

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **3 028 306**

51 Int. Cl.:

C07C 7/04 (2006.01)
C07C 7/09 (2006.01)
C07C 11/09 (2006.01)
B01D 3/00 (2006.01)
B01D 3/42 (2006.01)
C07C 5/25 (2006.01)
C07C 7/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **23.08.2019** **PCT/US2019/047896**
87 Fecha y número de publicación internacional: **27.02.2020** **WO20041696**
96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.08.2019** **E 19852662 (6)**
97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **26.03.2025** **EP 3841080**

54 Título: **Procedimiento para la producción de isobutileno de gran pureza**

30 Prioridad:

23.08.2018 US 201862722023 P

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la
traducción de la patente:
18.06.2025

73 Titular/es:

LUMMUS TECHNOLOGY LLC (100.00%)
1515 Broad Street
Bloomfield, NJ 07003, US

72 Inventor/es:

ALMERING, MARTINUS, JOHANNES y
ROBBINS, CHRISTOPHER

74 Agente/Representante:

GONZÁLEZ PECES, Gustavo Adolfo

ES 3 028 306 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

Procedimiento para la producción de isobutileno de gran pureza

CAMPO DE LA DIVULGACIÓN

Las realizaciones en el presente documento se refieren a la producción de un producto de isobutileno de alta pureza a partir de corrientes de hidrocarburos mezclados que contienen isobutileno, isobutano y 1-buteno.

ANTECEDENTES

El isobutileno está presente en corrientes de hidrocarburos mixtos que incluyen corrientes de hidrocarburos C4 saturados e insaturados. Desgraciadamente, la diferencia de punto de ebullición entre el isobutileno y el 1-buteno es demasiado pequeña para que la destilación sea un medio eficaz para recuperar isobutileno de gran pureza.

Un procedimiento para producir isobutileno de gran pureza a partir de fracciones C4 mezcladas es mediante retrocraqueo de metil terbutil éter (MTBE), tal como el descrito en el documento US7968758. El isobutileno en las corrientes de butenos mezclados puede reaccionar con un alcohol, tal como el metanol, para formar MTBE. Tras la separación de los butenos normales, el MTBE puede disociarse para formar isobutileno y metanol, que permite recuperar una corriente de isobutileno de gran pureza. Sin embargo, este procedimiento, implica muchas operaciones unitarias y la sustitución frecuente del catalizador.

El documento US6242661 describe un procedimiento para la separación de isobutileno, de otro modo inseparable del buteno-1 por fraccionamiento, en alta pureza. Como se describe en el mismo, el isobutileno se separa de los butenos contenidos en una corriente de hidrocarburos mezclados que contiene buteno-1, buteno-2 y pequeñas cantidades de butadieno. La corriente de hidrocarburos mezclados se introduce en un reactor de columna de destilación que contiene un catalizador de óxido de paladio soportado por alúmina. La columna se opera para tender a excluir el buteno-2 del contacto con el catalizador y mantener el buteno-1 en contacto con el catalizador para isomerizar el buteno-1 en buteno-2. A medida que se produce buteno-2, se destila lejos del catalizador, alterando el equilibrio y permitiendo una cantidad de buteno-2 superior a la de equilibrio. El isobutileno y el isobutano se separan simultáneamente del buteno-2. Además, el butadieno presente en la alimentación puede hidrogenarse a butenos. Los fondos son ricos en buteno-2, mientras que las sobrecabezas, incluyendo el isobutileno y el isobutano, pueden alimentarse a un divisor para separar el isobutileno del isobutano.

SUMARIO

Ahora se ha desarrollado un procedimiento más rentable y eficaz para la producción de una corriente de isobutileno de gran pureza. Los procedimientos de acuerdo con las realizaciones del presente documento incluyen un paso de destilación catalítica y una etapa de fraccionamiento. En la etapa de destilación catalítica, una corriente que contiene los C4 mezclados se alimenta a una columna de destilación catalítica, en la que la destilación combinada y la hidroisomerización lineal de 1-buteno a 2-buteno permite la separación completa de todos los demás componentes C4, recuperados como corriente de fondo junto con los 2-butenos, de una corriente de sobrecabeza que incluye isobutano e isobutileno. A continuación, la corriente de sobrecabezas puede alimentarse a una columna de fraccionamiento para separar y recuperar una corriente de residuos de isobutileno de gran pureza y una corriente de sobrecabezas de isobutano.

La columna de destilación catalítica puede funcionar a una presión y temperatura elevadas, donde la temperatura de sobrecabezas de la columna de destilación catalítica es superior a la temperatura de los fondos de la columna de fraccionamiento de isobutano-isobutileno. Esto permite utilizar el calor de condensación de sobrecabezas para proporcionar calor al calderín de la columna de fraccionamiento, que puede estar funcionando a presiones y temperaturas más bajas, permitiendo que el sistema de sobrecabezas de la columna de isobutano-isobutileno funcione con agua de refrigeración.

En un aspecto, las realizaciones del presente documento se dirigen a procedimientos para la producción de isobutileno de alta pureza. Los procedimientos incluyen el suministro de una corriente de alimentación C4 mixta, que incluye isobutileno, isobutano y 1-buteno, y opcionalmente uno o más de los butadienos, 2-butenos o n-butanos, a una columna de destilación catalítica. La columna de destilación catalítica puede incluir una o más zonas de destilación catalítica que contengan un catalizador de isomerización del buteno. En la columna de destilación catalítica, el procedimiento isomeriza simultáneamente el 1-buteno en 2-buteno y separa el 2-buteno del isobutano y el isobutileno. El 2-buteno se recupera de la columna de destilación catalítica como corriente de fondo, y la fracción de sobrecabezas que comprende el isobutano y el isobutileno se recupera de la columna de destilación catalítica. A continuación, la fracción de sobrecabezas que comprende el isobutano y el isobutileno se condensa en un sistema de sobrecabezas. Al menos una porción de la fracción de sobrecabezas condensada se alimenta a un divisor. En el divisor (columna de fraccionamiento), el isobutano se separa del isobutileno, recuperando así una corriente de fondo del divisor que incluye el isobutileno, que puede ser de gran pureza, y una corriente de sobrecabezas que incluye el isobutano. El procedimiento incluye además hacer funcionar la columna de destilación catalítica a una presión en el rango aproximadamente de 5 bara a 20 bara y a una temperatura de sobrecabezas superior a la temperatura de los fondos del divisor, estando la temperatura de sobrecabezas en el rango de aproximadamente de 42 °C a 138 °C, y calentar

una porción de la corriente de los fondos del divisor mediante intercambio indirecto de calor con al menos una porción de la fracción de sobrecabezas de la columna de destilación catalítica, produciendo así una corriente de los fondos calentada alimentada a una porción inferior del divisor y una fracción de las sobrecabezas enfriadas. A continuación, la corriente de sobrecabezas enfriadas se alimenta a través de al menos una línea de flujo al sistema de sobrecabezas de la columna de destilación catalítica.

En algunas realizaciones, las sobrecabezas enfriadas pueden condensarse parcialmente durante el intercambio de calor en el calderín del divisor. Puede disponerse de un acumulador para recibir la corriente de sobrecabezas enfriada procedente del calderín divisor. Una primera línea de flujo y una segunda línea de flujo pueden proveerse para luego alimentar la corriente parcialmente condensada al sistema de sobrecabeza, incluyendo: alimentar una porción de vapor de la corriente de sobrecabeza enfriada a través de la primera línea de flujo desde el acumulador al sistema de sobrecabeza; y alimentar una porción líquida de la corriente de sobrecabezas enfriada a través de la segunda línea de flujo desde el acumulador al sistema de sobrecabezas.

De acuerdo con las realizaciones divulgadas en el presente documento, la columna de destilación catalítica puede funcionar a una temperatura de las sobrecabezas superior a 60 °C, y el divisor puede funcionar a una temperatura de los fondos inferior a 55 °C. En algunas realizaciones, la columna de destilación catalítica puede funcionar a una temperatura de las sobrecabezas superior a 85 °C.

En otro aspecto, las realizaciones del presente documento se dirigen a un sistema para la producción de isobutileno de alta pureza. El sistema incluye una corriente de alimentación para suministrar una corriente mixta C4 que comprende isobutileno, isobutano y 1-buteno, y opcionalmente comprende uno o más de butadieno, 2-buteno o n-butanos. La corriente de alimentación puede suministrar los hidrocarburos a una columna de destilación catalítica que contenga un catalizador de isomerización del buteno, donde la columna de destilación catalítica puede estar configurada para funcionar a una temperatura superior a 85 °C, por ejemplo, y para isomerizar simultáneamente el 1-buteno en 2-buteno y separar el 2-buteno del isobutano y del isobutileno. Se proporciona una corriente de fondo para recuperar el 2-buteno de la columna de destilación catalítica, y una corriente de sobrecabezas para recuperar una fracción de sobrecabezas que comprende el isobutano y el isobutileno de la columna de destilación catalítica. Se proporciona un sistema de sobrecabezas para condensar la fracción de sobrecabezas que comprende el isobutano y el isobutileno, al menos una porción de la cual se suministra a un divisor para separar el isobutano del isobutileno. En algunas realizaciones, el sistema está configurado para funcionar con una temperatura de sobrecabezas de la columna de destilación catalítica superior a la temperatura de los fondos del divisor. Un calderín del divisor puede estar configurado para calentar una porción de los fondos de isobutileno mediante intercambio indirecto de calor con al menos una porción de la corriente de las sobrecabezas, produciendo una corriente de fondos calentada que se alimenta a una porción inferior del divisor y una corriente de sobrecabezas parcialmente condensada, que puede alimentarse al sistema de sobrecabeza de la columna de destilación catalítica.

Otras realizaciones del procedimiento y del sistema se definen en las reivindicaciones dependientes.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

La Figura 1 es un diagrama de flujo simplificado de un sistema para producir isobutileno de alta pureza de acuerdo con las realizaciones en el presente documento.

La Figura 2 es un diagrama de flujo simplificado de un sistema para producir isobutileno de alta pureza de acuerdo con las realizaciones del presente documento.

DESCRIPCIÓN DETALLADA

Las realizaciones del presente documento se refieren a un procedimiento para la producción de isobutileno de alta pureza (HPIB) mediante un procedimiento de destilación catalítica integrada por calor.

Un primer paso del implica un procedimiento de destilación catalítica para separar una corriente que contiene isobutileno e isobutano de una corriente que contienen los C4procedimientomixtos, que pueden incluir 1-buteno, 2-butenos, isobutano, isobutileno, butadienos y n-butanos. La destilación catalítica combina la destilación y la hidroisomerización lineal de 1-buteno a 2-butenos, y permite la separación completa de todos los componentes C4 más pesados (de mayor ebullición) de la corriente de isobutano más isobutileno de sobrecabeza. A continuación, esta corriente se alimenta a un segundo paso del procedimiento, que incluye una columna de fraccionamiento para separar un isobutileno de gran pureza (98,0 - 99,99 % en peso) del isobutano.

El procedimiento de destilación catalítica se opera a una presión elevada, muy por encima de la presión normal, como se divulga en el documento US6242661, por ejemplo, donde la presión "normal" es lo suficientemente alta para enfriar el agua o la condensación enfriada por aire de las sobrecabezas. Por el contrario, el procedimiento de destilación catalítica en las realizaciones del presente documento opera a una presión elevada, con el fin de causar una temperatura de condensación más alta y permitir que el calor de condensación de sobrecabeza se utilice para proporcionar calor al calderín en la columna de fraccionamiento de isobutano-isobutileno, que puede operar a una presión más baja. El vapor de sobrecabeza del fraccionador de isobutano-isobutileno puede condensarse con agua de refrigeración.

Resultó inesperado que la columna de destilación catalítica pudiera funcionar a la presión de funcionamiento más alta y funcionar lo suficientemente bien como para generar las corrientes de isobutileno e isobutano de alta pureza.

Las realizaciones del presente documento pueden proporcionar un procedimiento HPIB de menor coste y pueden utilizarse para modernizar las unidades de destilación catalítica existentes para producir isobutileno, tal como las unidades CDDelB (Lummus Technology LLC, Houston, TX), por ejemplo. HPIB a través del procedimiento de las realizaciones del presente documento implica sólo dos unidades principales de fraccionamiento, lo que resulta en un bajo gasto de capital (bajo CAPEX), y con la integración de calor también es una operación de bajo gasto operativo (OPEX). Además, las presentes realizaciones pueden requerir una sustitución menos frecuente del catalizador en comparación con las operaciones a menor temperatura y menor presión. Estas ventajas pueden atribuirse a la presión de funcionamiento mucho más elevada del reactor de destilación catalítica, que hace viable la integración del calor. Normalmente, un experto en la técnica no haría funcionar una columna de destilación a una presión superior a la necesaria para condensar con un medio de refrigeración de bajo coste fácilmente disponible, tal como el aire o el agua de refrigeración. Sin embargo, los beneficios de la reacción y los beneficios de costes encontrados en las temperaturas de funcionamiento más altas de acuerdo con las realizaciones del presente documento superan claramente la inclinación típica a operar a presiones más bajas.

Una corriente mixta típica de C₄ a separar de acuerdo con las realizaciones del presente documento puede contener los siguientes componentes, incluyendo en la tabla sus correspondientes puntos de ebullición.

Componente	Punto de Ebullición Normal (°C)
Isobutano	-11,7
Isobutileno	-6,9
Buteno-1	-6,3
1,3-Butadieno	-4,4
n-Butano	-0,5
trans-buteno-2	1
cis-buteno-2	3,7

La proximidad de los puntos de ebullición del buteno-1 y del isobutileno dificulta la separación del buteno-1 del isobutileno por destilación. Sin embargo, el punto de ebullición del buteno-2 es aproximadamente 8 grados más alto para el isómero trans y más de 10 grados más alto para el isómero cis. Por lo tanto, como el buteno-1 se isomeriza a buteno-2, los butenos normales (como buteno-2) pueden separarse más fácilmente del isobutileno y el isobutano.

La reacción de isomerización es reversible, como puede observarse por las referencias a la concentración de "equilibrio" en los reactores de lecho fijo para un tiempo de residencia determinado. En una destilación catalítica, el catalizador sirve como componente de destilación, el equilibrio se altera constantemente y, por lo tanto, la eliminación del buteno-2 como producto de fondo impulsa constantemente la reacción para aumentar la producción de buteno-2. El material catalítico es un componente de un sistema de destilación que funciona como catalizador y como empaquetadura de destilación, una empaquetadura para una columna de destilación que tiene tanto una función de destilación como una función catalítica. El sistema de reacción puede describirse como heterogéneo, ya que el catalizador sigue siendo una entidad distinta.

El material catalítico empleado para la reacción de isomerización está preferentemente en una forma para servir como empaquetamiento de destilación en tales formas de empaquetamiento de destilación convencionales como anillos de Raschig, anillos de Pall, monturas o similares y como tales otras estructuras como, por ejemplo, bolas, irregulares, láminas, tubos, espirales, envasados en bolsas u otras estructuras (como las descritas en los documentos US4242530, US4443559, US5189001, US5348710, y US5431890), chapados en parrillas o pantallas, o espumas poliméricas reticuladas (la estructura celular de las espumas debe ser lo suficientemente grande como para no provocar elevadas caídas de presión a través de la columna, o dispuestas de otro modo, como en trozos o tubos de concentración, para permitir el flujo de vapor). Del mismo modo, el catalizador puede emplearse como óxido de paladio soportado sobre extrudidos de alúmina de 0,32 cm (un octavo de pulgada), ya sea en bolsas o suelto en la columna. En algunas realizaciones, el catalizador puede estar contenido en una estructura como la divulgada en los documentos US5730843, US5266546, US4731229, y US5073236.

Las realizaciones del presente documento pueden llevar a cabo en el paso de destilación catalítica en una columna de catalizador que puede contener una fase de vapor y una fase líquida, como en cualquier destilación. Como la reacción se produce simultáneamente con la destilación, los productos de reacción iniciales se eliminan de la zona de reacción lo más rápidamente posible. Además, como todos los componentes están en ebullición, la temperatura de reacción está controlada por el punto de ebullición de la mezcla a la presión del sistema, que puede variar de una

bandeja a otra. El calor de reacción simplemente crea más ebullición, pero no aumenta la temperatura. Además, la reacción tiene una mayor fuerza motriz porque los productos de reacción se han eliminado y no pueden contribuir a una reacción inversa. Como resultado, se puede controlar en gran medida la tasa de reacción y la distribución de los productos regulando la presión del sistema. Además, el ajuste del caudal (tiempo de residencia=velocidad espacial horaria del líquido⁻¹) proporciona un mayor control de la distribución del producto y del grado de conversión de buteno-1 a buteno-2.

La temperatura en el reactor de columna de destilación viene determinada por el punto de ebullición de la mezcla líquida presente a una presión dada. La temperatura en las porciones inferiores de la columna reflejará la constitución del material en esa parte de la columna, y será una temperatura más alta que la de la sobrecabeza; es decir, a presión constante, un cambio en la temperatura del sistema indica un cambio en la composición en la columna. Para cambiar la temperatura, se cambia la presión. De este modo, el control de la temperatura en la zona de reacción se efectúa mediante un cambio en la presión; al aumentar la presión, aumenta la temperatura en el sistema, y viceversa.

La columna de destilación catalítica de acuerdo con las realizaciones del presente documento se opera a una temperatura de sobrecabeza en el rango de 42 °C y 138 °C y a presiones en el rango entre 0,5 MPaa y 2 MPaa (5 bara a 20 bara), teniendo en cuenta el efecto de la presión sobre la temperatura de acuerdo con lo discutido anteriormente. En otras realizaciones, la columna de destilación catalítica de acuerdo con las realizaciones del presente documento puede funcionar a una temperatura de sobrecabeza en el intervalo de 85 °C o 90 °C a 130 °C o 135 °C y a presiones en el intervalo de 0,9 MPaa, 1 MPaa, 1,1 MPaa, 1,6 MPaa, 1,8 MPaa o 2 MPaa (9 bara, 10 bara u 11 bara a 16 bara, 18 bara o 20 bara), donde cualquier límite inferior puede combinarse con cualquier límite superior. En otras realizaciones, la temperatura de sobrecabeza de la columna de destilación catalítica puede estar en el rango de 42 °C a aproximadamente 80 °C, tal como de aproximadamente 47 °C a aproximadamente 68 °C, o de aproximadamente 60 °C a aproximadamente 65 °C. En otras realizaciones, la temperatura de sobrecabeza puede estar en el rango desde un límite inferior de 42, 43, 44, 45, 46, 47, 48, 49, 50, 51, 52, 53, 54, 55, 56, 57, 58, 59, 60, 61, 62, 63, 64, 65, 66, 67, 68, 69, 70, 71, 72, 73, 74, 75, 76, 77, 78, 79, 80, 85 o 90 °C a un límite superior de 43, 44, 45, 46, 47, 48, 49, 50, 51, 52, 53, 54, 55, 56, 57, 58, 59, 60, 61, 62, 63, 64, 65, 66, 67, 68, 69, 70, 71, 72, 73, 74, 75, 76, 77, 78, 79, 80, 85, 90, 100, 110, 120, 130 o 138°C, donde cualquier límite inferior puede combinarse con cualquier límite superior. En algunas realizaciones, la presión de sobrecabeza de la columna de destilación catalítica puede estar en el rango de aproximadamente 0,5 MPaa a aproximadamente 1,2 MPaa (de aproximadamente 5 bara a aproximadamente 12 bara), tal como en el rango de aproximadamente 0,7 MPaa a aproximadamente 1 MPaa (de aproximadamente 7 bara a aproximadamente 10 bara). En otras realizaciones, la presión de sobrecabeza de la columna de destilación catalítica puede estar en el rango de un límite inferior de aproximadamente 0,9, 1, 1,1, 1,2, 1,3, 1,4 o 1,5 MPaa (aproximadamente 9, 10, 11, 12, 13, 14 o 15 bara) hasta un límite superior de aproximadamente 1,4, 1,5, 1,6, 1,7, 1,8, 1,9 o 2 MPaa (aproximadamente 14, 15, 16, 17, 18, 19 o 20 bara). Las temperaturas de fondo de la columna de destilación catalítica corresponderán al punto de ebullición de los componentes de mayor ebullición en las condiciones de funcionamiento y, en diversas realizaciones, pueden estar en los rangos de aproximadamente 60 °C a aproximadamente 180 °C, tal como en el rango de aproximadamente 60 °C a aproximadamente 100 °C, o de aproximadamente 65 °C a aproximadamente 88 °C, por ejemplo, pero también pueden ser superiores basándose en la temperatura y la presión de sobrecabeza deseadas. La temperatura de funcionamiento también puede tener en cuenta la actividad del catalizador para promover la reacción deseada de 1-buteno a 2-buteno.

En las realizaciones del presente documento, la columna de destilación catalítica funciona en condiciones, en particular de temperatura y presión, que tienden a excluir el buteno-2 del contacto con el catalizador mientras se mantiene el buteno-1 en contacto con el catalizador. Así, a medida que el buteno-1 se isomeriza en buteno-2, desciende en la columna lejos del catalizador y se elimina como fondo. La columna puede incluir un reflujo, en el que la relación de reflujo puede estar en el rango de 0,5:1 y 33:1, por ejemplo.

El catalizador contenido en la zona de reacción de la columna de destilación catalítica puede ser cualquier catalizador adecuado para la isomerización o hidroisomerización de 1-buteno a 2-buteno. En algunas realizaciones, el catalizador puede contener paladio, y puede estar en forma de extrudido, por ejemplo. Para la hidroisomerización, la tasa de hidrógeno al reactor de columna de destilación debe ser suficiente para mantener el catalizador en la forma activa (hidruro), ya que el hidrógeno se pierde del catalizador por hidrogenación cuando el butadieno está contenido en la alimentación. La tasa de hidrógeno puede ajustarse de forma que haya hidrógeno suficiente para apoyar la reacción de hidrogenación del butadieno y sustituir el hidrógeno perdido por el catalizador, pero manteniéndose por debajo de la necesaria para la hidrogenación de los butenos o para provocar la inundación de la columna. Generalmente, la relación molar de hidrógeno a hidrocarburo C₄ alimentado al lecho de la columna de destilación catalítica estará en el intervalo de aproximadamente 0,01:1 a 0,60:1, preferentemente de 0,01:1 a 0,10:1.

La corriente de hidrocarburos alimentada al sistema puede seleccionarse como una corriente con alto contenido en los C₄, especialmente butenos normales e isobutileno. Los C₄ saturados sólo contribuyen a la carga de vapor en la columna. No se desean necesariamente altas concentraciones de butadieno, ya que se ha comprobado que la reacción de isomerización no procede hasta casi la finalización de la reacción de hidrogenación del butadieno. Así pues, el límite práctico del butadieno viene establecido por el tamaño del lecho del reactor de la columna de destilación y el tiempo de reacción disponible para las reacciones de hidrogenación e isomerización. Además, el butadieno puede extraerse hasta límites prácticos antes de alimentar la columna de destilación catalítica debido a su valor económico. Una corriente candidata típica es la corriente mixta de C₄ procedente de una unidad de craqueo catalítico fluido (FCCU)

o una corriente mixta de refinado de C4 procedente de una unidad de extracción de butadieno alimentada con los C4 del craqueador a vapor, por ejemplo.

Haciendo referencia a la Figura 1 se ilustra un diagrama de flujo simplificado de los procedimientos de producción de HPIB de acuerdo con las realizaciones del presente documento. El paso inicial consiste en alimentar una corriente mixta de C₄ 8, como la procedente de una planta de extracción de butadieno o una FCCU, a una columna de destilación catalítica 10. En la columna de destilación catalítica 10, la corriente mixta de C₄ que contiene buteno-1, isobutileno e isobutileno, entre otros componentes C₄, se introduce en la columna de destilación catalítica 10 cerca del fondo de una sección de destilación catalítica 12 (zona de catalizador 12), que contiene el catalizador de hidroisomerización soportado en forma de estructura de destilación catalítica. El hidrógeno puede alimentarse a través de la línea de flujo 13, introducida también por debajo de la zona catalizadora 12.

A medida que la alimentación del reactivo entra en contacto con el catalizador, el butadieno presente en la alimentación se hidrogenará a butenos y se producirán cantidades equilibradas de buteno-1 y buteno-2 en el catalizador. El buteno-2 se destila inmediatamente y se toma como fondo, impulsando la reacción en los sitios del catalizador hacia la producción de buteno-2.

La sección de destilación de la columna puede contener una estructura de destilación convencional, tal como un tapón de burbujas, bandejas de tamiz o empaquetadura inerte para permitir la separación completa del producto buteno-2 del isobutileno y el isobutano de menor punto de ebullición. El butano normal también se eliminará como fondo. A continuación, el buteno-2 y el butano normal pueden recuperarse de la columna de destilación catalítica 10 a través de la línea de flujo 14.

La corriente de sobrecabeza 16, que comprende isobutileno e isobutano, se condensa en el condensador 18. Las sobrecabezas condensadas se recogen en el separador receptor 20, en donde el isobutileno y el isobutano líquidos se separan del hidrógeno y de los materiales ligeros, que se purgan a través de la línea flujo 22. Si se desea, el hidrógeno puede reciclarse al reactor de la columna de destilación (no se muestra). Una porción del producto de sobrecabeza condensado se recicla a través de la línea de flujo 24 al reactor de columna de destilación 10 como reflujo. El isobutileno y el isobutano se eliminan como producto de sobrecabezas a través de la línea de flujo 26, que pasa a un divisor 30 para separar el isobutileno del isobutano.

En el divisor 30, el isobutano y el isobutileno se separan mediante destilación convencional. Las condiciones de funcionamiento típicas del divisor 30 pueden incluir una temperatura de sobrecabeza en el rango de 22°C a 55°C, tal como de aproximadamente 37°C a aproximadamente 45°C, y presiones de sobrecabezas en el rango de aproximadamente 0,3 MPaa a aproximadamente 0,7 MPaa (de aproximadamente 3 bara a aproximadamente 7 bara), tal como de aproximadamente 0,5 MPaa a aproximadamente 0,6 MPaa (de aproximadamente 5 bara a aproximadamente 6 bara). Las temperaturas de fondo en el divisor pueden estar en el rango de aproximadamente 35 °C a aproximadamente 65 °C, tal como en el rango de aproximadamente 50 °C a 60 °C. El divisor 30 puede contener suficientes bandejas para efectuar la separación deseada, permitiendo la recuperación de una fracción de sobrecabeza 32 que contiene isobutano y una fracción inferior 34 que contiene isobutileno.

Las sobrecabezas 32 pueden condensarse en un condensador 36 y recogerse en un separador receptor 38. Las sobrecabezas 32 pueden contener principalmente isobutano, pero también algo de isobutileno y otros componentes ligeros. Los componentes más ligeros que el isobutano, si están presentes, pueden descargarse a través de la línea de flujo 40. Una porción del producto de sobrecabeza condensado recogido en el separador receptor 38 puede reciclarse a través de la línea de flujo 42 al divisor 30 como reflujo. El isobutano puede recuperarse como producto de sobrecabezas a través de la línea de flujo 44.

En las presentes realizaciones, la temperatura de sobrecabeza de la columna de destilación catalítica 10 se mantiene a una temperatura superior a la temperatura de fondo de la columna de destilación 30. De este modo, se puede suministrar calor al calderín 50 del divisor 30 mediante un intercambio de calor indirecto con la corriente de sobrecabeza 16. Se puede utilizar una línea de flujo 52 para dirigir toda o una porción de la corriente de sobrecabeza 16 al calderín 50, enfriando y, en algunas realizaciones, condensando parcialmente los componentes de sobrecabeza de la corriente 52 a través del intercambio indirecto de calor con una porción 60 de la corriente de fondo 34. La(s) corriente(s) de sobrecabeza(s) enfriada(s) resultante(s) 62 puede(n) ser devuelta(s) al condensador 18 y/o al receptor 20 para su posterior condensación, enfriamiento y recuperación, tal como se ha descrito anteriormente.

Se puede suministrar calor adicional, según sea necesario, a los fondos del divisor 30 mediante un calderín 70 adicional. El calderín 70 puede utilizarse para calentar una segunda porción de la corriente de fondo 34, por ejemplo, a través del intercambio indirecto de calor con toda o una porción de la corriente de fondo de la columna de destilación 14, el medio de intercambio de calor enfriado 80 resultante del calderín 82 de la columna de destilación catalítica, u otras fuentes de calor disponibles. Un producto de fondo, que comprende isobutileno de alta pureza, puede recuperarse a través de la línea de flujo 72.

La Figura 2 ilustra un diagrama de flujo de otro sistema de acuerdo con las realizaciones del presente documento. La Figura 2 ilustra otros intercambiadores de calor, colectores y corrientes de flujo que pueden utilizarse para facilitar la producción de una corriente de isobutileno de alta pureza de acuerdo con las realizaciones del presente documento.

Como se ilustra en la Figura 2, el sistema puede incluir además un acumulador 75 para recibir la corriente de las sobrecabezas refrigeradas 62, que pueden condensarse parcialmente mediante intercambio de calor con los fondos de la columna de divisor 60 en el calderín 50. El sistema también puede incluir una primera línea de flujo y una segunda línea de flujo para la alimentación de las sobrecabezas refrigeradas desde el acumulador 75 al sistema de sobrecabeza. Se puede proporcionar una primera línea de flujo 84 para alimentar una porción de vapor de la corriente de sobrecabeza enfriada desde el acumulador al sistema de sobrecabeza. Y, una segunda línea de flujo 86 puede ser proporcionada para alimentar una porción líquida de la corriente de sobrecabeza enfriada desde el acumulador 75 al sistema de sobrecabezas.

Como se ha descrito anteriormente, las realizaciones del presente documento proporcionan la producción de isobutileno de alta pureza. Ventajosamente, las realizaciones del presente documento utilizan una presión superior a la necesaria en la columna de destilación catalítica, lo que permite la integración del calor y la mejora de las separaciones, donde el procedimiento puede tener bajos gastos de capital y de explotación. Mientras que las altas presiones de funcionamiento en la columna de destilación catalítica hacen viable la integración del calor, también se ha descubierto que la columna de destilación catalítica puede funcionar eficientemente a temperaturas más altas, lo que permite cambios de catalizador menos frecuentes, especialmente en comparación con el retrocraqueo de MTBE. De este modo, se puede conseguir un procedimiento de menor coste de capital y operativo para producir isobutileno de gran pureza.

Mientras que la divulgación incluye un número limitado de realizaciones, los expertos en la técnica, teniendo beneficio de esta divulgación, apreciarán que otras realizaciones pueden ser ideadas que no se apartan del alcance de la presente divulgación. Por consiguiente, el alcance de debe limitarse únicamente a las reivindicaciones adjuntas.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para la producción de isobutileno de alta pureza, que comprende:
suministrar una corriente de alimentación mixta C4 (8), que comprenda isobutileno, isobutano y 1-buteno, y que comprenda opcionalmente uno o más butadienos, 2-butenos o n-butanos, a una columna de destilación catalítica (10) que contenga un catalizador de isomerización del buteno;
en la columna de destilación catalítica (10), isomerizando simultáneamente el 1-buteno en 2-buteno y separando el 2-buteno del isobutano y del isobutileno;
recuperar el 2-buteno de la columna de destilación catalítica (10) como corriente de fondo (14);
recuperar una fracción de sobrecabezas (16) que comprende el isobutano y el isobutileno de la columna de destilación catalítica (10);
condensar la fracción de sobrecabezas (16) que comprende el isobutano y el isobutileno en un sistema de sobrecabezas;
alimentar al menos una porción de la fracción de sobrecabezas condensada a un divisor (30) y separar el isobutano del isobutileno en el divisor (30);
recuperar una corriente de fondo (34) del divisor (30) que comprende el isobutileno; y
recuperar una corriente de sobrecabezas (32) del divisor (30) que comprende el isobutano;
en el que el procedimiento comprende, además:
hacer funcionar la columna de destilación catalítica (10) a una presión en el rango de 0,5 MPaa a 2 MPaa (5 bara a 20 bara) y a una temperatura de sobrecabezas superior a la temperatura de los fondos del divisor (30), en la que la temperatura de sobrecabezas está en el rango de 42 °C a 138 °C; y
calentar una porción (60) de la corriente de los fondos del divisor (34) mediante intercambio indirecto de calor con al menos una porción (52) de la fracción de sobrecabezas de la columna de destilación catalítica (16), produciendo una corriente de los fondos calentada alimentada a una porción inferior del divisor (30) y una fracción de sobrecabezas enfriada (62); y
alimentar la corriente de sobrecabezas enfriada (62) a través de al menos una línea de flujo al sistema de sobrecabezas.
2. El procedimiento de la reivindicación 1, que comprende además un acumulador (75) para recibir la corriente de sobrecabezas enfriada (62), y en el que la al menos una línea de flujo para alimentar la corriente de sobrecabezas enfriada (62) al sistema de sobrecabezas comprende una primera línea de flujo (84) y una segunda línea de flujo (86), comprendiendo además el procedimiento:
alimentar una porción de vapor de la corriente de sobrecabeza enfriada a través de la primera línea de flujo (84) desde el acumulador (75) al sistema de sobrecabeza; y
alimentar una porción líquida de la corriente de sobrecabeza enfriada a través de la segunda línea de flujo (86) desde el acumulador (75) al sistema de sobrecarga.
3. El procedimiento de la reivindicación 1, que comprende, además: calentar una segunda porción de la corriente de fondos del divisor (34) mediante intercambio indirecto de calor con al menos una porción de la fracción de fondos de la columna de destilación catalítica, produciendo una corriente de fondos del divisor calentada alimentada a una porción inferior del divisor (30) y una fracción de 2-buteno enfriada.
4. El procedimiento de la reivindicación 1, en el que la columna de destilación catalítica (10) funciona a una temperatura de s sobrecabezas en el rango de 85 °C a 138 °C
5. El procedimiento de la reivindicación 1, en el que la columna de destilación catalítica (10) funciona a una temperatura de sobrecabezas en el rango de 60 °C a 65 °C.
6. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 1-3, en el que:
la columna de destilación catalítica (10) funciona a una temperatura de sobrecabezas superior a 60 °C; y
el divisor (30) funciona a una temperatura del fondo inferior a 55 °C.
7. El procedimiento de la reivindicación 6 cuando depende de la reivindicación 1, en el que la columna de destilación catalítica (10) se opera a una temperatura de sobrecabeza superior a 85°C.

8. Un sistema para la producción de isobutileno de alta pureza, que comprende:

una corriente de alimentación para suministrar una corriente mixta C4 (8) que comprenda isobutileno, isobutano y 1-buteno, y que comprenda opcionalmente uno o más butadienos, 2-butenos o n-butanos;

5 una columna de destilación catalítica (10) que contiene un catalizador de isomerización del buteno, la columna de destilación catalítica configurada para funcionar a una temperatura superior a 85°C y para isomerizar simultáneamente el 1-buteno en 2-buteno y separar el 2-buteno del isobutano y del isobutileno;

una corriente de fondo (14) para recuperar el 2-buteno de la columna de destilación catalítica (10);

una corriente de sobrecabezas para recuperar una fracción de sobrecabezas (16) que comprende el isobutano y el isobutileno de la columna de destilación catalítica (10);

10 un sistema de sobrecabezas para condensar la fracción de sobrecabezas (16) que comprende el isobutano y el isobutileno;

un divisor (30) para recibir al menos una porción de la fracción de sobrecabezas condensada y separar el isobutano del isobutileno;

una corriente para recuperar el isobutileno como fondo (34) del divisor (30); y

15 una corriente para recuperar el isobutano como sobrecabezas (32) del divisor (30).

9. El sistema de la reivindicación 8, en el que el sistema está configurado para funcionar con una temperatura de sobrecabezas de la columna de destilación catalítica superior a una temperatura de los fondos del divisor (30).

10. El sistema de la reivindicación 9, que comprende, además:

20 un calderín (50) configurado para calentar una porción de los fondos de isobutileno (34) mediante intercambio indirecto de calor con al menos una porción de la corriente de sobrecabezas (16), produciendo una corriente de fondos calentada alimentada a una porción inferior del divisor (30) y una corriente de sobrecabezas parcialmente condensada; y

al menos una línea de flujo para alimentar la corriente de sobrecabezas parcialmente condensada al sistema de sobrecabezas.

25 11. El sistema de la reivindicación 10, que comprende además un acumulador (75) para recibir la corriente de sobrecabezas parcialmente condensada (62), y en el que la al menos una línea de flujo para alimentar la corriente de sobrecabezas parcialmente condensada (62) al sistema de sobrecabezas comprende:

una primera línea de flujo (84) para alimentar una porción de vapor de la corriente de sobrecabeza parcialmente condensada desde el acumulador (75) al sistema de sobrecabezas; y

30 una segunda línea de flujo (86) para alimentar una porción líquida de la corriente de sobrecabeza parcialmente condensada desde el acumulador (75) al sistema de sobrecabeza.

35 12. El sistema de la reivindicación 10, que comprende además un calderín (50) configurado para calentar una porción de los fondos de isobutileno (34) mediante intercambio indirecto de calor con al menos una porción de la corriente de fondos, produciendo una corriente de fondos calentada alimentada a una porción inferior del divisor (30) y una corriente de 2-buteno enfriada.

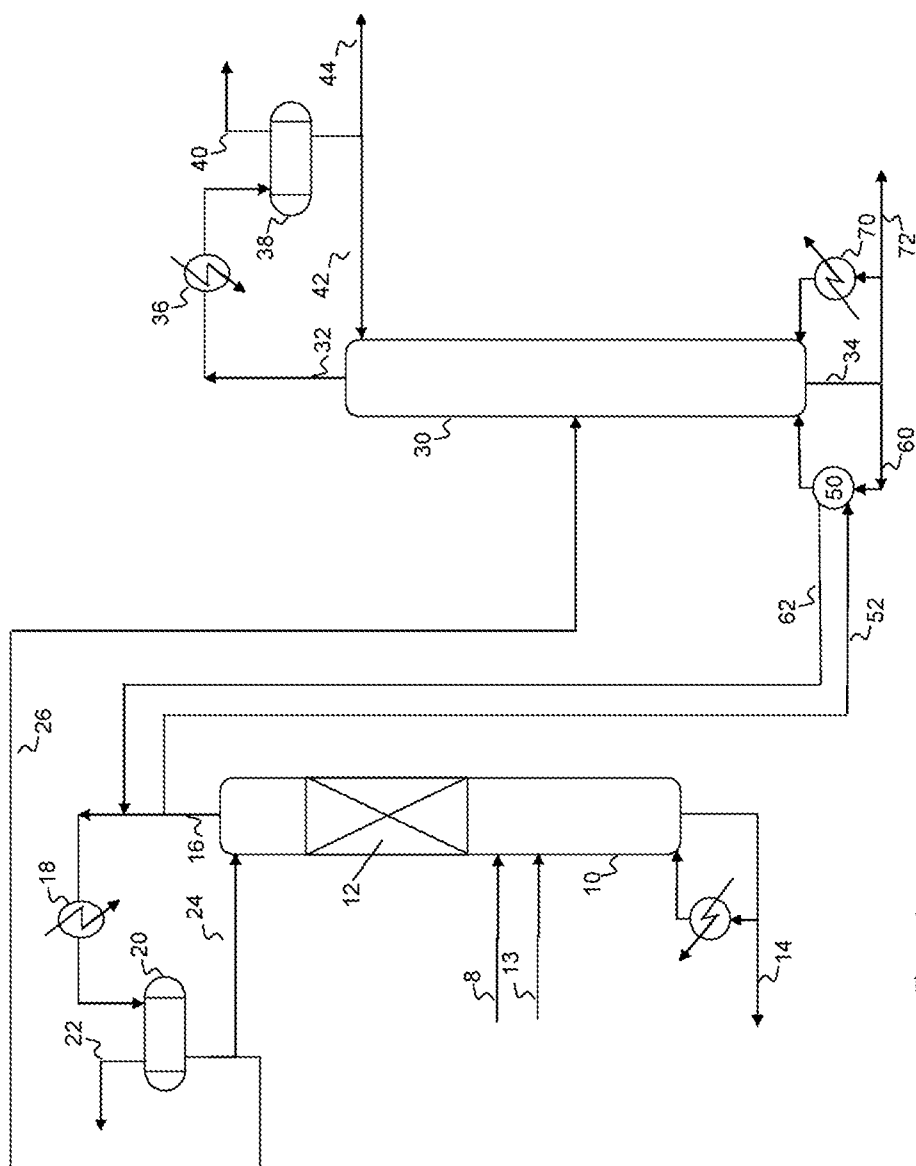


Figura 1

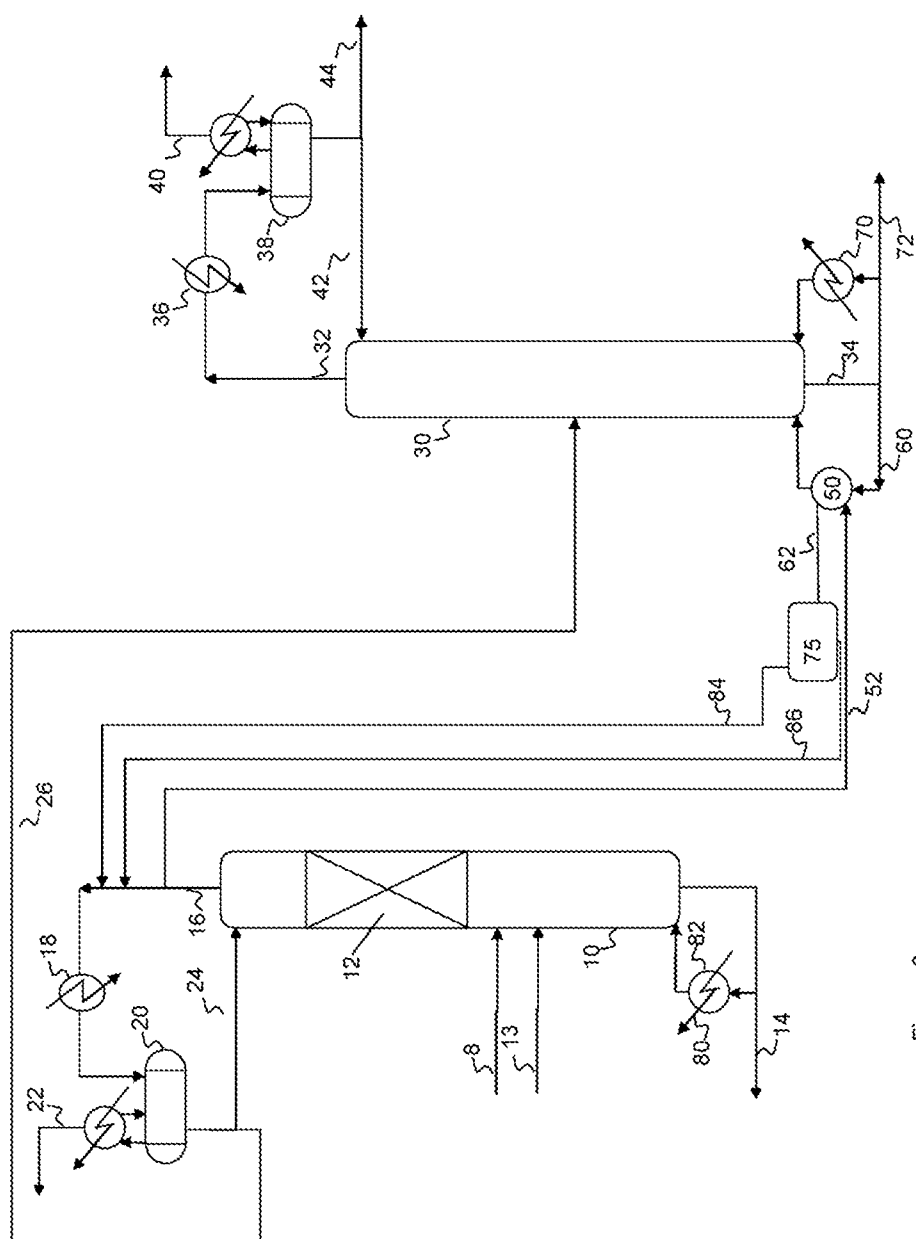


Figura 2