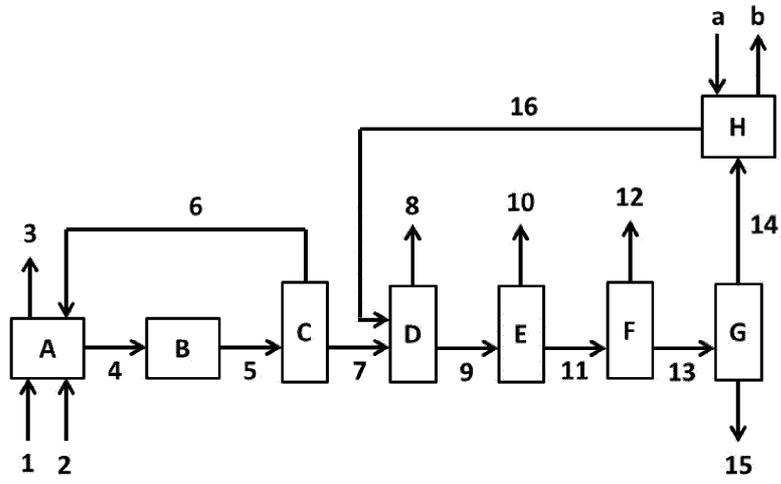


FIG. 1

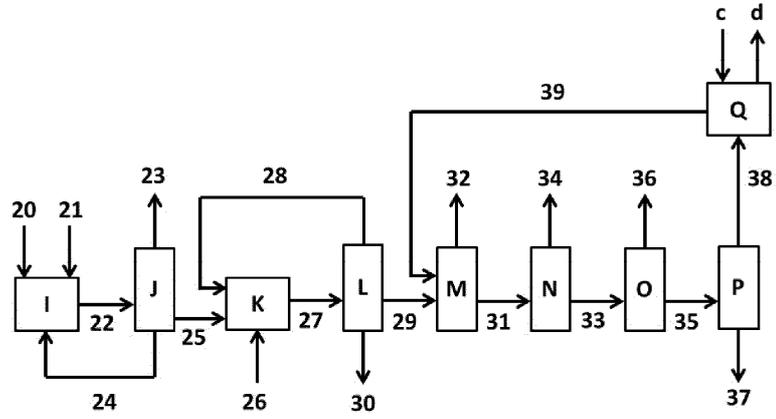


FIG. 2

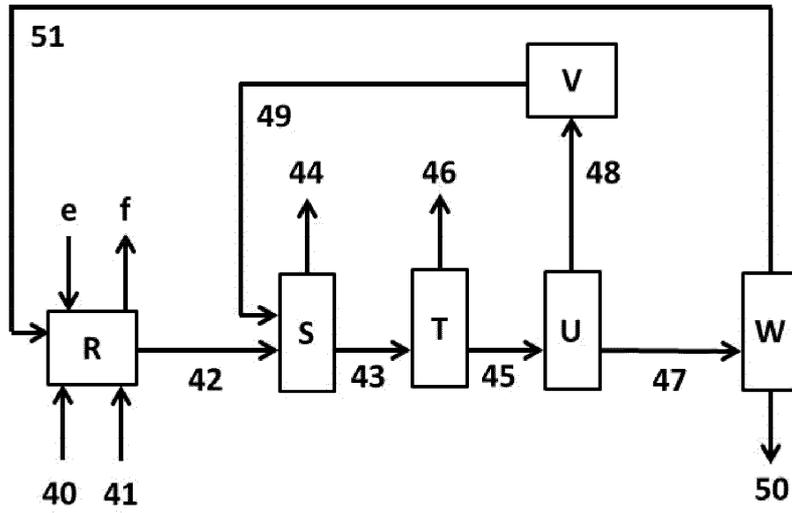


FIG. 3