

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 658 262**

51 Int. Cl.:

C07C 2/86 (2006.01)

C07C 15/085 (2006.01)

C07C 37/08 (2006.01)

C07C 39/04 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **23.09.2009 PCT/US2009/057941**

87 Fecha y número de publicación internacional: **15.04.2010 WO10042314**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.09.2009 E 09792870 (9)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **08.11.2017 EP 2342170**

54 Título: **Proceso para producir cumeno**

30 Prioridad:

06.10.2008 US 103076 P

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

09.03.2018

73 Titular/es:

**BADGER LICENSING, LLC (100.0%)
One Main Street
Cambridge, MA 02142, US**

72 Inventor/es:

**HWANG, SHYH-YUAN, HENRY;
JOHNSON, DANA, E.;
PETERS, JOSEPH, C.;
CHI, CHUNG-MING;
FALLON, KEVIN, J. y
DEMERS, FRANCIS, A.**

74 Agente/Representante:

RIZZO, Sergio

ES 2 658 262 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

5 **[0001]** La presente invención se refiere a un proceso para producir cumeno y, en concreto, pero no en exclusiva, a un proceso integrado para producir cumeno y para transformar el cumeno en fenol.

ANTECEDENTES

[0002] El cumeno es un intermediario importante en las industrias química y polimérica, siendo la producción global de cumeno en 2006 de unos doce millones de toneladas métricas aproximadamente y se espera que la demanda global de cumeno crezca en más de un 4 % al año en el periodo 2006-2011.

10 **[0003]** La mayoría de todo el cumeno que se fabrica en el mundo hoy en día se usa para producir fenol. La demanda de fenol para la fabricación de bisfenol A y posteriores policarbonatos se está acelerando a consecuencia de la diversidad de aplicaciones de los policarbonatos en las industrias electrónica, sanitaria y automovilística.

15 **[0004]** El cumeno se produce normalmente para el mercado haciendo reaccionar benceno y propileno en condiciones de fase líquida completa o fase gaseosa-líquida mixta en presencia de catalizadores ácidos. El exceso estequiométrico del suministro de benceno con respecto al suministro de propileno se suministra normalmente al reactor para controlar o minimizar la oligomerización del propileno, lo que provoca posteriormente la coquización y desactivación del catalizador. Unos procesos más antiguos basados en ácido fosfórico sólido normalmente emplean una proporción de suministro de benceno a propileno de 8:1 molares aproximadamente. La alta proporción de suministro de benceno a propileno empleada en estos procesos también es necesaria para limitar la producción de poliisopropilbencenos, principalmente diisopropilbencenos y triisopropilbencenos, puesto que los poliisopropilbencenos producidos sobre catalizadores de ácido fosfórico sólido (SPA) no pueden transformarse en cumeno de forma eficaz y tienen que usarse como bases para gasolinas y considerarse como una pérdida de rendimiento del proceso. La alta proporción de suministro de benceno a propileno también da lugar a grandes cantidades de benceno sin transformar en el efluente del reactor que han de recuperarse mediante destilación y se reciclan de vuelta al reactor. Ambos factores hacen que los procesos de SPA no sean rentables.

20

25

[0005] Varios procesos a base de catalizadores de cloruro de aluminio, desarrollados en los años 80, han podido reducir la proporción de suministro de benceno a propileno a 3:1 molares aproximadamente, lo cual reduce de este modo los costes de capital y explotación relativos a la recuperación y reciclaje del exceso de benceno, con lo que mejora en cierto modo la economía del proceso. Aunque se producen más poliisopropilbencenos en la sección de alquilación de los procesos de cloruro de aluminio a consecuencia de las proporciones menores de benceno a propileno, los poliisopropilbencenos que se producen en estos procesos pueden transalquilarse con benceno de forma eficaz para producir cumeno adicional, y el rendimiento global del proceso mejora de forma considerable con respecto a aquellos basados en catalizadores de SPA. No obstante, la introducción de cloruro de aluminio como catalizador en la planta de cumeno conlleva una multitud de problemas medioambientales, de mantenimiento de la planta y de seguridad de la planta y del personal debido a la naturaleza altamente corrosiva del catalizador. Como resultado, solo se han construido unas pocas plantas de cumeno basadas en los procesos de cloruro de aluminio.

30

35

[0006] La introducción de tecnologías de cumeno a base de catalizadores de zeolita en los años 90 revolucionó la industria de la fabricación de cumeno. Los catalizadores de zeolita no son corrosivos y son benignos para el medio ambiente. Por tanto, el uso de catalizadores de zeolita elimina los problemas medioambientales, de mantenimiento y de seguridad relacionados con los catalizadores de cloruro de aluminio. Los procesos a base de zeolita son capaces de producir cumeno con una pureza de producto y un rendimiento de proceso mayor que los basados en ácido fosfórico sólido. La mayoría de tecnologías a base de zeolita son capaces de producir alquilación en condiciones suaves y con unas proporciones de suministro de benceno a propileno de entre 6:1 y 3:1 molares, un tanto inferiores a las empleadas en procesos a base de ácido fosfórico sólido, al tiempo que limitan la oligomerización de propileno y la coquización de los catalizadores para lograr una duración del ciclo catalítico de uno a dos años. Una tecnología a base de zeolita más avanzada, como la tecnología de cumeno Mobil/Badger licenciada por Badger Licensing, puede funcionar con una proporción de benceno a propileno extremadamente baja de 2:1 molares o inferior al tiempo que se logran unas duraciones de ciclo catalítico de cinco años o más. A pesar de que se producen más poliisopropilbencenos en unas proporciones de benceno a propileno bajas, pueden transalquilarse con benceno de forma muy eficaz para producir cumeno adicional, y su efecto en el rendimiento global del proceso es insignificante. Asimismo, la reducción considerable de la cantidad de benceno sin transformar que ha de recuperarse mediante destilación y reciclarse en el reactor da lugar a unas reducciones considerables tanto de la inversión en capital como de los gastos de explotación de la planta de cumeno.

40

45

50

- 5 **[0007]** No obstante, el rápido crecimiento de la producción de cumeno, fenol y bisfenol A ha provocado algunas inquietudes con respecto al desequilibrio del subproducto de acetona producido que procede de la planta de fenol. La acetona y el fenol se producen en una proporción molar de aproximadamente 1:1 a partir de cumeno, pero se emplean en una proporción molar de aproximadamente 1:2 en el proceso de producción aguas abajo de bisfenol A. El exceso de acetona que no se usa en la producción de bisfenol A ha provocado algunas inquietudes por parte de los productores de fenol en el sentido de que puede crear un desequilibrio entre la oferta y la demanda y alterar la economía del negocio de producción de fenol.
- 10 **[0008]** Asimismo, la producción convencional de fenol está basada en el uso de materia prima de propileno y la necesidad de ubicar plantas de fenol cerca de una fuente de propileno se ha convertido en una cuestión importante para los productores. En el mercado actual de la olefina, también existe un desequilibrio entre la oferta y la demanda en el suministro de propileno producido a partir de fuentes convencionales como plantas de etileno debido a la disponibilidad de materia prima que por lo general favorece la producción de propileno. Este desequilibrio ha obligado a los productores de fenol a construir sus plantas más cerca de suministros de materia prima que de mercados de productos.
- 15 **[0009]** Numerosas investigaciones han tenido como objetivo resolver el desequilibrio de acetona y los problemas con el propileno descritos anteriormente mediante el reciclaje del exceso de acetona producido en la planta de fenol para producir cumeno. Por ejemplo, la patente de los EE. UU. n.º 2,410,553 muestra un proceso de alquilación en el que el benceno reacciona con acetona para formar cumeno en presencia de hidrógeno y un catalizador de cloruro de zinc. Asimismo, la patente de los EE. UU. 2,412,230 muestra la producción de cumeno a partir de benceno e isopropanol en presencia de un pirofosfato de un metal seleccionado del Grupo IB de la tabla periódica.
- 20 **[0010]** La patente de los EE. UU. n.º 5,015,786 muestra un proceso para preparar fenol, que comprende las etapas de: (a) alquilar benceno con isopropanol mediante un catalizador de zeolita en condiciones de fase líquida para sintetizar cumeno, (b) oxidar el cumeno de la etapa (a) con oxígeno molecular para obtener 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 de hidrógeno en condiciones de fase líquida para obtener isopropanol que se recicla hacia la etapa (a).
- 25 **[0011]** La patente de los EE. UU. n.º 5,017,729 da a conocer un proceso para preparar fenol, que comprende las etapas de: (a) reaccionar benceno con propileno en presencia de un complejo de cloruro de aluminio para sintetizar cumeno, (b) oxidar el cumeno de la etapa (a) con oxígeno molecular para obtener hidroperóxido de cumeno, (c) someter el hidroperóxido de cumeno a escisión ácida para obtener fenol y acetona con un compuesto ácido, (d) hidrogenar la acetona de la etapa (c) con gas de hidrógeno para obtener isopropanol en presencia de un catalizador de hidrogenación, (e) deshidratar el isopropanol de la etapa (d) para obtener propileno en presencia de un compuesto ácido y (f) reciclar el propileno de la etapa (e) en un estado líquido hacia la etapa (a).
- 30 **[0012]** La patente de los EE. UU. n.º 5,160,497 da a conocer un proceso para producir fenol, que comprende las siguientes etapas sucesivas: (1) el benceno se hace reaccionar en una etapa de alquilación con una materia prima que comprende propileno e isopropanol en presencia de zeolita Y desaluminada con una proporción molar de $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ que oscila de entre 8 y 70 para obtener un producto que se fracciona para recuperar tres fracciones que contienen benceno, cumeno y poliisopropilbencenos sin convertir, respectivamente; (2) al menos parte de dicha fracción de poliisopropilbencenos se hace reaccionar con benceno en una etapa de transalquilación al poner en contacto una zeolita Y desaluminada con una proporción molar de $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ que oscila entre 8 y 70 y se recoge cumeno; (3) el cumeno que se obtiene en las etapas (1) y (2) se oxida con aire para obtener hidroperóxido de cumeno, el cual se escinde con un ácido para obtener una mezcla de fenol y acetona, fraccionándose dicha mezcla con el fin de recoger por separado fenol y acetona; y (4) la acetona obtenida al final de la etapa (3) se hidrogena al menos parcialmente en isopropanol que a continuación se recicla al menos parcialmente de forma directa hacia la etapa (1).
- 35 **[0013]** La patente de los EE. UU. n.º 6,841,704 da a conocer un método para la preparación de cumeno que comprende hacer reaccionar isopropanol o una mezcla de isopropanol y propileno con benceno en presencia de un catalizador de zeolita Beta que presenta una proporción molar de $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ superior a 10:1, en el que la acidez del catalizador se modifica por medio de la adición superficial de agua, y en el que el isopropanol empleado se obtiene por hidrogenación de acetona en al menos dos etapas del proceso.
- 40 **[0014]** El documento EP 1,069,099 da a conocer un proceso en el cual el benceno se alquila con isopropanol o una mezcla de isopropanol y propileno, sometido a condiciones de presión y temperatura que se corresponden con la fase gaseosa completa de la presencia de la mezcla en la sección de reacción y en presencia de un catalizador que comprende zeolita Beta y un ligando inorgánico.
- 45 **[0015]** La patente de los EE. UU. n.º 6,512,153 da a conocer un proceso en el cual el benceno se hace reaccionar con isopropanol, solo o mezclado con propileno, en presencia de un catalizador de zeolita y sometido a una fase

gaseosa-líquida mixta, o a una fase líquida completa, a una temperatura y presión tales que la concentración de agua en la fase líquida de reacción no supera los 8000 ppm. La patente muestra que el catalizador beta sometido a prueba presentaba una estabilidad adecuada cuando el nivel de humedad en el líquido de reacción se mantenía por debajo de los 8000 ppm. Sin embargo, el catalizador se desactivaba considerablemente cuando el contenido de humedad en el líquido de reacción sobrepasaba los 8000 ppm.

[0016] Puesto que la alquilación de isopropanol con benceno produce un mol de agua por cada mol de isopropanol consumido durante la reacción, la restricción de 8000 ppm de agua en el líquido de reacción descrita en la patente de los Estados Unidos n.º 6,512,153 plantea un límite considerable al diseño del sistema de reacción. Dicha restricción de 8000 ppm exigirá una retirada muy eficaz de agua dentro del sistema de reacción y haría falta un gran equipo operacional, como bombas, intercambiadores de calor y decantador, y un gran consumo energético, lo que daría lugar a unos altos costes de capital y de explotación y haría que dicho proceso no fuera rentable. El documento JP-H1135497 da a conocer un proceso para preparar cumeno a partir de isopropanol en presencia de una zeolita y agua. La zeolita preferida es mordenita. El nivel de agua más alto ejemplificado en la mezcla de reacción es de 5000 ppm.

[0017] La limitación de 8000 ppm descrita en la patente de los Estados Unidos n.º 6,512,153 también limita de forma considerable la integración de la producción de fenol y cumeno, puesto que exige que el suministro de isopropanol al reactor de alquilación sea sustancialmente seco. En contraste, la acetona en bruto producida en una planta de fenol convencional (en la que se oxida cumeno con oxígeno molecular para obtener hidroperóxido de cumeno y después se escinde en acetona y fenol) contiene normalmente 5-10 % en peso de agua. Por consiguiente, esta gran cantidad de agua tendrá que retirarse, o bien antes o después de la que acetona se convierta en isopropanol, antes de que el isopropanol pueda suministrarse al reactor de alquilación de isopropanol. Ello resulta particularmente crucial para optimizar un proceso de alquilación en el que se desee una proporción de benceno a (propileno + isopropanol) baja, puesto que en dicho caso el isopropanol constituirá una fracción importante de la materia prima para el reactor de alquilación, y la humedad de 5-10 % que viene con el isopropanol hará que el contenido de humedad en el reactor sea alto, incluso antes de que se produzca humedad adicional en la reacción de alquilación. Puesto que es difícil retirar el agua de la acetona y el isopropanol, reducir el nivel de agua en la acetona y el isopropanol implica una inversión de capital y un consumo energético considerables. Si el límite de 8000 ppm de contenido de agua en el líquido de reacción de alquilación puede expandirse sustancialmente o eliminarse, pueden lograrse unos ahorros significativos en costes de capital y energéticos.

[0018] De acuerdo con la presente invención, se ha hallado ahora que cuando un tamiz molecular de la familia MCM-22 se emplea como catalizador de la alquilación, el benceno puede alquilarse con isopropanol o una mezcla de isopropanol y propileno en presencia de altos niveles de agua en la materia prima sin que haya un efecto adverso significativo en la estabilidad del catalizador.

SUMARIO

[0019] En un aspecto, la invención reside en un proceso para producir cumeno que comprende poner en contacto una corriente de suministro que comprende benceno y una corriente de suministro adicional que comprende isopropanol o una mezcla de isopropanol y propileno en presencia de un catalizador de alquilación que comprende al menos un tamiz molecular de la familia MCM-22 en una zona de alquilación en condiciones de alquilación de una fase líquida al menos parcial y con una concentración de agua en la fase líquida de entre 8500 y 40 000 ppm para que reaccione al menos parte de dicho isopropanol y benceno para producir una corriente efluente que contenga cumeno.

[0020] En una forma de realización, la concentración de agua en la fase líquida oscila entre 10 000 y 20 000 ppm.

[0021] De forma conveniente, dichas condiciones de alquilación comprenden una temperatura de aproximadamente 20 °C a aproximadamente 350 °C, una presión de aproximadamente 100 kPa a aproximadamente 20 000 kPa y una proporción molar de benceno a agente alquilante C₃ (isopropanol más cualquier propileno) suministrada a dicha zona de alquilación de aproximadamente 0,1:1 a aproximadamente 100:1.

[0022] En una forma de realización, la proporción molar de benceno a agente alquilante C₃ (isopropanol más cualquier propileno) suministrada a dicha zona de alquilación oscila entre 0,3:1 y 10:1, como entre 0,5:1 y 5:1, por ejemplo entre 1:1 y 3:1.

[0023] En una forma de realización, la temperatura oscila entre 100 y 300 °C, como entre 150 y 280 °C.

[0024] De forma conveniente, dicha corriente de suministro adicional comprende isopropanol o una mezcla de isopropanol y propileno en la que la proporción molar de isopropanol a propileno oscila entre 99,9:0,1 y 0,1:99,9.

[0025] De forma conveniente, el proceso comprende además el reciclaje de al menos parte de dicha corriente efluente hacia dicha zona de alquilación. En una forma de realización, el proceso comprende además enfriar la corriente efluente, separar dicha corriente efluente en una corriente acuosa rica en agua y en una corriente aromática compuesta principalmente por cumeno y benceno sin reaccionar; y reciclar al menos parte de dicha corriente aromática hacia la zona de alquilación.

[0026] En un aspecto adicional, la invención reside en un proceso integrado para producir cumeno y fenol, comprendiendo el proceso:

(a) alquilar benceno con un agente alquilante C_3 en una zona de alquilación en presencia de un catalizador de alquilación que comprende al menos un tamiz molecular de la familia MCM-22 para producir una corriente efluente de alquilación que contenga cumeno, llevándose a cabo la reacción en fase líquida completa o parcial de entre 8500 y 40 000 ppm para que reaccione al menos parte de dicho isopropanol y benceno para producir una corriente efluente que contenga cumeno;

(b) oxidar al menos parte del cumeno de la etapa (a) para formar hidroperóxido de cumeno;

(c) escindir al menos parte del hidroperóxido de cumeno de la etapa (b) para formar una corriente efluente de escisión que contenga fenol y acetona;

(d) separar al menos parte de la acetona de la corriente efluente de escisión de la etapa (c);

(e) hidrogenar al menos parte de la acetona de la etapa (d) para formar isopropanol; y

(f) reciclar al menos parte del isopropanol de la etapa (e) hacia dicha etapa de alquilación (a).

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

[0027] Las Figuras 1 a 16 son gráficos que representan la selectividad de aromáticos y la selectividad de cumeno frente a la productividad de cumeno por gramo de catalizador para los procesos de los Ejemplos 1 a 16, respectivamente.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LAS FORMAS DE REALIZACIÓN

[0028] En el presente documento se describe un proceso para producir cumeno mediante la alquilación de benceno con isopropanol o una mezcla de isopropanol y propileno en presencia de un catalizador de alquilación en una zona de alquilación. Normalmente, la proporción molar de benceno al agente alquilante C_3 (isopropanol más propileno) se mantiene en el intervalo de entre aproximadamente 0,1:1 y aproximadamente 100:1, normalmente entre 0,3:1 y 10:1, como entre 0,5:1 y 5:1, por ejemplo entre 1:1 y 3:1. En los casos en que el agente alquilante C_3 comprende una mezcla de isopropanol y propileno, la proporción molar de isopropanol a propileno en la mezcla oscila en general entre 99,9:0,1 y 0,1:99,9, como por ejemplo entre 90:10 y 10:90.

[0029] La reacción de alquilación se lleva a cabo a una temperatura de aproximadamente 20 °C a aproximadamente 350 °C, por ejemplo de aproximadamente 100 °C a aproximadamente 300 °C, de aproximadamente 150 °C a 280 °C y a una presión de aproximadamente 100 kPa a aproximadamente 20 000 kPa, por ejemplo de aproximadamente 500 kPa a aproximadamente 10 000 kPa, de forma que al menos parte de la mezcla de reacción se mantenga en la fase líquida durante el proceso.

[0030] El catalizador empleado en la zona de alquilación comprende al menos un tamiz molecular de la familia MCM-22. Del modo en que se usa en la presente memoria, el término «tamiz molecular de la familia MCM-22» (o «material de la familia MCM-22» o «zeolita de la familia MCM-22») incluye uno o varios de entre:

- tamices moleculares fabricados a partir de una celda unitaria de elemento constitutivo cristalina común de primer grado, cuya celda unitaria presenta la topología de marco MWW. (Una celda unitaria es una disposición de átomos en el espacio que si se repite en un espacio tridimensional describe la estructura cristalina. Dichas estructuras cristalinas se tratan en *Atlas of Zeolite Framework Types*, quinta edición, 2001, cuyo contenido se incorpora en su totalidad a modo de referencia);

- tamices moleculares fabricados a partir de un elemento constitutivo común de segundo grado, siendo un mosaico bidimensional de tales celdas unitarias de topología de marco MWW, formando una monocapa de una celda unitaria de grosor, preferentemente de una celda c-unitaria de grosor;

• tamices moleculares fabricados a partir de elementos constitutivos comunes de segundo grado, siendo capas de una o más celdas unitarias de grosor, en los que la capa de más de una celda unitaria de grosor se fabrica a partir de apilar, empaquetar o unir al menos dos monocapas de una celda unitaria de grosor. El apilamiento de tales elementos constitutivos de segundo grado puede ser de forma regular, de forma irregular, de forma aleatoria o de cualquier combinación de estas; y

• tamices moleculares fabricados mediante cualquier combinación regular o aleatoria bidimensional o tridimensional de celdas unitarias que presentan la topología de marco MWW.

[0031] Los tamices moleculares de la familia MCM-22 incluyen aquellos tamices moleculares que presentan un diagrama de difracción de rayos X que incluye unos máximos de espaciado d en $12,4 \pm 0,25$, $6,9 \pm 0,15$, $3,57 \pm 0,07$ y $3,42 \pm 0,07$ ángstroms. Los datos de difracción de rayos X usados para caracterizar el material se obtienen mediante técnicas convencionales usando el doblete K-alfa de cobre como radiación incidente y un difractómetro equipado con un contador de centelleo y un ordenador asociado como sistema colector.

[0032] Entre los materiales de la familia MCM-22 se incluyen MCM-22 (descrita en la patente de los EE. UU. n.º 4,954,325), PSH-3 (descrita en la patente de los EE. UU. n.º 4,439,409), SSZ-25 (descrita en la patente de los EE. UU. n.º 4,826,667), ERB-1 (descrita en la Patente Europea n.º 0293032), ITQ-1 (descrita en la patente de los EE. UU. n.º 6,077,498), ITQ-2 (descrita en la publicación de patente internacional n.º WO97/17290), MCM-36 (descrita en la patente de los EE. UU. n.º 5,250,277), MCM-49 (descrita en la patente de los EE. UU. n.º 5,236,575), MCM-56 (descrita en la patente de los EE. UU. n.º 5,362,697), UZM-8 (descrita en la patente de los EE. UU. n.º 6,756,030), y mezclas de estas.

[0033] Además del material de la familia MCM-22, el catalizador de alquilación puede comprender al menos un tamiz molecular de poro medio que presenta un índice de restricción de 2-12 (tal y como se define en la patente de los EE. UU. n.º 4,016,218). Entre los tamices moleculares de poro medio adecuados se incluyen ZSM-5, ZSM-11, ZSM-12, ZSM-22, ZSM-23, ZSM-35 y ZSM-48. ZSM-5 se describe con detalle en las patentes de los EE. UU. n.º 3,702,886 y Re. 29,948. ZSM-11 se describe con detalle en la patente de los EE. UU. n.º 3,709,979. ZSM-12 se describe en la patente de los EE. UU. n.º 3,832,449. ZSM-22 se describe en la patente de los EE. UU. n.º 4,556,477. ZSM-23 se describe en la patente de los EE. UU. n.º 4,076,842. ZSM-35 se describe en la patente de los EE. UU. n.º 4,016,245. ZSM-48 se describe más en concreto en la patente de los EE. UU. n.º 4,234,231.

[0034] De forma alternativa, el catalizador de alquilación puede comprender uno o varios tamices moleculares de poro grande que presentan un índice de restricción inferior a 2 además del material de la familia MCM-22. Entre los tamices moleculares de poro grande adecuados se incluyen zeolita Beta, zeolita Y, Y ultraestable (USY), Y desaluminada (Y desal), mordenita, ZSM-3, ZSM-4, ZSM-18 y ZSM-20. La zeolita ZSM-14 se describe en la patente de los EE. UU. n.º 3,923,636. La zeolita ZSM-20 se describe en la patente de los EE. UU. n.º 3,972,983. La zeolita Beta se describe en las patentes de los EE. UU. n.º 3,308,069 y Re. n.º 28,341. El tamiz molecular de Y ultraestable bajo en sodio (USY) se describe en las patentes de los EE. UU. n.º 3,293,192 y 3,449,070. La zeolita Y desaluminada (Y desal) puede prepararse mediante el método encontrado en la patente de los EE. UU. n.º 3,442,795. La zeolita UHP-Y se describe en la patente de los EE. UU. n.º 4,401,556. La mordenita es un material de origen natural pero también está disponible en formas sintéticas, como por ejemplo TEA-mordenita (es decir, mordenita sintética preparada a partir de una mezcla de reacción que comprende un agente director de tetraetilamonio). La TEA-mordenita se da a conocer en las patentes de los EE. UU. n.º 3,766,093 y 3,894,104.

[0035] Los tamices moleculares anteriores pueden usarse como catalizador de alquilación sin ningún aglutinante o matriz, es decir, en la denominada forma autounida. De forma alternativa, el tamiz molecular puede componerse con otro material que sea resistente a las temperaturas y a otras condiciones empleadas en la reacción de alquilación. Tales materiales incluyen materiales activos e inactivos y zeolitas sintéticas o de origen natural así como materiales inorgánicos como arcillas y/u óxidos tales como alúmina, sílice, sílice-alúmina, circonia, titania, magnesia o mezclas de estos y otros óxidos. Los últimos pueden ser o bien de origen natural o bien estar en forma de precipitados gelatinosos o geles que incluyen mezclas de sílice y óxidos metálicos. Las arcillas también pueden incluirse con los aglutinantes de tipo óxido para modificar las propiedades mecánicas del catalizador o para ayudar a su fabricación. El uso de un material en conjunto con el tamiz molecular, es decir, combinado con este o presente durante su síntesis, que por sí mismo es catalíticamente activo puede cambiar la transformación y/o selectividad del catalizador. Los materiales inactivos sirven adecuadamente como diluyentes para controlar la cantidad de transformación de modo que los productos puedan obtenerse de forma económica y ordenada sin emplear otros medios para controlar la velocidad de reacción. Estos materiales pueden incorporarse en arcillas de origen natural, como por ejemplo bentonita y caolín, para mejorar la resistencia a la compresión del catalizador en condiciones funcionales comerciales y servir de aglutinantes o matrices para el catalizador. Las proporciones relativas del tamiz molecular y de la matriz de óxido inorgánico varían ampliamente, oscilando el contenido de tamiz de aproximadamente un 1 a aproximadamente un 90 por ciento en peso y más usualmente, en particular, cuando el compuesto se prepara en forma de perlas, en el intervalo de aproximadamente un 2 a aproximadamente un 80 por ciento en peso del compuesto.

[0036] La reacción de alquilación puede llevarse a cabo de forma discontinua o continua. Además, la reacción puede llevarse a cabo en un lecho fijo o en movimiento. Sin embargo, se prefiere la operación en lecho fijo, normalmente con la zona de reacción de alquilación comprendiendo uno o una pluralidad de lechos de catalizadores de alquilación conectados en serie.

5 **[0037]** La reacción de alquilación se opera generalmente de forma que se logre una transformación sustancialmente completa del agente alquilante C₃ (isopropanol más cualquier propileno) y, por tanto, el efluente de la zona de alquilación se compone principalmente de cumeno, agua coproducida y cosuministrada, benceno sin reaccionar y otros productos de reacción. Parte del efluente se recicla normalmente hacia la zona de alquilación para controlar la temperatura de reacción. Sin embargo, es importante evitar la acumulación excesiva de agua en el reactor de alquilación y, por consiguiente, el efluente de alquilación se drena al menos parcialmente antes de que el efluente se recicle. La corriente efluente puede enfriarse, separarse en una corriente acuosa rica en agua y en una corriente aromática sin agua que comprenda cumeno, benceno sin reaccionar y otros productos de reacción. A continuación, parte de la corriente aromática se recicla hacia la zona de reacción de alquilación.

15 **[0038]** Al usar un catalizador que comprende al menos un tamiz molecular de la familia MCM-22, se ha descubierto que el presente proceso de alquilación es inusualmente tolerante a la presencia de agua en la fase líquida de la zona de reacción de alquilación. Por consiguiente, mientras que es normal secar suministros de alquilación de forma que el contenido de agua total en el medio de reacción de la fase líquida sea muy bajo (normalmente muy por debajo de los 50 ppm), se ha encontrado que el presente proceso puede funcionar con unos niveles de agua de entre 8500 y 40 000 ppm. En una forma de realización, la concentración de agua en la fase líquida oscila entre 20 10 000 y 20 000 ppm. Unos niveles de agua entre estos intervalos pueden lograrse en general por medio de un control adecuado del contenido de agua del agente alquilante C₃ (con secado parcial o sin este), la cantidad de reciclado de efluente de alquilación y/o el contenido de agua del reciclado de efluente de alquilación.

25 **[0039]** En una forma de realización, el presente proceso para transformar isopropanol en cumeno forma parte de un proceso integrado para producir fenol. En un proceso integrado de este tipo, el cumeno producido en el presente proceso se oxida para formar hidroperóxido de cumeno y el hidroperóxido de cumeno se escinde para formar una corriente efluente de escisión que contenga fenol y acetona. A continuación, la acetona se separa de la corriente de efluente de escisión, se hidrogena en isopropanol y se recicla de vuelta al presente proceso. Se pueden encontrar detalles de las etapas de oxidación y escisión del cumeno en, por ejemplo, la patente de los EE. UU. n.º 5,017,729, la cual se incorpora al presente documento a modo de referencia. Se pueden encontrar detalles de la hidrogenación de acetona en isopropanol en, por ejemplo, la patente de los EE. UU. n.º 5,081,321, la cual se incorpora también al presente documento a modo de referencia.

Ejemplo comparativo 1

35 **[0040]** Se llevó a cabo un test de alquilación de benceno con isopropanol y propileno en un reactor de lecho fijo, fabricado a partir de un tubo de acero inoxidable 316 Schedule 40 de ¾ pulgadas (19 cm) de diámetro con una longitud total de 34 pulgadas (864 cm). Se usó un tanque de almacenamiento para la mezcla de benceno/isopropanol y se usó otro tanque para el propileno. Se usó una bomba de desplazamiento positivo para suministrar la mezcla de benceno/isopropanol al reactor y se usó otra bomba de desplazamiento positivo para suministrar propileno al reactor. Los caudales de la mezcla de benceno/isopropanol y propileno se establecieron mediante los ajustes de la bomba y se supervisaron por medio de unas escalas de peso electrónicas. Las condiciones de funcionamiento del reactor se controlaron y supervisaron por medio de un sistema automático de control. Una parte del efluente del reactor se circuló de vuelta a la entrada del reactor por medio de una bomba centrífuga para controlar la subida de temperatura en todo el lecho de catalizador. La materia prima y el efluente del reactor se analizaron por medio de dos cromatógrafos de gas Hewlett Packard 5890 Series II, uno de ellos equipado con una columna Chrompack CP-Wax 52CB con un diámetro interior de 0,25 mm, un espesor de película de 0,5 µm y una longitud de 60 metros, y el otro equipado con una columna Agilent HP-PONA con un diámetro interior de 0,20 mm, un espesor de película de 0,5 µm y una longitud de 50 metros.

45 **[0041]** Se cargaron 60 gramos de un catalizador MCM-22 en el reactor de lecho fijo. Antes de que se introdujera la mezcla de benceno/isopropanol en el reactor, el suministro al reactor consistía en benceno y propileno puros y el rendimiento del catalizador era estable. La velocidad espacial horaria por peso (WHSV por sus siglas en inglés) del suministro de propileno fue de 0,5 h⁻¹, la proporción de suministro de benceno a propileno fue de 1,2:1 molares, y la temperatura de entrada del reactor fue de 128 °C. La circulación del reactor se ajustó para controlar la subida de temperatura en todo el lecho de catalizador por debajo de los 20°C. Como se muestra en la Figura 1, después de que el suministro de benceno puro se sustituyera con una mezcla que consistía en 1 % de isopropanol en peso y 99 % de benceno en peso y la temperatura de entrada del reactor se ajustara a 147 °C, la selectividad de cumeno/(isopropanol + propileno) disminuyó ligeramente y se estabilizó a un nivel inferior al de antes, debido a un ligero aumento de la producción de poliisopropilbencenos. La selectividad aromáticos/(isopropanol + propileno) permaneció fundamentalmente invariable a lo largo del test, como se muestra en la Figura 1. No se observó un envejecimiento gradual o repentino como se muestra en los ejemplos de la patente de los EE. UU. n.º 6,512,153.

La transformación de propileno fue del 100 % y la transformación del isopropanol fue del 99 %. El nivel de humedad del reactor fue de aproximadamente 20 ppm con el suministro de benceno y de aproximadamente 2100 ppm con la mezcla de benceno/isopropanol. La WHSV del isopropanol correspondiente fue de 0,01 y la proporción molar de isopropanol a propileno en el suministro del reactor fue de 2:98.

5 Ejemplo 2

[0042] Se cargaron 30 gramos de un catalizador MCM-49 en el reactor de lecho fijo anteriormente descrito. El efluente del reactor se enfrió hasta llegar cerca de la temperatura ambiente y después el agua libre se retiró en un decantador. Una parte del efluente del reactor, después de que el agua libre se retirara en el decantador, se circuló de vuelta a la entrada del reactor por medio de la bomba centrífuga descrita en el Ejemplo 1 para controlar el contenido de humedad del reactor.

[0043] Un suministro compuesto por 88,6 % en peso de benceno y 11,4 % en peso de isopropanol, equivalente a una proporción molar de benceno a isopropanol de 6:1, se suministró al reactor a 134 gramos por hora, proporcionando una WHSV de isopropanol de 0,5 h⁻¹. La circulación del reactor se ajustó para proporcionar un contenido de humedad de 10 300 ppm en el reactor. La temperatura de entrada fue de 210 °C, la presión del reactor se mantuvo a 470 psig (3342 kPa), y la reacción tuvo lugar en fase líquida completa. La transformación de isopropanol fue de 100 % en todo el ciclo. La selectividad de cumeno/isopropanol observada en este ejemplo fue mucho mayor que la selectividad de cumeno/(isopropanol+propileno) observada en el Ejemplo 1, debido a una producción reducida de poliisopropilbencenos en una proporción de benceno a (isopropanol + propileno) mayor en este ejemplo que en el ejemplo anterior. Como se muestra en la Figura 2, el rendimiento del catalizador fue estable en todo el ciclo y no se observó un envejecimiento gradual o repentino como se muestra en los Ejemplos de la patente de los EE. UU. n.º 6,512,153.

Ejemplo 3

[0044] Se usó en este ejemplo la misma configuración de reactor y carga de catalizador descrita en el Ejemplo 2. Un suministro compuesto por 79,6 % en peso de benceno y 20,4 % en peso de isopropanol, equivalente a una proporción molar de benceno a isopropanol de 3:1, se suministró al reactor a 75 gramos por hora, proporcionando una WHSV de isopropanol de 0,5 h⁻¹. La circulación del reactor se ajustó para proporcionar un contenido de humedad de 10 400 ppm en el reactor. La temperatura de entrada fue de 210 °C, la presión del reactor se mantuvo a 470 psig (3342 kPa), y la reacción tuvo lugar en fase líquida completa. La transformación de isopropanol fue de 100 % en todo el ciclo. La selectividad de cumeno/isopropanol observada en este ejemplo fue menor que la observada en el Ejemplo 2, debido a una producción aumentada de poliisopropilbencenos en una proporción de benceno a isopropanol menor en este ejemplo. Como se muestra en la Figura 3, el rendimiento del catalizador fue estable tras realizar el ajuste inicial y no se observó un envejecimiento gradual o repentino como se muestra en los Ejemplos de la patente de los EE. UU. n.º 6,512,153.

Ejemplo 4

[0045] Se usó en este ejemplo la misma configuración de reactor y carga de catalizador descrita en el Ejemplo 2. Un suministro compuesto por 72,2 % en peso de benceno y 27,8 % en peso de isopropanol, equivalente a una proporción molar de benceno a isopropanol de 2:1, se suministró al reactor a 55 gramos por hora, proporcionando una WHSV de isopropanol de 0,5 h⁻¹. La circulación del reactor se ajustó para proporcionar un contenido de humedad de 10 400 ppm en el reactor. La temperatura de entrada fue de 230°C, la presión del reactor se mantuvo a 470 psig (3342 kPa), y la reacción tuvo lugar en fase líquida completa. La transformación de isopropanol fue de 100 % en todo el ciclo. La selectividad de cumeno/isopropanol observada en este ejemplo fue menor que la observada en el Ejemplo 3, debido a una producción aumentada de poliisopropilbencenos en una proporción de benceno a isopropanol menor en este ejemplo. Como se muestra en la Figura 4, el rendimiento del catalizador fue estable en todo el ciclo y no se observó un envejecimiento gradual o repentino como se muestra en los Ejemplos de la patente de los EE. UU. n.º 6,512,153.

Ejemplo 5

[0046] Se usó en este ejemplo la misma configuración de reactor y carga de catalizador descrita en el Ejemplo 2. Un suministro compuesto por 72,2 % en peso de benceno y 27,8 % en peso de isopropanol, equivalente a una proporción molar de benceno a isopropanol de 2:1, se suministró al reactor a 55 gramos por hora, proporcionando una WHSV de isopropanol de 0,5 h⁻¹. La circulación del reactor se ajustó para proporcionar un contenido de humedad de 14 950 ppm en el reactor. La temperatura de entrada fue de 230°C, la presión del reactor se mantuvo a 470 psig (3342 kPa), y la reacción tuvo lugar en fase líquida completa. La transformación de isopropanol fue de 100 % en todo el ciclo. La selectividad de cumeno/isopropanol observada en este ejemplo fue ligeramente mayor que la observada en el Ejemplo 4, debido a una producción ligeramente menor de poliisopropilbencenos en el

contenido de humedad mayor en este ejemplo. Como se muestra en la Figura 5, el rendimiento del catalizador fue estable en todo el ciclo y no se observó un envejecimiento gradual o repentino como se muestra en los Ejemplos de la patente de los EE. UU. n.º 6,512,153.

Ejemplo 6

5 **[0047]** Se usó en este ejemplo la misma configuración de reactor y carga de catalizador descrita en el Ejemplo 2. Un suministro compuesto por 72,2 % en peso de benceno y 27,8 % en peso de isopropanol, equivalente a una proporción molar de benceno a isopropanol de 2:1, se suministró al reactor a 56 gramos por hora, proporcionando una WHSV de isopropanol de 0,5 h⁻¹. La circulación del reactor se ajustó para proporcionar un contenido de
10 humedad de 20 000 ppm en el reactor. La temperatura de entrada fue de 230°C, la presión del reactor se mantuvo a 540 psig (3824 kPa), y la reacción tuvo lugar en fase líquida completa. La transformación de isopropanol fue de 100 % en todo el ciclo. La selectividad de cumeno/isopropanol observada en este ejemplo fue similar a la observada en el Ejemplo 5. Como se muestra en la Figura 6, el rendimiento del catalizador fue estable en todo el ciclo y no se observó un envejecimiento gradual o repentino como se muestra en los Ejemplos de la patente de los EE. UU. n.º 6,512,153.

15 Ejemplo 7

[0048] Se usó en este ejemplo la misma configuración de reactor y carga de catalizador descrita en el Ejemplo 2. Un suministro compuesto por 72,2 % en peso de benceno y 27,8 % en peso de isopropanol, equivalente a una proporción molar de benceno a isopropanol de 2:1, se suministró al reactor a 56 gramos por hora, proporcionando una WHSV de isopropanol de 0,5 h⁻¹. La circulación del reactor se ajustó para proporcionar un contenido de
20 humedad de 23 700 ppm en el reactor. La temperatura de entrada fue de 230°C, la presión del reactor se mantuvo a 470 psig (3342 kPa), y la reacción tuvo lugar en fase gaseosa-líquida mixta. Se calculó que el contenido de humedad en la fase líquida fue de 18 600 ppm. La transformación de isopropanol fue de 100 % en todo el ciclo. La selectividad de cumeno/isopropanol observada en este ejemplo fue ligeramente mayor a la observada en el Ejemplo 6. Como se muestra en la Figura 7, el rendimiento del catalizador fue estable en todo el ciclo y no se
25 observó un envejecimiento como se muestra en los Ejemplos de la patente de los EE. UU. n.º 6,512,153.

Ejemplo 8

[0049] Se usó en este ejemplo la misma configuración de reactor y carga de catalizador descrita en el Ejemplo 2. Un suministro compuesto por 72,2 % en peso de benceno y 27,8 % en peso de isopropanol, equivalente a una proporción molar de benceno a isopropanol de 2:1, se suministró al reactor a 54 gramos por hora, proporcionando una WHSV de isopropanol de 0,5 h⁻¹. Asimismo, se suministró propileno al reactor a 6 gramos por hora, proporcionando una WHSV de propileno de 0,2 h⁻¹. La proporción molar total de benceno a (isopropanol + propileno) fue de 1,3:1 y la proporción molar de isopropanol a propileno en el suministro del reactor fue de 64:36. La circulación del reactor se ajustó para proporcionar un contenido de humedad de 8600 ppm en el reactor. La temperatura de entrada fue de 230°C, la presión del reactor se mantuvo a 470 psig (3342 kPa), y la reacción tuvo lugar en fase líquida completa. Las transformaciones de propileno e isopropanol fueron ambas de 100 % en todo el ciclo. Como se muestra en la Figura 8, el rendimiento del catalizador fue estable tras el cambio inicial en la selectividad de cumeno/(isopropanol + propileno) debido a la reducción de la proporción de benceno a (isopropanol + propileno) al comienzo del ciclo. No se observó un envejecimiento gradual o repentino como se muestra en los Ejemplos de la patente de los EE. UU. n.º 6,512,153.

40 Ejemplo 9

[0050] Se usó en este ejemplo la misma configuración de reactor y carga de catalizador descrita en el Ejemplo 2. Un suministro compuesto por 72,2 % en peso de benceno y 27,8 % en peso de isopropanol, equivalente a una proporción molar de benceno a isopropanol de 2:1, se suministró al reactor a 56 gramos por hora, proporcionando una WHSV de isopropanol de 0,5 h⁻¹. Asimismo, se suministró propileno al reactor a 6 gramos por hora, proporcionando una WHSV de propileno de 0,2 h⁻¹. La proporción molar total de benceno a (isopropanol + propileno) fue de 1,3:1 y la proporción molar de isopropanol a propileno en el suministro del reactor fue de 64:36. La circulación del reactor se ajustó para proporcionar un contenido de humedad de 19 300 ppm en el reactor. La temperatura de entrada fue de 230°C, la presión del reactor se mantuvo a 470 psig (3342 kPa), y la reacción tuvo lugar en fase gaseosa-líquida mixta. Se calculó que el contenido de humedad en la fase líquida fue de 15 800 ppm. Las transformaciones de propileno e isopropanol fueron ambas de 100 % en todo el ciclo. Como se muestra en la Figura 9, el rendimiento del catalizador fue estable tras el cambio inicial en la selectividad de cumeno/(isopropanol + propileno). No se observó un envejecimiento gradual o repentino como se muestra en los ejemplos de la patente de los EE. UU. n.º 6,512,153.

Ejemplo 10

[0051] Se usó en este ejemplo la misma configuración de reactor y carga de catalizador descrita en el Ejemplo 2. Un suministro compuesto por 87,1 % en peso de benceno y 12,9 % en peso de isopropanol, equivalente a una proporción molar de benceno a isopropanol de 5,2:1, se suministró al reactor a 95 gramos por hora, proporcionando una WHSV de isopropanol de 0,4 h⁻¹. Asimismo, se suministró propileno al reactor a 9 gramos por hora, proporcionando una WHSV de propileno de 0,3 h⁻¹. La proporción molar total de benceno a (isopropanol + propileno) fue de 2,5:1 y la proporción molar de isopropanol a propileno en el suministro del reactor fue de 49:51. La circulación del reactor se ajustó para proporcionar un contenido de humedad de 8500 ppm en el reactor. La temperatura de entrada fue de 230°C, la presión del reactor se mantuvo a 470 psig, y la reacción tuvo lugar en fase líquida completa. Las transformaciones de propileno e isopropanol fueron ambas de 100 % en todo el ciclo. Como se muestra en la Figura 10, el rendimiento del catalizador fue estable tras el cambio inicial en la selectividad de cumeno/(isopropanol + propileno) debido al aumento de la proporción de benceno a (isopropanol + propileno) al comienzo del ciclo. No se observó un envejecimiento gradual o repentino como se muestra en los ejemplos de la patente de los EE. UU. n.º 6,512,153.

Ejemplo comparativo 11

[0052] Se usó en este ejemplo la misma configuración de reactor y carga de catalizador descrita en el Ejemplo 2. Un suministro compuesto por 72,2 % en peso de benceno y 27,8 % en peso de isopropanol, equivalente a una proporción molar de benceno a isopropanol de 2:1, se suministró al reactor a 56 gramos por hora, proporcionando una WHSV de isopropanol de 0,5 h⁻¹. La circulación del reactor se ajustó para proporcionar un contenido de humedad de 5300 ppm en el reactor. La temperatura de entrada fue de 230 °C, la presión del reactor se mantuvo a 470 psig (3342 kPa), y la reacción tuvo lugar en fase líquida completa. La transformación de isopropanol fue de 100 % en todo el ciclo. Como se muestra en la Figura 11, el rendimiento del catalizador fue estable en todo el ciclo.

Ejemplo 12

[0053] Se usó en este ejemplo la misma configuración de reactor descrita en el Ejemplo 2. Se cargaron treinta gramos de catalizador MCM-22 en el reactor de lecho fijo. Un suministro compuesto por 79,2 % en peso de benceno y 20,8 % en peso de isopropanol, equivalente a

Ejemplo 13

[0054] Se usó en este ejemplo la misma configuración de reactor y carga de catalizador descrita en el Ejemplo 12. Un suministro compuesto por 79,2 % en peso de benceno y 20,8 % en peso de isopropanol, equivalente a una proporción molar de benceno a isopropanol de 2,9:1, se suministró al reactor a 73 gramos por hora, proporcionando una WHSV de isopropanol de 0,5 h⁻¹. La circulación del reactor se ajustó para proporcionar un contenido de humedad de 15 800 ppm en el reactor. La temperatura de entrada fue de 250°C, la presión del reactor se mantuvo a 550 psig (3893 kPa), y la reacción tuvo lugar en fase gaseosa-líquida mixta. Se calculó que el contenido de humedad en la fase líquida fue de 13 400 ppm. La transformación de isopropanol fue de 100 % en todo el ciclo. La selectividad de cumeno/isopropanol observada en este ejemplo fue fundamentalmente la misma que la observada en el Ejemplo 12. Como se muestra en la Figura 13, el rendimiento del catalizador fue estable en todo el ciclo y no se observó envejecimiento como se muestra en los Ejemplos de la patente de los EE. UU. n.º 6,512,153.

Ejemplo 14

[0055] Se usó en este ejemplo la misma configuración de reactor y carga de catalizador descrita en el Ejemplo 13. Un suministro compuesto por 72,2 % en peso de benceno y 27,8 % en peso de isopropanol, equivalente a una proporción molar de benceno a isopropanol de 2,0:1, se suministró al reactor a 57 gramos por hora, proporcionando una WHSV de isopropanol de 0,5 h⁻¹. La circulación del reactor se ajustó para proporcionar un contenido de humedad de 15 600 ppm en el reactor. La temperatura de entrada fue de 250 °C, la presión del reactor se mantuvo a 550 psig (3893 kPa), y la reacción tuvo lugar en fase gaseosa-líquida mixta. Se calculó que el contenido de humedad en la fase líquida fue de 14 900 ppm. La transformación de isopropanol fue de 100 % en todo el ciclo. Como se muestra en la Figura 14, el rendimiento del catalizador fue estable en todo el ciclo y no se observó envejecimiento como se muestra en los Ejemplos de la patente de los EE. UU. n.º 6,512,153.

Ejemplo comparativo 15

[0056] Se usó en este ejemplo la misma configuración de reactor y carga de catalizador descrita en el Ejemplo 14. Un suministro compuesto por 72,2 % en peso de benceno y 27,8 % en peso de isopropanol, equivalente a una proporción molar de benceno a isopropanol de 2,0:1, se suministró al reactor a 56 gramos por hora, proporcionando una WHSV de isopropanol de 0,5 h⁻¹. La circulación del reactor se ajustó para proporcionar un contenido de

humedad de 5200 ppm en el reactor. La temperatura de entrada fue de 210 °C, la presión del reactor se mantuvo a 550 psig (3893 kPa), y la reacción tuvo lugar en fase líquida completa. La transformación de isopropanol fue de 100 % en todo el ciclo. Como se muestra en la Figura 15, el rendimiento del catalizador fue estable en todo el ciclo.

Ejemplo comparativo 16

- 5 **[0057]** Se usó en este ejemplo la misma configuración de reactor y carga de catalizador descrita en el Ejemplo 15. Un suministro compuesto por 72,2 % en peso de benceno y 27,8 % en peso de isopropanol, equivalente a una proporción molar de benceno a isopropanol de 2,0:1, se suministró al reactor a 58 gramos por hora, proporcionando una WHSV de isopropanol de 0,5 h⁻¹. La circulación del reactor se ajustó para proporcionar un contenido de
- 10 humedad de 5100 ppm en el reactor. La temperatura de entrada fue de 230 °C, la presión del reactor se mantuvo a 550 psig (3893 kPa), y la reacción tuvo lugar en fase líquida completa. La transformación de isopropanol fue de 100 % en todo el ciclo. Como se muestra en la Figura 16, el rendimiento del catalizador fue estable en todo el ciclo.

REIVINDICACIONES

- 5 1. Proceso para producir cumeno que comprende poner en contacto una corriente de suministro que comprende benceno y una corriente de suministro adicional que comprende isopropanol o una mezcla de isopropanol y propileno en presencia de un catalizador de alquilación que comprende al menos un tamiz molecular de la familia MCM-22 en una zona de alquilación en condiciones de alquilación de una fase líquida al menos parcial y con una concentración de agua en la fase líquida de entre 8500 y 40 000 ppm para que reaccione al menos parte de dicho isopropanol y benceno para producir una corriente efluente que contenga cumeno.
- 10 2. Proceso según la reivindicación 1 en el que dicho tamiz molecular de la familia MCM-22 presenta un diagrama de difracción de rayos X que incluye unos máximos de espaciado d en $12,4\pm 0,25$, $6,9\pm 0,15$, $3,57\pm 0,07$ y $3,42\pm 0,07$ ángstroms.
- 15 3. Proceso según la reivindicación 1 o la reivindicación 2 en el que dicho tamiz molecular de la familia MCM-22 se selecciona de entre MCM-22, PSH-3, SSZ-25, ERB-1, ITQ-1, ITQ-2, MCM-36, MCM-49, MCM-56, UZM-8 y mezclas de estas.
- 20 4. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones anteriores en el que dicho catalizador de alquilación comprende además al menos un catalizador de zeolita seleccionado de entre un 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, Y ultraestable (USY), Y desaluminada (Y desal), mordenita, PSH-3, SSZ-25, ERB-1, ITQ-1, ITQ-2, MCM-36, MCM-49, MCM-56 y UZM-8.
- 25 5. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones anteriores en el que la concentración de agua en la fase líquida oscila entre 8500 y 20 000 ppm.
- 30 6. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones anteriores en el que dichas condiciones de alquilación comprenden además una temperatura de 20 °C a 350 °C, una presión de 100 kPa a 20 000 kPa y una proporción molar de benceno a agente alquilante C₃ (isopropanol más cualquier propileno) suministrada a dicha zona de alquilación de 0,1:1 a 100:1.
- 35 7. Proceso según la reivindicación 6 en el que la proporción molar de benceno a agente alquilante C₃ (isopropanol más cualquier propileno) suministrada a dicha zona de alquilación oscila entre 0,3:1 y 10:1, preferiblemente entre 0,5:1 y 5:1, más preferiblemente entre 1:1 y 3:1.
- 40 8. Proceso según la reivindicación 6 en el que la temperatura oscila entre 100 y 300 °C, preferiblemente entre 150 y 280 °C.
- 45 9. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones anteriores en el que dicha corriente de suministro comprende una mezcla de isopropanol y propileno y la proporción molar de isopropanol a propileno en la mezcla oscila entre 99,9:0,1 y 0,1:99,9.
- 50 10. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones anteriores y que comprende además el reciclaje de al menos parte de dicha corriente efluente hacia dicha zona de alquilación.
- 55 11. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones anteriores y que comprende además:
 (i) enfriar la dicha corriente efluente;
 (ii) separar dicha corriente efluente enfriada en una corriente acuosa rica en agua y en una corriente aromática compuesta principalmente por cumeno y benceno sin reaccionar; y
 (iii) reciclar al menos parte de dicha corriente aromática hacia la zona de alquilación.
- 60 12. Proceso integrado para producir fenol, comprendiendo el proceso:
 (a) poner en contacto una corriente de suministro que comprende benceno y una corriente de suministro adicional que comprende isopropanol o una mezcla de isopropanol y propileno en presencia de un catalizador de alquilación que comprende al menos un tamiz molecular de la familia MCM-22 en una zona de alquilación en condiciones de alquilación de una fase líquida al menos parcial y con una concentración de agua en la fase líquida de entre 8500 y 40 000 ppm para que reaccione al menos parte de dicho isopropanol y benceno para producir una corriente efluente que contenga cumeno;
 (b) oxidar al menos parte del cumeno producido en (a) para formar hidroperóxido de cumeno;
 (c) escindir al menos parte del hidroperóxido de cumeno de (b) para formar una corriente efluente de escisión que contenga fenol y acetona;
 (d) separar al menos parte de la acetona de la corriente efluente de escisión;
 (e) hidrogenar al menos parte de la acetona separada en (d) para producir isopropanol; y
 (f) reciclar al menos parte del isopropanol producido en (e) hacia dicho contacto (a).

13. Proceso según la reivindicación 12 en el que dicho tamiz molecular de la familia MCM-22 presenta un diagrama de difracción de rayos X que incluye unos máximos de espaciado d en $12,4 \pm 0,25$, $6,9 \pm 0,15$, $3,57 \pm 0,07$ y $3,42 \pm 0,07$ ángstroms.
- 5 14. Proceso según la reivindicación 12 o la reivindicación 13 en el que dicho tamiz molecular de la familia MCM-22 se selecciona de entre MCM-22, PSH-3, SSZ-25, ERB-1, ITQ-1, ITQ-2, MCM-36, MCM-49, MCM-56, UZM-8 y mezclas de estas.

Figura 1

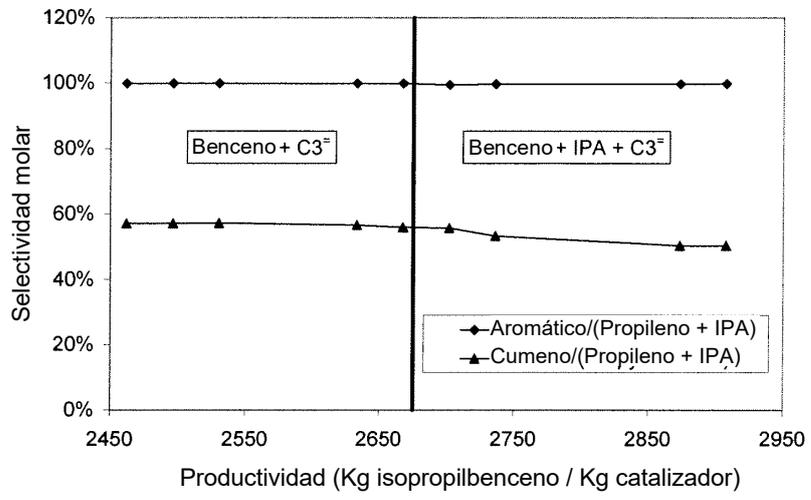


Figura 2

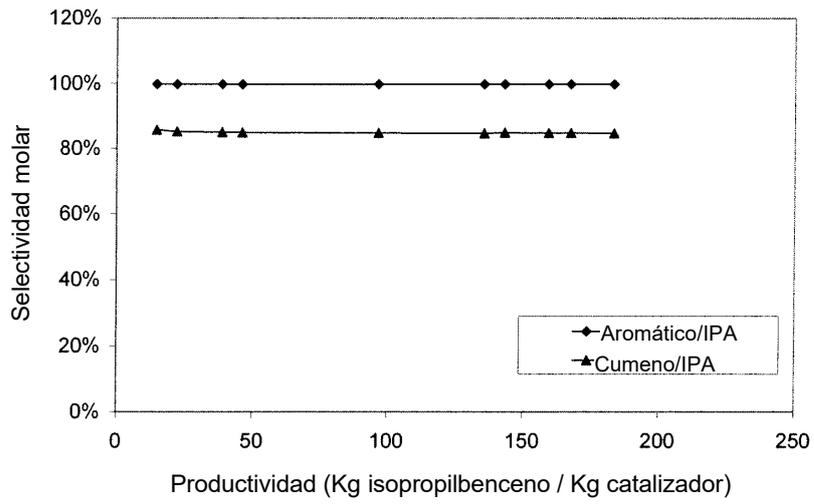


Figura 3

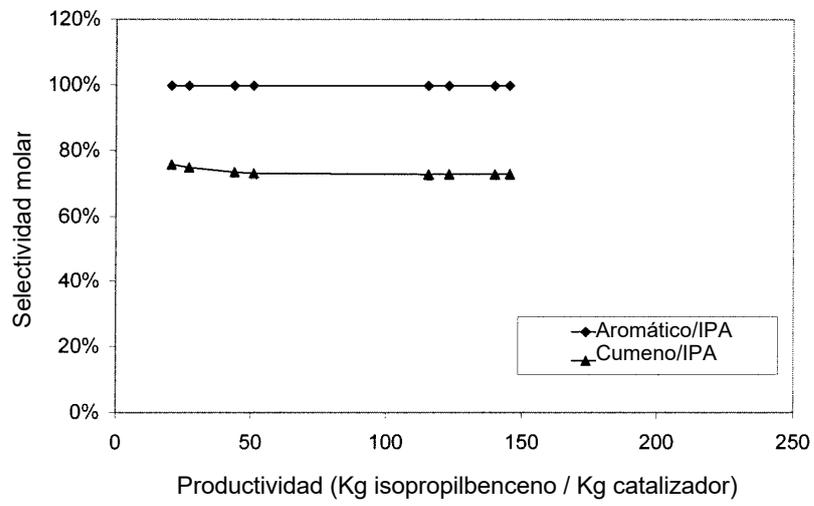


Figura 4

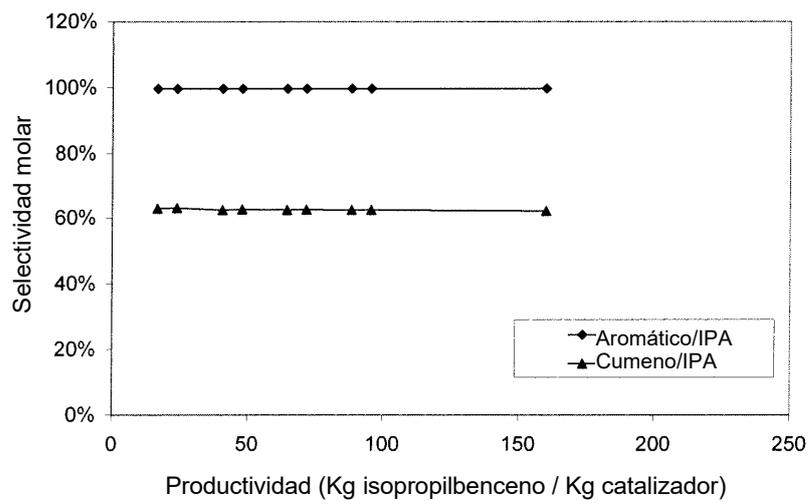


Figura 5

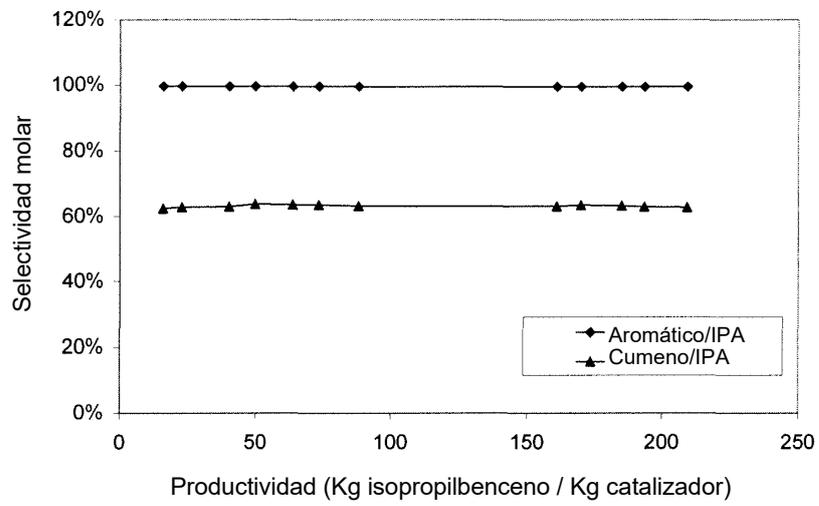


Figura 6

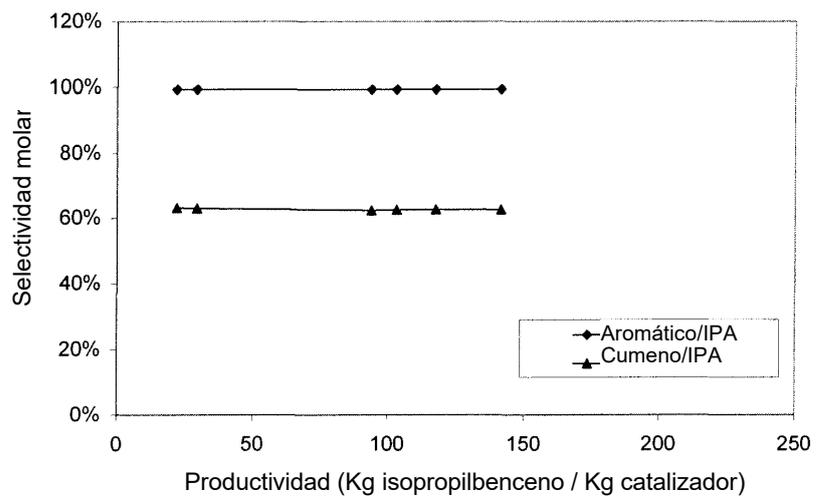


Figura 7

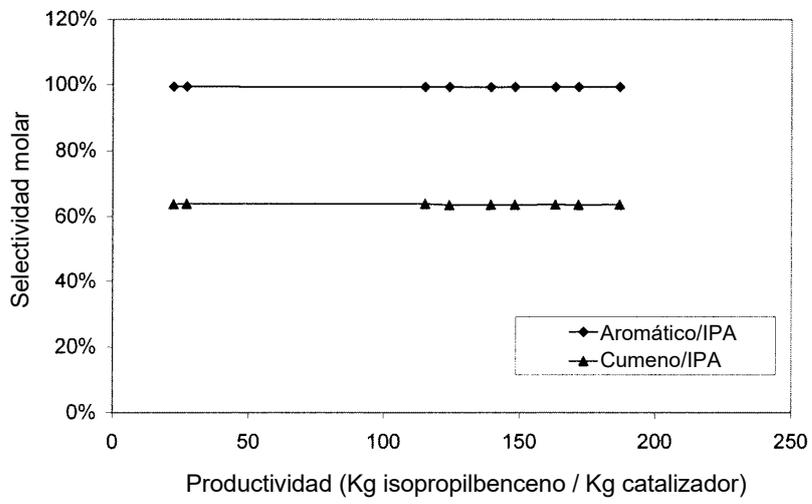


Figura 8

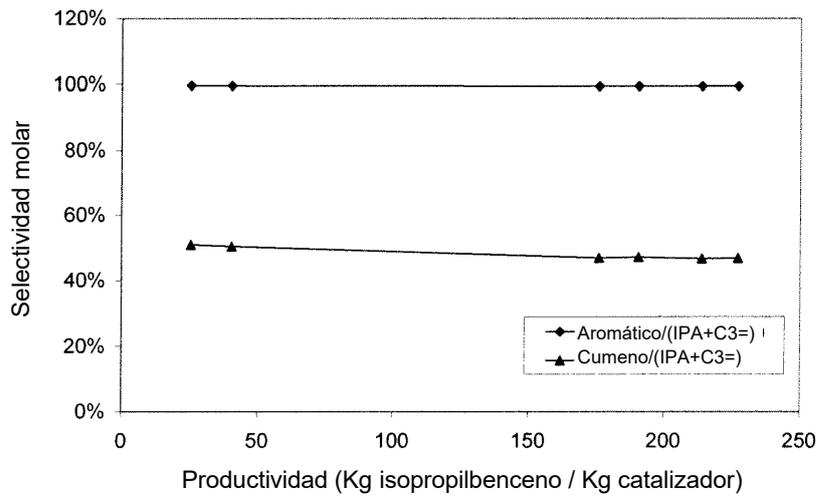


Figura 9

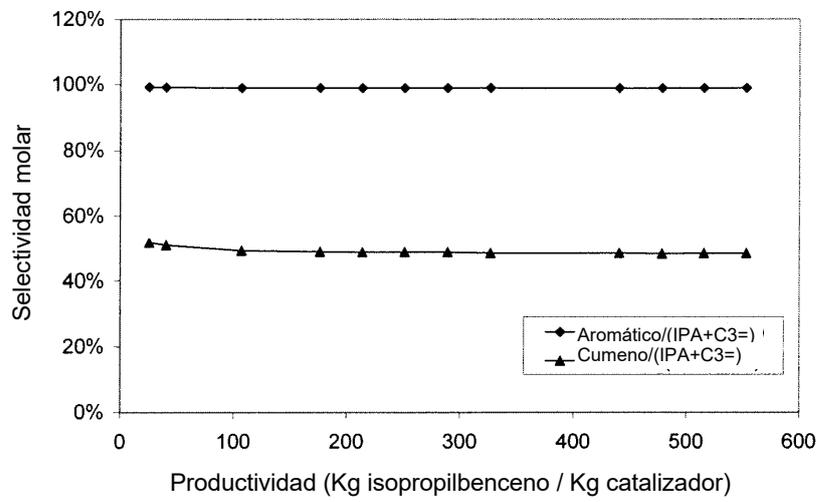


Figura 10

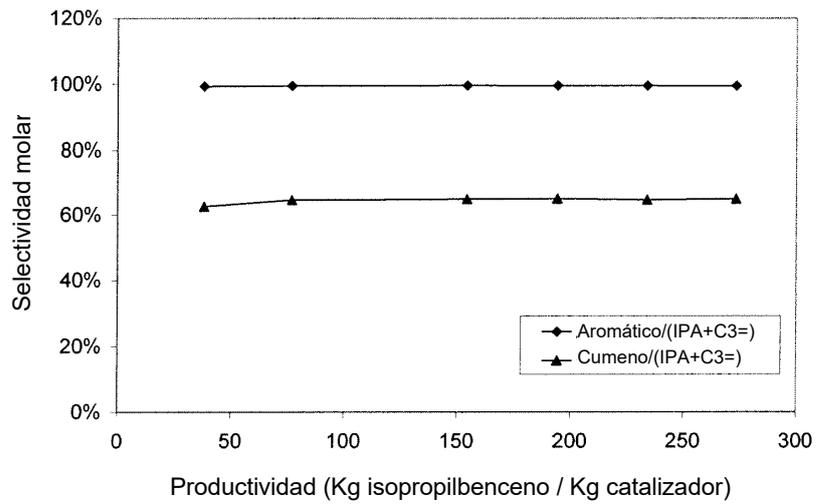


Figura 11

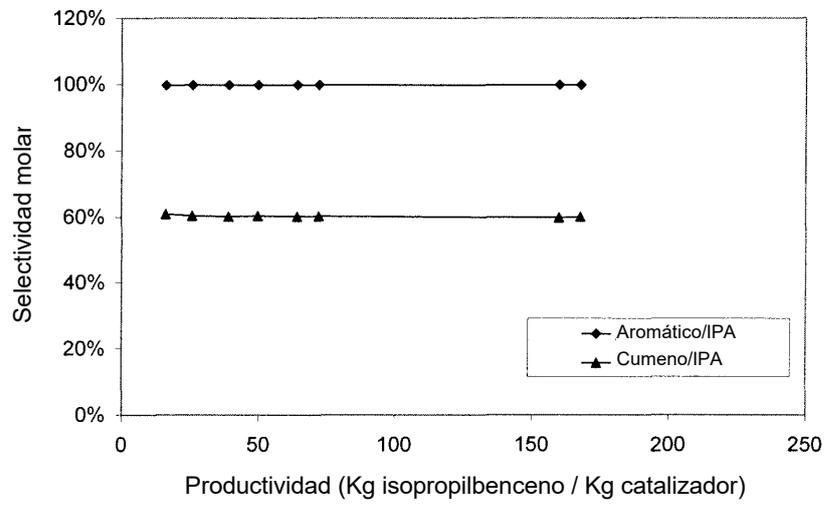


Figura 12

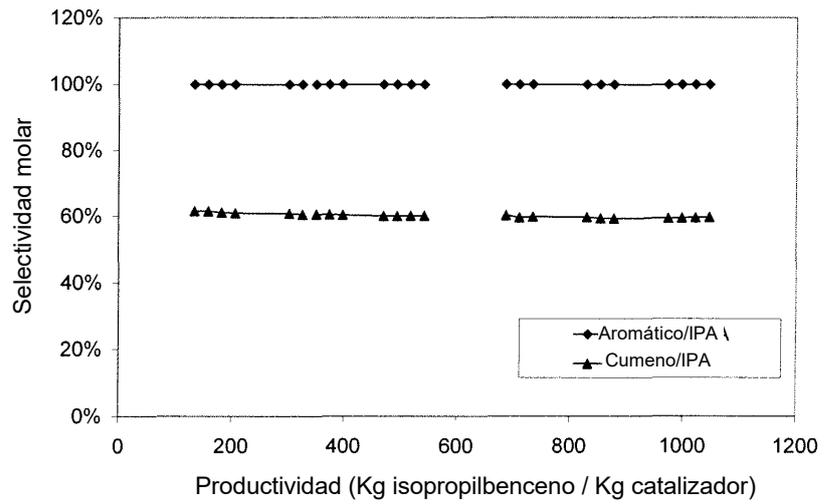


Figura 13

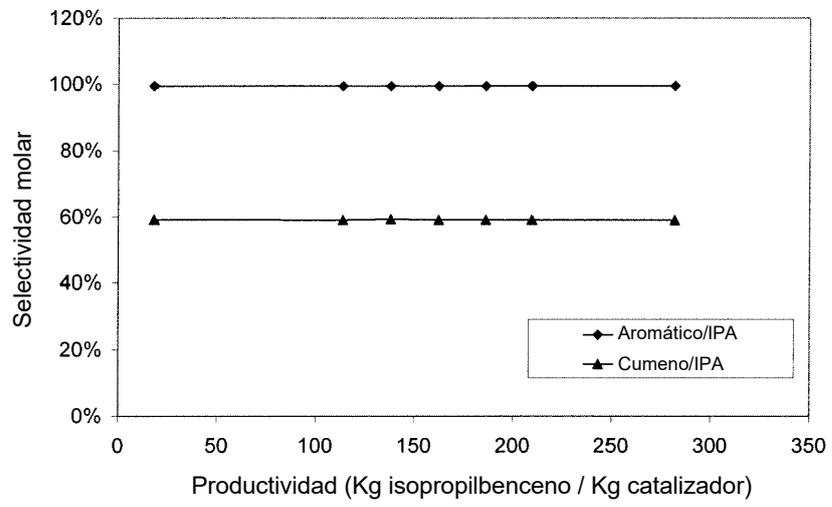


Figura 14

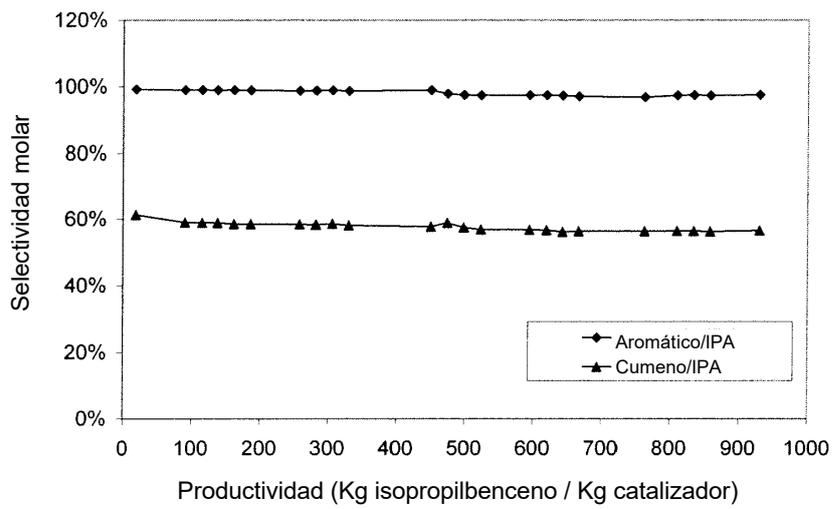


Figura 15

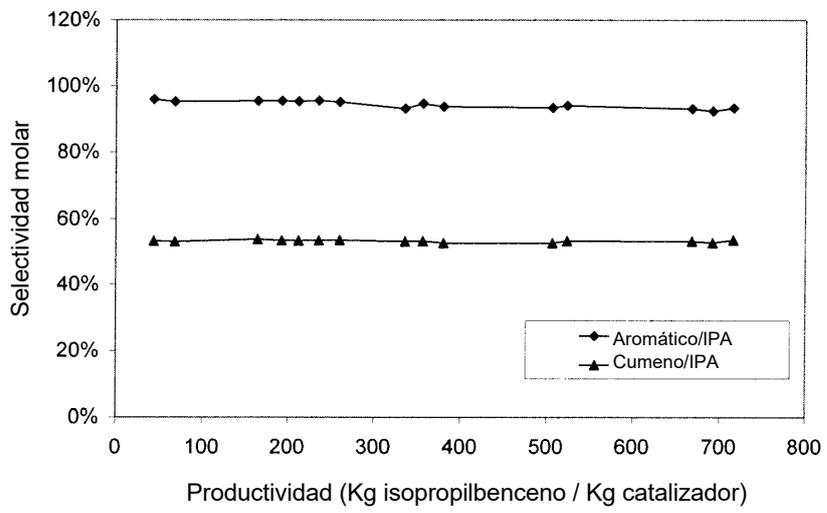


Figura 16

