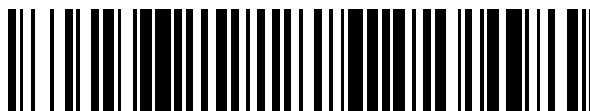


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 701 085**

51 Int. Cl.:

C07C 37/08 (2006.01)

C07C 2/86 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **02.07.2013 PCT/US2013/049079**

87 Fecha y número de publicación internacional: **09.01.2014 WO14008268**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **02.07.2013 E 13737955 (8)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **05.09.2018 EP 2850051**

54 Título: **Proceso para producir cumeno**

30 Prioridad:
05.07.2012 US 201261668284 P

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
20.02.2019

73 Titular/es:
**BADGER LICENSING LLC (100.0%)
One Financial Center
Boston, MA 02111, US**

72 Inventor/es:
**BIRKHOFF, RONALD y
HWANG, SHYH-YUAN H.**

74 Agente/Representante:
PONS ARIÑO, Ángel

ES 2 701 085 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

Proceso para producir cumeno

Campo de la técnica

5 La presente invención hace referencia a un proceso para producir cumeno y en particular, pero no de forma exclusiva, a un proceso integrado para producir cumeno y para convertir el cumeno en fenol.

Antecedentes de la invención

10 El cumeno es una sustancia intermedia importante en las industrias química y de polímeros, con una producción global de cumeno que actualmente excede los doce millones de toneladas métricas anuales. La mayor parte de todo el cumeno que se fabrica en el mundo en la actualidad se utiliza para la producción de fenol. La demanda de fenol para la fabricación de Bisfenol-A y posteriormente de policarbonatos, se está acelerando debido a la ampliación de las aplicaciones de los policarbonatos en la industria electrónica, sanitaria y del automóvil.

15 El rápido crecimiento de la producción de cumeno, fenol y Bisfenol-A, sin embargo, ha causado algunas preocupaciones relacionadas con el desequilibrio del subproducto de acetona producido a partir de la planta de fenol. Por tanto, la acetona y el fenol se producen a una relación molar de aproximadamente 1:1 del cumeno, pero se utilizan a una relación molar de aproximadamente 1:2 en el proceso de producción aguas abajo de Bisfenol-A. El exceso de acetona que no se utiliza en la producción de Bisfenol-A ha causado algo de preocupación en los productores de fenol en cuanto a que puede crear un desequilibrio de la oferta-demanda y alterar la economía del negocio de la producción de fenol.

20 Además, el cumeno se produce habitualmente haciendo reaccionar benceno y propileno bajo condiciones en fase líquida o en fase mixta gas-líquida en presencia de catalizadores ácidos, en particular catalizadores de zeolita. La necesidad resultante de situar plantas integradas de cumeno/fenol cerca de una fuente de propileno se ha convertido en asunto importante para los productores. Por tanto, en el mercado actual de olefinas, existe también un desequilibrio de oferta-demanda en el suministro de propileno producido a partir de fuentes convencionales, tales como plantas de etileno, debido a la disponibilidad de materias primas que favorecen la producción de propileno.

25 Este desequilibrio ha forzado a los productores de fenol a construir sus plantas más cerca de los suministros de materia prima más que de donde se encuentran los mercados de comercialización del producto.

30 Numerosos esfuerzos de investigación han sido dirigidos a resolver los problemas del desequilibrio de acetona y el suministro de propileno descritos anteriormente, reciclando el exceso de acetona producido en la planta de fenol para producir cumeno. Por ejemplo, la Patente de EE.UU. No. 5,015,786 describe un proceso para la preparación de fenol, que comprende las etapas de: (a) alquilación de benceno con isopropanol utilizando un catalizador de zeolita bajo condiciones de fase líquida para sintetizar cumeno, (b) oxidar el cumeno de la etapa (a) con oxígeno molecular a hidroperóxido de cumeno, (c) someter el hidroperóxido de cumeno a escisión ácida para sintetizar fenol y acetona, y (d) hidrogenar la acetona de la etapa (c) con gas hidrógeno bajo condiciones de fase líquida en isopropanol que se recicla a la etapa (a). Las patentes WO 2010/029405 A2 y EP 0 371 738 A2 divulgan procesos para la producción de

35 cumeno mediante alquilación de benceno con isopropanol.

40 Un problema implicado en la fabricación de cumeno por la alquilación de benceno con isopropanol sobre un catalizador de zeolita es que se produce un mol de agua para cada mol de isopropanol consumido durante la reacción. No solamente esto requiere la provisión de instalaciones significativas para tratamiento aguas abajo para eliminar el agua del producto, pero también la mayoría de las zeolitas muestran una disminución de la selectividad y un aumento del envejecimiento en presencia de cantidades excesivas de agua. Es deseable por lo tanto, mantener la concentración de agua a la salida del reactor de alquilación de isopropanol en aproximadamente 1% en peso. Según se divulga en, por ejemplo, la Patente de EE.UU. No. 6,512,153, esto se logra convenientemente controlando la tasa de alquilación y reciclando parte del efluente de reacción después de secar para retirar el sub-producto del agua.

45 Otro problema que se encuentra a la hora de utilizar isopropanol producido a partir del exceso de acetona de una planta de fenol en la producción de cumeno es que la acetona tiende a contener cantidades significativas de impurezas de nitrógeno que se transmiten al producto intermedio de isopropanol. Dichas impurezas actúan como venenos para el catalizador de zeolita empleado en la etapa de alquilación aguas abajo y por eso deben ser retiradas o reducidas a niveles muy bajos. Sin embargo, los intentos para retirar estas impurezas de la alimentación de acetona e isopropanol con adsorbentes ácidos sólidos convencionales ha demostrado ser solo ligeramente efectiva debido a la polaridad molecular de la acetona y el isopropanol que compite con la adsorción de los compuestos de nitrógeno polar. También, la alta solubilidad en agua de la acetona y el isopropanol elimina el uso de lavado con agua, que también se emplea comúnmente para retirar los compuestos de nitrógeno de las corrientes de

50

hidrocarburos. La patente WO 2010/060981 A1 divulga un proceso para la purificación de alcoholes, principalmente etanol obtenido a partir de la fermentación de material biológico.

De acuerdo con la presente invención, se ha observado ahora que, cuando se produce isopropanol a partir de la acetona y se utiliza en la alquilación de benceno para producir cumeno, los efectos nocivos de cualquier impureza del nitrógeno en el isopropanol puede ser mejorada de forma efectiva mediante el tratamiento de la corriente seca de reciclado hacia el reactor de alquilación. Además, efectuando el tratamiento sobre la corriente seca de reciclado, la retirada de las impurezas de nitrógeno puede lograrse mediante adsorción en adsorbentes sólidos ácidos, tales como tamices moleculares o arcilla ácida, y/o mediante tratamiento con una solución de agua ácida, tal como ácido sulfúrico diluido. Alternativamente, el isopropanol puede mezclarse con benceno fresco y la mezcla resultante puede ser tratada para retirar las impurezas de nitrógeno. En este caso, se observa que el efecto de dilución del benceno en la polaridad del isopropanol es suficiente para permitir el uso de adsorbentes ácidos sólidos en la retirada de nitrógeno. Más aún, el tratamiento de la mezcla de benceno/isopropanol puede ser utilizado para retirar las impurezas de nitrógeno y otras impurezas del benceno fresco.

Resumen

En un aspecto, la invención se basa en un proceso para la producción de cumeno, donde el proceso comprende:

(a) poner en contacto el benceno con un agente de alquilación C_3 que comprenda isopropanol, y opcionalmente propileno, bajo condiciones de alquilación en presencia de un catalizador de alquilación de tamiz molecular, de tal manera que al menos parte del agente de alquilación C_3 reaccione con el benceno para producir un efluente de alquilación que comprenda cumeno, benceno sin reaccionar y agua;

(b) recuperar cumeno del efluente de alquilación;

(c) retirar agua del efluente de alquilación para formar una corriente seca de efluente;

(d) tratar un alícuota de la corriente seca de efluente para retirar impurezas nitrogenadas de la misma y producir una corriente de reciclaje purificada; y

(e) reciclar al menos parte de la corriente de reciclaje purificada hacia la puesta en contacto (a).

En un aspecto adicional, la invención se basa en un proceso integrado para producir fenol, donde el proceso comprende:

(a) poner en contacto benceno con un agente de alquilación C_3 que comprende isopropanol, y opcionalmente propileno, bajo condiciones de alquilación en presencia de un catalizador de alquilación de tamiz molecular, de tal manera que al menos parte del agente de alquilación C_3 reaccione con el benceno para producir un efluente de alquilación que comprenda cumeno, benceno sin reaccionar y agua.

(b) separar cumeno del efluente de alquilación;

(c) retirar el agua del efluente de alquilación para producir una corriente seca de efluente;

(d) tratar un alícuota de la corriente seca de efluente para retirar impurezas nitrogenadas de la misma y producir una corriente de reciclaje purificada;

(e) reciclar al menos parte de la corriente de reciclaje hacia la puesta en contacto (a);

(f) oxidar al menos parte del cumeno separado en (b) para formar hidroperóxido de cumeno;

(g) la escisión de al menos parte del hidroperóxido de cumeno de (f) para formar una corriente del producto de escisión que contenga fenol y acetona;

(h) separar al menos parte de la acetona de la corriente del producto de escisión;

(i) hidrogenar al menos parte de la acetona separada en (h) para producir isopropanol; y

(j) reciclar al menos parte del isopropanol producido en (h) hacia la puesta en contacto (a).

En una realización, el tratamiento (d) incluye pasar el alícuota de la corriente seca de reciclaje a través de un adsorbente sólido, tal como un tamiz molecular o una arcilla ácida. Alternativamente, el tratamiento (d) incluye el lavado del alícuota de la corriente seca de reciclaje con una solución de agua ácida.

5 Convenientemente, el benceno fresco, benceno de reciclaje, y/o un agente de alquilación C₃ se mezcla con el alícuota de la corriente seca de reciclaje antes del tratamiento (d).

En otro aspecto, la invención se basa en un proceso para producir cumeno, donde el proceso comprende:

(a) mezclar benceno fresco con un agente de alquilación C₃ que comprenda isopropanol, y opcionalmente propileno, para producir una corriente de alimentación combinada;

10 (b) tratar al menos parte de dicha corriente de alimentación combinada para retirar impurezas nitrogenada de la misma y producir una corriente de alimentación combinada purificada; y

(c) poner en contacto dicha corriente de alimentación combinada purificada con un catalizador de alquilación de tamiz molecular en una zona de alquilación bajo condiciones de alquilación de tal manera que al menos parte de dicho isopropanol y benceno reaccione para producir un efluente de alquilación que comprenda cumeno.

15 En aún un aspecto adicional, la invención se basa en un proceso integrado para producir fenol, donde el proceso comprende:

(a) mezclar benceno fresco con un agente de alquilación C₃ que comprende isopropanol, y opcionalmente propileno, para producir una corriente de alimentación combinada;

(b) tratar al menos parte de dicha corriente de alimentación combinada para retirar impurezas nitrogenadas de la misma y producir una corriente de alimentación combinada purificada;

20 (c) poner en contacto dicha corriente de alimentación combinada purificada con un catalizador de alquilación de tamiz molecular en una zona de alquilación bajo condiciones de alquilación, de tal manera que el isopropanol reacciona con el benceno para producir un efluente de alquilación que comprenda cumeno;

25 (d) recuperar cumeno de dicho producto de reacción; (e) oxidar al menos parte del cumeno recuperado en (d) para formar hidroperóxido de cumeno; (f) escisión de al menos parte del hidroperóxido de cumeno de (e) para formar una corriente del producto de escisión que contenga fenol y acetona;

(g) separar al menos parte de la acetona de la corriente del producto de escisión;

(h) hidrogenar al menos parte de la acetona separada en (g) para producir isopropanol; y

(i) reciclar al menos parte del isopropanol producido en (h) hacia dicha puesta en contacto (a).

Breve descripción de los dibujos

30 La Figura 1 es un diagrama esquemático de un proceso conocido para producir cumeno mediante alquilación de benceno con isopropanol.

La Figura 2 es un diagrama esquemático de un proceso para producir cumeno mediante alquilación de benceno con isopropanol de acuerdo con un primer ejemplo de la invención.

35 La Figura 3 es un diagrama esquemático de un proceso para producir cumeno mediante alquilación de benceno con isopropanol de acuerdo con un segundo ejemplo de la invención.

Descripción detallada

40 Se describe un proceso para producir cumeno mediante alquilación de benceno con isopropanol en presencia de un catalizador de tamiz molecular. La fuente de isopropanol no es crítica, pero muchas fuentes de isopropanol contienen niveles relativamente altos (hasta 10 ppm en peso) de impurezas de nitrógeno que pueden actuar como venenos para el catalizador de alquilación. El presente proceso proporciona métodos ventajosos de reducción del nivel de estas impurezas en la alimentación para el catalizador de alquilación, para aumentar la vida útil del catalizador. En una realización preferida, el presente proceso forma parte de un proceso integrado para producir fenol a partir de benceno, en el que el cumeno producido por la reacción de alquilación se oxida para producir hidroperóxido de cumeno y el hidroperóxido a continuación es escindido para producir fenol y acetona. La mayor

parte del fenol se dirige a la producción de Bisfenol-A mediante reacción con acetona a una relación molar de 2:1 (fenol con respecto a acetona). El exceso de acetona puede ser a continuación hidrogenado para producir isopropanol y a continuación se recicla para la producción de cumeno adicional mediante el presente proceso. La posterior descripción se centrará, por tanto, en este proceso integrado.

5 Alquilación de benceno para producir cumeno

En la primera etapa del presente proceso, el benceno se somete a alquilación con un agente de alquilación C₃ que comprende isopropanol, opcionalmente junto con propileno añadido, en presencia de un catalizador de alquilación de tamiz molecular. Preferiblemente, la alquilación se dirige bajo unas condiciones tales que al menos parte de la mezcla de reacción se mantenga en la fase líquida durante el proceso. Las condiciones incluyen una temperatura de aproximadamente 20°C a aproximadamente 350°C, por ejemplo aproximadamente 60°C a aproximadamente 300°C, una presión de aproximadamente 100 kPa a aproximadamente 20.000 kPa, por ejemplo aproximadamente 500 kPa a aproximadamente 10.000 kPa, y una relación molar de benceno con respecto al agente de alquilación C₃ de aproximadamente 0,1:1 a aproximadamente 100:1, tal como aproximadamente 1:1 a aproximadamente 10:1. Donde el agente de alquilación C₃ contiene propileno, la relación molar de isopropanol con respecto a propileno es habitualmente de aproximadamente 1 a 100 a aproximadamente 100 a 1.

Generalmente, la alquilación se realiza en presencia de hidrógeno, ya sea añadido directamente a la alimentación de alquilación o presente en el efluente del reactor reciclado de la etapa de hidrogenación de acetona descrita más adelante. Por tanto, se observa que el hidrógeno ayuda a la hora de retirar el agua co-producida con cumeno en la etapa de alquilación, reduciendo de este modo el contacto entre el catalizador y el agua y por lo tanto cualquier tendencia para que el agua desactive el catalizador. Para algunos catalizadores, la presencia de hidrógeno durante la etapa de alquilación también reduce la desactivación causada por la formación de coque en el catalizador. El exceso de hidrógeno, sin embargo, debería evitarse ya que puede conducir a una pérdida no deseable de benceno con respecto a ciclohexano. De forma conveniente, la relación molar del hidrógeno con respecto al isopropanol en dicha segunda zona de reacción es de aproximadamente 0:1 a aproximadamente 100:1, tal como aproximadamente 0:1 aproximadamente 10:1.

El catalizador empleado en la etapa de alquilación puede comprender al menos un tamiz molecular de un poro medio con un índice de limitación (Constraint index) de 2-12 (según se define en la patente de EE.UU. No. 4,016,218). Entre los tamices moleculares de poro medio se incluyen ZSM-5, ZSM-11, ZSM-12, ZSM-22, ZSM-23, ZSM-35, y ZSM-48. La ZSM-5 se describe en detalle en las patentes de EE.UU. Nos. 3,702,886 y en Re. 29,948. La ZSM-11 se describe en detalle en la patente de EE.UU. No. 3,709,979. La ZSM-12 se describe en la patente de EE.UU. No. 3,832,449. La ZSM-22 se describe en la patente de EE.UU. No. 4,556,477. La ZSM-23 se describe en la patente de EE.UU. No. 4,076,842. La ZSM-35 se describe en la patente de EE.UU. No. 4,016,245. La ZSM-48 se describe más en particular en la patente de EE.UU. No. 4,234,231.

Alternativamente, el catalizador de alquilación puede comprender uno o más tamices moleculares de poro grande que tengan un índice de limitación menor de 2. Los tamices moleculares de poro grande adecuados incluyen zeolita beta, zeolita Y, Ultraestable Y (USY), Desaluminizada Y (Deal Y), mordenita, ZSM-3, ZSM-4, ZSM-18, y ZSM-20. La Zeolita ZSM-14 se describe en la patente de EE.UU. No. 3,923,636. La Zeolita ZSM-20 se describe en la patente de EE.UU. No. 3,972,983. La Zeolita Beta se describe en las patentes de EE.UU. Nos. 3,308,069, y en Re. No. 28,341. El tamiz molecular ultraestable Y (USY) bajo en sodio se describe en las patentes de EE.UU. Nos. 3,293,192 y 3,449,070. La zeolita Desaluminizada Y (Deal Y) puede prepararse mediante el método que se encuentra en la patente de EE.UU. No. 3,442,795. La Zeolita UHP-Y se describe en la patente de EE.UU. No. 4,401,556. La Mordenita es un material de origen natural pero también está disponible en formas sintéticas, tales como mordenita-TEA (es decir, mordenita sintética preparada a partir de una mezcla de reacción que comprende un agente de dirección tetraetilamonio). La TEA-mordenita se divulga en las patentes de EE.UU. Nos. 3,766,093 y 3,894,104.

Preferiblemente, sin embargo, el catalizador de alquilación comprende al menos un tamiz molecular de la familia MCM-22. Tal como se utiliza en la presente patente, la expresión "tamiz molecular de la familia MCM-22" (o "material de la familia MCM-22" o "zeolita de la familia MCM-22") incluye uno o más de:

- Tamices moleculares realizados de una celda unidad de bloque de construcción cristalino común de primer grado, cuya celda unidad tiene la topología estructural de tipo MWW. (Una celda unidad es una disposición espacial de átomos que cuando se encuentra recubierta en un espacio tridimensional describe la estructura cristalina. Dichas estructuras cristalinas se discuten el en "Atlas of Zeolite Framework Types", Quinta edición, 2001);
- Tamices moleculares realizados de un bloque de construcción común de segundo grado, que es una cubierta bidimensional de dichas celdas unidad de topología estructural de tipo MWW, que forman una monocapa de una celda unidad de grosor, preferiblemente una celda unidad-c de grosor;

- Tamices moleculares realizados de bloques de construcción comunes de segundo grado, que son capas de una o más celdas unidad de grosor, en donde la capa de más de una celda unidad de grosor se realiza apilando, agrupando o uniendo al menos dos monocapas de una celda unidad de grosor. El apilamiento de dichos bloques de construcción de segundo grado puede realizarse de manera regular, de manera irregular, de manera aleatoria, o con cualquier combinación de las mismas, y
- Tamices moleculares realizados por cualquier combinación bidimensional o tridimensional regular o aleatoria de celdas unidad que tengan la topología estructural de tipo MWW.

Los tamices moleculares de la familia MCM-22 incluyen aquellos tamices moleculares que tengan un patrón de difracción por rayos X que incluya un espaciado d máximo a 12.460.25, 6.960.15, 3.5760.07 y 3.4260.07 Angstrom. Los datos de difracción por rayos X utilizados para caracterizar el material se obtienen mediante técnicas estándar utilizando el doblete K-alfa del cobre como radiación incidente y un difractómetro equipado con un contador de centelleo y un ordenador asociado como sistema de recogida de datos.

Materiales de la familia MCM-22 incluyen MCM-22 (descrito en la patente de EE.UU. 4,954,325), PSH-3 (descrito en la patente de EE.UU. 4,439,409), SSZ-25 (descrito en la patente de EE.UU. 4,826,667), ERB-1 (descrito en la patente europea N° 0293032), TTQ-1 (descrito en la patente de EE.UU. 6,077,498), ITQ-2 (descrito en la publicación de patente internacional N° WO97/17290), MCM-36 (descrito en la patente de EE.UU. 5,250,277), MCM-49 (descrito en la patente de EE.UU. 5,236,575), MCM-56 (descrito en la patente de EE.UU. 5,362,697), y mezclas de los mismos. La zeolita relacionada UZM-8 es también adecuada para su uso como el presente catalizador de alquilación.

Los tamices moleculares anteriores pueden ser utilizados como el catalizador de alquilación sin ningún aglutinante o matriz, es decir, en una forma denominada auto-aglutinada. Alternativamente, el tamiz molecular puede ser de un material compuesto con otro material que sea resistente a las temperaturas y otras condiciones empleadas en la reacción de alquilación. Dichos materiales incluyen materiales activos e inactivos y zeolitas sintéticos o de origen natural además de materiales inorgánicos tales como arcillas y/o óxidos tales como alúmina, sílice, sílice-alúmina, circona, titanía, magnesia o mezclas de estos y de otros óxidos. Los últimos pueden ser de origen natural o bien encontrarse en forma de precipitados gelatinosos o geles que incluyen mezclas de sílice y óxidos de metal. Pueden también incluirse arcillas con aglutinantes de tipo óxido para modificar las propiedades mecánicas del catalizador o para ayudar en su fabricación. El uso de un material en conjunto con el tamiz molecular, es decir, combinado con el mismo o presente durante su síntesis, que en sí mismo es catalíticamente activo puede cambiar la conversión y/o la selectividad del catalizador. Los materiales inactivos se utilizan adecuadamente como diluyentes para controlar la cantidad de conversión de manera que pueden obtenerse productos de forma económica y ordenadamente sin emplear otros medios para controlar la velocidad de reacción. Estos materiales pueden incorporarse en arcillas de origen natural, por ejemplo, bentonita y caolín, para mejorar la resistencia a la compresión del catalizador bajo condiciones operativas comerciales, y se utilizan como aglutinantes o matrices para el catalizador. Las proporciones relativas del tamiz molecular y la matriz de óxido inorgánico varían ampliamente, donde el contenido del tamiz se encuentra en un rango de aproximadamente 1 a aproximadamente 90 por ciento en peso y más habitualmente, en particular, cuando el material compuesto se prepara en forma de granulado, en el rango de aproximadamente 2 a 80 por ciento en peso del material compuesto.

La etapa de alquilación puede ser llevada a cabo de forma discontinua o continua. Más aún, la reacción puede ser realizada en un reactor de lecho fijo o móvil. La operación de lecho fijo es, sin embargo, preferida, habitualmente con la zona de alquilación que comprende uno o una pluralidad de lechos, conectados en serie, de catalizadores.

La etapa de alquilación generalmente se ejecuta para lograr una conversión sustancialmente completa del agente de alquilación C_3 (isopropanol más cualquier propileno añadido) y por lo tanto el efluente del reactor de alquilación está compuesto principalmente de cumeno, agua coproducida, benceno sin reaccionar, y otros productos de reacción. También estará presente hidrógeno en el efluente si está presente en la alimentación. Se retiran inicialmente agua y, si está presente, hidrógeno, del efluente y un alícuota de la corriente de efluente seca resultante se separa a continuación y se recicla a la zona de alquilación para controlar la temperatura de reacción y para controlar el contenido de agua en el reactor de alquilación.

Si hay presente hidrógeno en el efluente, la retirada de hidrógeno se logra habitualmente haciendo pasar el efluente directamente desde el reactor de alquilación hacia el separador vapor/líquido para dividir el efluente en una corriente de vapor rica en hidrógeno y una corriente de líquido empobrecida en hidrógeno. La corriente de vapor rica en hidrógeno puede entonces reciclarse hacia el reactor de alquilación, generalmente después de ser comprimida y enfriada para separar cualquier agua y aromáticos en suspensión. La corriente de líquido empobrecida en hidrógeno se separa posteriormente en una corriente acuosa rica en agua y una corriente aromática empobrecida en agua que comprende cumeno, benceno sin reaccionar, y otros productos de reacción. Si el hidrógeno no está presente en el efluente, la corriente del efluente del reactor de alquilación puede ser enfriada, separada en una corriente acuosa rica en agua y una corriente aromática empobrecida en agua que comprende cumeno, benceno sin reaccionar, y otros productos de reacción.

Después de la separación y el reciclado de un alícuota de la corriente de efluente seca, el resto de la corriente de efluente seca se hace pasar a una columna de destilación, donde el cumeno se recupera y una corriente de reciclaje de benceno que contiene benceno sin reaccionar se separa para reciclarla nuevamente a la zona de reacción de alquilación.

5 Oxidación de cumeno

El cumeno recuperado del efluente de la reacción de alquilación se convierte en hidroperóxido de cumeno mediante un proceso de oxidación en fase líquida que se realiza preferiblemente en una pluralidad de reactores conectados en serie. El proceso de oxidación se lleva a cabo en presencia de un gas que contenga oxígeno, generalmente aire, a una temperatura de 50 a 120 °C y una presión de 0 a 1 MPaG (presión efectiva). El tiempo total de permanencia en los reactores de oxidación es habitualmente de 3 a 20 horas.

La reacción de oxidación puede ser realizada con o sin un catalizador. Cuando se emplea un catalizador, los catalizadores adecuados incluyen materiales básicos, tales como compuestos de carbonato e hidróxido de metales alcalinos, tales como litio, sodio y potasio, y metales alcalinotérreos tales como calcio y magnesio. Estos compuestos pueden ser utilizados en forma sólida o en una solución acuosa. La cantidad de catalizador (material de base) habitualmente es equivalente a no más de 10 g, preferiblemente equivalente a 0,1 a 6 g por 1 ton de cumeno.

El producto de la reacción de oxidación comprende una fase gaseosa compuesta de aire agotado que contiene cumeno empobrecido, y una fase líquida que generalmente comprende 20 a 50% en peso de hidroperóxido de cumeno y 50 a 80% en peso de cumeno sin reaccionar, junto con diversos subproductos principalmente compuestos de Dimetil Fenil Carbinol (DMPC).

El producto de la fase gaseosa de la etapa de oxidación se enfría y a continuación se hace pasar a través de una serie de lechos adsorbentes, que normalmente comprenden carbón vegetal, donde el cumeno empobrecido se retira antes de que el aire agotado se libere a la atmósfera o se caliente. El cumeno recogido por los adsorbentes de carbón vegetal se recupera mediante desorción con vapor a baja presión, seguido por condensación del vapor y decantación de las fases orgánica y acuosa. La fase orgánica se alimenta entonces a un sistema de reciclado del cumeno descrito en más detalle a continuación.

El producto de fase líquida de la etapa de oxidación se calienta en una o más etapas, habitualmente bajo vacío, para retirar la mayoría del cumeno sin reaccionar y concentrar el hidroperóxido de cumeno en el producto a un 75 a 85 % en peso antes de que el producto se alimente a la etapa de escisión. El vapor de cumeno retirado del producto de la fase líquida se enfría y se combina con otras corrientes de reciclaje de cumeno producidas en el proceso, tales como el cumeno recuperado del aire agotado, antes de ser enviado al sistema de reciclado del cumeno.

Escisión de hidroperóxido de cumeno

El hidroperóxido de cumeno concentrado de la etapa de oxidación se descompone o se escinde en un reactor de agitación continua en presencia de un catalizador ácido, habitualmente ácido sulfúrico, principalmente a fenol y acetona, mientras que el subproducto de DMPC se convierte a α -metilestireno (AMS). La reacción de escisión se realiza habitualmente a una temperatura de aproximadamente 40 °C a aproximadamente 60°C y una presión de aproximadamente 0 kPa a aproximadamente 500 kPa.

El catalizador ácido añadido al reactor de escisión debe ser neutralizado para prevenir la pérdida de producción debido a las reacciones secundarias y para proteger contra la corrosión en la sección de fraccionamiento aguas abajo. Esto se logra habitualmente inyectando una sustancia cáustica en el efluente del reactor de escisión antes de que el efluente pase a la sección de fraccionamiento.

Después de la neutralización, el efluente de escisión se hace pasar inicialmente a una sección de recuperación de acetona que comprende al menos una columna de recuperación de acetona cruda y una columna de recuperación de acetona final. En la columna de recuperación de acetona cruda, el efluente se separa en una corriente de residuos de fenol crudo, que se alimenta a una sección de recuperación de fenol, y una corriente de producto de cabeza de acetona cruda. La corriente de producto de cabeza se alimenta a continuación a la columna de recuperación de acetona final, donde se retiran cumeno sin reaccionar y agua como corriente de residuos y el producto de acetona se recupera como corriente de cabeza. Después de la retirada del agua, el cumeno sin reaccionar se envía al sistema de reciclado de cumeno.

La corriente de fenol crudo retirada en la sección de recuperación de acetona, se alimenta a una sección de recuperación de fenol que nuevamente comprende una sección de destilación multi-columna, donde una corriente mixta de cumeno/AMS se retira antes de que el fenol crudo sufra diversos tratamientos químicos y fraccionamiento para producir un producto de fenol final.

La corriente mixta de cumeno/AMS retirada en la sección de recuperación de fenol se somete inicialmente a un lavado cáustico para retirar cualquier ácido residual y a continuación se hace pasar a un reactor de hidrogenación donde el AMS sufre una hidrogenación suave en presencia de un catalizador de platino para producir cumeno con una elevada selectividad. El producto enriquecido del cumeno resultante se envía entonces al sistema de reciclado de cumeno.

Generalmente, el fenol y la acetona recuperados del efluente de reacción de escisión se utilizan en una relación molar 2:1 para producir Bisfenol A, lo que da como resultado un excedente neto de acetona.

Hidrogenación de acetona

En el presente proceso, el exceso de acetona de la etapa de escisión es hidrogenado para producir isopropanol para reciclar a la etapa de alquilación. La hidrogenación de acetona se efectúa poniendo en contacto el exceso de acetona con hidrógeno en presencia de un catalizador que contenga metal. Generalmente, el catalizador es níquel Raney, pero otros catalizadores útiles incluyen níquel, cobre-cromo, níquel Raney-cobre, cobre-zinc y metales del grupo platino, por ejemplo, platino, paladio, rutenio, rodio, y metales similares en carbón activo, aluminio y otros soportes. La temperatura de reacción puede encontrarse en un rango de 20°C a aproximadamente 350°C, pero más generalmente se encuentra entre aproximadamente 40°C y 250°C, tal como entre aproximadamente 60°C y 200°C. La hidrogenación puede realizarse mediante reacción de fase ya sea líquida, gaseosa o fase mixta gaseosa-líquida. La presión puede encontrarse en un rango de 100 kPa a 20,000 kPa, tal como de aproximadamente 500 a aproximadamente 10,000 kPa. El gas hidrógeno se encuentra generalmente presente en una relación molar en relación al reactante de acetona de 0,1:1 a 100:1, tal como de 1:1 a 10:1.

La hidrogenación puede ser realizada en presencia o ausencia de un medio de reacción. Ejemplos de medios adecuados incluyen alcoholes tales como metanol, etanol, propanoles y butanoles. También son útiles los glicoles tales como etilenglicol, propilenglicol, dietilenglicol, y trietilenglicol; y éteres tales como éter diisopropílico, éter dibutílico, éter dimetílico de etilenglicol, diglime (éter dimetílico de etilenglicol) y triglime. También pueden utilizarse disolventes polares apróticos, por ejemplo, dimetilformamida, dimetilacetamida, acetonitrilo, y sulfóxido de dimetilo. Son también de utilidad hidrocarburos saturados tales como hexano, heptano, ciclopentano, y ciclohexano. También puede utilizarse agua como un disolvente en la reacción de hidrogenación.

La etapa de hidrogenación puede ser realizada de forma discontinuada o continuada. Dependiendo de la forma de un catalizador en particular utilizado, la reacción puede ser realizada en un lecho fluidizado utilizando un catalizador en polvo, o en un lecho fijo utilizando un catalizador granular. Se prefiere la operación en un lecho fijo en vista de la facilidad de separación del catalizador de la mezcla de reacción y la simplicidad del sistema de reacción.

La reacción de hidrogenación es exotérmica y, para evitar una subida excesiva de temperatura, parte del efluente de reacción compuesto principalmente de isopropanol, puede ser enfriado y reciclado a la entrada del reactor de hidrogenación. En una realización, la relación del peso del reciclado líquido a la alimentación de acetona es entre aproximadamente 1:1 y aproximadamente 100:1.

Además, parte del hidrógeno sin reaccionar en el efluente de reacción de hidrogenación, puede ser reciclado a la entrada del reactor de hidrogenación para reducir el nivel de hidrógeno en la alimentación que contiene isopropanol a la etapa de alquilación.

Tratamiento de la corriente de reciclado de Isopropanol

En la práctica, el isopropanol producido en el proceso descrito anteriormente contendrá niveles relativamente altos (hasta 10 ppm en peso) de compuestos de nitrógeno generados como resultado del uso de aminas como agentes neutralizantes e inhibidores de corrosión en las etapas de oxidación y escisión del proceso. Si no se retiran o se reduce su concentración antes de que el isopropanol se recicle a la etapa de alquilación, estos compuestos de nitrógeno actuarán como venenos para el catalizador de alquilación de tamiz molecular y por lo tanto reducirán el ciclo de vida del catalizador.

En una primera realización, el ciclo de vida del catalizador de alquilación es aumentado retirando las impurezas que contienen nitrógeno del alícuota de la corriente seca del efluente de alquilación antes de que este alícuota sea reciclado al reactor de alquilación. En esta realización, por lo tanto, las impurezas que contienen nitrógeno no se retiran directamente del isopropanol reciclado sino que la concentración de estas impurezas en la alimentación total (isopropanol más benceno reciclado) al reactor de alquilación se reduce, habitualmente a menos de 0,2 ppm en peso.

En una modificación de la primera realización, en la que el agente de alquilación C₃ comprende isopropanol reciclado, algo o parte de la alimentación de isopropanol puede ser mezclada con el alícuota de la corriente del efluente seca antes de que la corriente combinada resultante sea tratada para retirar las impurezas que contienen

nitrógeno. De forma similar, algo o toda la alimentación del benceno fresco, y parte o todo el benceno de reciclado de la sección de recuperación del producto, puede añadirse al alícuota de la corriente seca del efluente antes de la purificación. De esta manera, puede lograrse también una parte de la retirada de impurezas de nitrógeno del isopropanol y/o del benceno fresco.

- 5 En una segunda realización, se logra una mejora en la vida del catalizador de alquilación combinando el isopropanol reciclado con benceno fresco y a continuación tratando esta corriente combinada para retirar las impurezas que contienen nitrógeno, tanto en el isopropanol reciclado como en la alimentación de benceno. La corriente combinada se alimenta a continuación al reactor de alquilación. Si se desea, la corriente de reciclado seca puede incluirse en la corriente combinada antes de que la corriente sea tratada para retirar las impurezas nitrogenadas.
- 10 En cada una de las anteriores realizaciones, el tratamiento para retirar las impurezas que contienen nitrógeno se realiza generalmente (a) haciendo pasar la corriente relevante a través de uno o más vasos que contienen al menos un adsorbente sólido, tal como un tamiz molecular, una resina, una arcilla ácida o una membrana, y/o (b) lavando la corriente con una solución acuosa ácida, tal como ácido sulfúrico diluido. De esta forma, el contenido en nitrógeno de la alimentación total a la reacción de alquilación puede reducirse a menos de 0,2 ppm en peso. En una
- 15 realización, dicho al menos un adsorbente sólido comprende una arcilla. Entre las arcillas adecuadas se incluyen bentonita u otras arcillas que contienen montmorillonita. En algunas realizaciones, la arcilla puede haber sido activada por tratamiento con un ácido, tal como ácido sulfúrico. La arcilla se utiliza habitualmente como un material granular o en polvo. Un ejemplo adecuado de una arcilla adsorbente para su uso en el presente proceso es la arcilla de la serie F-24 suministrada por BASF.
- 20 La invención se describirá ahora más en particular en referencia a los siguientes Ejemplos no limitativos y a los dibujos adjuntos.

Ejemplo 1 – Alquilación con Isopropanol comprado

En referencia a la Figura 1, se realizó un ensayo de alquilación de benceno con isopropanol comprado en un reactor 11 de lecho fijo, realizado con un tubo de acero inoxidable 316 Schedule 40 de diámetro de ¾ pulgadas (19 mm) con una longitud total de 34 pulgadas (864 mm). Una sonda termopar multi-punto (no se muestra) se situó a lo largo del eje central del reactor 11 de manera que pudiera monitorearse la temperatura en varios puntos en el reactor. Una bomba de desplazamiento positivo (no se muestra) se utilizó para suministrar una mezcla de benceno e isopropanol desde un tanque de almacenamiento mediante un conducto 12 hacia un intercambiador de calor 13 y hacia continuación al reactor 11. Las tasas de flujo de la mezcla de benceno/isopropanol se ajustaron mediante ajustes de la bomba y se monitorearon por mediante balanzas electrónicas. Las condiciones de operación del reactor se controlaron y monitorearon mediante un sistema de control automático. El efluente del reactor 11 fue alimentado por el conducto 14 al enfriador 15, donde el efluente se enfrió a casi temperatura ambiente antes de ser alimentado a un decantador 16. Se retiró agua libre del efluente en el decantador 16 y una parte del efluente del reactor desprovisto de agua se hizo circular a través del conducto 17 de regreso al reactor 11 mediante una bomba centrífuga para controlar el aumento de temperatura y el contenido de humedad en el reactor 11. El resto del efluente del reactor desprovisto de agua se retiró del decantador 16 a través del conducto 18 para la recuperación del cumeno.

La materia prima y el efluente de reactor se analizaron mediante dos Cromatógrafos de gases Hewlett Packard 5890 Series II, uno equipado con una columna Chrompack CP-Wax 52CB con un diámetro interior de 0,25 mm, grosor de la película de 0,5 µm, y longitud de 60 metros, y el otro equipado con una columna Agilent DB-1 con un diámetro interior de 0,25 mm, grosor de película de 0,5 µm, y longitud de 100 metros.

En el ensayo, 60 gramos de un catalizador de la familia MCM-22 se cargaron en el reactor de lecho fijo y se secaron con benceno a 150°C durante cuatro días. Una alimentación compuesta de 79,6 % en peso de benceno y 20,4 % en peso de isopropanol adquirido de Sigma-Aldrich, equivalente a una relación molar de benceno con respecto a isopropanol de 3:1, se alimentó al reactor a 150 gramos por hora, dando una WHSV (velocidad espacial) de isopropanol de 0,5 hr⁻¹. No se detectaron compuestos de nitrógeno en este isopropanol comprado. La circulación del reactor se ajustó para dar un contenido de humedad de aproximadamente 1,0 % en peso en el efluente del reactor. La temperatura de entrada fue de 210°C, el reactor se mantuvo a aproximadamente 4.700 kPa, y la reacción tuvo lugar en fase líquida. Debido a que la conversión de isopropanol permaneció el 100% a lo largo de este ejemplo, la estabilidad del catalizador también fue monitoreada por porcentaje de aumento de temperatura a una carga del catalizador del 22% (PTR₂₂) que se define a continuación:

$$PTR_{22} = [T_{22} - T_{ENTRADA}] / [T_{SALIDA} - T_{ENTRADA}] \times 100\%$$

donde T_{ENTRADA} y T_{SALIDA} son la temperatura del reactor medida en la entrada y la salida del lecho del catalizador, respectivamente y T₂₂ es la temperatura medida al 22% de la longitud de la entrada del lecho del catalizador. Debido

- a que la alquilación del isopropanol es una reacción exotérmica, la temperatura de la mezcla de reacción sube en el reactor a medida que aumenta la conversión, y alcanza su temperatura final cuando se completa la reacción. El porcentaje de aumento de temperatura PTR₂₂ medido en el primer 22% de la carga del catalizador da una indicación de la conversión en el primer 22% del lecho del catalizador. Cuando el catalizador es estable, la conversión en el primer 22% del lecho del catalizador es estable y la PTR₂₂ permanece esencialmente constante. Cuando el catalizador se desactiva, la conversión en el primer 22% del lecho del catalizador baja gradualmente (mientras que el resto del lecho de catalizador continúa llevando la reacción a ser completada) y la PTR₂₂ baja. Una PTR₂₂ por lo tanto indica que el lecho del catalizador es estable, mientras que una PTR₂₂ en disminución indica que el lecho del catalizador se está desactivando.
- 10 Durante 68 días con alimentación de isopropanol adquirida de Sigma-Aldrich, la PTR₂₂ fue muy estable con una tasa de descenso media casi inmensurable de 0,05% por día. La conversión de isopropanol permaneció al 100% durante el mismo periodo de tiempo. Esto indica que la familia de catalizadores MCM-22 sometidos a ensayo tuvo una gran actividad y fueron estables con la alimentación de isopropanol adquirida de Sigma-Aldrich.

Ejemplo 2 – Hidrogenación de acetona a isopropanol

- 15 Un lote de acetona obtenido de una planta comercial de fenol/acetona fue hidrogenada a isopropanol entrando en contacto la alimentación de acetona con hidrógeno en presencia de un catalizador de hidrogenación de níquel a una temperatura de aproximadamente 80°C y una presión de aproximadamente 3.600 kPa. Una parte del efluente del reactor se recicló de regreso a la entrada del reactor para mantener el aumento de temperatura por debajo de aproximadamente 30°C. La conversión de acetona fue de aproximadamente 99%. Se analizó el producto de isopropanol mediante un cromatógrafo de gases equipado con un detector de nitrógeno-fósforo (NPD) y se observó que contenía aproximadamente 0,2 wtpm de nitrógeno.

Ejemplo 3 – Alquilación con Isopropanol producido a partir de acetona utilizando lecho protector

- 25 La misma configuración del reactor y carga de catalizador descritas en el Ejemplo 1 se utilizaron en este Ejemplo y, además, se instaló un lecho 19 protector cargado con 30 gramos de arcilla BASF F-24 fresca que comprendía una corriente de reciclado de efluente seca y una alimentación combinada de benceno/isopropanol. Un diagrama esquemático del sistema del reactor, incluyendo el lecho 18 protector se muestra en la Figura 2. El lecho 19 protector se puso en servicio tras 86 días en corriente mientras que las demás condiciones operativas se mantuvieron iguales a las del Ejemplo 1. El catalizador era muy estable con el lecho 19 protector y otro lote de alimentación de isopropanol comprado, lo que no muestra ninguna tasa de descenso de la PTR₂₂ mensurable.
- 30 Después de 94 días en corriente, una alimentación compuesta de 79,6 % en peso de benceno y 20,4 % en peso del isopropanol producido en el Ejemplo 2 fue introducida en el reactor 11 en lugar de la mezcla de benceno e isopropanol comprado. Comenzó enseguida un descenso mensurable de la PTR₂₂. La alimentación compuesta de 79,6 % en peso de benceno y 20,4 % en peso del isopropanol producido en el Ejemplo 2, continuó durante 100 días mientras que el lecho 19 protector permaneció en servicio todo el tiempo y las demás condiciones de operaciones se mantuvieron las mismas que las del Ejemplo 1. La tasa de descenso media de la PTR₂₂ para estos 100 días fue de aproximadamente 0,5% por día. La conversión de isopropanol durante este mismo periodo de tiempo permanece al 100%.

Ejemplo 4 – Alquilación con Isopropanol producido a partir de acetona utilizando un lecho protector

- 40 La misma configuración del reactor y carga de catalizador descritas en el Ejemplo 3 se utilizaron en este Ejemplo, excepto por que se instaló un lecho 21 protector cargado con 6 gramos de arcilla BASF F-24 fresca para tratar la alimentación combinada de benceno/isopropanol, pero no la corriente de reciclado de efluente seca. Un diagrama esquemático del sistema del reactor, incluyendo el lecho 21 protector se muestra en la Figura 3. El lecho 19 protector se derivó 3 horas después de que el lecho 21 protector se situara en la corriente. La alimentación compuesta de 79,6 % en peso de benceno y 20,4 % en peso del isopropanol producido en el Ejemplo 2 continuó siendo alimentada al reactor 11 durante otros 21 días mientras que el lecho 21 protector permaneció en servicio y el lecho 19 protector fue derivado todo el tiempo. Las demás condiciones operativas se mantuvieron iguales a las del Ejemplo 1. La tasa de descenso de la PTR₂₂ media fue de aproximadamente 0,7% por día para estos 21 días.

- 50 El lecho 21 protector fue reemplazado con un lecho protector mayor que contenía 12 gramos de arcilla BASF F-24 tras 215 días en corriente. La alimentación compuesta de 79,6 % en peso de benceno y 20,4 % en peso del isopropanol producido en el Ejemplo 2 continuó siendo alimentada al reactor 11 durante otros 22 días mientras que el nuevo lecho 21 protector permaneció en servicio y el lecho 19 protector fue derivado todo el tiempo. Las demás condiciones operativas se mantuvieron iguales a las del Ejemplo 1. La tasa de descenso de la PTR₂₂ media fue de aproximadamente 0,7% por día para estos 22 días. La conversión de isopropanol en los días 194 y 237 en corriente fue del 100% y 99,9986%, respectivamente. La tasa de descenso de conversión de isopropanol media en este

periodo de 43 días cuando el lecho 21 protector fue en servicio, por lo tanto fue de aproximadamente 0,00003% por día.

Ejemplo 5 – Alquilación con Isopropanol producido a partir de acetona sin lecho protector

5 La misma configuración del reactor y carga del catalizador descrita en los Ejemplos 3 y 4 se utilizaron en este ejemplo. Los lechos 19 y 21 protectores fueron ambos derivados tras 237 días en corriente. La alimentación compuesta de 79,6 % en peso de benceno y 20,4 % en peso del isopropanol producido en el Ejemplo 2 continuó siendo alimentado al reactor 11 durante otros 11 días mientras que ambos lechos 19 y 21 protectores fueron derivados. Las demás condiciones operativas se mantuvieron iguales a las del Ejemplo 1. La tasa de descenso media de la PTR₂₂ fue de aproximadamente 2,2% por día para estos 11 días. La conversión de isopropanol durante este periodo disminuyó de 99,9986% en 237 días en corriente a 99,9963% en 248 días en corriente. La tasa media de descenso de la conversión de isopropanol fue por lo tanto de 0,00021% por día.

15 Las tasas medias de descenso de la PTR₂₂ y de la conversión de isopropanol observadas en los Ejemplos 3-5 se detallan en la Tabla 1. Ha de señalarse que las tasas de descenso medias tanto de la PTR₂₂ y la conversión de isopropanol sin ningún lecho protector (Ejemplo 5) son mucho más elevadas que las observadas con el lecho 19 protector (Ejemplo 3) y con el lecho 21 protector (Ejemplo 4).

Los ejemplos anteriores demuestran claramente que la tasa de desactivación del catalizador puede reducirse enormemente retirando las especies nitrogenadas contenidas en la alimentación de isopropanol producido a partir de acetona.

Tabla 1: Tasas medias de descenso con Isopropanol producido

	Con lecho protector 19	Con lecho protector 21	Sin lecho protector
Duración del ciclo	100 días	43 días	11 días
Tasa de descenso media de la PTR ₂₂	0,5% por día	0,7% por día	2,2% por día
Tasa de descenso media de la conversión de isopropanol	No detectada	0,00003% por día	0,00021% por día

20

REIVINDICACIONES

1. Proceso para producir cumeno, donde el proceso comprende:
 - 5 (a) poner en contacto benceno con un agente de alquilación C₃ que comprende isopropanol, y opcionalmente propileno, bajo condiciones de alquilación en presencia de un catalizador de alquilación de tamiz molecular, de tal manera que al menos parte de dicho agente de alquilación C₃ reaccione con el benceno para producir un efluente de alquilación que comprende cumeno, benceno sin reaccionar y agua;
 - (b) recuperar cumeno del efluente de alquilación;
 - (c) retirar agua del efluente de alquilación para formar una corriente seca de efluente;
 - 10 (d) tratar un alícuota de la corriente seca de efluente para retirar impurezas nitrogenadas de la misma y producir una corriente de reciclaje purificada; y
 - (e) reciclar al menos parte de la corriente de reciclaje purificada a la puesta en contacto (a).
2. Proceso según la reivindicación 1, en donde dicho catalizador de alquilación comprende al menos un catalizador de zeolita seleccionado del grupo que comprende ZSM-3, ZSM-4, ZSM-5, ZSM-11, ZSM-12, ZSM-14, ZSM-18, ZSM-20, ZSM-22, ZSM-23, ZSM-35, ZSM-48, zeolita beta, zeolita Y, Ultrastable Y (USY), Desaluminizada Y (Deal Y), mordenita, MCM-22, PSH-3, SSZ-25, ERB-1, ITQ-1, ITQ-2, MCM-36, MCM-49, MCM-56, y UZM-8.
3. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde las condiciones de alquilación comprenden una temperatura de 20°C a 350°C, un presión de 100 kPa a 20.000 kPa, y una relación molar de benceno con respecto a la alimentación del agente de alquilación C₃ (isopropanol más cualquier propileno) a dicha zona de alquilación en el rango de 0,1:1 a 100:1.
4. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde el agente de alquilación C₃ comprende una mezcla de isopropanol y propileno a una relación molar de isopropanol con respecto a propileno de 100 a 1 a 1 a 100.
5. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde se mezcla benceno fresco, benceno de reciclado y/o un agente de alquilación C₃ con el alícuota de la corriente seca de reciclado previamente a dicho tratamiento (c).
6. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde tratar (d) incluye hacer pasar el alícuota de la corriente seca de reciclado á través de al menos un sólido adsorbente.
7. Proceso según la reivindicación 6, en donde al menos un sólido adsorbente se selecciona de entre un tamiz molecular, una resina, una arcilla ácida y una membrana.
8. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, en donde el tratamiento (d) incluye lavar el alícuota de la corriente de reciclado seca con una solución de agua ácida.
9. Proceso según cualquier reivindicación, en donde el cumeno se recupera en (b) de la parte del efluente de la corriente seca que permanece tras la separación del alícuota para el tratamiento (d).
10. Un proceso integrado para producir fenol que comprende el proceso de producción de cumeno según se reivindica en cualquier reivindicación precedente y los siguientes pasos adicionales:
 - 35 (f) oxidar al menos parte del cumeno recuperado en (b) para formar hidroperóxido de cumeno;
 - (g) la escisión de al menos parte del hidroperóxido de cumeno de (f) para formar una corriente del producto de escisión que contenga fenol y acetona;
 - (h) separar al menos parte de la acetona de la corriente del producto de escisión;
 - 40 (i) hidrogenar al menos parte de la acetona separada en (h) para producir isopropanol; y
 - (j) reciclar al menos parte del isopropanol producido en (i) a la puesta en contacto (a).

11. Proceso para producir cumeno que comprende, el proceso que comprende:
- (a) mezclar benceno fresco y/o reciclado con un agente de alquilación C_3 que comprenda isopropanol, y opcionalmente propileno, para producir una corriente de alimentación combinada;
 - (b) tratar al menos parte de dicha corriente de alimentación combinada para retirar impurezas nitrogenadas de la misma y producir una corriente de alimentación combinada purificada; y
 - (c) poner en contacto dicha corriente de alimentación combinada purificada con un catalizador de alquilación de tamiz molecular en una zona de alquilación bajo condiciones de alquilación de tal manera que al menos parte de dicho isopropanol y benceno reaccione para producir un efluente de alquilación que comprenda cumeno.
12. Proceso según la reivindicación 11, en donde dicho tratamiento (d) incluye hacer pasar al menos parte de dicha corriente de alimentación combinada a través de al menos un adsorbente sólido.
13. Proceso según la reivindicación 12, en donde dicho al menos un adsorbente sólido se selecciona de entre un tamiz molecular, una resina, una arcilla ácida y una membrana.
14. Proceso según la reivindicación 11, en donde el tratamiento (b) incluye lavar al menos parte de la corriente de alimentación combinada con una solución de agua ácida.
15. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones 11 a 14, en donde el efluente de alquilación también comprende agua y benceno sin reaccionar y el proceso además comprende:
- (i) retirar agua de al menos parte del efluente de alquilación para formar una corriente de efluente seca; y
 - (ii) incluir dicha corriente de efluente seca en dicha corriente de alimentación combinada en (a).
16. Proceso integrado para producir fenol que comprende el proceso de producción de cumeno según se reivindica en cualquiera de las reivindicaciones 11 a 14 y los siguientes pasos adicionales:
- (d) oxidar al menos parte del cumeno recuperado en (c) para formar hidroperóxido de cumeno;
 - (g) la escisión de al menos parte del hidroperóxido de cumeno de (d) para formar una corriente del producto de escisión que contenga fenol y acetona;
 - (f) separar al menos parte de la acetona de la corriente del producto de escisión;
 - (g) hidrogenar al menos parte de la acetona separada en (f) para producir isopropanol; y
 - (h) reciclar al menos parte del isopropanol producido en (g) al mezclado (a).

