

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 433 486**

51 Int. Cl.:

C07C 2/00 (2006.01)

C07C 2/66 (2006.01)

C07C 15/02 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **29.10.2007 E 07863624 (8)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **14.08.2013 EP 2077982**

54 Título: **Proceso para producir fenilalcanos con contenido deseado de 2-fenilo**

30 Prioridad:

30.10.2006 US 863459 P

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

11.12.2013

73 Titular/es:

**UOP LLC (100.0%)
25 EAST ALGONQUIN ROAD, P.O. BOX 5017
DES PLAINES, IL 60017-5017, US**

72 Inventor/es:

**RILEY, MARK G. y
SOHN, STEPHEN W.**

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 433 486 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 fenilalcanos con contenido deseado de 2-fenilo.

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

5 La alquilación de benceno con olefinas es un proceso practicado en gran escala, especialmente para la producción de alquilbencenos. Los alquilbencenos que tienen grupos alquilo de 8 a 14 átomos de carbono por grupo alquilo, por ejemplo, se sulfonan comúnmente para fabricar agentes tensioactivos.

10 Se han propuesto diversos procesos para alquilar el benceno. Un proceso comercial implica el uso de fluoruro de hidrógeno como el catalizador de alquilación. El uso y la manipulación de fluoruro de hidrógeno implica problemas operativos debido a su toxicidad, corrosividad y necesidades de eliminación de desechos. Se han desarrollado procesos catalíticos en fase sólida que obvian la necesidad de utilizar fluoruro de hidrógeno. Se buscan mejoras en estos procesos catalíticos en fase sólida a fin de mejorar adicionalmente su atractivo por reducción de los costes energéticos y mejora de la selectividad de conversión proporcionando al mismo tiempo un alquilbenceno de una calidad aceptable para utilización aguas abajo tal como sulfonación para fabricar agentes tensioactivos.

15 Los alquilbencenos, para ser deseables para la fabricación de agentes tensioactivos sulfonados tienen que ser capaces de proporcionar un producto sulfonado de claridad, biodegradabilidad y eficacia adecuadas. Con respecto a la eficacia, se desean alquilbencenos que tengan contenidos mayores de 2-fenilo dado que los mismos tienden, cuando se sulfonan, a producir agentes tensioactivos que tienen mejores solubilidad y detergencia. Así pues, son particularmente deseados los alquilbencenos que tienen un contenido de isómero 2-fenilo en el intervalo de 30 a 40%.

20 Hasta ahora, se han hecho numerosas propuestas de catalizadores sólidos para la alquilación de benceno. La Publicación de la Solicitud U.S. No. 2005/0010072A1 proporciona una lista de algunos de los catalizadores sólidos que han sido propuestos y los contenidos relativos de 2-fenilo de los alquilbencenos fabricados utilizando los catalizadores.

25 La consecución de un contenido deseado de 2-fenilo no dará necesariamente como resultado un proceso comercialmente viable. El proceso tiene que poseer selectividades adecuadas para los mono-alquilbencenos. En condiciones de alquilación, un alquilbenceno o una olefina puede reaccionar con otra olefina para producir colas pesadas. Una técnica para minimizar la formación de colas pesadas consiste en operar con ratios molares más altas de benceno a olefina a fin de que por las concentraciones relativas, la reacción de una olefina con benceno se vea favorecida en comparación con la de un alquilbenceno u otra olefina. Sin embargo, el benceno adicional tiene que recuperarse del producto alquilbenceno, comúnmente por destilación, dando como resultado cortes energéticos aumentados adicionalmente.

30 US 6.133.492 da a conocer un proceso para la alquilación de benceno que utiliza un catalizador mixto. El catalizador comprende una mordenita que contiene flúor y un catalizador de alquilación sólido tal como cloruro de aluminio, arcilla que contiene flúor, o catalizador de sílice-alúmina.

35 US 6.521.804B1 da a conocer la alquilación de benceno con un catalizador de mordenita y un catalizador de sílice-alúmina.

US 6.977.319B2 da a conocer un proceso para fabricación de aromáticos alquilados utilizando una composición de catalizador que comprende zeolita Y y zeolita mordenita que tiene una estructura de macroporos controlada.

40 La Publicación de la Solicitud US 2005/0010072A1 da a conocer un proceso de alquilación que utiliza al menos dos catalizadores en al menos dos zonas de reacción distintas. Un proceso preferido utiliza zeolita Y en una zona de reacción y mordenita en la otra zona.

US 6.756.030B1 da a conocer una familia de tamices moleculares identificados como UZM-8. En la columna 7, líneas 44 a 52, se da a conocer el uso de UZM-8 para alquilación de aromáticos.

45 Gong, et al., en Catalytic Performance of Nanometer MCM-49 Zeolite for Alkylation Reaction of Benzene with 1-Dodecene, Chinese Journal of Catalysis, Vol. 25, No. 10, 809-813, octubre 2004, se refieren a la actividad incrementada con selectividad alta para 2- y 3- fenilalcanos utilizando MCM-49, un tamiz molecular estructuralmente similar a UZM-8, que tiene un diámetro de 300 a 500 nanómetros y un espesor de 20 a 25 nanómetros.

SUMARIO DE LA INVENCION

50 Por esta invención se proporcionan procesos para la alquilación de benceno con mono-olefina acíclica, especialmente con olefina de 8 a 16 átomos de carbono por molécula, a fin de producir fenilalcanos, procesos que proporcionan un producto que tiene un contenido deseable de 2-fenilo. En los aspectos preferidos de esta invención, puede utilizarse una ratio molar baja de aromático a monoolefina, sin producción excesiva de colas pesadas, mejorando con ello el atractivo económico de un proceso de alquilación con catalizador sólido. Los procesos de esta

invención están basados en el uso de una combinación de tamiz molecular FAU ácido y tamiz molecular UZM-8 como materiales catalíticamente activos.

Ventajosamente, el contenido de 2-fenilo proporcionado por los procesos de esta invención se mantiene constante a lo largo de la vida útil del catalizador aun cuando los catalizadores sufren desactivación y regeneración.

5 Típicamente, los catalizadores sólidos requieren regeneraciones frecuentes, y por tanto la capacidad para disponer de un balance entre las propiedades catalíticas de los tamices moleculares durante la desactivación y después de la regeneración proporcionada por esta invención facilita los procesos comerciales para fabricación de fenilalcanos con un contenido constante y buscado de 2-fenilo.

10 En su aspecto general, los procesos para producción de un producto fenilalcano comprenden poner en contacto al menos un compuesto aromático, en donde el compuesto aromático es benceno, y al menos una mono-olefina acíclica con un catalizador solido en condiciones de alquilación en las cuales al menos una porción de dicho compuesto aromático y al menos una porción de dicha monoolefina se ponen en contacto con un catalizador que comprende tamiz molecular FAU ácido y al menos una porción de dicho compuesto aromático y al menos una porción de dicha mono-olefina se ponen en contacto con un catalizador que comprende tamiz molecular UZM-8 para
15 proporcionar un producto fenilalcano que tiene un contenido de 2-fenilo comprendido entre 25 y 40% en peso (basado en fenilalcano total). Los catalizadores pueden encontrarse en zonas de reacción distintas o pueden encontrarse en la misma zona de reacción. Preferiblemente, el contenido de 2-fenilo está comprendido entre 26 y 36% en peso. La selección del contenido de 2-fenilo puede, por ejemplo, estar basada en un deseo de igualar los productos de 2-fenil-alquilbenceno existentes, a fin de que el usuario no necesite cambiar las formulaciones que
20 contienen los alquilbencenos o los procesos que utilizan los mismos. Para la producción de detergentes, el contenido de 2-fenilo comprendido entre 26 y 30% en peso puede ser coherente con los productos de alquilbenceno disponibles. Por otra parte, puede obtenerse una solubilidad mejorada con contenido de 2-fenilo en el intervalo de 30 a 35% en peso. En los aspectos preferidos de esta invención, las condiciones de alquilación son suficientes para proporcionar una linealidad del fenilalcano de al menos 89, y a veces al menos 92% en peso. En otros aspectos
25 preferidos de esta invención, las condiciones de alquilación son suficientes para que el producto fenilalcano contenga menos de 6, preferiblemente menos de 4, y más preferiblemente menos de 3 por ciento en peso de colas pesadas basado en el peso de los fenilalcanos totales.

Los catalizadores de esta invención comprenden 25 a 95% en peso de tamiz molecular FAU y 5 a 75% en peso de tamiz molecular UZM-8 basado en el tamiz molecular total en el catalizador.

30 EXPOSICIÓN DETALLADA DE LA INVENCION

Alimentación y Productos:

Se utilizan para el proceso de alquilación un compuesto alifático que contiene olefinas y un compuesto aromático. La selección de los compuestos olefínico y aromático depende del producto de alquilación buscado.

35 El compuesto alifático que contiene olefinas es preferiblemente de 6 a 40, a menudo 8 a 28, y para aplicaciones detergentes 9 a 16, átomos de carbono por molécula. El compuesto alifático que contiene olefinas es un compuesto acíclico monoolefínico. La posición del enlace olefínico en la molécula no es crítica, dado que se ha encontrado que la mayoría de los catalizadores de alquilación promueven la migración del enlace olefínico. Sin embargo, la ramificación de la cadena principal hidrocarbonada es a menudo más problemática dado que la configuración estructural del grupo alquilo en el producto arilalcano puede afectar a la eficiencia, especialmente en aplicaciones de
40 agentes tensioactivos y en cuanto a propiedades de biodegradación. Por ejemplo, en los casos en que se sulfonan arilalcanos para producir agentes tensioactivos, una ramificación excesiva puede afectar desfavorablemente a la biodegradabilidad del agente tensioactivo. Por otra parte, puede ser deseable cierto grado de ramificación, tal como los alquilbencenos modificados ligeramente ramificados que se describen en US 6.187.981B1. La olefina puede ser no ramificada o ligeramente ramificada, que, como se utiliza en esta memoria, se refiere a una olefina que tiene 3 ó
45 4 átomos de carbono primarios y para la cual ninguno de los átomos de carbono restantes son átomos de carbono cuaternarios. Un átomo de carbono primario es un átomo de carbono que, aunque quizás está unido también a otros átomos además de carbono, está unido a sólo un átomo de carbono. Un átomo de carbono cuaternario es un átomo de carbono que está unido a otros 4 átomos de carbono. Aunque ramificados, estos alquilbencenos se han caracterizado por su contenido de 2-fenilo, véase por ejemplo, US 6.589.927B1.

50 El compuesto alifático que contiene olefinas es usualmente una mixtura de dos o más olefinas. Para procesos comerciales, los materiales de alimentación pueden incluir además otros componentes. Estos otros componentes pueden comprender parafinas de 6 a 40, a menudo 8 a 28, y para aplicaciones detergentes, 9 a 16 átomos de carbono por molécula. Por ejemplo, la olefina puede obtenerse por la deshidrogenación de un material de alimentación parafínico. Véase, por ejemplo, US 6.670.116B1.

55 Generalmente, para el material de alimentación que contiene olefinas, el material de alimentación comprende al menos 10% molar de olefinas.

La fuente del material de alimentación parafínico no es crítica, aunque ciertas fuentes de materiales de alimentación parafínicos darán probablemente como resultados que estén presentes impurezas. Convencionalmente, las fracciones de queroseno producidas en las refinerías de petróleo sea por fraccionamiento del petróleo bruto o por procesos de conversión forman por tanto precursores de mezclas de alimentación adecuadas. Las fracciones recuperadas a partir del petróleo crudo por fraccionamiento requerirán típicamente hidrotreamiento para eliminación de azufre y/o nitrógeno antes de ser alimentadas al presente proceso. El intervalo de punto de ebullición de la fracción de queroseno puede ajustarse por prefractionamiento a fin de ajustar el intervalo de número de carbonos de las parafinas. En un caso extremo, el intervalo de puntos de ebullición puede limitarse de tal manera que únicamente predominen parafinas de un solo número de carbonos. Las fracciones de queroseno contienen un número muy amplio de hidrocarburos diferentes, y la mezcla de alimentación al presente proceso puede contener por tanto 200 o más compuestos diferentes.

El material de alimentación parafínico puede derivarse al menos en parte de reacciones de oligomerización o alquilación. Tales métodos de preparación de las mezclas de alimentación son inherentemente imprecisos y producen una mezcla de compuestos. Las mezclas de alimentación al proceso pueden contener cantidades de parafinas que tienen ramificaciones múltiples y parafinas que tienen múltiples átomos de carbono en las ramificaciones, cicloparafinas, cicloparafinas ramificadas, u otros compuestos que tienen puntos de ebullición relativamente próximos al isómero del compuesto deseado. Las mezclas de alimentación al proceso de esta invención pueden contener también hidrocarburos aromáticos.

Otra fuente de parafinas se encuentra en el condensado de los pozos de gas. Usualmente están disponibles cantidades insuficientes de dicho condensado para ser la fuente exclusiva del material de alimentación parafínico. Sin embargo, su uso para complementar otros materiales de alimentación parafínicos puede ser deseable. Típicamente, estos condensados contienen compuestos de azufre, que han restringido su uso en el pasado. Dado que esta invención permite el uso de alimentaciones que contengan azufre, estos condensados pueden utilizarse para suministrar parafinas para alquilación.

Pueden producirse también parafinas a partir de gas de síntesis (Syngas), hidrógeno y monóxido de carbono. A este proceso se hace referencia generalmente como el proceso Fischer-Tropsch. El gas de síntesis puede producirse a partir de diversas materias primas que incluyen gas natural y carbón, que hacen por tanto de él una fuente atractiva de material de alimentación parafínico en los casos en que no están disponibles destilados de petróleo. El proceso Fischer-Tropsch es un proceso catalítico que se realiza a temperatura y presión elevadas. La reacción es sensible a la temperatura, y el control de la temperatura es esencial para conseguir un producto hidrocarbonado deseado. Los productos procedentes del proceso Fischer-Tropsch incluyen no sólo parafinas, sino también monoolefinas, diolefinas, aromáticos y compuestos oxigenados tales como alcoholes, éteres, aldehídos y cetonas, y por tanto se tratan normalmente para eliminar los compuestos oxigenados.

El material de alimentación que contiene olefinas debe estar suficientemente exento de impurezas que puedan afectar de modo excesivamente desfavorable a la vida del catalizador de alquilación.

El material de alimentación que contiene aromáticos para el presente proceso comprende un compuesto aromático o fenílico, que es benceno cuando el proceso está orientado a alquilación para detergentes.

Los catalizadores:

De acuerdo con los aspectos generales de los procesos de esta invención, al menos una porción del compuesto aromático y la monoolefina se pone en contacto con un catalizador que comprende tamiz molecular FAU ácido y al menos una porción del compuesto aromático y la monoolefina se pone en contacto con un catalizador que comprende tamiz molecular UZM-8 para proporcionar un producto fenilalcano que tiene un contenido de 2-fenilo comprendido entre 25 y 40% en peso.

El tamiz molecular FAU ácido y el tamiz molecular UZM-8 pueden estar incorporados en la misma estructura catalítica o pueden estar contenidos en estructuras catalíticas separadas. Preferiblemente, el tamiz molecular FAU ácido tiene una acidez de al menos 0,10, preferiblemente al menos 0,12, y a veces al menos 0,2 milimoles de amoníaco por gramo de tamiz molecular FAU seco, como se determina por desorción de amoníaco a temperatura programada (TPD de amoníaco). En general, muchos tamices moleculares FAU de cristales relativamente grandes requieren grados de acidez mayores que el tamiz molecular FAU de cristales más pequeños para alcanzar actividades similares. El proceso TPD de amoníaco se realiza a la presión ambiente e implica calentar primeramente una muestra (aproximadamente 250 miligramos) de FAU a una tasa de 5°C por minuto hasta una temperatura de 550°C en presencia de un 20% en volumen de oxígeno en atmósfera de helio (caudal de aproximadamente 100 mililitros por minuto). Después de un mantenimiento de aproximadamente 1 hora, se utiliza helio para lavar el sistema (aproximadamente 15 minutos) y la muestra se enfría a 150°C. La muestra se satura luego con pulsos de amoníaco en helio a aproximadamente 40 mililitros por minuto. La cantidad total de amoníaco utilizada se encuentra en un gran exceso con respecto a la cantidad requerida para saturar todos los sitios ácidos en la muestra. La muestra se purga con helio (40 mililitros por minuto) durante 8 horas para eliminar el amoníaco adsorbido físicamente. Mientras continúa la purga con helio, la temperatura se incrementa a una tasa de 10°C por minuto hasta una temperatura final de 600°C. La cantidad de amoníaco desorbida se monitoriza utilizando un detector de

conductividad térmica calibrado. La cantidad total de amoníaco se encuentra por integración. La división de la cantidad total de amoníaco por el peso seco de la muestra da la acidez expresada como milimoles de amoníaco por gramo de muestra seca. El peso seco del tamiz molecular puede determinarse por calentamiento del tamiz molecular en nitrógeno fluyente a 500°C durante 2 horas.

- 5 Los tamices moleculares FAU preferidos incluyen zeolita Y, zeolita Y desaluminada y zeolita X, con inclusión de las zeolitas Y y X intercambiadas con tierras raras, especialmente zeolita Y, que tiene una ratio molar estructural de sílice a alúmina comprendida entre 4:1 y 70:1, más preferiblemente 5:1 a 30:1. La FAU se encuentra a menudo en forma hidrógeno. El tipo de estructura de la zeolita FAU se describe en Ch. Baerlocher, W.M. Meier y D.H. Olson, "Atlas of Zeolite Framework Types", 5ª edición, Elsevier: Amsterdam, 2001.
- 10 El tamiz molecular UZM-8 se describe en US 6.756.030B1. El tamiz molecular UZM-8 se encuentra a menudo en la forma hidrógeno cuando se utiliza como catalizador. En los casos en que el UZM-8 se encuentra en la forma amonio, la calcinación del UZM-8 puede proporcionar la forma hidrógeno. Si el UZM-8 se encuentra en una forma de catión metálico, el intercambio con catión amonio seguido por calcinación puede generar convenientemente el tamiz molecular de forma hidrógeno.
- 15 Los tamices moleculares FAU y UZM-8 pueden tener un tamaño de cristal conveniente. A menudo los tamaños de cristal para el tamiz molecular FAU alcanzan hasta más de 5 micrómetros o más en la dimensión mayor, es decir, 50 a 5000, nanómetros en la dimensión mayor. A veces se prefieren tamaños de cristal en la porción menor del intervalo, dado que puede reducirse la coproducción de colas pesadas. A menudo son deseables dimensiones mayores de los cristales inferiores a 500, v.g., de 50 a 300 nanómetros. Véase, por ejemplo, Koegler, et al.,
- 20 Publicación de la Solicitud US No. 2003/0147805A1. El tamaño de los cristales se mide visualmente por el microscopio electrónico de barrido (SEM).

El catalizador contiene una cantidad catalíticamente eficaz de tamiz molecular. El catalizador puede contener material aglomerante o matriz adecuado tal como óxidos inorgánicos y otros materiales adecuados. La proporción relativa del tamiz molecular en el catalizador puede estar comprendida entre 10 y 99% en peso, siendo preferido 20 a 90% en peso. En los casos en que un solo catalizador contiene a la vez los tamices moleculares FAU y UZM-8, la ratio másica de tamiz molecular FAU a UZM-8 está comprendida entre 10:1 y 1:3, y preferiblemente entre 8:1 y 1:2.

Se utiliza típicamente un aglomerante o matriz refractario(a) a fin de facilitar la fabricación del catalizador, proporcionar resistencia y reducir los costes de fabricación. El aglomerante debe tener una composición uniforme y ser relativamente refractario a las condiciones utilizadas en el proceso. Aglomerantes adecuados incluyen óxidos inorgánicos tales como uno o más de alúmina, óxido de magnesio, dióxido de zirconio, óxido crómico, dióxido de titanio, óxido de boro y sílice. El catalizador puede contener también, sin limitar con ello la composición, uno o más de (1) otros óxidos inorgánicos que incluyen, pero sin carácter limitante, óxido de berilio, óxido de germanio, óxido de vanadio, óxido de estaño, óxido de cinc, óxido de hierro y óxido de cobalto; (2) tamices moleculares no zeolíticos, tales como los aluminofosfatos de la patente U.S. No. 4.310.440, los silicoaluminofosfatos de US 4.440.871 y ELAPSOs de la patente U.S. No. 4.793.984; y (3) espinelas tales como $MgAl_2O_4$, $FeAl_2O_4$, $ZnAl_2O_4$, $CaAl_2O_4$, y otros compuestos similares que tienen la fórmula $MO-Al_2O_3$ donde M es un metal que tiene una valencia de 2; componentes que pueden añadirse al material compuesto en cualquier momento adecuado.

El catalizador puede prepararse de cualquier manera adecuada. Un método para preparación indica combinar el aglomerante y el tamiz molecular en un hidrosol y gelificar luego la mezcla. Un método de gelificación implica combinar un agente gelificante con la mezcla y dispersar luego la mezcla combinada resultante en un baño o torre de aceite que se ha calentado a temperaturas elevadas de tal modo que la gelificación tiene lugar con formación de partículas esféricas. Los agentes gelificantes que pueden utilizarse en este proceso son hexametileno-tetraamina, urea o mezclas de los mismos. Los agentes gelificantes liberan amoníaco a las temperaturas elevadas, lo cual fija o convierte las esferas de hidrosol en esferas de hidrogel. Las esferas se retiran luego continuamente del baño de aceite y se someten típicamente a tratamientos específicos de envejecimiento y secado en aceite y en solución amoniacal para mejorar adicionalmente sus características físicas. Las partículas resultantes envejecidas y gelificadas se lavan y se secan luego a una temperatura relativamente baja de 100° a 150°C y se someten a un procedimiento de calcinación a una temperatura de 450°C a 700° durante un periodo de 1 a 20 horas.

La mezcla combinada se dispersa preferiblemente en el baño de aceite en la forma de gotitas desde una tobera, orificio o disco rotativo. Alternativamente, las partículas pueden formarse mediante secado por pulverización de la mezcla a una temperatura de 425° a 760°C. En cualquier caso, las condiciones y el equipo deben seleccionarse para obtener partículas esféricas pequeñas; las partículas deben tener preferiblemente un diámetro medio inferior a 5,0 mm, más preferiblemente comprendido entre 0,2 y 3 mm, y óptimamente entre 0,3 y 2 mm.

Alternativamente, el catalizador puede ser un extrudato. Son posibles una multitud de diferentes formas de extrudato, incluyendo, pero sin carácter limitante, cilindros, hoja de trébol, pesa de gimnasia y objetos polilobulados simétricos y asimétricos. Los diámetros típicos de los extrudatos son 1,6 mm (1/16 pulgadas) y 3,2 mm (1/8 pulgadas). Los extrudatos pueden conformarse adicionalmente a cualquier forma deseada, tales como esferas, por medios cualesquiera conocidos en la técnica.

El catalizador de la presente invención puede contener un componente halógeno, v.g., 0,1 a 4% en peso de halógeno. Un halógeno adecuado es, por ejemplo, flúor. Frecuentemente, el catalizador no precisa contener cantidad alguna de halógeno añadida distinta de la asociada con otros componentes del catalizador a fin de proporcionar la actividad de alquilación buscada.

5 La composición catalítica se somete óptimamente a tratamiento con vapor para adaptar su actividad como ácido. El tratamiento con vapor puede efectuarse en cualquier etapa del tratamiento de la zeolita. Alternativamente o además del tratamiento con vapor, la composición puede lavarse con uno o más de una solución de nitrato de amonio; un ácido mineral tal como cloruro de hidrógeno, ácido sulfúrico o ácido nítrico; y/o agua.

10 Si se desea, la composición catalítica se seca usualmente y se calcina a continuación, v.g., a una temperatura de 400° a 600°C, en una atmósfera de aire durante un periodo de 0,1 a 10 horas.

Los Procesos:

La mono-olefina cíclica se hace reaccionar con un compuesto aromático para producir arilalcano, o fenilalcano. Preferiblemente, el compuesto aromático se alquila con una sola mono-olefina.

15 Los catalizadores pueden encontrarse en la misma zona de reacción o en zonas de reacción distintas, sea en paralelo o en serie. Por tanto, los procesos de esta invención proporcionan una gran diversidad de configuraciones. Cada configuración puede hacerse funcionar de modo diferente para conseguir el producto fenilalcano buscado.

20 Donde los catalizadores están contenidos en la misma zona de reacción, los catalizadores pueden estar mezclados o puede utilizarse un solo catalizador que tenga a la vez los componentes FAU y UZM-8. La ratio de los tamices moleculares FAU y UZM-8 definirá la concentración de 2-fenilalcano en el producto. Típicamente, a medida que aumenta la producción de UZM-8, lo hace también la concentración de 2-fenilalcano del producto.

25 En los casos en que los catalizadores están contenidos en las zonas de reacción distintas en serie, el catalizador que contiene el tamiz molecular FAU puede preceder o seguir a la zona de reacción que contiene el catalizador que contiene el tamiz molecular UZM-8. Dentro de los aspectos generales de las zonas de reacción en serie se incluye la utilización de ambos tamices moleculares FAU y UZM-8 en una o más zonas de reacción. Por ejemplo, una zona de reacción puede contener catalizador que comprende a la vez los tamices moleculares FAU y UZM-8 y otra puede contener catalizador que tiene solamente uno de los tamices moleculares o una ratio diferente de los tamices moleculares. El aparato puede tener más de dos zonas de reacción en serie. Cuando se utilizan una pluralidad de zonas de reacción, una o más pueden tener una composición de catalizador y al menos una de las zonas de reacción puede tener otra composición de catalizador.

30 Las zonas de reacción que contienen composiciones de catalizadores diferentes pueden encontrarse en cualquier orden secuencial adecuado. Por ejemplo, la zona de reacción que contiene el catalizador FAU puede preceder y/o seguir a una zona de reacción que contiene el catalizador UZM-8, o la zona de reacción que contiene el catalizador UZM-8 puede preceder y/o seguir a una zona de reacción que contiene el catalizador FAU. En una realización preferida, la zona de reacción en la última posición secuencial contiene un catalizador que comprende tamiz molecular UZM-8, que proporciona a menudo una coproducción baja de colas pesadas. En otra alternativa, se utiliza una combinación de zonas de reacción en paralelo y en serie en la cual, o bien una zona de reacción recibe los efluentes de dos o más zonas de reacción precedentes en paralelo, o el efluente de una zona de reacción se proporciona en porciones alícuotas a dos o más zonas de reacción secuenciales en paralelo.

35 En la configuración en serie, preferiblemente una porción alícuota de la olefina se hace pasar a una primera zona de reacción y una porción alícuota a una zona de reacción subsiguiente. Una porción alícuota de una corriente es una fracción de una corriente que tiene una composición similar a la corriente total de la que se deriva. Típicamente, la reacción de alquilación es muy rápida en las condiciones de reacción, de tal modo que la mayor parte de la olefina se hace reaccionar dentro de una longitud corta del lecho o estructura del catalizador. La cantidad de catalizador en el lecho o estructura es generalmente suficiente de tal modo que a medida que se desactiva el catalizador, queda un volumen amplio de catalizador para efectuar la alquilación buscada. Por consiguiente, es poco práctico hacer funcionar una zona de reacción en condiciones en las que el efluente de la zona de reacción podría contener una porción sustancial de la olefina. Por tanto, la olefina se introduce en las alimentaciones a cada una de las zonas de reacción. La ratio de la alimentación olefínica a cada zona de reacción determinará el contenido de 2-fenilalcano del producto. A menudo se introduce 25 a 75% en peso de la olefina en las zonas de reacción que contienen el tamiz molecular FAU, y el resto en las zonas de reacción que contienen el tamiz molecular UZM-8. Para aprovechar la ventaja de la ratio de compuesto aromático a olefina, se prefiere, si bien no es esencial, que la alimentación total del compuesto aromático se alimente a la primera zona de reacción.

40 En la configuración en serie, preferiblemente una porción alícuota de la olefina se hace pasar a una primera zona de reacción y una porción alícuota a una zona de reacción subsiguiente. Una porción alícuota de una corriente es una fracción de una corriente que tiene una composición similar a la corriente total de la que se deriva. Típicamente, la reacción de alquilación es muy rápida en las condiciones de reacción, de tal modo que la mayor parte de la olefina se hace reaccionar dentro de una longitud corta del lecho o estructura del catalizador. La cantidad de catalizador en el lecho o estructura es generalmente suficiente de tal modo que a medida que se desactiva el catalizador, queda un volumen amplio de catalizador para efectuar la alquilación buscada. Por consiguiente, es poco práctico hacer funcionar una zona de reacción en condiciones en las que el efluente de la zona de reacción podría contener una porción sustancial de la olefina. Por tanto, la olefina se introduce en las alimentaciones a cada una de las zonas de reacción. La ratio de la alimentación olefínica a cada zona de reacción determinará el contenido de 2-fenilalcano del producto. A menudo se introduce 25 a 75% en peso de la olefina en las zonas de reacción que contienen el tamiz molecular FAU, y el resto en las zonas de reacción que contienen el tamiz molecular UZM-8. Para aprovechar la ventaja de la ratio de compuesto aromático a olefina, se prefiere, si bien no es esencial, que la alimentación total del compuesto aromático se alimente a la primera zona de reacción.

45

50

55 Con respecto a las zonas de reacción en paralelo, una porción alícuota de la alimentación de compuesto aromático y olefina se hace pasar a cada una de las zonas de reacción en porciones relativas suficientes para proporcionar la concentración deseada de 2-fenilalcano en el producto fenilalcano. Una o más zonas de reacción contienen catalizador que comprende tamiz molecular FAU y al menos una zona de reacción contiene tamiz molecular UZM-8. En caso deseado, cualquiera de las zonas de reacción puede contener un catalizador del otro tamiz molecular, pero

las porciones relativas de tamices moleculares FAU y UZM-8 tienen que diferir entre al menos dos zonas de reacción para control útil de la concentración de 2-fenilalcano. La cantidad de alimentación a cada zona de reacción puede seleccionarse para proporcionar la concentración de 2-fenilalcano buscada. En los casos en que una zona de reacción contiene un catalizador que tiene solamente tamiz molecular FAU y la otra contiene catalizador que tiene solamente tamiz molecular UZM-8, a menudo 25 a 75% en peso de la alimentación se alimenta a una, alimentándose el resto a la otra.

Con respecto al proceso global de alquilación, usualmente el compuesto aromático está presente en un exceso estequiométrico significativo referido a la mono-olefina, v.g., desde 2,5:1 hasta 50:1, y normalmente desde 6:1 a 35:1, en base molar. Los procesos de esta invención son particularmente atractivos en el sentido de que puede conseguirse una formación baja de colas pesadas incluso a ratios molares menores de compuesto aromático a olefina. En los aspectos preferidos de los procesos de esta invención, la ratio molar de compuesto aromático a olefina está comprendida entre 6:1 y 25:1, y muy preferiblemente entre 8:1 y 20:1. Las colas pesadas, incluso a estas ratios bajas, pueden ser a menudo menores que 6% en peso del producto fenilalcano. La Solicitud de Patente también en tramitación (Expediente de Agente No. UOP27674), presentada en la misma fecha de este documento, da a conocer procesos para fabricación de alquilbencenos a ratios molares bajas de compuesto aromático a olefina sin coproducción excesiva de colas pesadas utilizando un catalizador de cristalitos FAU de tamaño pequeño.

El benceno y la olefina se hacen reaccionar en condiciones de alquilación en presencia del catalizador. Estas condiciones de alquilación para ambos catalizadores incluyen generalmente una temperatura comprendida en el intervalo entre 80°C y 200°C, en la mayoría de los casos una temperatura que no excede de 175°C. En los casos en que se utilizan zonas de reacción diferentes, cada zona de reacción puede encontrarse en condiciones de alquilación diferentes dentro de estos intervalos o, preferiblemente, las zonas de reacción se encuentran en condiciones comunes de temperatura y presión para facilidad de operación. Los beneficios de esta invención pueden conseguirse todavía utilizando condiciones comunes de temperatura y presión. Análogamente, las zonas de reacción pueden proporcionar velocidades espaciales iguales o diferentes.

Dado que la alquilación se conduce típicamente en una fase al menos parcialmente líquida, y preferiblemente en fase totalmente líquida o en condiciones supercríticas, las presiones tienen que ser suficientes para mantener las sustancias reaccionantes en la fase líquida. La presión requerida depende necesariamente de la olefina, el compuesto aromático, y la temperatura, pero normalmente está comprendida en el intervalo de 1300 a 7000 kPa (manométricos), y muy usualmente entre 2000 y 3500 kPa (manométricos). Preferiblemente, las condiciones de alquilación no dan sustancialmente como resultado una isomerización del esqueleto de la olefina. Por ejemplo, menos de 15% molar, y preferiblemente menos de 10% molar de la olefina, la cadena alquímica alifática, y cualquier compuesto intermedio de la reacción sufre isomerización esquelética.

La alquilación del compuesto aromático por las olefinas se conduce de manera continua. Para los propósitos de esta invención, un lecho de catalizador se denomina una zona de reacción tanto si se encuentra en el mismo recipiente o en un recipiente separado de otro lecho. El número de zonas de reacción es preferiblemente al menos dos, y a menudo es tres o más. En los procesos de esta invención, pueden utilizarse tres o cuatro zonas de reacción para una combinación ventajosa de eficiencia y evitación de costes de capital. La Solicitud de Patente también en tramitación (Expediente de Agente No. 110.072), presentada en la misma fecha de este documento, da a conocer un sistema de reactores de alquilación de lechos múltiples con enfriamiento inter-lechos a fin de proporcionar un producto alquilbenceno que tiene una linealidad mejorada.

El catalizador puede utilizarse como un lecho compacto o un lecho fluidizado. La alimentación a la zona de reacción puede hacerse pasar en flujo ascendente o descendente, o incluso en dirección horizontal como un reactor de lecho radial. En una variante deseable, el material de alimentación que contiene olefinas puede alimentarse a varios puntos discretos dentro de la zona de reacción, y en cada zona la ratio molar de compuesto aromático a olefina puede ser mayor que 50:1. La mezcla de alimentación total, es decir, la corriente que contiene el compuesto aromático más la olefina, se hace pasar a menudo a través del lecho compacto a una velocidad espacial horaria del líquido (LHSV) entre 0,3 y 6 horas⁻¹ dependiendo de, v.g., la temperatura de alquilación y la actividad del catalizador. En el caso en que se utiliza más de un lecho catalítico en serie, la LHSV global se determina a partir de las LHSV's de cada uno de los lechos. El recíproco de la LHSV global es la suma de los recíprocos de la LHSV de cada uno de los lechos en la serie.

Después del paso del compuesto aromático y la olefina a través de la zona de reacción, el efluente se recoge y se separa en fracción de compuesto aromático sin reaccionar, que se recicla al extremo de alimentación de la zona de reacción, y arilalcanos. En el caso de que la olefina se obtiene por la deshidrogenación de un material de alimentación parafínico, cualesquiera parafinas en el efluente de la zona de reacción se separan usualmente en una fracción parafínica, que puede reciclarse a la unidad de deshidrogenación. Dado que la reacción alcanza usualmente al menos 98% de conversión basada en la olefina, se recicla con la parafina poca olefina sin reaccionar.

EJEMPLOS

EJEMPLO 1 (comparativo)

- 5 Un catalizador A está compuesto de 80% de zeolita Y que se ha sometido a desaluminación con vapor y lavado con ácido para eliminar la alúmina sobrante de la estructura. Estas técnicas son bien conocidas y zeolitas Y producidas utilizando dichas técnicas están disponibles comercialmente de diversas compañías. La zeolita Y tiene un tamaño de celda unitaria (UCS) de [24,29 Angstroms], 2,429 nm. La zeolita se combina con alúmina y se extrude en cilindros de 1,6 mm (1/16 pulgadas) de diámetro utilizando técnicas ordinarias, calcinándose luego a 500°C.

El catalizador A se evalúa en un reactor de flujo en taponés a una ratio molar de benceno a olefina de 30:1 en las condiciones siguientes: temperatura de entrada 130°C y LHSV de 3,75 hora⁻¹.

Las olefinas proceden de una planta comercial. La corriente que contiene olefinas contiene aproximadamente 12% en peso de olefinas, estando constituido el resto fundamentalmente por n-parafinas.

- 10 Los productos de alquilación se analizan por cromatografía de gases (GC) para determinar la distribución de los productos y por índice de bromo para determinar la cantidad de olefina sin reaccionar. La conversión de las olefinas es mayor que 99,5%, y la distribución del producto se da a continuación en la Tabla 1:

TABLA 1

Monoalquilbenceno lineal	89% en peso
Monoalquilbenceno no lineal	8% en peso
Monoalquilbenceno total	97% en peso
Dialquilbenceno	3% en peso
2-fenil LAB/monoalquilbenceno total	22% en peso

15 EJEMPLO 2 (comparativo)

Un catalizador B está compuesto de 70% de UZM-8 que tiene una ratio atómica de silicio a aluminio de 10,5:1. La UZM-8 se combina con alúmina y se extrude en cilindros de 1,6 mm (1/16 pulgadas) utilizando técnicas ordinarias y se calcina luego a 500°C.

- 20 El catalizador B se evalúa en las mismas condiciones experimentales que el catalizador A. La conversión de las olefinas es mayor que 99,5%, y la distribución de los productos se da a continuación en la Tabla 2:

TABLA 2

Monoalquilbenceno lineal	94% en peso
Monoalquilbenceno no lineal	4% en peso
Monoalquilbenceno total	98% en peso
Dialquilbenceno	2% en peso
2-fenil LAB/monoalquilbenceno total	47% en peso

EJEMPLO 3

- 25 Un catalizador C está compuesto de 60% de zeolita Y del tipo utilizado para el Catalizador A, 20% en peso de UZM-8 del tipo utilizado en el Catalizador B, y 20% en peso de alúmina. El catalizador C se evalúa en las mismas condiciones experimentales que el catalizador A. La composición de las olefinas es mayor que 99,5%, y la distribución de los productos se da a continuación en la Tabla 3:

TABLA 3

Monoalquilbenceno lineal	89% en peso
Monoalquilbenceno no lineal	8% en peso
Monoalquilbenceno total	97% en peso
Dialquilbenceno	3% en peso

2-fenil-LAB/monoalquilbenceno total 35% en peso

5 La evaluación del Catalizador C indica que el contenido de 2-fenilo se mantiene relativamente constante durante el periodo de uso del catalizador entre regeneraciones y relativamente constante a lo largo del tiempo de operación después que el catalizador ha pasado el periodo de iniciación. La regeneración del catalizador se realiza haciendo pasar benceno caliente sobre el catalizador.

EJEMPLO 4

10 Un catalizador D está compuesto de 68% en peso de zeolita Y del tipo utilizado para el catalizador A, 12% en peso de UZM-8 del tipo utilizado en el catalizador B y 20% en peso de alúmina. El catalizador D se evalúa en las mismas condiciones experimentales que el catalizador A. La conversión de las olefinas es mayor que 99,5% y la distribución de los productos se da a continuación en la Tabla 4:

TABLA 4

Monoalquilbenceno lineal	89% en peso
Monoalquilbenceno no lineal	8% en peso
Monoalquilbenceno total	97% en peso
Dialquilbenceno	3% en peso
2-fenil-LAB/monoalquilbenceno total	29% en peso

15 La evaluación del Catalizador D indica que el contenido de 2-fenilo se mantiene relativamente constante durante el periodo de utilización en el catalizador entre regeneraciones y relativamente constante a lo largo del tiempo de operación después que el catalizador ha pasado el periodo de iniciación.

EJEMPLO 5

Se prepara una mezcla uniforme de 72% en peso de catalizador A y 28% en peso de catalizador B y se evalúa en las mismas condiciones experimentales que el catalizador C. Se alcanza sustancialmente la misma eficiencia que con el catalizador C.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para fabricar un producto fenilalcano que comprende poner en contacto al menos un compuesto aromático y al menos una mono-olefina acíclica con un catalizador sólido en condiciones de alquilación, en donde al menos una porción de dicho compuesto aromático y al menos una porción de dicha mono-olefina se ponen en contacto con un catalizador que comprende un tamiz molecular FAU ácido y al menos una porción de dicho compuesto aromático y al menos una porción de dicha monoolefina se ponen en contacto con un catalizador que comprende un tamiz molecular UZM-8 para proporcionar un producto fenilalcano que tiene un contenido de 2-fenilo comprendido entre 25 y 40% en peso, en donde el compuesto aromático es benceno.
- 5 2. El proceso de la reivindicación 1, en donde el catalizador que comprende el tamiz molecular FAU y el catalizador que comprende el tamiz molecular UZM-8 se encuentran en zonas de reacción distintas.
- 10 3. El proceso de la reivindicación 1 ó 2, en donde la porción de dicho compuesto aromático y mono-olefina puesta en contacto con el catalizador que comprende tamiz molecular FAU y la porción de dicho compuesto aromático y mono-olefina puesta en contacto con el catalizador que comprende tamiz molecular UZM-8 se seleccionan para proporcionar un producto fenilalcano que tiene un contenido deseado de 2-fenilo.
- 15 4. El proceso de la reivindicación 1 ó 2, en donde el tamiz molecular FAU es zeolita Y, la mono-olefina tiene de 8 a 16 átomos de carbono por molécula, y el contenido de 2-fenilalcano está comprendido entre 26 y 36% en peso.
5. El proceso de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4 en donde el catalizador que comprende tamiz molecular FAU y el catalizador que comprende tamiz molecular UZM-8 se encuentran en la misma zona de reacción.
- 20 6. El proceso de la reivindicación 5, en donde las cantidades relativas del tamiz molecular FAU y el tamiz molecular UZM-8 en la zona de reacción se seleccionan para proporcionar un producto fenilalcano que tiene un contenido deseado de 2-fenilo.
7. El proceso de la reivindicación 6, en donde el tamiz molecular FAU es zeolita Y, la mono-olefina tiene de 8 a 16 átomos de carbono por molécula, y el contenido de 2-fenilalcano está comprendido entre 26 y 36% en peso.
- 25 8. El proceso de la reivindicación 5, en donde la ratio molar de compuesto aromático a mono-olefina está comprendida entre 6:1 y 25:1.
9. El proceso de la reivindicación 8, en donde el producto fenilalcano tiene una linealidad de al menos 89% en peso.