

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 844 104**

51 Int. Cl.:

C07C 2/66 (2006.01)
C07C 15/085 (2006.01)
C07C 39/04 (2006.01)
C07C 37/08 (2006.01)
C07C 29/143 (2006.01)
C07C 45/53 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **21.06.2012 PCT/EP2012/061947**

87 Fecha y número de publicación internacional: **27.12.2012 WO12175601**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **21.06.2012 E 12734840 (7)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **18.11.2020 EP 2723703**

54 Título: **Proceso para la alquilación de hidrocarburos aromáticos con olefinas**

30 Prioridad:

23.06.2011 IT MI20111144

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

21.07.2021

73 Titular/es:

**VERSALIS S.P.A. (100.0%)
Piazza Boldrini 1
20097 San Donato Milanese (MI), IT**

72 Inventor/es:

**CALARESU, PAOLO;
DEL SEPIA, ALESSANDRO;
BENCINI, ELENA;
FOIS, GIOVANNI ANTONIO y
CASALINI, ALESSANDRO**

74 Agente/Representante:

CARVAJAL Y URQUIJO, Isabel

Observaciones:

**Véase nota informativa (Remarks, Remarques o
Bemerkungen) en el folleto original publicado por
la Oficina Europea de Patentes**

ES 2 844 104 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 la alquilación de hidrocarburos aromáticos con olefinas

La presente invención se refiere a un proceso para la alquilación de hidrocarburos aromáticos con olefinas C₂-C₈.

5 Más específicamente, la presente invención se refiere a un proceso para la alquilación de hidrocarburos aromáticos que contienen de 6 a 10 átomos de carbono con olefinas C₂-C₈.

Incluso más específicamente, la presente invención se refiere a un proceso para la alquilación de benceno con propileno, para obtener cumeno, o con etileno, para obtener etilbenceno.

10 Tal como se sabe, los hidrocarburos aromáticos alquilados son productos químicos conocidos que se usan como productos intermedios en numerosas síntesis orgánicas. El cumeno o el isopropilbenceno, por ejemplo, es un precursor importante para la producción de fenol, a su vez útil como producto intermedio para la producción de caprolactama a partir de la que se produce nailon-6. El etilbenceno es el precursor del estireno, monómero de partida para la síntesis de materiales termoplásticos importantes, tales como poliestireno, ABS, resinas de SAN y otros productos.

15 El cumeno y el etilbenceno se pueden producir mediante la alquilación de benceno con propileno o etileno en presencia de catalizadores zeolíticos, tales como zeolita X, zeolita Y o zeolita ZSM-5. Estos catalizadores han sustituido o están sustituyendo a los catalizadores ácidos tradicionales, tales como el ácido fosfórico o la tierra de diatomeas, en el caso de los procesos que operan con reactores de lecho fijo, o el tricloruro de aluminio, en el caso de los procesos que operan con reactores de lecho fluido. Estos catalizadores tradicionales, de hecho, han creado problemas de naturaleza medioambiental, por ejemplo, en relación con la eliminación de los catalizadores agotados y la seguridad de las plantas de producción sujetas al riesgo de corrosión por materiales ácidos.

20 De acuerdo con esto, el documento US 3.251.897 describe la alquilación de compuestos aromáticos en fase líquida, catalizados mediante zeolitas X e Y o mediante mordenita. El documento US 4.292.458 describe el uso de las zeolitas del tipo ZSM-5 mediante la alquilación de benceno con propileno.

25 Asimismo, los documentos WO0162692A1, WO9103443A1 y EP0776876A1 desvelan procesos para la alquilación de compuestos aromáticos mediante el uso de catalizadores de zeolita. En particular, el documento EP0776876 desvela una alquilación de benceno con una olefina usando un reactor de lecho percolador.

30 Por lo tanto, las zeolitas son generalmente activas en la alquilación de compuestos aromáticos con olefinas, pero tienen comportamientos diferentes con respecto a la selectividad. La reacción de alquilación va acompañada, de hecho, de reacciones consecutivas, tales como la polialquilación, y reacciones paralelas, tales como la oligomerización de olefinas para dar oligómeros, que a su vez pueden actuar como agentes alquilantes. Con el fin de aumentar la selectividad de los productos monoalquilados, resulta habitual operar en exceso de hidrocarburo aromático. Los mejores resultados en términos de actividad y selectividad en la alquilación de compuestos aromáticos con olefinas, en particular, C₂-C₄, preferentemente en fase líquida, se obtienen actualmente usando la zeolita beta como catalizador, tal como se describe en los documentos EP 439632, EP 687500 y EP 847802. También se obtienen
35 excelentes resultados usando la zeolita MCM-22 como catalizador de alquilación.

40 Por lo tanto, el objetivo de la presente invención es proporcionar un proceso de alquilación de hidrocarburos aromáticos con olefinas que contengan de 2 a 8 átomos de carbono, por ejemplo, etileno o propileno, que proporcione rendimientos mejorados con respecto a los procesos de la técnica anterior, lo que permite una reducción en la formación de hidrocarburos polialquilados y otros subproductos que se deriven de reacciones consecutivas, mejorando adicionalmente los rendimientos de reacción.

45 Por lo tanto, el objeto de la presente invención se refiere a un proceso para la alquilación de hidrocarburos aromáticos seleccionados de benceno, tolueno y xileno, por medio de olefinas que contienen de 2 a 8 átomos de carbono, que comprende alimentar el hidrocarburo, la olefina y, posiblemente, agua, a la cabeza de un reactor de lecho fijo, operando con un régimen de "flujo percolador", que contiene al menos una capa de un catalizador que comprende una zeolita de poros grandes del tipo MTW, FAU o BEA, llevando a cabo dicho proceso en continuo y comprendiendo:

- a) mezclar, en fase líquida, al menos un hidrocarburo aromático (A), una olefina que contiene de 2 a 8 átomos de carbono (B), una corriente recirculada (C) procedente de una sección de descarga del reactor de lecho fijo y, posiblemente, agua,
- 50 b) alimentar la mezcla final obtenida en la Etapa (a), calentada previamente hasta la temperatura de reacción, a la cabeza del reactor de lecho fijo, operando en un régimen de "flujo percolador";
- c) enfriar la mezcla de reacción en una sección de descarga para obtener una fase orgánica, que comprende el hidrocarburo aromático alquilado y, posiblemente, una fase acuosa;

d) subdividir la fase orgánica en una corriente recirculada (C), enviada a la cabeza del reactor de alquilación para la Etapa (a) de mezclado con los reactivos, y una corriente final, que comprende el hidrocarburo aromático alquilado;

5 en donde la temperatura de reacción en el interior del reactor de alquilación varía de 160 °C a 250 °C y la presión interna varía de 1 a 10 MPa,
 en donde el caudal de los reactivos al reactor de alquilación es tal que proporciona una WHSV que varía de 1 a 8 horas⁻¹, y
 en donde las condiciones operativas se manejan de modo que se tiene una fase gaseosa que consiste esencialmente en los reactivos y una fase líquida que consiste esencialmente en los productos de alquilación y el agua posiblemente
 10 añadida está predominantemente en la fase gaseosa
 en donde ambas fases se hacen pasar a través del catalizador en equicorriente.

Un aspecto incluso más preferido de la presente invención se refiere a un proceso en continuo para la alquilación de hidrocarburos aromáticos con olefinas C₂-C₈, posiblemente en presencia de agua, llevado a cabo en un reactor de alquilación de lecho fijo, que comprende:

- 15 1. mezclar al menos un hidrocarburo aromático (A) y la olefina C₂-C₈ (B), con relaciones molares de A/B superiores a 1, preferentemente que varían de 1,5 a 5;
2. diluir la mezcla procedente de la Etapa (a) con una corriente recirculada procedente de una sección de descarga del reactor de alquilación y, posiblemente, agua, de modo que se tiene una relación en peso de recirculación de C/AB entre la corriente recirculada (C) y la mezcla de reactivos (AB) que varía de 1,5:1 a 10:1;
- 20 3. alimentar la mezcla final obtenida, calentada previamente hasta la temperatura de reacción, a la cabeza del reactor de alquilación de lecho fijo, operando en un régimen de "flujo percolador", que contiene al menos una capa de un catalizador que contiene una zeolita de poros grandes del tipo MTW, FAU o BEA;
4. enfriar la mezcla de reacción, directamente corriente abajo del reactor de alquilación, en una sección de descarga, para obtener una fase orgánica, que comprende el hidrocarburo aromático alquilado y, posiblemente,
 25 una fase acuosa;
5. subdividir la fase orgánica en una corriente recirculada (C), enviada a la cabeza del reactor de alquilación para la fase de mezclado con los reactivos, y una corriente final, que comprende el hidrocarburo aromático alquilado.

La corriente final así obtenida, tal como se describe más adelante, se puede enviar a etapas posteriores del proceso.

30 De acuerdo con un aspecto de la presente invención, la olefina también se puede usar en una mezcla con el alcohol correspondiente, es decir, con un alcohol que tenga el mismo número de átomos de carbono que la olefina y que, mediante alquilación, proporcione el mismo sustituyente de alquilo. En este caso, la relación molar entre la olefina y el alcohol correspondiente es preferentemente mayor de 10 e incluso más preferentemente varía de 100 a 15. Cuando se usa una mezcla de olefina y el alcohol correspondiente, la relación molar entre el hidrocarburo aromático y la mezcla de olefina y el alcohol correspondiente es superior a 1, variando preferentemente de 1,5 a 5.

35 De acuerdo con la presente invención, el hidrocarburo aromático se selecciona incluso más de benceno, tolueno y xilenos.

Cualquier olefina C₂-C₈ se puede usar en la presente invención, aunque se prefieran el etileno, propileno, buteno, hexeno y ciclohexeno. Las olefinas particularmente preferidas son etileno y propileno.

40 En particular, cuando el hidrocarburo aromático es benceno y la olefina es etileno o propileno, dichos reactivos se alimentan al reactor de alquilación con relaciones en peso de benceno/olefina que varían preferentemente de 75/25 a 90/10, de acuerdo con lo que se ha especificado previamente en relación con las relaciones molares entre los reactivos del proceso.

De acuerdo con un aspecto de la presente invención, resulta posible operar en condiciones sustancialmente anhidras: en estas condiciones, pueden estar presentes hasta 50 ppm de agua.

45 De acuerdo con otra realización del proceso de la presente invención, se añade agua a los reactivos, en una cantidad preferentemente no mayor del 6 % con respecto a la mezcla total alimentada al reactor.

En particular, el proceso de la presente invención se usa convenientemente para la alquilación de benceno con etileno para dar etilbenceno y para la alquilación de benceno con propileno para dar cumeno.

50 La corriente de hidrocarburo aromático y la corriente de olefina C₂-C₈ y, posiblemente, el agua añadida se pueden mezclar previamente y, a continuación, unirse a la corriente recirculada (C), si se usa dicha corriente. Como alternativa, las corrientes se pueden mezclar entre sí, cada una ya a la temperatura de reacción, o, en primer lugar, estas se pueden mezclar entre sí y, a continuación, calentarse previamente hasta la temperatura de operación presente en el

interior del reactor de alquilación.

Si se usa la corriente recirculada, los reactivos nuevos (AB) se mezclan con dicha corriente (C), variando las relaciones en peso de C/AB preferentemente de 2:1 a 6:1. La corriente recirculada, que corresponde a parte de la corriente recuperada del producto de reacción después de la separación mediante el desmezclado o la decantación de la fase acuosa posiblemente presente, es una corriente que comprende principalmente el producto alquilado y el reactivo aromático en exceso. En dicha corriente recirculada, si se ha añadido agua a los reactivos que se someten a alquilación, puede estar presente una concentración de agua igual a su solubilidad en las condiciones de temperatura y presión de recirculación.

El caudal de los reactivos al reactor de alquilación es tal que proporciona una WHSV (velocidad espacial por hora en peso) que varía de 1 a 8 horas⁻¹, por ejemplo y preferentemente de 2 a 6 horas⁻¹.

La reacción de alquilación se lleva a cabo en continuo y la mezcla de reacción, que también comprende posiblemente la corriente recirculada, se alimenta a la cabeza del reactor de alquilación que opera con un régimen de "flujo percolador". El régimen de "flujo percolador" comprende operar en una situación de gas-líquido-sólido de tres fases, en donde el catalizador es la fase sólida, envuelta mediante el líquido y mediante el gas que se hace pasar a su través en equicorriente de arriba hacia abajo, y es una condición operativa fluidodinámica de un reactor para reacciones de líquido/vapor bien conocida por parte de los expertos en el campo y descrita con detalle en la literatura, por ejemplo, en AIChE Journal, 1991, vol. 37(2), página 202; Ind. Eng. Chem. Res., 1990, vol. 29(5), página 738; Ind. Eng. Chem. Res. 1997, 36, 3292-3314.

El tipo de régimen de flujo "flujo percolador" se puede obtener mediante el manejo de las condiciones operativas del reactor de alquilación de modo que se tiene una fase gaseosa que consiste esencialmente en los reactivos y una fase líquida que consiste esencialmente en el producto de alquilación, es decir, el hidrocarburo aromático monoalquilado y polialquilado. El agua posiblemente añadida a los reactivos se distribuye entre la fase gaseosa y la fase líquida y, predominantemente, está en fase gaseosa.

Sin adherirse a ninguna teoría, se sostiene que, en las condiciones de la presente invención, la fase líquida se filtra a través del lecho catalítico y desciende hacia la parte inferior del reactor provocando únicamente una humectabilidad parcial del lecho catalítico. Este contacto reducido con el lecho catalítico podría ser la razón por la que hay una menor tendencia del hidrocarburo alquilado a producir hidrocarburos polialquilados.

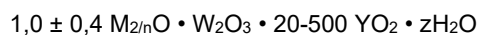
La fase de vapor, por el contrario, que consiste esencialmente en los reactivos, impregna completamente el lecho catalítico, maximizando el contacto con los sitios catalíticos activos.

La temperatura de reacción en el interior del reactor de alquilación varía preferentemente de 160 a 250 °C, más preferentemente de 180 a 230 °C, con una presión interna que varía de 1 a 10 MPa, más preferentemente de 1 a 5 MPa. Un experto en el campo puede seleccionar, para cada sustrato aromático y para cada olefina, las condiciones de temperatura y presión que causan la presencia de una fase gaseosa y una fase líquida en el reactor de alquilación y, en particular, las condiciones de presión y temperatura que hacen posible la operación con los reactivos que están en fase gaseosa y los productos que están en fase líquida.

En el proceso, se usa cualquier catalizador que contenga una zeolita de poros grandes del tipo MTW, FAU o BEA, objeto de la presente invención, en donde la zeolita de poros grandes se refiere a una zeolita en la que las aberturas de los poros consisten en 12 tetraedros. Esto corresponde, en particular, en las zeolitas basadas en óxido de silicio y óxido de aluminio, a las aberturas de los poros que consisten en doce átomos, seleccionados de átomos de silicio y átomos de aluminio, en coordinación tetraédrica unidas entre sí mediante el intercambio de un átomo de oxígeno. Las zeolitas de poros grandes que se usan son las zeolitas del tipo FAU, MTW y BEA.

Las zeolitas de tipo FAU y, en particular, la zeolita Y se describen, por ejemplo, en el documento US 3.130.007 y en "Verified Synthesis of Zeolitic materials" H. Robson Editor, Elsevier, segunda edición revisada de 2001.

Entre las zeolitas del tipo MTW, se prefiere la zeolita ZSM-12. Esta es un material cristalino poroso basado en óxidos que, en su forma anhidra o calcinada, tiene una composición molar de los óxidos que corresponde a la siguiente Fórmula:



en donde M es H⁺ y/o un catión de un metal alcalino o alcalinotérreo que tiene una valencia n, W se selecciona de aluminio, galio o mezclas de los mismos, Y se selecciona de silicio y germanio, z varía de 0 a 60. M se selecciona preferentemente de hidrógeno, sodio, potasio o mezclas de los mismos. W es preferentemente aluminio e Y es preferentemente silicio. W se puede sustituir al menos parcialmente con boro, hierro o mezclas de los mismos. Se encuentra disponible más información detallada sobre la zeolita ZSM-12 en la patente estadounidense 3.832.449, en

Ernst y col., Zeolites, septiembre de 1987, vol. 7 y en Toktarev & Ione, Chon y col., Progress in Zeolite and Microporous Material, SSSC, vol. 105, 1997.

Las zeolitas del tipo BEA y, en particular, la zeolita beta se describen en el documento US 3.308.069. La zeolita beta es un material cristalino poroso que tiene la composición:



en donde n está en el estado de oxidación de M, x es menor de 1, y varía de 5 a 100, w de 0 a 4, M es un metal seleccionado de aquellos de los grupos IA, IIA y IIIA del Sistema Periódico o de metales de transición y TEA es hidróxido de tetraetilamonio. La zeolita beta también se describe, por ejemplo, en los documentos US 4642226 y EP 159846.

10 De acuerdo con un aspecto de la presente invención, la zeolita de poros grandes se usa preferentemente en la forma en la que los sitios catiónicos presentes en su estructura están ocupados en al menos el 50 % por iones de hidrógeno. En particular, resulta preferible que al menos el 90 % de los sitios catiónicos estén ocupados por iones de hidrógeno.

15 El catalizador que contiene la zeolita de poros grandes se posiciona en el reactor como lecho fijo, que puede consistir en una capa individual o una pluralidad de capas. Las capas se pueden separar entre sí de tal manera que se pueda posicionar un intercambiador de calor en el espacio intermedio, que ayude a mantener un perfil de temperatura vertical constante en el interior del reactor.

20 El catalizador que contiene la zeolita de poros grandes se puede usar tal como está o en forma unida con un ligando inorgánico. Este puede estar en forma de pellas o microesferas extruidas obtenidas mediante la técnica conocida como secado por pulverización. Estas técnicas se usan con la zeolita de poros tanto medianos como grandes tal como está o con la zeolita de poros medianos o grandes unida con un ligando inorgánico. El ligando inorgánico puede ser alúmina, sílice, sílice-alúmina, titania, circonia o arcilla. La alúmina es el ligando preferido. Si se adopta, el ligando inorgánico se usa en tales cantidades que proporcionan relaciones en peso de zeolita/ligando que varían de 5/95 a 95/5, preferentemente de 20/80 a 80/20.

25 Mediante el uso del proceso de la presente invención, se obtiene una drástica reducción en la formación de productos polialquilados, con respecto a los procesos correspondientes que no usan las condiciones de reacción con un régimen de "flujo percolador", en donde dichas condiciones con un régimen de "flujo percolador", bien conocidas por parte de los expertos en el campo, comprenden:

- el posicionamiento del catalizador de lecho fijo,
- las condiciones fluidodinámicas y/o condiciones termodinámicas características en el interior del reactor asociadas al hecho de que la alimentación de los reactivos se efectúa en la cabeza del reactor, al hecho de que coexisten una fase gaseosa que consiste preferente y esencialmente en los reactivos y una fase líquida que consiste preferente y esencialmente en los productos de reacción, en donde ambas fases se hacen pasar a través del lecho catalítico en equicorriente,
- las correlaciones particulares entre las velocidades lineales de la fase líquida y la fase gaseosa.

35 Además, la recirculación, cuando se usa, favorece la eliminación del calor, lo que inhibe particularmente la formación de subproductos adicionales.

40 La reducción de productos polialquilados resulta importante, ya que permite una reducción de las dimensiones de la sección de transalquilación y las columnas de destilación, corriente abajo de la sección de alquilación, que representan una parte fundamental del proceso de alquilación global. Esto también conduce a ventajas adicionales en términos del consumo del catalizador de transalquilación y las utilidades.

Al final de la etapa de alquilación, la mezcla de reacción, que comprende el hidrocarburo alquilaromático, se descarga del reactor y se envía a una sección donde este se enfría hasta temperatura ambiente, por ejemplo, de 20 a 40 °C, y se separa del agua posiblemente presente. La separación del agua tiene lugar preferentemente mediante desmezclado/decantación en equipos específicos, donde la fase orgánica se separa de la fase acuosa.

45 La corriente orgánica que se recoge después del desmezclado se puede dividir en dos subcorrientes: una se usa para la recirculación, mientras que la parte no recirculada puede tener tal pureza que no requiera un tratamiento posterior o esta se puede enviar a las secciones restantes del proceso de alquilación global que comprenden esencialmente la sección de transalquilación, donde los hidrocarburos aromáticos polialquilados se transforman sustancialmente en un producto monoalquilado, y la sección de purificación, donde el producto aromático monoalquilado se recupera con un grado de pureza superior al 95 % en peso.

50 Si el producto aromático monoalquilado es cumeno, este se puede usar, tal como se conoce, para la producción de

fenol y acetona. La acetona producida junto con el fenol se puede recuperar y transformar en isopropanol y, a continuación, en propileno, para usarse como reactivo en el proceso de alquilación, objeto de la presente invención.

Por lo tanto, otro objeto de la presente invención se refiere a un proceso para la preparación de fenol que comprende las siguientes etapas:

- 5 (a) alquilación de benceno con propileno, para dar cumeno, realizada en un reactor de lecho fijo que contiene al menos una capa de un catalizador que contiene una zeolita de poros medianos o grandes, que comprende alimentar benceno y propileno a la cabeza del reactor de alquilación y operar en régimen de "flujo percolador", siendo dicha alquilación efectuada de acuerdo con uno o más de los aspectos operativos especificados anteriormente,
- 10 (b) oxidación del cumeno así obtenido,
- (c) tratamiento de hidroperóxido de cumilo con ácidos con el fin de obtener una mezcla de fenol y acetona,
- (d) hidrogenación de acetona a isopropanol,
- (e) deshidratación de isopropanol a propileno, que se recircula a la Etapa (a).

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para la alquilación de hidrocarburos aromáticos seleccionados de benceno, tolueno y xileno, por medio de olefinas que contienen de 2 a 8 átomos de carbono, que comprende alimentar el hidrocarburo, la olefina y, posiblemente, agua, a la cabeza de un reactor de lecho fijo, operando en un régimen de "flujo percolador", que contiene al menos una capa de un catalizador que comprende una zeolita de poros grandes del tipo MTW, FAU o BEA, llevando a cabo dicho proceso en continuo y comprendiendo:
- mezclar, en fase líquida, al menos un hidrocarburo aromático (A), una olefina C₂ - C₈ (B), una corriente recirculada (C) procedente de una sección de descarga del reactor de lecho fijo y, posiblemente, agua,
 - alimentar la mezcla obtenida en la Etapa (a), calentada previamente hasta la temperatura de reacción, a la cabeza del reactor de lecho fijo, operando en un régimen de "flujo percolador";
 - enfriar la mezcla de reacción en una sección de descarga para obtener una fase orgánica que comprende el hidrocarburo aromático alquilado y, posiblemente, una fase acuosa;
 - subdividir la fase orgánica en una corriente recirculada (C), enviada a la cabeza del reactor de alquilación para la Etapa (a) de mezclado con los reactivos, y una corriente final, que comprende el hidrocarburo aromático alquilado;
- en donde la temperatura de reacción en el interior del reactor de alquilación varía de 160 °C a 250 °C y la presión interna varía de 1 a 10 MPa,
- en donde el caudal de los reactivos al reactor de alquilación es tal que proporciona una WHSV que varía de 1 a 8 horas⁻¹, y
- en donde las condiciones operativas se manejan de modo que se tiene una fase gaseosa que consiste esencialmente en los reactivos y una fase líquida que consiste esencialmente en los productos de alquilación y el agua posiblemente añadida está predominantemente en la fase gaseosa
- en donde ambas fases se hacen pasar a través del catalizador en equicorriente.
2. El proceso continuo de acuerdo con la reivindicación 1, que comprende:
- mezclar, en fase líquida, al menos un hidrocarburo aromático (A) y la olefina C₂-C₈ (B), con relaciones molares de A/B superiores a 1, preferentemente que varían de 1,5 a 5;
 - diluir la mezcla procedente de la Etapa (a) con una corriente recirculada procedente de una sección de descarga del reactor de alquilación y, posiblemente, agua, de modo que se tiene una relación en peso de recirculación de C/AB entre la corriente recirculada (C) y la mezcla de reactivos (AB) que varía de 1,5:1 a 10:1;
 - alimentar la mezcla final obtenida, calentada previamente hasta la temperatura de reacción, a la cabeza del reactor de alquilación de lecho fijo, operando en un régimen de "flujo percolador", que contiene al menos una capa de un catalizador que comprende una zeolita de poros grandes del tipo MTW, FAU o BEA;
 - enfriar la mezcla de reacción, directamente corriente abajo del reactor de alquilación, en una sección de descarga, para obtener una fase orgánica, que comprende el hidrocarburo aromático alquilado y, posiblemente, una fase acuosa;
 - subdividir la fase orgánica en una corriente recirculada (C), enviada a la cabeza del reactor de alquilación para la fase de mezclado con los reactivos, y una corriente final, que comprende el hidrocarburo aromático alquilado.
3. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde la olefina se selecciona de etileno y propileno.
4. El proceso de acuerdo con una o más de las reivindicaciones anteriores, en donde el agua añadida es en una cantidad menor del o igual al 6 % con respecto a la mezcla total alimentada al reactor.
5. El proceso de acuerdo con una o más de las reivindicaciones anteriores, en donde la olefina se usa en una mezcla con el alcohol correspondiente que tiene el mismo número de átomos de carbono que la olefina y que proporciona el mismo sustituyente de alquilo mediante alquilación.
6. Un proceso para la preparación de fenol, que comprende las siguientes etapas:
- alquilación de benceno con propileno para dar cumeno, llevada a cabo de acuerdo con una o más de las reivindicaciones anteriores,
 - oxidación del cumeno así obtenido,
 - tratamiento de hidroperóxido de cumilo con ácidos con el fin de obtener una mezcla de fenol y acetona,
 - hidrogenación de acetona a isopropanol,
 - deshidratación de isopropanol a propileno, que se recircula a la Etapa (a).