

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 581 914**

51 Int. Cl.:

C07C 2/66

(2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **27.10.2014** **E 14190441 (7)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **04.05.2016** **EP 2865660**

54 Título: **Método para producir isopropilbenceno a partir de benceno y propileno**

30 Prioridad:

28.10.2013 CN 201310512503
28.10.2013 CN 201310512683

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
08.09.2016

73 Titular/es:

CHINA PETROLEUM & CHEMICAL CORPORATION (50.0%)
22 Chaoyangmen North Street Chaoyang District Beijing 100728, CN y
SHANGHAI RESEARCH INSTITUTE OF PETROCHEMICAL TECHNOLOGY SINOPEC (50.0%)

72 Inventor/es:

GAO, HUANXIN;
ZONG, HONGYUAN;
WEI, YILUN;
YAO, HUI;
GU, RUIFANG;
FANG, HUA y
JI, SHUFANG

74 Agente/Representante:

FÚSTER OLAGUIBEL, Gustavo Nicolás

ES 2 581 914 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

Método para producir isopropilbenceno a partir de benceno y propileno

5 **Campo técnico**

La presente invención se refiere al campo técnico de procedimiento químico. Específicamente, se refiere a un método para producir isopropilbenceno.

10 **Antecedentes de la técnica**

El isopropilbenceno, también conocido como cumeno, es un producto intermedio químico voluminoso para fabricar fenol, acetona y α -metilestireno. En la industria, se produce isopropilbenceno mediante la alquilación de benceno con propileno. El subproducto principal de la alquilación es poli-isopropilbenceno. A principios de 1945, la empresa UOP publicó un método (método SPA) para producir isopropilbenceno a partir de propileno y benceno en presencia de catalizador de ácido (documento US2382318). El procedimiento SPA usa ácido fosfórico sólido como catalizador de alquilación. Debido a que el ácido fosfórico sólido no puede catalizar la transalquilación, el procedimiento SPA no comprende una unidad de transalquilación. Por tanto, el procedimiento SPA puede ejecutarse sólo con una alta razón molar relativa de benceno con respecto a propileno (en un intervalo de 5~7), también el rendimiento de isopropilbenceno es inferior al 95%. En la década de 1980, la empresa Monsanto desarrolló la técnica para fabricar isopropilbenceno en presencia del catalizador de alquilación AlCl_3 y realizó la aplicación industrial de la misma. Debido a que AlCl_3 no puede catalizar la transalquilación tampoco, el rendimiento de isopropilbenceno a partir del método de AlCl_3 es todavía bajo. Además, el propio AlCl_3 puede provocar contaminación y corrosión graves.

25 El documento GB 1 592 592 divulga un procedimiento para producir cumeno.

En la década de 1990, empresas incluyendo Dow, CD Tech, Mobil-Badger, Enichem y UOP divulgaron sucesivamente el procedimiento de lecho fijo usando zeolita microporosa como catalizadores, que puede realizar la transalquilación. En la técnica anterior, se hacen reaccionar en primer lugar benceno y propileno en un reactor de alquilación, produciendo isopropilbenceno y poli-isopropilbenceno; y tras separarse en un sistema de rectificación, el poli-isopropilbenceno se mezcla con benceno y la mezcla se alimenta a un reactor de transalquilación con un único lecho de catalizador para la transalquilación.

En la tecnología existente para producir isopropilbenceno, la alquilación de benceno con propileno se produce habitualmente en un único reactor de lecho fijo que comprende una pluralidad de fases, aplicando tecnologías que incluyen alimentación por fases de propileno y circulación externa de líquido de reacción. La razón de benceno con respecto a propileno es habitualmente mayor de 2.0. De hecho, la razón de benceno con respecto a propileno en la mayor parte de las fábricas de cumeno es mayor de 3.0. Cuando la razón de benceno con respecto a propileno tiene que reducirse adicionalmente hasta 2.0 o menos, se encuentra una rápida desactivación del catalizador (provocada por la alta concentración de propileno), o una conversión de propileno insuficiente (provocada por una circulación externa excesiva), o mucha impureza de n-propilbenceno en el producto (provocada por una temperatura de reacción demasiado alta). Los obstáculos técnicos anteriores restringen la reducción adicional de la razón de benceno con respecto a propileno. La patente US6835862B1 divulga un procedimiento de optimización usando un volumen de circulación externa relativamente alto de líquido de reacción para reducir la tasa de desactivación del catalizador. Sin embargo, con el procedimiento de un único reactor, la alta razón de recirculación externa no puede solucionar los tres problemas contradictorios anteriores simultáneamente.

Sumario de la invención

La presente invención proporciona un nuevo método para producir isopropilbenceno a partir de benceno y propileno para solucionar los problemas de la alta razón de benceno con respecto a propileno y la baja tasa de conversión de propileno en la técnica anterior. El método según la presente invención también puede reducir la tasa de desactivación del catalizador. Además, con la presente invención, no es necesario desconectar todo el sistema de reacción con el fin de volver a colocar el catalizador desactivado, realizando de ese modo un funcionamiento continuo del procedimiento.

Según la presente invención, se proporciona un método para producir isopropilbenceno, que comprende:

etapa A: alimentar una primera corriente que contiene benceno y una primera corriente que contiene propileno a una primera zona de reacción para ponerlos en contacto con un primer catalizador para la alquilación, y obtener una primera corriente que contiene isopropilbenceno a partir de la primera zona de reacción,

dividir la primera corriente que contiene isopropilbenceno en una corriente Ia y una corriente IIa, circulando la corriente Ia de vuelta a la primera zona de reacción y entrando la corriente IIa en una segunda zona de reacción,

poner en contacto la corriente que entra en la segunda zona de reacción con un segundo catalizador para la

alquilación, y obtener una segunda corriente que contiene isopropilbenceno a partir de la segunda zona de reacción, y

5 purificar al menos una corriente IIIa parcial de la segunda corriente que contiene isopropilbenceno, y obtener un producto isopropilbenceno.

En una realización del método según la presente invención, el método comprende la etapa A:

10 hacer circular una corriente IVa parcial de la segunda corriente que contiene isopropilbenceno a la segunda zona de reacción, siendo la razón de recirculación de la primera zona de reacción mayor que la de la segunda zona de reacción. Cuando no hay corriente de la segunda corriente que contiene isopropilbenceno que circula a la segunda zona de reacción, es decir, la razón de recirculación de la segunda zona de reacción es 0, la razón de recirculación de la primera zona de reacción es todavía mayor que la de la segunda zona de reacción. En la etapa A, la primera zona de reacción es la zona de reacción primaria y la segunda zona de reacción es la zona de reacción secundaria.
15 Por tanto, la razón de recirculación de la zona de reacción primaria es mayor que la de la zona de reacción secundaria. En una realización de dicho método, en la etapa A, la razón de la razón de recirculación de la segunda zona de reacción con respecto a la de la primera zona de reacción es de 0~0,5, preferiblemente 0,01~0,5.

20 El método según la presente invención dispone de al menos dos zonas de reacción, de modo que la corriente que fluye fuera de la zona de reacción primaria puede entrar en al menos una zona de reacción secundaria para su reacción adicional. La zona de reacción primaria funciona bajo una razón de recirculación relativamente alta, y la zona de reacción secundaria funciona bajo una razón de recirculación relativamente baja o con casi ningún material que circula externamente. Esto extiende esencialmente el tiempo de residencia total y mejora la tasa de conversión de propileno. Las temperaturas en las zonas de reacción primaria y secundaria pueden ajustarse por separado de
25 manera que el propileno puede convertirse completamente y el contenido de impurezas puede reducirse. Por medio del método según la presente invención, la razón de benceno con respecto a propileno (la razón molar de benceno con respecto a propileno) puede ser inferior a 2,0, la tasa de conversión de propileno puede ser superior al 99,99%, y el contenido de n-propilbenceno en el producto puede ser menor de 200 mg en 1 kg de isopropilbenceno. Se logra por tanto un mejor efecto técnico.

30 En la presente invención, la corriente que contiene isopropilbenceno que fluye fuera de la primera zona de reacción se denomina la primera corriente que contiene isopropilbenceno y la corriente que contiene isopropilbenceno que fluye fuera de la segunda zona de reacción se denomina la segunda corriente que contiene isopropilbenceno. La corriente que circula de vuelta a la zona de reacción puede continuar reaccionando y generando adicionalmente isopropilbenceno.
35

Según una realización de la presente invención, en la etapa A, las condiciones de funcionamiento en la primera zona de reacción comprenden: una razón molar del benceno en la primera corriente que contiene benceno con respecto al propileno en la primera corriente que contiene propileno que es de 0,5:1~3,0:1, una velocidad espacial horaria en peso de la primera corriente que contiene propileno calculada mediante el propileno que es de 0,1~10 h⁻¹, una temperatura de reacción que es de 90~180°C, una presión de reacción que es de 1,0~4,0 MPa y una razón de recirculación que es de 1~50. Preferiblemente, las condiciones de funcionamiento en la primera zona de reacción comprenden: la razón molar del benceno en la primera corriente que contiene benceno con respecto al propileno en la primera corriente que contiene propileno que es de 1,0:1~3,0:1, la velocidad espacial horaria en peso de la primera corriente que contiene propileno calculada mediante el propileno que es de 0,2~5,0 h⁻¹, la temperatura de reacción que es de 95~150°C, la presión de reacción que es de 2,0~3,0 MPa y la razón de recirculación que es de 2~25.
40
45

Según otra realización de la presente invención, en etapa A, las condiciones de funcionamiento en la segunda zona de reacción comprende: una temperatura de reacción que es de 80~160°C, una presión de reacción que es de 1,0~4,0 MPa y una velocidad espacial horaria en peso de la fase líquida que es de 1~100 h⁻¹. Preferiblemente, las condiciones de funcionamiento en la segunda zona de reacción comprende: la temperatura de reacción que es de 90~150°C, la presión de reacción que es de 2,0~3,0 MPa y la velocidad espacial horaria en peso de la fase líquida que es de 1~60 h⁻¹.
50
55

Según otra realización del método de la presente invención, en la etapa A, la razón de recirculación de la segunda zona de reacción es de 0,1~15, preferiblemente 0,1~10.

60 Según una realización del método de la presente invención, el método comprende además, en la etapa A, alimentar la segunda corriente que contiene benceno y/o una segunda corriente que contiene propileno a la segunda zona de reacción para lograr un mejor efecto de reacción. En una realización, la velocidad espacial horaria en peso de la segunda corriente que contiene benceno calculada mediante benceno es de 0,5~30 h⁻¹, y/o la velocidad espacial horaria en peso de la segunda corriente que contiene propileno calculada mediante propileno es de 0,1~5 h⁻¹.

65 Según una realización preferida de la presente invención, la corriente que contiene benceno (incluyendo la primera y/o la segunda corriente que contiene benceno) es benceno y la corriente que contiene propileno (incluyendo la

primera y/o la segunda corriente que contiene propileno) es propileno.

Según otra realización del método de la presente invención, el primer catalizador y/o el segundo catalizador selecciona(n) de un grupo que consiste en zeolita Beta, mordenita y zeolita que tiene una estructura estratificada MWW. El primer catalizador y el segundo catalizador pueden ser iguales o diferentes. El catalizador usado en la presente invención selecciona de un grupo que consiste en zeolita Beta, mordenita y zeolita que tiene una estructura estratificada MWW. La zeolita que tiene una estructura estratificada MWW puede seleccionarse de un grupo que consiste en MCM-22, MCM-56, MCM-49 y zeolita que tiene una estructura MWW tal como se divulga en los documentos CN20041006636.2 y CN200610029980.3.

En el método según la presente invención, preferiblemente, la primera zona de reacción y la segunda zona de reacción comprenden cada una un reactor que tiene al menos una fase, o una zona de reacción que tiene al menos dos reactores de una sola fase en conexión en serie, o una zona de reacción que tiene al menos un reactor de una sola fase y al menos un reactor que comprende al menos dos fases en conexión en serie.

En una realización de dicho método, la primera corriente que contiene propileno entra en la zona de reacción primaria por fases. La primera corriente que contiene propileno también puede alimentarse a la primera zona de reacción en lotes, de modo que puede evitarse una concentración local excesiva de propileno. En otra realización del método, la segunda corriente que contiene propileno entra en la zona de reacción secundaria por fases. El propileno también puede alimentarse a la zona de reacción secundaria en lotes.

Según otra realización del método, en la etapa A, la primera corriente que contiene benceno entra en la primera zona de reacción desde la parte superior de la misma y la corriente la circula de vuelta a la primera zona de reacción desde la parte superior de la misma.

Según otra realización, en la etapa A, la corriente que entra en la segunda zona de reacción entra en la segunda zona de reacción desde la parte superior de la misma.

En el método según la presente invención, la presión se refiere a una presión manométrica. La razón de recirculación se refiere a la razón en peso de la corriente en la corriente que fluye fuera de la zona de reacción que circula de vuelta a la zona de reacción con respecto a la corriente en la misma que no circula de vuelta a la zona de reacción.

Con el fin de solucionar los tres problemas contradictorios de rápida desactivación del catalizador, insuficiente tasa de conversión de propileno y alto contenido de impureza n-propilbenceno en el producto, el método según la presente invención dispone de al menos dos zonas de reacción, de modo que la corriente que fluye fuera de la zona de reacción primaria puede entrar en al menos una zona de reacción secundaria para su reacción adicional. La zona de reacción primaria funciona bajo una razón de recirculación relativamente alta, y la zona de reacción secundaria funciona bajo una razón de recirculación relativamente baja o con casi ningún material que circula externamente. Esto extiende esencialmente el tiempo de residencia total. El propileno reacciona casi completamente en la primera zona de reacción. Una pequeña cantidad de propileno sin reaccionar continúa reaccionando en la segunda zona de reacción, garantizando de ese modo una alta tasa de conversión de propileno. En la técnica anterior, la temperatura de reacción para la alquilación es habitualmente de aproximadamente 150°C, el intervalo de ajuste para la temperatura de reacción está dentro de 10°C, o incluso menor de 5°C. El cambio de temperatura puede influir gravemente en la tasa de conversión de propileno y el contenido de n-propilbenceno. En la presente invención, al disponer de una zona de reacción primaria y una zona de reacción secundaria y permitir que las temperaturas en las mismas cambien por separado, puede garantizarse una conversión completa de propileno y un bajo contenido de impureza. Por medio del método según la presente invención, la razón de benceno con respecto a propileno puede ser inferior a 2,0, la tasa de conversión de propileno puede ser superior al 99,99% y el n-propilbenceno en el producto puede ser inferior a 200 mg en 1 kg de isopropilbenceno. Se obtiene por tanto un mejor efecto técnico.

Según una realización preferida de la presente invención, la primera zona de reacción comprende una pluralidad de reactores en conexión en paralelo. Cuando la actividad del catalizador en uno de los reactores disminuye o se pierde, puede recuperarse en el reactor por separado sin tener que desconectar el funcionamiento de todo el sistema de reacción. Según otra realización preferida de la presente invención, la segunda zona de reacción comprende una pluralidad de reactores en conexión en paralelo. Cuando la actividad del catalizador en uno de los reactores disminuye o se pierde, puede recuperarse en el reactor por separado sin tener que desconectar el funcionamiento de todo el sistema de reacción. Por medio de tales disposiciones, puede realizarse el cambio de funcionamiento de las zonas de reacción y la combinación de procedimientos, mejorando de ese modo la estabilidad funcional de las zonas de reacción.

Según otra realización de la presente invención, el método comprende además:

cambiar de la etapa A a una etapa B cuando la actividad del primer catalizador en la primera zona de reacción desciende por debajo de un valor predeterminado, en el que la etapa B comprende:

interrumpir la primera corriente que contiene benceno y la primera corriente que contiene propileno,

alimentar sólo la segunda corriente que contiene benceno y la segunda corriente que contiene propileno a la segunda zona de reacción para ponerlas en contacto con el segundo catalizador para la alquilación, y obtener la segunda corriente que contiene isopropilbenceno, y

dividir la segunda corriente de isopropilo que contiene benceno en una corriente IIIa y una corriente IVa, circulando la corriente IVa de vuelta a la segunda zona de reacción y purificándose la corriente IIIa, obteniendo el producto isopropilbenceno,

estando el primer catalizador en este momento en una fase de recuperación de la actividad;

cambiar de la etapa B a una etapa C tras recuperarse la actividad del primer catalizador, en el que la etapa C comprende:

alimentar la segunda corriente que contiene benceno y la segunda corriente que contiene propileno a la segunda zona de reacción para ponerlas en contacto con el segundo catalizador para la alquilación, y obtener la segunda corriente que contiene isopropilbenceno,

dividir la segunda corriente que contiene isopropilbenceno en una corriente IIIb y una corriente IVb, circulando la corriente IVb de vuelta a la segunda zona de reacción y entrando la corriente IIIb en la primera zona de reacción,

poner en contacto la corriente que entra en la primera zona de reacción con el primer catalizador para la alquilación, y obtener la primera corriente que contiene isopropilbenceno, y

purificar al menos una corriente IIb parcial de la primera corriente que contiene isopropilbenceno y obtener el producto isopropilbenceno;

cambiar de la etapa C a una etapa D cuando la actividad del segundo catalizador en la segunda zona de reacción desciende por debajo de un valor predeterminado, en el que la etapa D comprende:

interrumpir la segunda corriente que contiene benceno y la segunda corriente que contiene propileno,

alimentar sólo la primera corriente que contiene benceno y la primera corriente que contiene propileno a la primera zona de reacción para ponerlas en contacto con el primer catalizador para la alquilación, obteniendo la primera corriente que contiene isopropilbenceno, y

dividir la primera corriente que contiene isopropilbenceno en una corriente IIb y una corriente Ib, circulando la corriente Ib de vuelta a la primera zona de reacción y purificándose la corriente IIb, obteniendo el producto isopropilbenceno,

estando el segundo catalizador en este momento en una fase de recuperación de la actividad; y

cambiar de la etapa D a la etapa A tras recuperarse la actividad del segundo catalizador. Es decir, la presente invención proporciona un método para preparar de manera continua isopropilbenceno, que comprende:

etapa A: alimentar una primera corriente que contiene benceno y una primera corriente que contiene propileno a una primera zona de reacción para ponerlas en contacto con un primer catalizador para la alquilación, y obtener una primera corriente que contiene isopropilbenceno a partir de la primera zona de reacción,

dividir la primera corriente que contiene isopropilbenceno en una corriente Ia y una corriente IIa, circulando la corriente Ia de vuelta a la primera zona de reacción y entrando la corriente IIa en una segunda zona de reacción,

poner en contacto la corriente que entra en la segunda zona de reacción con un segundo catalizador para la alquilación, y obtener una segunda corriente que contiene isopropilbenceno a partir de la segunda zona de reacción, y

purificar al menos una corriente IIIa parcial de la segunda corriente que contiene isopropilbenceno, y obtener un producto isopropilbenceno.

Cambiar de la etapa A a una etapa B cuando la actividad del primer catalizador en la primera zona de reacción desciende por debajo de un valor predeterminado, en el que etapa B comprende:

interrumpir la primera corriente que contiene benceno y la primera corriente que contiene propileno,

alimentar sólo la segunda corriente que contiene benceno y la segunda corriente que contiene propileno a la

segunda zona de reacción para ponerlas en contacto con el segundo catalizador para la alquilación, y obtener la segunda corriente que contiene isopropilbenceno, y

5 dividir la segunda corriente que contiene isopropilbenceno en una corriente IIIa y una corriente IVa, circulando la corriente IVa de vuelta a la segunda zona de reacción y purificándose la corriente IIIa, obteniendo el producto isopropilbenceno,

el primer catalizador en este momento está en una fase de recuperación de la actividad;

10 cambiar de la etapa B a una etapa C tras recuperarse la actividad del primer catalizador, en el que la etapa C comprende:

15 alimentar la segunda corriente que contiene benceno y la segunda corriente que contiene propileno a la segunda zona de reacción para ponerlas en contacto con el segundo catalizador para la alquilación, y obtener la segunda corriente que contiene isopropilbenceno,

dividir la segunda corriente que contiene isopropilbenceno en una corriente IIIb y una corriente IVb, circulando la corriente IVb de vuelta a la segunda zona de reacción y entrando la corriente IIIb en la primera zona de reacción,

20 poner en contacto la corriente que entra en la primera zona de reacción con el primer catalizador para la alquilación, y obtener la primera corriente que contiene isopropilbenceno, y

25 purificar al menos una corriente IIb parcial de la primera corriente que contiene isopropilbenceno y obtener el producto isopropilbenceno;

cambiar de la etapa C a una etapa D cuando la actividad del segundo catalizador en la segunda zona de reacción desciende por debajo de un valor predeterminado, en el que la etapa D comprende:

30 interrumpir la segunda corriente que contiene benceno y la segunda corriente que contiene propileno,

alimentar sólo la primera corriente que contiene benceno y la primera corriente que contiene propileno a la primera zona de reacción para ponerlas en contacto con el primer catalizador para la alquilación, obteniendo la primera corriente que contiene isopropilbenceno, y

35 dividir la primera corriente que contiene isopropilbenceno en una corriente IIb y una corriente Ib, circulando la corriente Ib de vuelta a la primera zona de reacción y purificándose la corriente IIb, obteniendo el producto isopropilbenceno,

estando el segundo catalizador en este momento en una fase de recuperación de la actividad; y

40 cambiar de la etapa D a la etapa A tras recuperarse la actividad del segundo catalizador.

La definición de la etapa A en el método para producir de manera continua isopropilbenceno es tal como se mencionó anteriormente.

45 Según la presente invención, la actividad del catalizador disminuiría a medida que avanza la reacción durante un tiempo prolongado. Debido a que en la etapa A la primera zona de reacción es la zona de reacción primaria, el primer catalizador en la misma perdería la actividad en primer lugar. En una realización, la actividad del catalizador que es inferior a un valor prefijado significa que la actividad del catalizador disminuye o se pierde. La actividad del catalizador puede caracterizarse mediante la tasa de conversión del material de partida. En una realización, cuando la tasa de conversión del material de partida es inferior al 99,95%, tal como el 99,91%, puede concluirse que la actividad del catalizador ha disminuido por debajo del valor prefijado.

50 En la etapa B, tras interrumpirse la primera corriente que contiene benceno y la primera corriente que contiene propileno, no hay ninguna corriente que fluya a través de la primera zona de reacción, o no está produciéndose ninguna reacción en la primera zona de reacción. La reacción sólo se produce en la segunda zona de reacción, y todo el sistema de reacción está en un modo de funcionamiento de una sola zona de reacción. En este momento, el primer catalizador en la primera zona de reacción está en una fase de recuperación de la actividad. La actividad del catalizador puede recuperarse a través de recuperación fuera de línea, o reemplazando directamente el catalizador por nuevo primer catalizador reciente.

55 Tras recuperarse la actividad del primer catalizador en la primera zona de reacción, es decir, tras completarse la regeneración o sustitución del catalizador desactivado, la reacción cambia de la etapa B a la etapa C. El modo de funcionamiento de una sola zona de reacción se cambia a un modo de funcionamiento de dos zonas de reacción. En la etapa C, la segunda zona de reacción es la zona de reacción primaria y la primera zona de reacción es la zona de reacción secundaria.

En una realización del método según la presente invención, en la etapa C, una corriente Ib parcial de la primera corriente que contiene isopropilbenceno circula a la primera zona de reacción, siendo la razón de recirculación de la segunda zona de reacción mayor que la de la primera zona de reacción. En la etapa C, cuando no hay ninguna corriente de la primera corriente que contiene isopropilbenceno que circula a la primera zona de reacción, es decir, la razón de recirculación de la primera zona de reacción es 0, la razón de recirculación de la segunda zona de reacción es todavía mayor que la de la primera zona de reacción. La razón de recirculación de la zona de reacción primaria es mayor que la de la zona de reacción secundaria. En una realización preferida, en la etapa C, la razón de la razón de recirculación de la primera zona de reacción con respecto a la de la segunda zona de reacción está en un intervalo de 0~0,5, preferiblemente 0,01~0,5.

En otra realización del método según la presente invención, en la etapa C, las condiciones de funcionamiento de la segunda zona de reacción comprenden una razón molar del benceno en la segunda corriente que contiene benceno con respecto al propileno en la segunda corriente que contiene propileno de 0,5:1~3,0:1, una velocidad espacial horaria en peso de la segunda corriente que contiene propileno calculada mediante propileno de 0,1~10 h⁻¹, una temperatura de reacción de 90~180°C, una presión de reacción de 1,0~4,0 MPa, y una razón de recirculación de 1~50. Preferiblemente, la razón molar del benceno en la segunda corriente que contiene benceno con respecto al propileno en la segunda corriente que contiene propileno es de 1,0:1~3,0:1, la velocidad espacial horaria en peso de la segunda corriente que contiene propileno calculada mediante propileno es de 0,2~5,0 h⁻¹, la temperatura de reacción es de 95~150°C, la presión de reacción es de 2,0~3,0 MPa y la razón de recirculación es de 2~25.

En otra realización del método de la presente invención, en la etapa C, las condiciones de funcionamiento en la primera zona de reacción comprenden una temperatura de reacción de 80~160°C, una presión de reacción de 1,0~4,0 MPa y una velocidad espacial horaria en peso de la fase líquida de 1~100 h⁻¹. Preferiblemente, la temperatura de reacción es de 90~150°C, la presión de reacción es de 2,0~3,0 MPa y la velocidad espacial horaria en peso de la fase líquida es de 1~60 h⁻¹.

En otra realización del método según la presente invención, en la etapa C, la razón de recirculación de la primera zona de reacción es 0,1~15, preferiblemente 0,1~10.

A través de las etapas A a C de dicho método, se dispone de dos zonas de reacción de manera que puede realizarse un ajuste de un amplio intervalo de temperaturas, disminuyendo de ese modo el contenido de n-propilbenceno en el producto y mejorando la tasa de conversión de propileno. Mientras tanto, pueden realizarse las operaciones de cambio entre dos zonas de reacción y la combinación de procedimientos y puede mejorarse la estabilidad operativa. La temperatura en cada zona de reacción puede ajustarse en un intervalo de 90~180°C de manera que puede garantizarse la conversión completa de propileno y un bajo contenido de impurezas. Basándose en la condición de los catalizadores en las zonas de reacción, el funcionamiento de la reacción puede cambiar entre las zonas de reacción, el catalizador puede regenerarse en línea en las zonas de reacción, e incluso puede ponerse en funcionamiento sólo una zona de reacción. El método de la presente invención no requiere que se desconecte todo el aparato de reacción cuando se reemplaza el catalizador. El contenido de n-propilbenceno puede ser menor de 300 mg en 1 kg de isopropilbenceno y la tasa de conversión de propileno puede ser superior al 99,99%. Se obtiene por tanto un mejor efecto técnico.

En otra realización del método, en la etapa C, la primera corriente que contiene benceno y la primera corriente que contiene propileno se introducen en la primera zona de reacción de modo que se logra un mejor efecto técnico. La velocidad espacial horaria en peso de la primera corriente que contiene benceno calculada mediante benceno es de 0,5~30 h⁻¹, y la velocidad espacial horaria en peso de la primera corriente que contiene propileno calculada mediante propileno es de 0,1~5 h⁻¹.

Según la presente invención, en la etapa C, la segunda zona de reacción es la zona de reacción primaria y la primera zona de reacción es la zona de reacción secundaria. A medida que avanza la reacción durante un periodo de tiempo prolongado, la actividad del segundo catalizador en la segunda zona de reacción disminuye. Cuando la actividad del segundo catalizador que se caracteriza por una tasa de conversión de propileno disminuye, la reacción cambia de la etapa C a la etapa D.

En la etapa D, la segunda corriente que contiene benceno y la segunda corriente que contiene propileno se interrumpen. Por tanto, no hay ninguna corriente que pase a través de la segunda zona de reacción, o no se produce ninguna reacción en la segunda zona de reacción. La reacción sólo se produce en la primera zona de reacción, es decir, sólo una única zona de reacción está en funcionamiento en todo el sistema. En este momento, el segundo catalizador en la segunda zona de reacción está en una fase de recuperación de la actividad. La actividad del catalizador puede recuperarse a través de regeneración fuera de línea, o sustituyendo directamente el catalizador por segundo catalizador nuevo.

Según la presente invención, en las etapas B y D, sólo está en funcionamiento una única zona de reacción. Los parámetros tecnológicos de las etapas B y D pueden obtenerse con referencia a la tecnología existente que conoce

bien un experto en la técnica, por tanto no se explicará en detalles en el presente documento.

Cuando el segundo catalizador en la segunda zona de reacción recupera su actividad, la reacción cambia de la etapa D a la etapa A. A medida que avanza la reacción de la etapa D a la etapa A, se realizan las operaciones de cambio entre las zonas de reacción. Cuando se recupera la actividad del segundo catalizador, el modo de funcionamiento de una sola zona de reacción se cambia a un modo de funcionamiento de dos zonas de reacción.

Según otra realización de la presente invención, el método de la presente invención comprende las etapas A a D en el cambio de operaciones, formando un conjunto de etapas para producir de manera continua isopropilbenceno. Según el método de la presente invención, incluso cuando es necesario sustituir o regenerar el catalizador tras un tiempo de funcionamiento prolongado, no es necesario desconectar todo el aparato de reacción. Además, el contenido de n-propilbenceno puede ser menor de 200 mg en 1 kg de isopropilbenceno y la tasa de conversión de propileno puede ser superior al 99,99%. Se obtiene por tanto un mejor efecto técnico.

Según la presente invención, en la técnica anterior, con el fin de reducir el contenido de n-propilbenceno en el producto, se adoptan los medios técnicos de disminuir la temperatura de reacción en la zona de reacción y una alta razón de recirculación externa. Sin embargo, una baja temperatura y una alta razón de recirculación provocarían ciertamente que la tasa de conversión de propileno disminuyese. Para solucionar este problema, la presente invención dispone de una zona de reacción primaria y una zona de reacción secundaria (la zona de reacción con mayor razón de recirculación es la zona de reacción primaria y la zona de reacción con menor razón de recirculación (incluyendo 0) es la zona de reacción secundaria). La zona de reacción primaria funciona bajo una razón de recirculación externa relativamente alta, y la zona de reacción secundaria funciona bajo una razón de recirculación relativamente baja o con casi ningún material que circula externamente presente. En la etapa A, el propileno casi reacciona completamente en la primera zona de reacción (zona de reacción primaria), y la corriente que fluye fuera de la primera zona de reacción apenas entra en la segunda zona de reacción (la zona de reacción secundaria) en la que apenas hay corriente de circulación para su reacción adicional. El procedimiento anterior extiende realmente el tiempo de residencia, de modo que la pequeña cantidad de propileno sin reaccionar en la primera zona de reacción continúa reaccionando, garantizando de ese modo una alta tasa de conversión de propileno. Cuando comienza la reacción por primera vez, la primera zona de reacción es la zona de reacción primaria y la segunda zona de reacción es la zona de reacción secundaria. Cuando la actividad del catalizador en la primera zona de reacción disminuye o se pierde, las zonas de reacción cambian de sitio, y la reacción avanza a la etapa C, es decir, la primera zona de reacción se convierte en la zona de reacción secundaria y la segunda zona de reacción se convierte en la zona de reacción primaria, realizando de ese modo un procedimiento de producción estable. Usando una combinación de al menos dos zonas de reacción, el método de la presente invención permite un ajuste de un intervalo de temperaturas relativamente amplio, disminuyendo de ese modo el contenido de n-propilbenceno y mejorando la tasa de conversión de propileno. Mientras tanto, puede lograrse el cambio de operaciones entre las zonas de reacción y la combinación de procedimientos y puede mejorarse la estabilidad operativa del aparato.

Según la presente invención, la temperatura de alquilación en la técnica anterior es habitualmente de alrededor de 150°C, el intervalo de ajuste de la temperatura está dentro de 10°C, o incluso menor de 5°C. El cambio de temperatura influiría gravemente en la tasa de conversión de propileno y el contenido de la impureza n-propilbenceno. La presente invención dispone de una zona de reacción primaria y una zona de reacción secundaria y permite que las temperaturas en la zona de reacción primaria y la zona de reacción secundaria se ajusten por separado. La temperatura en cada una de las zonas de reacción, en particular la zona de reacción primaria, puede ajustarse en un intervalo de 90~180°C. Por tanto puede garantizarse la conversión completa de propileno y un bajo contenido en impureza.

Según la presente invención, basándose en la condición de los catalizadores, la reacción puede cambiar entre zonas de reacción y los catalizadores pueden regenerarse en las zonas de reacción. Y puede realizarse incluso que sólo una zona de reacción esté en funcionamiento mientras que el catalizador en la otra zona de reacción se regenera en línea. Por tanto, puede evitarse la interrupción en el procedimiento tecnológico y puede realizarse una producción continua de isopropilbenceno. Por tanto, la presente invención tiene un alto valor económico y social.

Combinando dos zonas de reacción según la presente invención, puede producirse isopropilbenceno con alta eficacia, incluso bajo una razón de benceno con respecto a propileno baja. La tasa de conversión de propileno puede estar por encima del 99,99%. La tasa de desactivación del catalizador puede reducirse sin tener que desconectar el procedimiento de reacción, realizando de ese modo un funcionamiento continuo. El beneficio económico y social de la presente invención es profundo.

Breve descripción de los dibujos

La figura 1 muestra esquemáticamente un procedimiento tecnológico de un ejemplo de la presente invención,

la figura 2 muestra esquemáticamente un procedimiento tecnológico en la técnica anterior, y

la figura 3 muestra un diagrama de flujo del procedimiento de un ejemplo de la presente invención.

Descripción detallada de las realizaciones

La presente invención se explicará en detalles con referencia a las realizaciones y los dibujos adjuntos.

La figura 1 muestra esquemáticamente un procedimiento tecnológico según un ejemplo de la presente invención. La presente invención comprende una primera zona de reacción y una segunda zona de reacción, comprendiendo cada una dos lechos de catalizador que tienen catalizadores sobre los mismos. En las figuras 1 y 2, el signo de referencia 1 indica la primera zona de reacción, 2 indica la segunda zona de reacción, 4 indica una primera corriente que contiene benceno y 5 indica una primera corriente que contiene propileno.

Un método para producir isopropilbenceno según la presente invención comprende las siguientes etapas.

EtapA: la primera corriente que contiene benceno 4 y la primera corriente que contiene propileno 5 se introducen en la primera zona de reacción 1 para ponerlas en contacto con un primer catalizador para la alquilación, obteniendo una primera corriente que contiene isopropilbenceno 12.

La primera corriente que contiene isopropilbenceno 12 se divide en dos corrientes (corriente 17 y corriente 15). Una corriente (la corriente 17 que corresponde a la corriente Ia) circula de vuelta a la primera zona 1 de reacción y la otra corriente (corriente 15 que corresponde a la corriente IIa) entra en la segunda zona 2 de reacción.

La corriente que entra en la segunda zona de reacción 2 se pone en contacto con un segundo catalizador para la alquilación, obteniendo una segunda corriente que contiene isopropilbenceno 13.

Al menos una corriente parcial (corriente 14 que corresponde a la corriente IIIa) de la segunda corriente que contiene isopropilbenceno 13 se purifica, obteniendo el producto isopropilbenceno.

El procedimiento tal como se muestra en la figura 1 comprende además la etapa de que una corriente 18 parcial (correspondiente a la corriente IVa) de la segunda corriente que contiene isopropilbenceno 13 circula de vuelta a la segunda zona 2 de reacción. El procedimiento tal como se muestra en la figura 1 puede comprender además la etapa (no mostrada) de alimentar una segunda corriente que contiene benceno y/o una segunda corriente que contiene propileno a la segunda zona 2 de reacción.

La figura 2 muestra un procedimiento tecnológico en la técnica anterior. Sólo se dispone de un reactor 1 que comprende cuatro lechos de catalizador. La primera corriente que contiene propileno 5 se divide en cuatro partes y entra en los cuatro lechos de catalizador respectivamente. La primera corriente que contiene benceno 4 entra en el reactor desde arriba. La corriente de producto se indica mediante el signo de referencia 14.

La figura 3 muestra un flujo tecnológico según un ejemplo de la presente invención. Cuando comienza la reacción, la primera zona de reacción (tal como un reactor) es la zona de reacción primaria y la segunda zona de reacción (tal como un reactor) es la zona de reacción secundaria. La etapa A comprende las siguientes subetapas. La primera corriente que contiene benceno 4 entra en la primera zona de reacción 1 desde arriba. La primera corriente que contiene propileno 5 entra en dos lechos de catalizador respectivamente a través de una válvula 6 y una válvula 7 y reacciona en presencia del primer catalizador, obteniendo una corriente 12 que contiene benceno, isopropilbenceno, poli-isopropilbenceno y trazas de propileno. La corriente 12 que fluye fuera de la primera zona 1 de reacción se divide en dos corrientes que comprenden una corriente 17 (correspondiente a la corriente Ia) que circula de vuelta a la primera zona 1 de reacción a través de una bomba 3 de circulación y una corriente 15 (correspondiente a la corriente IIa) que entra directamente en la segunda zona 2 de reacción. La corriente que entra en la segunda zona 2 de reacción se pone en contacto con el segundo catalizador y continúa reaccionando, obteniendo una segunda corriente que contiene isopropilbenceno 13. La corriente parcial (corriente 14 que corresponde a la corriente IIIa) de la segunda corriente que contiene isopropilbenceno 13 se purifica, obteniendo el producto isopropilbenceno. Las operaciones anteriores se llevan a cabo en la condición de que las válvulas 6, 7, 28, 29, 30, 31 y 32 están abiertas y las válvulas 10, 11, 23, 24, 25, 26 y 27 están cerradas. El método comprende además la circulación de una corriente 18 (correspondiente a la corriente IVa) de la segunda corriente que contiene isopropilbenceno 13 de vuelta a la segunda zona 2 de reacción (por ejemplo, la corriente 18 circula de vuelta a la segunda zona de reacción como corriente 22 que pasa a través de la válvula 26 en la etapa A. En este momento, la válvula 24 y la válvula 26 están abiertas, pero sólo permiten que pasen a su través corrientes muy finas. El procedimiento tal como se muestra en la figura 1 puede comprender además alimentar una segunda corriente que contiene benceno 8 y/o una segunda corriente que contiene propileno 9 a la segunda zona 2 de reacción. En este momento, las válvulas 10, 11 y 23 están abiertas, pero sólo permiten que pasen a su través corrientes muy finas.

A medida que la reacción avanza hasta una determinada fase, la actividad del primer catalizador desciende por debajo de un valor predeterminado (disminuye o se pierde), la reacción cambia de la etapa A a la etapa B. El modo de funcionamiento de dos zonas de reacción en la etapa A se cambia a un modo de funcionamiento de una sola zona de reacción en la etapa B. La primera corriente que contiene benceno 4 y la primera corriente que contiene propileno 5 se interrumpen, tal como cerrando las válvulas 6, 7 y 28. Sólo la segunda corriente que contiene

benceno 8 y la segunda corriente que contiene propileno 9 se introducen en la segunda zona 2 de reacción para ponerse en contacto con el segundo catalizador para la alquilación, obteniendo la segunda corriente que contiene isopropilbenceno 13. La segunda corriente que contiene isopropilbenceno 13 se divide en dos corrientes. Una corriente (corriente 18 correspondiente a la corriente IVa) circula de vuelta a la segunda zona de reacción a través de las válvulas 24 y 26 y la otra corriente (corriente 14 correspondiente a la corriente IIIa) se purifica, obteniendo el producto isopropilbenceno. En este momento, las válvulas 6, 7, 28, 25, 27, 29, 30 y 31 se cierran, y las válvulas 10, 11, 23, 24, 26 y 32 se abren. Al mismo tiempo, el catalizador desactivado en la primera zona de reacción está en una fase de recuperación de la actividad, por ejemplo mediante regeneración o sustitución.

Cuando se recupera la actividad del primer catalizador, es decir, se completa la regeneración o sustitución del catalizador desactivado, la reacción avanza de la etapa B a la etapa C. El modo de funcionamiento de una sola zona de reacción se cambia a un modo de funcionamiento de dos zonas de reacción. En este punto de tiempo, la segunda zona de reacción es la zona de reacción primaria y la primera zona de reacción es la zona de reacción secundaria. La segunda corriente que contiene benceno 8 entra en la segunda zona de reacción desde arriba. La segunda corriente que contiene propileno 9 entra en los dos lechos de catalizador respectivamente a través de la válvula 10 y la válvula 11 y se pone en contacto con el segundo catalizador para la reacción, obteniendo la corriente 13 que contiene benceno, isopropilbenceno y poli-isopropilbenceno. La corriente 13 que fluye fuera de la segunda zona de reacción se divide en dos corrientes que comprenden una corriente 18 que circula de vuelta a la segunda zona de reacción a través de la bomba 3 de circulación como corriente 22 (correspondiente a la corriente IVb) y una corriente 16 (correspondiente a la corriente IIIb) que entra directamente en la primera zona de reacción para su reacción adicional. La primera corriente que contiene isopropilbenceno 12 se obtiene de la parte inferior de la primera zona de reacción. La corriente parcial de la primera corriente que contiene isopropilbenceno 12 fluye a través de la válvula 27 y entra en una fase de purificación como corriente 32 (correspondiente a la corriente IIb), obteniendo isopropilbenceno. Las operaciones anteriores se llevan a cabo en la condición de que las válvulas 10, 11, 23, 24, 25, 26 y 27 están abiertas y las válvulas 6, 7, 28, 29, 30, 31 y 32 están cerradas. En un ejemplo de la etapa C, una corriente 17 parcial de la primera corriente que contiene isopropilbenceno 12 circula de vuelta a la primera zona 1 de reacción a través de una bomba de circulación como corriente 21 (correspondiente a la corriente Ib). En este momento, las válvulas 30 y 29 están abiertas, pero sólo permiten que pasen a su través corrientes muy finas. En otro ejemplo de la etapa C, la primera corriente que contiene benceno 4 y/o la primera corriente que contiene propileno 5 se introducen en la primera zona 1 de reacción. En este momento, las válvulas 6, 7 y 28 se abren, pero sólo permiten que pasen a su través corrientes finas.

A medida que la reacción avanza hasta una determinada fase, la actividad del segundo catalizador en la zona de reacción principal en la etapa C desciende por debajo del valor prefijado (la actividad disminuye o se pierde). La reacción cambia de dos zonas de reacción de funcionamiento en la etapa C a una única zona de reacción de funcionamiento en la etapa D. La segunda corriente que contiene benceno 8 y la segunda corriente que contiene propileno 9 se interrumpen. Sólo la primera corriente que contiene benceno 4 y la primera corriente que contiene propileno 5 se introducen en la primera zona 1 de reacción y se ponen en contacto con el primer catalizador para la alquilación, obteniendo la primera corriente 12 que contiene isopropilo. La primera corriente 12 que contiene isopropilo se divide en dos corrientes. Una corriente (corriente 17) circula de vuelta a la primera zona de reacción a través de la bomba 3 de circulación como corriente 21 (correspondiente a la corriente Ib). La otra corriente fluye a través de la válvula y entra en una fase de purificación como corriente 32 (correspondiente a la corriente IIb), obteniendo el producto isopropilbenceno. En ese momento, las válvulas 6, 7, 28, 27, 29 y 30 se abren y el resto de las válvulas se cierran. El catalizador en la segunda zona de reacción está en una fase de recuperación o de la sustitución.

Tras recuperarse la actividad del segundo catalizador en la segunda zona de reacción, es decir, tras completarse la regeneración o sustitución del catalizador desactivado, la reacción avanza de la etapa D a la etapa A. La primera zona de reacción es la zona de reacción primaria y la segunda zona de reacción es la zona de reacción secundaria. El modo de funcionamiento de una sola zona de reacción en la etapa D se cambia a un modo de funcionamiento de dos zonas de reacción en la etapa A.

Ejemplo 1

El procedimiento de tecnología tal como se muestra en la figura 1 comprende dos reactores, concretamente un primer reactor y un segundo reactor. Cada uno de los reactores comprende dos lechos de catalizador. Cada lecho de catalizador se carga con 20 g de catalizador de zeolita MCM-56.

El primer reactor funciona en las condiciones de funcionamiento que incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 125°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de benceno de 135 g/h, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 20 g/h, una razón de benceno con respecto a propileno de 1,8, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de 1,0 h⁻¹, un flujo de circulación de 1050 g/h, y una razón de recirculación de 6.

El segundo reactor funciona en las condiciones de funcionamiento que incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 115°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, una velocidad espacial de la

fase líquida de $4,4 \text{ h}^{-1}$ y una razón de recirculación de 0.

Tras funcionar de manera continua durante 15 días, se logran los resultados de reacción que incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,99% y 92 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno.

Ejemplo 2

El procedimiento de tecnología tal como se muestra en la figura 1 comprende dos reactores, concretamente el primer reactor y el segundo reactor. Cada uno del primer reactor y el segundo reactor comprende dos lechos de catalizador. El primer catalizador y el segundo catalizador son iguales. Cada uno de los lechos de catalizador se carga con 10 g de catalizador. El catalizador se prepara según un método tal como se divulga en el ejemplo 3 del documento CN 200410066636.2.

Las condiciones de funcionamiento en el primer reactor comprenden una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 120°C , una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de benceno de 84 g/h, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 15 g/h, una razón de benceno con respecto a propileno de 1,5, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de $1,5 \text{ h}^{-1}$, un flujo de circulación de 798 g/h y una razón de recirculación de 7,0.

Las condiciones de funcionamiento en el segundo reactor comprenden una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 110°C , una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 0 g/h, un flujo de benceno de 0 g/h, una velocidad espacial de la fase líquida de 11 h^{-1} , un flujo de circulación de 110 g/h y una razón de recirculación de 0.

Tras funcionar de manera continua durante 15 días, se logran los resultados de reacción que incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,99% y 87 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno.

Ejemplo 3

El procedimiento de tecnología tal como se muestra en la figura 1 comprende dos reactores, concretamente el primer reactor y el segundo reactor. Cada uno del primer reactor y el segundo reactor comprende tres lechos de catalizador. El primer catalizador y el segundo catalizador son iguales. Cada uno de los lechos de catalizador se carga con 20 g de catalizador. El catalizador se prepara según un método tal como se divulga en el ejemplo 3 del documento CN 200410066636.2.

Las condiciones de funcionamiento en el primer reactor comprenden una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 135°C , la presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de benceno de 220 g/h, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 20 g/h, una razón de benceno con respecto a propileno de 2,0, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de $1,0 \text{ h}^{-1}$, un flujo de circulación de 1692 g/h y una razón de recirculación de 6.

El segundo reactor funciona en las siguientes condiciones de funcionamiento: una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 105°C , una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno en el primer lecho de catalizador de 5 g/h y sin que entre propileno en ninguno de los otros dos lechos de catalizador, una velocidad espacial de la fase líquida de $4,8 \text{ h}^{-1}$, un flujo de circulación de 340 g/h y una razón de recirculación de 1,2.

Tras funcionar de manera continua durante 7 días, se logran los resultados de reacción que incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,99% y 50 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno.

Ejemplo 4

El procedimiento de tecnología tal como se muestra en la figura 1 comprende dos reactores, concretamente el primer reactor y el segundo reactor. Cada uno del primer reactor y el segundo reactor comprende un lecho de catalizador. El primer catalizador y el segundo catalizador son iguales. Cada lecho de catalizador se carga con 20 g de catalizador. El catalizador se prepara según un método tal como se divulga en el ejemplo 3 del documento CN 200410066636.2.

El primer reactor funciona en las condiciones de funcionamiento que incluyen una temperatura de reacción en el lecho de catalizador de 135°C , una presión de reacción de 3,0 MPa, un flujo de benceno de 167 g/h, un flujo de propileno que entra en el lecho de catalizador de 30 g/h, una razón de benceno con respecto a propileno de 3,0, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de $1,5 \text{ h}^{-1}$, un flujo de circulación de 2360 g/h y una razón de recirculación de 12.

El segundo reactor funciona en las condiciones de funcionamiento que incluyen una temperatura de reacción en el lecho de catalizador de 110°C , una presión de reacción de 3,0 MPa, una velocidad espacial de la fase líquida de 10 h^{-1} , un flujo de circulación de 0 g/h y una razón de recirculación de 0.

Tras funcionar de manera continua durante 15 días, se logran los resultados de reacción que incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,99% y 110 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno.

5 Ejemplo 5

El procedimiento de tecnología tal como se muestra en la figura 1 comprende dos reactores, concretamente el primer reactor y el segundo reactor. Cada uno del primer reactor y el segundo reactor comprende dos lechos de catalizador. Tanto el primer catalizador como el segundo catalizador son zeolita MCM-56. Cada uno de los lechos de catalizador se carga con 10 g catalizador.

El primer reactor funciona en las condiciones de funcionamiento que incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 110°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de benceno de 279 g/h, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 30 g/h, una razón de benceno con respecto a propileno de 2,5, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de $3,0 \text{ h}^{-1}$, un flujo de circulación de 2700 g/h y una razón de recirculación de 8,0.

El segundo reactor funciona en las condiciones de funcionamiento que incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 100°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, una velocidad espacial de la fase líquida de 17 h^{-1} , un flujo de benceno de 0 g/h un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 0 g/h y una razón de recirculación de 0.

Tras funcionar de manera continua durante 7 días, se logran los resultados de reacción que incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,99% y 75 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno.

25 Ejemplo 6

El procedimiento de tecnología tal como se muestra en la figura 1 comprende dos reactores, concretamente el primer reactor y el segundo reactor. Cada uno del primer reactor y el segundo reactor comprende dos lechos de catalizador. El primer catalizador y el segundo catalizador son iguales. Cada uno de los lechos de catalizador se carga con 10 g de catalizador. El catalizador se prepara según un método tal como se divulga en el ejemplo 2 del documento CN 200610029980.3.

El primer reactor funciona en las condiciones de funcionamiento que incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 115°C, una presión de reacción de 2,7 MPa, un flujo de benceno de 75 g/h, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 8 g/h, una razón de benceno con respecto a propileno de 2,5, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de $0,8 \text{ h}^{-1}$, un flujo de circulación de 275 g/h y una razón de recirculación de 3,0.

El segundo reactor funciona en las condiciones de funcionamiento que incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 120°C, una presión de reacción de 2,7 MPa, un flujo de benceno de 75 g/h, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 0 g/h, un flujo de circulación de 91 g/h, una razón de recirculación de 0,5 y una velocidad espacial de la fase líquida de $9,1 \text{ h}^{-1}$.

Tras funcionar de manera continua durante 7 días, se logran los resultados de reacción que incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,98% y 97 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno.

Ejemplo de comparación 1

Un procedimiento de tecnología tal como se muestra en la figura 2 comprende sólo una zona de reacción (un reactor). El reactor comprende cuatro lechos de catalizador. El propileno se divide en cuatro partes y entra en los cuatro lechos de catalizador respectivamente. El benceno entra en el reactor desde arriba. Cada uno de los lechos de catalizador se carga con 10 g de catalizador preformado que contiene zeolita MCM-22.

El reactor funciona en las condiciones de funcionamiento que incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 140°C, una presión de reacción de 2,7 MPa, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 15 g/h, un flujo de benceno de 178 g/h, un flujo de circulación de 1428 g/h, una razón de benceno con respecto a propileno de 1,6, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de $1,5 \text{ h}^{-1}$ y una razón de recirculación de 6,0.

Tras funcionar de manera continua durante 15 días, se logran los resultados de reacción que incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,0% y 170 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno.

Los resultados muestran que en la condición de baja razón de benceno con respecto a propileno, la tasa de conversión de propileno es relativamente baja y el contenido de n-propilbenceno es relativamente alto.

Puede aprenderse a partir de los resultados anteriores que con una baja razón de benceno con respecto a propileno en la técnica anterior, la tasa de conversión de propileno es relativamente baja y el contenido de n-propilbenceno es relativamente alto. Sin embargo, según el método de la presente invención, pueden obtenerse una alta tasa de conversión de propileno, una larga vida de funcionamiento del catalizador y un bajo contenido en n-propilbenceno con una razón de benceno con respecto a propileno incluso inferior. El método de la presente invención logró mejores resultados globales, teniendo por tanto mejores beneficios económicos y sociales, así como una perspectiva de aplicación más amplia.

Ejemplo 7

Un procedimiento de tecnología tal como se muestra en la figura 3 comprende una primera zona de reacción y una segunda zona de reacción. Cada una de la primera zona de reacción y la segunda zona de reacción comprende un reactor. Cada reactor comprende dos lechos de catalizador. Cada uno de los lechos de catalizador se carga con 10 g de catalizador de zeolita MCM-22.

Cuando comienza la reacción, la primera zona de reacción (reactor) es la zona de reacción primaria y la segunda zona de reacción (reactor) es la zona de reacción secundaria. Las válvulas 6, 7, 28, 29, 30, 31 y 32 se abren y las válvulas 10, 11, 23, 25 y 27 se cierran. Las válvulas 24 y 26 sólo permiten que pase a su través una pequeña cantidad de la corriente de circulación. El primer reactor funciona en las condiciones de funcionamiento que incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 105°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 10 g/h, un flujo de benceno de 75 g/h, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de 1,0 h⁻¹, un flujo de circulación de 475 g/h y una razón de recirculación de 5,0. El segundo reactor funciona en las condiciones de funcionamiento que incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 125°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 0 g/h un flujo de benceno de 0 g/h, un flujo de circulación de 95 g/h, una razón de recirculación de 1,0 y una velocidad espacial de la fase líquida de 9,5 h⁻¹. Tras funcionar de manera continua durante 30 días, se logran los resultados de reacción que incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,95% en la salida del primer reactor, una tasa de conversión de propileno del 99,99% en la salida del segundo reactor y 60 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno en la salida de el segundo reactor.

Tras funcionar de manera continua en las condiciones anteriores durante 150 días, se obtienen una tasa de conversión de propileno del 99,91% en la salida del primer reactor y una tasa de conversión de propileno del 99,99% en la salida del segundo reactor. El modo de funcionamiento de dos reactores se cambia a un modo de funcionamiento de un solo reactor. El segundo reactor está en funcionamiento mientras que el primer reactor está en una fase de recuperación de la actividad del catalizador fuera de línea. Las válvulas 6, 7, 25, 27, 28, 29, 30 y 31 se cierran completamente y no permiten que pase corriente a su través. Mientras tanto, las válvulas 10, 11, 23, 24, 26 y 32 se abren. Las condiciones de funcionamiento en el segundo reactor en este momento incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 135°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 10 g/h, un flujo de benceno de 75 g/h, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de 1,0 h⁻¹, un flujo de circulación de 475 g/h y una razón de recirculación de 5,0. Los resultados de reacción incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,99% y 76 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno.

Tras completarse la regeneración del catalizador en el primer reactor, el funcionamiento de un único reactor se cambia de vuelta al funcionamiento de ambos reactores. El primer reactor tras la regeneración del catalizador regresa al sistema de reacción y se convierte en el reactor secundario; mientras tanto, el segundo reactor sigue funcionando como reactor primario. Las válvulas 10, 11, 23, 24, 25, 26 y 27 se abren y las válvulas 6, 7, 28, 31 y 32 se cierran. Las válvulas 30 y 29 sólo permiten que pase a su través una corriente de circulación pequeña. En este momento, las condiciones de funcionamiento en el segundo reactor (el reactor primario) incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 135°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 10 g/h, un flujo de benceno de 75 g/h, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de 1,0 h⁻¹, un flujo de circulación de 475 g/h y una razón de recirculación de 5,0. Las condiciones de funcionamiento en el primer reactor (el reactor secundario) incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 125°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 0 g/h, un flujo de benceno de 0 g/h, un flujo de circulación de 95 g/h, una razón de recirculación de 1,0 y una velocidad espacial de la fase líquida de propileno de 9,5 h⁻¹.

Tras funcionar de manera continua durante 30 días, se logran los resultados de reacción que incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,96% en la salida de el segundo reactor, una tasa de conversión de propileno del 99,99% en la salida de el primer reactor y 66 mg n-propilbenceno en 1 kg de isopropilbenceno en la salida del primer reactor.

Ejemplo 8

El ejemplo 8 es aproximadamente igual que el ejemplo 7; es diferente del ejemplo 7 en los siguientes aspectos. En el ejemplo 8, el catalizador se prepara según un método divulgado en el documento CN 200410066636.2. Tras la finalización de la regeneración del catalizador en el primer reactor, el primer reactor regresa al sistema de reacción. El segundo reactor es el reactor primario y el primer reactor es el reactor secundario. Las válvulas 6 y 7 sólo permiten que pase a su través una pequeña cantidad de corriente. El segundo reactor funciona en las condiciones de funcionamiento que incluyen una temperatura en cada uno de los lechos de catalizador de 125°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 15 g/h, un flujo de benceno de 105 g/h, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de 1,5 h⁻¹, un flujo de circulación de 800 g/h y una razón de recirculación de 5,9. El primer reactor funciona en las condiciones de funcionamiento que incluyen una temperatura en cada uno de los lechos de catalizador de 110°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 2 g/h, un flujo de benceno de 0 g/h, un flujo de circulación de 120 g/h, una razón de recirculación de 0,9 y una velocidad espacial de la fase líquida de 13 h⁻¹. Tras funcionar de manera continua durante 30 días, se obtienen los resultados de reacción que incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,99% y 95 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno.

Ejemplo 9

Un procedimiento de tecnología tal como se muestra en la figura 3 comprende dos reactores, comprendiendo cada uno tres lechos de catalizador. Cada uno de los lechos de catalizador se carga con 10 g de catalizador que se prepara según el método divulgado en el ejemplo 3 del documento CN200410066636.2.

Cuando comienza la reacción, las válvulas 6, 7, 28, 29, 30, 31 y 32 se abren y las válvulas 10, 11, 25 y 27 se cierran. Las válvulas 23, 24 y 26 sólo permiten que pase a su través una pequeña cantidad de corriente de circulación. El primer reactor es el reactor primario y el segundo reactor es el reactor secundario. El primer reactor funciona en la condición de funcionamiento que incluye una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 95°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 15 g/h, un flujo de benceno de 210 g/h, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de 1,5 h⁻¹, un flujo de circulación de 1500 g/h y una razón de recirculación de 5,9. El segundo reactor funciona en la condición de funcionamiento que incluye una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 110°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en el primer lecho de catalizador de 5 g/h y sin que entre propileno en los otros dos lechos de catalizador, un flujo de benceno de 20 g/h, un flujo de circulación de 320 g/h, una razón de recirculación de 1,1 y una velocidad espacial de la fase líquida de 20 h⁻¹. Tras funcionar de manera continua durante 7 días, se logran los resultados de reacción que incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,99% y 50 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno.

Tras funcionar de manera continua en las condiciones anteriores durante 150 días, se obtienen una tasa de conversión de propileno del 99,91% en la salida del primer reactor y una tasa de conversión de propileno del 99,99% en la salida del segundo reactor. El modo de funcionamiento de dos reactores se cambia a un modo de funcionamiento de un solo reactor. El segundo reactor está en funcionamiento mientras que el primer reactor está en una fase de recuperación de la actividad del catalizador fuera de línea. Las válvulas 6, 7, 25, 27, 28, 29, 30 y 31 se cierran completamente y no permiten que pase corriente a su través. Mientras tanto, las válvulas 10, 11, 23, 24, 26 y 32 se abren. Las condiciones de funcionamiento en el segundo reactor en este momento incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 135°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 10 g/h, un flujo de benceno de 75 g/h, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de 1,0 h⁻¹, un flujo de circulación de 475 g/h y una razón de recirculación de 5,0. Los resultados de reacción incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,99% y 76 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno.

Tras completarse la regeneración del catalizador en el primer reactor, el funcionamiento de un único reactor se cambia de vuelta al funcionamiento de ambos reactores. El primer reactor tras la regeneración del catalizador regresa al sistema de reacción y se convierte en el reactor secundario; mientras tanto, el segundo reactor sigue funcionando como reactor primario. Las válvulas 10, 11, 23, 24, 25, 26 y 27 se abren y las válvulas 6, 7, 28, 31 y 32 se cierran. Las válvulas 30 y 29 sólo permiten que pase a su través una corriente de circulación pequeña. En este momento, las condiciones de funcionamiento en el segundo reactor (el reactor primario) incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 135°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 10 g/h, un flujo de benceno de 75 g/h, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de 1,0 h⁻¹, un flujo de circulación de 475 g/h y una razón de recirculación de 5,0. Las condiciones de funcionamiento en el primer reactor (el reactor secundario) incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 125°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 0 g/h, un flujo de benceno de 0 g/h, un flujo de circulación de 95 g/h, una razón de recirculación de 1,0 y una velocidad espacial de la fase líquida de propileno de 9,5 h⁻¹.

Tras funcionar de manera continua durante 30 días, se logran los resultados de reacción que incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,96% en la salida del segundo reactor, una tasa de conversión de propileno del 99,99% en la salida del primer reactor y 66 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno en la salida

del primer reactor.

Ejemplo 10

- 5 El procedimiento de tecnología tal como se muestra en la figura 3 comprende dos reactores, comprendiendo cada uno sólo un lecho de catalizador. El lecho de catalizador de cada reactor se carga con 20 g catalizador. El catalizador se prepara según el método divulgado en el ejemplo 3 del documento CN 200410066636.2.

10 Cuando comienza la reacción, las válvulas 6, 7, 28, 29, 30, 31 y 32 se abren y las válvulas 10, 11, 23, 24, 25, 26 y 27 se cierran. El primer reactor de reacción es el reactor primario y el segundo reactor de reacción es el reactor secundario. El primer reactor funciona en las condiciones de funcionamiento que incluyen una temperatura de reacción en cada lecho de catalizador de 135°C, una presión de reacción de 3,0 MPa, un flujo de propileno que entra en cada lecho de catalizador de 60 g/h, un flujo de benceno de 167 g/h, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de 1,5 h⁻¹, un flujo de circulación de 2360 g/h y una razón de recirculación de 10. El segundo reactor funciona en las condiciones de funcionamiento que incluyen una temperatura de reacción en cada lecho de catalizador de 110°C, una presión de reacción de 3,0 MPa, un flujo de propileno que entra en el lecho de catalizador de 0 g/h un flujo de benceno de 0 g/h un flujo de circulación de 0 g/h, una razón de recirculación de 0 y una velocidad espacial de la fase líquida de 5,6 h⁻¹. Tras funcionar de manera continua durante 15 días, se logran los resultados de reacción que incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,99% y 105 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno.

25 Tras funcionar de manera continua en las condiciones anteriores durante 150 días, se obtienen una tasa de conversión de propileno del 99,91% en la salida del primer reactor y una tasa de conversión de propileno del 99,99% en la salida del segundo reactor. El modo de funcionamiento de dos reactores se cambia a un modo de funcionamiento de un solo reactor. El segundo reactor está en funcionamiento mientras que el primer reactor está en una fase de recuperación de la actividad del catalizador fuera de línea. Las válvulas 6, 7, 25, 27, 28, 29, 30 y 31 se cierran completamente y no permiten que pase corriente a su través. Mientras tanto, las válvulas 10, 11, 23, 24, 26 y 32 se abren. Las condiciones de funcionamiento en el segundo reactor en este momento incluyen una temperatura de reacción en el lecho de catalizador de 135°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en el lecho de catalizador de 10 g/h, un flujo de benceno de 75 g/h, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de 1,0 h⁻¹, un flujo de circulación de 475 g/h y una razón de recirculación de 5,0. Los resultados de reacción incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,99% y 76 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno.

35 Tras completarse la regeneración del catalizador en el primer reactor, el funcionamiento de un único reactor se cambia de vuelta al funcionamiento de ambos reactores. El primer reactor tras la regeneración del catalizador regresa al sistema de reacción y se convierte en el reactor secundario; mientras tanto, el segundo reactor sigue funcionando como reactor primario. Las válvulas 10, 11, 23, 24, 25, 26 y 27 se abren y las válvulas 6, 7, 28, 31 y 32 se cierran. Las válvulas 30 y 29 sólo permiten que pase a su través una corriente de circulación pequeña. En este momento, las condiciones de funcionamiento en el segundo reactor (el reactor primario) incluyen una temperatura de reacción en el lecho de catalizador de 135°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en el lecho de catalizador de 10 g/h, un flujo de benceno de 75 g/h, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de 1,0 h⁻¹, un flujo de circulación de 475 g/h y una razón de recirculación de 5,0. Las condiciones de funcionamiento en el primer reactor (el reactor secundario) incluyen una temperatura de reacción en el lecho de catalizador de 125°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en el lecho de catalizador de 0 g/h, un flujo de benceno de 0 g/h, un flujo de circulación de 95 g/h, una razón de recirculación de 1,0 y una velocidad espacial de la fase líquida de 9,5 h⁻¹.

50 Tras funcionar de manera continua durante 30 días, se logran los resultados de reacción que incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,96% en la salida del segundo reactor, una tasa de conversión de propileno del 99,99% en la salida de el primer reactor y 66 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno en la salida del primer reactor.

Ejemplo 11

55 El procedimiento de tecnología tal como se muestra en la figura 3 comprende dos reactores, comprendiendo cada uno dos lechos de catalizador. Cada uno de los lechos de catalizador de cada reactor se carga con 30 g de catalizador. El catalizador se prepara según el método divulgado en el ejemplo 3 del documento CN 200410066636.2.

60 Cuando comienza la reacción, las válvulas 6, 7, 28, 29, 30, 31 y 32 se abren y las válvulas 10, 11, 23, 24, 25, 26 y 27 se cierran. El primer reactor de reacción es el reactor primario y el segundo reactor de reacción es el reactor secundario. El primer reactor funciona en las condiciones de funcionamiento que incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 125°C, una presión de reacción de 2,7 MPa, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 30 g/h, un flujo de benceno de 178 g/h, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de 1,0 h⁻¹, un flujo de circulación de 1200 g/h y una razón de

recirculación de 5,0. El segundo reactor funciona en las condiciones de funcionamiento que incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 110°C, una presión de reacción de 2,7 MPa, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 0 g/h, un flujo de benceno de 0 g/h, un flujo de circulación de 0 g/h, una razón de recirculación de 0 y una velocidad espacial de la fase líquida de 7,9 h⁻¹. Tras funcionar de manera continua durante 10 días, se logran los resultados de reacción que incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,99% y 88 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno.

Tras funcionar de manera continua en las condiciones anteriores durante 150 días, se obtienen una tasa de conversión de propileno del 99,91% en la salida del primer reactor y una tasa de conversión de propileno del 99,99% en la salida del segundo reactor. El modo de funcionamiento de dos reactores se cambia a un modo de funcionamiento de un solo reactor. El segundo reactor está en funcionamiento mientras que el primer reactor está en una fase de recuperación de la actividad del catalizador fuera de línea. Las válvulas 6, 7, 25, 27, 28, 29, 30 y 31 se cierran completamente y no permiten que pase corriente a su través. Mientras tanto, las válvulas 10, 11, 23, 24, 26 y 32 se abren. Las condiciones de funcionamiento en el segundo reactor en este momento incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 135°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 10 g/h, un flujo de benceno de 75 g/h, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de 1,0 h⁻¹, un flujo de circulación de 475 g/h y una razón de recirculación de 5,0. Los resultados de reacción incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,99% y 76 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno.

Tras completarse la regeneración del catalizador en el primer reactor, el funcionamiento de un único reactor se cambia de vuelta al funcionamiento de ambos reactores. El primer reactor tras la regeneración del catalizador regresa al sistema de reacción y se convierte en el reactor secundario; mientras tanto, el segundo reactor sigue funcionando como reactor primario. Las válvulas 10, 11, 23, 24, 25, 26 y 27 se abren y las válvulas 6, 7, 28, 31 y 32 se cierran. Las válvulas 30 y 29 sólo permiten que pase a su través una corriente de circulación pequeña. En este momento, las condiciones de funcionamiento en el segundo reactor (el reactor primario) incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 135°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 10 g/h, un flujo de benceno de 75 g/h, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de 1,0 h⁻¹, un flujo de circulación de 475 g/h y una razón de recirculación de 5,0. Las condiciones de funcionamiento en el primer reactor (el reactor secundario) incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 125°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 0 g/h, un flujo de benceno de 0 g/h, un flujo de circulación de 95 g/h, una razón de recirculación de 1,0 y una velocidad espacial de la fase líquida de 9,5 h⁻¹.

Tras funcionar de manera continua durante 30 días, se logran los resultados de reacción que incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,96% en la salida del segundo reactor, una tasa de conversión de propileno del 99,99% en la salida del primer reactor y 66 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno en la salida del primer reactor.

Ejemplo 12

El ejemplo 12 es aproximadamente igual que el ejemplo 7; es diferente del ejemplo 7 en los siguientes aspectos. En el ejemplo 12, cada lecho de catalizador de cada reactor se carga con 10 g de catalizador de zeolita MCM-56. Tras completarse la regeneración del catalizador en el primer reactor, el primer reactor regresa al sistema de reacción. El segundo reactor sigue funcionando como reactor primario y el primer reactor es el reactor secundario. La válvula 6 sólo permite que pase a su través una corriente pequeña y las válvulas 29 y 30 se cierran. El segundo reactor funciona en las condiciones de funcionamiento que incluyen una temperatura de reacción en cada lecho de catalizador de 100°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en cada lecho de catalizador de 30 g/h, un flujo de benceno de 450 g/h, una velocidad espacial horaria en peso de propileno de 3,0 h⁻¹, un flujo de circulación de 2550 g/h y una razón de recirculación de 5,0. El primer reactor funciona en las condiciones de funcionamiento que incluyen una temperatura de reacción en cada lecho de catalizador de 110°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en el primer lecho de catalizador de 2 g/h, un flujo de propileno que entra en el segundo lecho de catalizador de 0 g/h, un flujo de circulación de 0 g/h, una razón de recirculación de 0 y una velocidad espacial de la fase líquida de 25 h⁻¹. Tras funcionar de manera continua durante 7 días, se obtienen los resultados de reacción que incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,98% y 55 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno.

Ejemplo de comparación 2

Un procedimiento de tecnología tal como se muestra en la figura 2 comprende sólo un reactor. El reactor comprende cuatro lechos de catalizador. El propileno se divide en cuatro partes y entra respectivamente en los cuatro lechos de catalizador. El benceno entra en el reactor desde arriba. Cada lecho de catalizador se carga con 10 g de catalizador de zeolita MCM-22.

Las condiciones de funcionamiento incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 145°C, una presión de reacción de 2,7 MPa, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de

catalizador de 20 g/h, un flujo de benceno de 370 g/h y un flujo de circulación de 700 g/h.

Tras funcionar de manera continua durante 90 días, se obtienen los resultados de reacción que incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,91% y 220 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno. Los resultados anteriores muestran que en la técnica anterior, la tasa de conversión de propileno puede ser alta con una temperatura de reacción relativamente alta. Pero al mismo tiempo, el contenido de impureza n-propilbenceno es también alto.

Ejemplo de comparación 3

Un procedimiento de tecnología tal como se muestra en la figura 2 comprende sólo un reactor. El reactor comprende cuatro lechos de catalizador. El propileno se divide en cuatro partes y entra respectivamente en los cuatro lechos de catalizador. El benceno entra en el reactor desde arriba. Cada lecho de catalizador se carga con 10 g de catalizador de zeolita MCM-22.

Las condiciones de funcionamiento incluyen una temperatura de reacción en cada uno de los lechos de catalizador de 115°C, una presión de reacción de 2,5 MPa, un flujo de propileno que entra en cada uno de los lechos de catalizador de 0 g/h, un flujo de benceno de 75 g/h y un flujo de circulación de 570 g/h.

Tras funcionar de manera continua durante 120 días, se obtienen los resultados de reacción que incluyen una tasa de conversión de propileno del 99,30% y 97 mg de n-propilbenceno en 1 kg de producto isopropilbenceno. Los resultados anteriores muestran que en la técnica anterior, el contenido de impureza n-propilbenceno puede ser bajo con una temperatura de reacción relativamente baja. Pero al mismo tiempo, la tasa de conversión de propileno puede reducirse también.

Puede aprenderse de la comparación de datos anteriores que la presente invención puede obtener los objetivos de una alta tasa de conversión de propileno, una larga vida de funcionamiento del catalizador así como un bajo contenido de n-propilbenceno en el producto con una baja razón de benceno con respecto a propileno y un ajuste de intervalo de temperatura más amplio. Mientras tanto, no es necesario desconectar el sistema de reactor total para la regeneración o sustitución del catalizador, realizando de ese modo una producción continua de isopropilbenceno. La presente invención logró unos excelentes resultados globales y tiene beneficios económicos y sociales favorables. La perspectiva de aplicación de la presente invención es amplia.

REIVINDICACIONES

1. Método para producir isopropilbenceno, que comprende:

etapa A: alimentar una primera corriente que contiene benceno y una primera corriente que contiene propileno a una primera zona de reacción para ponerlas en contacto con un primer catalizador para la alquilación, y obtener una primera corriente que contiene isopropilbenceno a partir de la primera zona de reacción,

dividir la primera corriente que contiene isopropilbenceno en una corriente Ia y una corriente IIa, circulando la corriente Ia de vuelta a la primera zona de reacción y entrando la corriente IIa en una segunda zona de reacción,

poner en contacto la corriente que entra en la segunda zona de reacción con un segundo catalizador para la alquilación, y obtener una segunda corriente que contiene isopropilbenceno a partir de la segunda zona de reacción, y

purificar al menos una corriente IIIa parcial de la segunda corriente que contiene isopropilbenceno, y obtener un producto isopropilbenceno.

2. Método según la reivindicación 1, en el que las condiciones de funcionamiento en la primera zona de reacción comprenden: una razón molar del benceno en la primera corriente que contiene benceno con respecto al propileno en la primera corriente que contiene propileno que es de 0,5:1-3,0:1, una velocidad espacial horaria en peso de la primera corriente que contiene propileno calculada mediante propileno que es de 0,1~10 h⁻¹, una temperatura de reacción que es de 90~180°C, una presión de reacción que es de 1,0~4,0 MPa y una razón de recirculación que es de 1~50,

preferiblemente, la razón molar del benceno en la primera corriente que contiene benceno con respecto al propileno en la primera corriente que contiene propileno es de 1,0:1-3,0:1, la velocidad espacial horaria en peso de la primera corriente que contiene propileno calculada mediante propileno es de 0,2~5,0 h⁻¹, la temperatura de reacción es de 95~150°C, la presión de reacción es de 2,0~3,0 MPa y la razón de recirculación es de 2~25; y/o

las condiciones de funcionamiento en la segunda zona de reacción comprenden: una temperatura de reacción que es de 80~160°C, una presión de reacción que es de 1,0~4,0 MPa y una velocidad espacial horaria en peso de la fase líquida que es de 1~100 h⁻¹,

preferiblemente, la temperatura de reacción es de 90~150°C, la presión de reacción es de 2,0~3,0 MPa y la velocidad espacial horaria en peso de la fase líquida es de 1~60 h⁻¹.

3. Método según la reivindicación 1 o la reivindicación 2, en el que el método comprende circular una corriente IVa parcial de la segunda corriente que contiene isopropilbenceno a la segunda zona de reacción, siendo la razón de recirculación de la primera zona de reacción mayor que la de la segunda zona de reacción.

4. Método según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, en el que la razón de recirculación de la segunda zona de reacción es de 0,1~15, preferiblemente 0,1~10.

5. Método según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, en el que la razón de la razón de recirculación de la segunda zona de reacción con respecto a la de la primera zona de reacción es de 0~0,5, preferiblemente 0,01~0,5.

6. Método según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, en el que el método comprende alimentar una segunda corriente que contiene benceno y/o una segunda corriente que contiene propileno a la segunda zona de reacción, preferiblemente,

en el que la velocidad espacial horaria en peso de la segunda corriente que contiene benceno calculada mediante benceno es de 0,5~30 h⁻¹, y/o la velocidad espacial horaria en peso de la segunda corriente que contiene propileno calculada mediante propileno es de 0,1~5 h⁻¹.

7. Método según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, en el que el primer catalizador y/o el segundo catalizador se selecciona(n) de un grupo que consiste en zeolita Beta, mordenita y zeolita que tiene una estructura estratificada MWW.

8. Método según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7, en el que la primera corriente que contiene propileno entra en la primera zona de reacción por fases, y/o

en el que la segunda corriente que contiene propileno entra en la segunda zona de reacción por fases.

9. Método según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 8, en el que la primera zona de reacción comprende una pluralidad de reactores en conexión en paralelo, y/o la segunda zona de reacción comprende una pluralidad de reactores en conexión en paralelo.

10. Método según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 8, que comprende además:

cambiar de la etapa A a una etapa B cuando la actividad del primer catalizador en la primera zona de reacción desciende por debajo de un valor predeterminado, en el que la etapa B comprende

interrumpir la primera corriente que contiene benceno y la primera corriente que contiene propileno,

alimentar sólo la segunda corriente que contiene benceno y la segunda corriente que contiene propileno a la segunda zona de reacción para ponerlas en contacto con el segundo catalizador para la alquilación, y obtener la segunda corriente que contiene isopropilbenceno, y

dividir la segunda corriente que contiene isopropilbenceno en una corriente IIIa y una corriente IVa, circulando la corriente IVa de vuelta a la segunda zona de reacción y purificándose la corriente IIIa, obteniendo el producto isopropilbenceno,

el primer catalizador en este momento está en una fase de recuperación de la actividad;

cambiar de la etapa B a una etapa C tras recuperarse la actividad del primer catalizador, en el que etapa C comprende:

alimentar la segunda corriente que contiene benceno y la segunda corriente que contiene propileno a la segunda zona de reacción para ponerlas en contacto el segundo catalizador para la alquilación, y obtener la segunda corriente que contiene isopropilbenceno,

dividir la segunda corriente que contiene isopropilbenceno en una corriente IIIb y una corriente IVb, circulando la corriente IVb de vuelta a la segunda zona de reacción y entrando la corriente IIIb en la primera zona de reacción,

poner en contacto la corriente que entra en la primera zona de reacción con el primer catalizador para la alquilación, y obtener la primera corriente que contiene isopropilbenceno, y

purificar al menos una corriente IIb parcial de la primera corriente que contiene isopropilbenceno y obtener el producto isopropilbenceno;

cambiar de la etapa C a una etapa D cuando la actividad del segundo catalizador en la segunda zona de reacción desciende por debajo de un valor predeterminado, en el que etapa D comprende:

interrumpir la segunda corriente que contiene benceno y la segunda corriente que contiene propileno,

alimentar sólo la primera corriente que contiene benceno y la primera corriente que contiene propileno a la primera zona de reacción para ponerlas en contacto con el primer catalizador para la alquilación, obteniendo la primera corriente que contiene isopropilbenceno, y

dividir la primera corriente que contiene isopropilbenceno en una corriente IIb y una corriente Ib, circulando la corriente Ib de vuelta a la primera zona de reacción y purificándose la corriente IIb, obteniendo el producto isopropilbenceno,

estando el segundo catalizador en este momento en una fase de recuperación de la actividad; y

cambiar de la etapa D a la etapa A tras recuperarse la actividad del segundo catalizador.

11. Método según la reivindicación 10, en el que en la etapa C, las condiciones de funcionamiento de la segunda zona de reacción comprenden: una razón molar del benceno en la segunda corriente que contiene benceno con respecto al propileno en la segunda corriente que contiene propileno que es de 0,5:1~3,0:1, una velocidad espacial horaria en peso de la segunda corriente que contiene propileno calculada mediante propileno que es de 0,1~10 h⁻¹, una temperatura de reacción que es de 90~180°C, una presión de reacción que es de 1,0~4,0 MPa y una razón de recirculación que es de 1~50,

preferiblemente, la razón molar del benceno en la segunda corriente que contiene benceno con respecto al propileno en la segunda corriente que contiene propileno es de 1,0:1~3,0:1, la velocidad espacial horaria en

peso de la segunda corriente que contiene propileno calculada mediante propileno es de $0,2\sim5,0\text{ h}^{-1}$, la temperatura de reacción es de $95\sim150^{\circ}\text{C}$, la presión de reacción es de $2,0\sim3,0\text{ MPa}$ y la razón de recirculación es de $2\sim25$; y/o

- 5 las condiciones de funcionamiento en la primera zona de reacción comprenden: una temperatura de reacción que es de $80\sim160^{\circ}\text{C}$, una presión de reacción que es de $1,0\sim4,0\text{ MPa}$ y una velocidad espacial horaria en peso de la fase líquida que es de $1\sim100\text{ h}^{-1}$,
- 10 preferiblemente, la temperatura de reacción es de $90\sim150^{\circ}\text{C}$, la presión de reacción es de $2,0\sim3,0\text{ MPa}$ y la velocidad espacial horaria en peso de la fase líquida es de $1\sim60\text{ h}^{-1}$.
12. Método según la reivindicación 10 o la reivindicación 11, en el que en la etapa C, una corriente Ib parcial de la primera corriente que contiene isopropilbenceno circula a la primera zona de reacción, siendo la razón de recirculación de la segunda zona de reacción mayor que la de la primera zona de reacción.
- 15 13. Método según la reivindicación 11 o la reivindicación 12, en el que en la etapa C, la razón de recirculación de la primera zona de reacción es de $0,1\sim15$, preferiblemente $0,1\sim10$.
- 20 14. Método según una cualquiera de las reivindicaciones 10 a 13, en el que en la etapa C, la razón de recirculación de la primera zona de reacción con respecto a la de la segunda zona de reacción es de $0\sim0,5$, preferiblemente $0,01\sim0,5$.
- 25 15. Método según una cualquiera de las reivindicaciones 10 a 14, en el que la etapa C comprende alimentar la primera corriente que contiene benceno y/o la primera corriente que contiene propileno a la primera zona de reacción; preferiblemente, la velocidad espacial horaria en peso de la primera corriente que contiene benceno calculada mediante benceno es de $0,5\sim30\text{ h}^{-1}$ y la de la primera corriente que contiene propileno calculada mediante propileno es de $0,1\sim5\text{ h}^{-1}$.

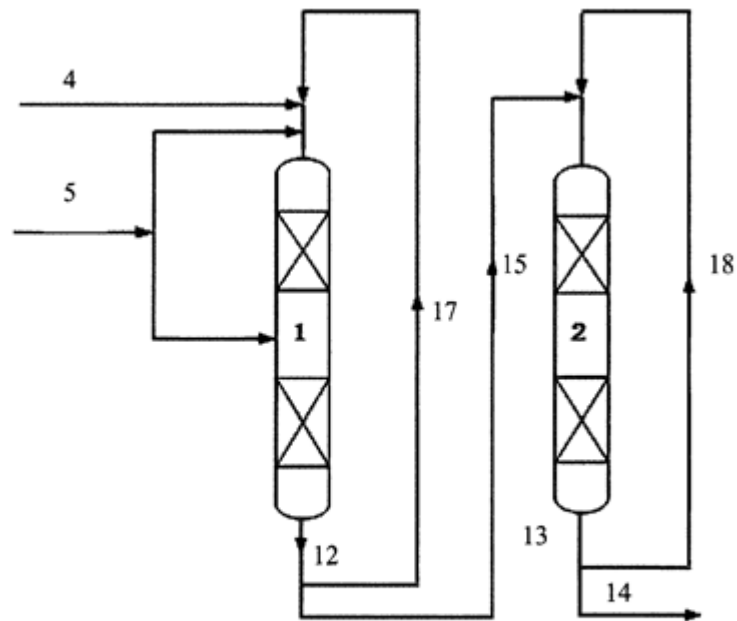


Figura 1

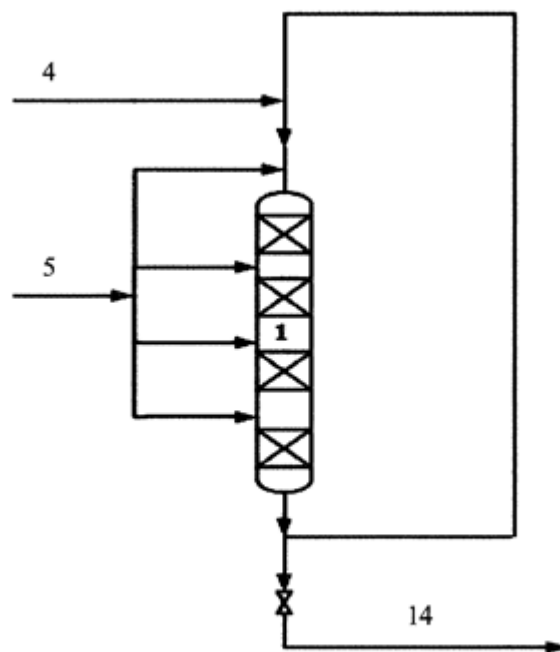


Figura 2

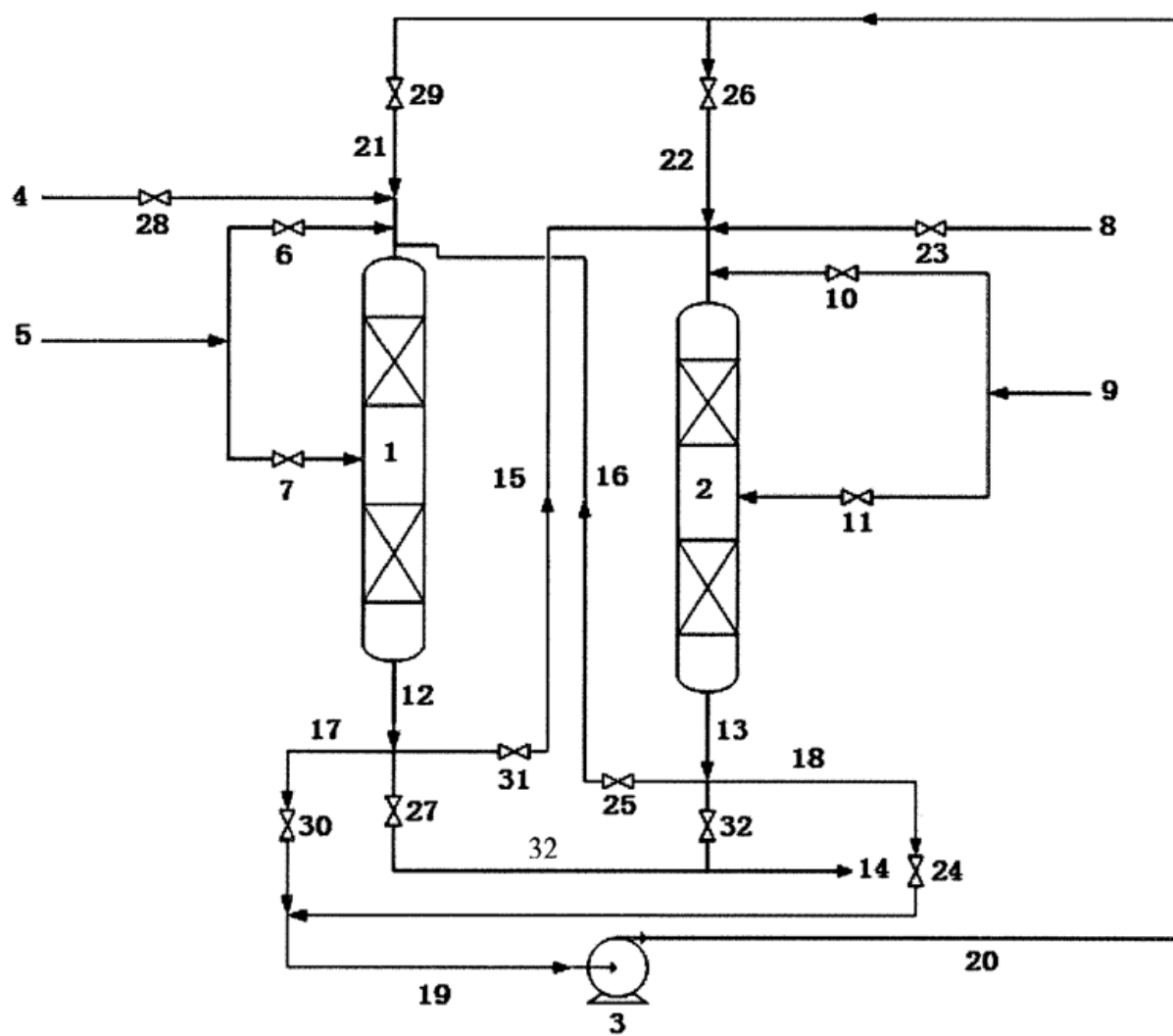


Figura 3