

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 716 530**

51 Int. Cl.:

**C07C 2/86** (2006.01)

**C07C 29/82** (2006.01)

**C07C 15/085** (2006.01)

**C07C 31/10** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **14.08.2012 E 12748637 (1)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **19.12.2018 EP 2885264**

54 Título: **Proceso integrado para la producción de cumeno y la purificación de isopropanol**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:  
**13.06.2019**

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

72 Inventor/es:  
**BIRKHOFF, RONALD y**  
**BHOOMI, RAGHAVENDER**

74 Agente/Representante:  
**PONS ARIÑO, Ángel**

ES 2 716 530 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 integrado para la producción de cumeno y la purificación de isopropanol

Campo de la técnica

5 La presente invención hace referencia a un proceso integrado para la producción de cumeno y para la purificación de isopropanol.

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 la aplicación de los policarbonatos en la industria electrónica, sanitaria y del automóvil.

15 La producción comercial de cumeno generalmente implica la reacción de benceno y propileno bajo condiciones en fase líquida o en fase mixta gas-líquida en presencia de un catalizador ácido, en particular un catalizador de zeolita. Sin embargo, la demanda de propileno, y por tanto su coste, está aumentando. Existe, por lo tanto, un interés en desarrollar métodos alternativos para la producción de cumeno en los que el propileno sea reemplazado o complementado con agentes de alquilación C<sub>3</sub> alternativos. Por ejemplo, la patente de EE.UU. N° 5,015,786 divulga un proceso en el que es hidrogenada acetona de una planta de fenol para producir isopropanol y el isopropanol resultante se utiliza a continuación como un agente de alquilación C<sub>3</sub> en la alquilación en fase de líquida de benceno a cumeno. Este proceso presenta la ventaja añadida de que la producción de fenol a partir de cumeno genera una cantidad equimolar de acetona, mientras que el fenol y la acetona se utilizan a una relación molar de aproximadamente 2:1 para producir Bisfenol-A. Por tanto, el proceso proporciona un atractivo método para convertir el exceso de acetona de la producción de fenol en la generación del producto de cumeno más ventajoso.

25 El isopropanol no es únicamente útil como agente de alquilación para la producción de cumeno, sino que también posee una amplia aplicación como disolvente, aditivo de la gasolina y en diversas aplicaciones médicas y farmacéuticas. El documento SU 622 801 A1 divulga un proceso en el que se utiliza aceite isopropílico, una corriente de residuos obtenida en la fabricación de isopropanol, en la producción de cumeno. A escala comercial, el isopropanol se produce por hidrogenación de la acetona o a través de la hidratación directa o indirecta de propileno. Sin embargo, cada uno de estos procesos produce un producto de isopropanol crudo que contiene cantidades significativas de agua, mientras que una especificación clave para el isopropanol de calidad industrial es un nivel de agua de no más de 0,1% en peso. La retirada del agua del producto de isopropanol crudo puede lograrse por fraccionamiento o "stripping" (por arrastre por vapor), en sistemas de destilación convencionales, en los que el agua se retira como un producto ligero y el producto de isopropanol se produce como un producto pesado con un contenido en agua reducido. Sin embargo, ya que el agua y el isopropanol forman un azeótropo homogéneo de ebullición mínima con una composición de aproximadamente 80% en peso de isopropanol y 20% en peso de agua, la etapa inicial de retirada del agua tiene como resultado una inevitable pérdida de producción de isopropanol. Pueden tomarse medidas adicionales para reducir la pérdida de isopropanol, tales como el uso de agentes que o bien rompen el azeótropo, por ejemplo acetona, o bien forman otro azeótropo con agua, tal como benceno, o el uso de sólidos adsorbentes o membranas selectivas. Sin embargo, todas estas medidas requieren equipo y etapas de procesamiento adicionales, incrementando el gasto de capital y el coste operativo, y por tanto incrementando el coste para purificar el isopropanol.

De acuerdo con la presente invención, se ha observado ahora que, integrando la purificación de isopropanol con un proceso para producir cumeno a partir de acetona, la purificación del producto de isopropanol crudo puede simplificarse, reduciendo de este modo los costes de producción.

Resumen

45 En un aspecto, la invención radica en un proceso integrado para la producción de cumeno y la purificación de isopropanol, donde el proceso comprende:

(a) proporcionar una corriente de isopropanol que contiene de 0,15 a 3,0% en peso de agua;

50 (b) separar por destilación o stripping dicha corriente de isopropanol crudo en una fracción de isopropanol seca que contiene no más de 0,1% en peso de agua, y una fracción de isopropanol húmeda que contiene el resto del agua en dicha corriente de isopropanol crudo, donde dicha fracción de isopropanol húmeda contiene de 10 a 30% en peso de agua; y

(c) poner en contacto dicha fracción de isopropanol húmeda con benceno en una zona de alquilación bajo condiciones de alquilación, de tal manera que al menos parte del isopropanol reacciona con el benceno para producir una corriente de efluente que comprende cumeno.

5 En una realización, la corriente de isopropanol crudo se produce por la hidrogenación de acetona. Convenientemente, la acetona es el subproducto de un proceso para la producción de fenol a partir de cumeno, en donde al menos parte del cumeno se produce por el contacto del apartado (c).

En otra realización, la corriente de isopropanol crudo se produce por un proceso que incluye la hidratación de propileno.

La corriente de isopropanol crudo contiene de 0,5% en peso a 3,0% en peso de agua.

10 La separación (b) es efectuada por destilación o stripping.

Habitualmente, la corriente de efluente producida en (c) comprende además agua y benceno sin reaccionar y el proceso además comprende:

(d) retirar agua de dicha corriente de efluente para producir una corriente de efluente seca; y

(f) reciclar al menos una parte de la corriente de efluente seca hacia dicha etapa de contacto (c).

15 Convenientemente, se recupera el cumeno de la corriente de efluente o la corriente de efluente seca antes de que dicha parte de la corriente de efluente seca es reciclada a dicha etapa de contacto (c).

20 Se describe un proceso para la producción de cumeno a partir de una corriente de isopropanol crudo que contiene de 0,15 a 3,0% en peso de agua, en donde la corriente de isopropanol crudo es inicialmente separada para permitir la retirada de una fracción de isopropanol seca que contiene no más de 0,1% en peso de agua y que puede ser recuperada para su uso como isopropanol de calidad industrial. La separación deja una fracción de isopropanol húmeda que contiene de 10 a 30% en peso de agua, siendo este el resto de agua en la corriente de isopropanol crudo. La fracción de isopropanol húmeda se utiliza entonces como un agente de alquilación C<sub>3</sub> en la alquilación de benceno para producir cumeno. Por tanto, tal como se describe en más detalle a continuación, el presente proceso integra la producción de cumeno con la purificación de isopropanol crudo.

25 Corriente de isopropanol crudo

La corriente de isopropanol crudo empleada en el presente proceso contiene de 0,15% en peso a 3,0% en peso de agua. Una fuente adecuada de la corriente de isopropanol crudo es el producto de la hidratación directa o indirecta de propileno. Más preferiblemente, sin embargo, la corriente de isopropanol crudo se produce por hidrogenación del exceso de acetona de una planta de fenol, especialmente en las que se produce fenol por el proceso Hock a partir de cumeno, que a su vez se produce por reacción de benceno con un agente de alquilación C<sub>3</sub> que incluye isopropanol y opcionalmente propileno. La posterior descripción se centrará por lo tanto en esta realización preferida.

30

Purificación de la corriente de isopropanol crudo

35 La corriente de isopropanol crudo puede ser separada en fracciones de isopropanol secas y húmedas, mediante fraccionamiento o stripping, en un sistema de destilación convencional. Debido a que el agua y el isopropanol forman un azeótropo homogéneo de mínima ebullición con una composición de aproximadamente 80% en peso de isopropanol y 20% en peso de agua, la fracción seca de isopropanol puede ser retirada como un producto pesado, y el agua es recuperada como un producto ligero junto con isopropanol en la composición azeotrópica mencionada anteriormente. La fracción seca de isopropanol contiene no más de 0,1% en peso de agua, tal como por ejemplo de 40 0% en peso a 0,05% en peso de agua y puede ser recuperada para su uso como isopropanol de calidad industrial. La fracción húmeda de isopropanol contiene de 10% en peso a 30% en peso de agua y se alimenta a la etapa de alquilación de benceno.

Alquilación de benceno para producir cumeno

45 En la etapa de alquilación de benceno, la fracción húmeda de isopropanol, opcionalmente junto con un agente de alquilación C<sub>3</sub> adicional, tal como propileno añadido o isopropanol añadido, se hace reaccionar con benceno en presencia de un catalizador de alquilación de tamiz molecular, bajo unas condiciones tales que al menos parte del benceno se mantiene en la fase líquida durante el proceso. Las condiciones habituales 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 C<sub>3</sub> de aproximadamente 0,1:1 a aproximadamente 100:1, tal como aproximadamente 1:1 a aproximadamente 10:1. Donde el agente de alquilación C<sub>3</sub> 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 a partir del medio de reacción en fase líquida, 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 a 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 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 12,4±0,25, 6,9±0,15, 3,57±0,07 y 3,42±0,07 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.

5 Materiales de la familia MCM-22 incluyen MCM-22 (descrito en la patente de EE.UU. N° 4,954,325), PSH-3 (descrito en la patente de EE.UU. N° 4,439,409), SSZ-25 (descrito en la patente de EE.UU. N° 4,826,667), ERB-1 (descrito en la patente europea N° 0293032), TTQ-1 (descrito en la patente de EE.UU. N° 6,077,498), ITQ-2 (descrito en la publicación de patente internacional N° WO97/17290), MCM-36 (descrito en la patente de EE.UU. N° 5,250,277), MCM-49 (descrito en la patente de EE.UU. N° 5,236,575), MCM-56 (descrito en la patente de EE.UU. N° 5,362,697), UZM-8 (descrito en la patente de EE.UU. N° 6,756,030), y mezclas de los mismos.

10 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, circonita, titanita, 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.

30 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, del catalizador de alquilación.

35 La etapa de alquilación generalmente se ejecuta para lograr una conversión sustancialmente completa del agente de alquilación C<sub>3</sub> (isopropanol más cualquier propileno añadido) y por lo tanto el efluente del reactor de alquilación está compuesto principalmente de cumeno, agua coproducida, agua añadida con la fracción húmeda de isopropanol, benceno sin reaccionar, y otros subproductos de reacción, opcionalmente junto con hidrógeno. Se retira inicialmente agua del efluente enfriando el efluente y haciendo pasar el efluente enfriado a un decantador para separar el efluente en una fase acuosa y una fase aromática empobrecida en agua. Un alícuota de la fase aromática 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. Para alojar el agua adicional que es enviada a la etapa de alquilación en la fracción húmeda de isopropanol, pueden realizarse para reducir el contenido en agua en la reacción de alquilación, tal como reduciendo la temperatura a la que se realiza la separación del agua e incrementando la cantidad de la fase aromática reciclada hacia la reacción de alquilación.

45 Si hay presente hidrógeno en el efluente, el efluente enfriado se hace pasar habitualmente a través de un separador vapor/líquido antes de su paso al decantador. El separador vapor/líquido divide el efluente enfriado 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 hace pasar posteriormente al decantador para su separación en la fase acuosa rica en agua y la fase aromática empobrecida en agua.

50 Después de la separación y el reciclado de un alícuota de la fase aromática empobrecida en agua, el resto de la fase aromática 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.

#### Oxidación de cumeno

55 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

## ES 2 716 530 T3

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.

5 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.

10 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).

15 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 en suspensión 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.

20 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

25 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  $\alpha$ -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.

30 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.

35 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.

40 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 se someta a diversos tratamientos químicos y fraccionamiento antes de que se recupere un producto de fenol final.

45 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.

50 El sistema de reciclado de cumeno regresa el cumeno producido y sin reaccionar generado en el proceso de vuelta a la etapa de oxidación de cumeno.

### Hidrogenación de acetona

- Generalmente, el fenol y la acetona recuperados del efluente de escisión se utilizan en una relación molar 2:1 para producir Bisfenol A, dando como resultado, de este modo, un excedente neto 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, propanol y butanol. También es útil el isopropanol que es un producto de la hidrogenación de la acetona. También son útiles los glicoles tales como etilenglicol, propilenglicol, dietilenglicol, y trietilenglicol; y éteres tales como éter diisopropílico, éter dibutílico, éter dimetílico de etilenglicol, diglimes (éter dimetílico de etilenglicol) y triglimes. 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.

**REIVINDICACIONES**

1. Proceso integrado para la producción de cumeno y la purificación de isopropanol, donde el proceso comprende:
  - (a) proporcionar una corriente de isopropanol que contiene de 0,15 a 3,0% en peso de agua;
  - 5 (b) separar por destilación o stripping dicha corriente de isopropanol crudo en una fracción de isopropanol seca que contiene no más de 0,1% en peso de agua, y una fracción de isopropanol húmeda que contiene el resto del agua en dicha corriente de isopropanol crudo, donde dicha fracción de isopropanol húmeda contiene de 10 a 30% en peso de agua; y
  - 10 (c) poner en contacto dicha fracción de isopropanol húmeda con benceno en una zona de alquilación bajo condiciones de alquilación, de tal manera que al menos parte del isopropanol reacciona con el benceno para producir una corriente de efluente que comprende cumeno.
2. El proceso según la reivindicación 1, en donde dicha corriente de isopropanol crudo se produce por hidrogenación de acetona.
3. El proceso según la reivindicación 2, en donde dicha acetona es el subproducto de un proceso para producir fenol a partir de cumeno.
- 15 4. El proceso según la reivindicación 3, en donde al menos parte del cumeno se produce por dicho contacto (c).
5. El proceso según la reivindicación 1, en donde dicha corriente de isopropanol crudo se produce por un proceso que incluye la hidratación de propileno.
6. El proceso según cualquier reivindicación anterior, en donde dicho contacto tiene lugar en presencia de un catalizador de alquilación de tamiz molecular.
- 20 7. El proceso según la reivindicación 6, 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, Ultraestable 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.
- 25 8. El proceso según la reivindicación 6, en donde dicho catalizador de alquilación comprende al menos un catalizador de zeolita seleccionado del grupo que comprende MCM-22, PSH-3, SSZ-25, ERB-1, ITQ-1, ITQ-2, MCM-36, MCM-49, MCM- 56, UZM-8, y mezclas de las mismas.
9. Proceso según cualquier reivindicación anterior, en donde dichas 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 C<sub>3</sub> (incluyendo isopropanol) a dicha zona de alquilación de 0,1:1 a 100:1.
- 30 10. El proceso según cualquier reivindicación anterior, en donde la corriente de efluente producida en (c) comprende además agua y benceno sin reaccionar y el proceso además comprende:
  - (d) retirar agua de dicha corriente de efluente para producir una corriente de efluente seca; y
  - (f) reciclar al menos una parte de la corriente de efluente seca hacia dicha etapa de contacto (c).
- 35 11. El proceso según la reivindicación 10, en donde se recupera cumeno de dicha corriente efluente o dicha corriente de efluente seca antes de que dicha parte de la corriente de efluente seca se recicle a dicha etapa de contacto (c).