

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 737 149**

51 Int. Cl.:

C10G 25/12 (2006.01)
C10G 25/00 (2006.01)
B01J 20/34 (2006.01)
B01J 20/08 (2006.01)
C07B 63/00 (2006.01)
B01D 53/04 (2006.01)
C10G 67/06 (2006.01)
C10G 69/12 (2006.01)
C10G 57/02 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **09.10.2014 PCT/CN2014/088227**
- 87 Fecha y número de publicación internacional: **14.04.2016 WO16054787**
- 96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **09.10.2014 E 14903676 (6)**
- 97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **17.04.2019 EP 3204470**

54 Título: **Proceso de regeneración de un adsorbente usado para adsorber oxígeno y/o azufre a partir de composiciones orgánicas**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
10.01.2020

73 Titular/es:

**BASF SE (100.0%)
67056 Ludwigshafen, DE**

72 Inventor/es:

**WAGNER, HANS-GUENTER;
BAYER, CHRISTOPH;
KARRER, LOTHAR;
RUETTER, HEINZ;
PIETZ, PATRIK;
CRONE, SVEN;
EGGERSMANN, MARKUS y
WONG, KAM WING**

74 Agente/Representante:

CARVAJAL Y URQUIJO, Isabel

ES 2 737 149 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín Europeo de Patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre Concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Proceso de regeneración de un adsorbente usado para adsorber oxígeno y/o azufre a partir de composiciones orgánicas.

- 5 La invención se refiere a un proceso para la regeneración de un adsorbente (A1). El adsorbente (A1) es regenerado mediante el contacto con una corriente gaseosa (S2) y el flujo de salida del adsorbente (A1) que comprende un condensado de la corriente (S2) y de la composición orgánica (OC1) recogido en un dispositivo. Después de la regeneración del adsorbente (A1), la corriente (S2) del adsorbente (A1) es sustituida completamente o al menos parcialmente por el contenido del dispositivo. Después, al adsorbente (A1) se le suministra una composición orgánica que comprende al menos una olefina, al menos un alcano y al menos un compuesto que contiene oxígeno y/o azufre.
- 10 Las composiciones orgánicas técnicas a menudo requieren ser purificadas de los compuestos que contienen oxígeno y/o antes de su uso como materiales de partida en reacciones catalizadas. Estas impurezas pueden inhibir o reducir las actividades de los catalizadores. La purificación puede llevarse a cabo mediante el empleo de adsorbentes.
- 15 El documento WO 2010/057905 A1 desvela un proceso para la oligomerización de olefinas poniendo al menos una olefina de C2 a C8 en contacto con un catalizador heterogéneo que contiene níquel. Preferiblemente, las olefinas se hacen pasar sobre un material de adsorción antes de ponerlas en contacto con el catalizador con el fin de impedir el envenenamiento del catalizador. Sin embargo, el documento WO 2010/057905 A1 no desvela un proceso para la regeneración de los adsorbentes.
- 20 El documento DE 10 2008 007 081 A1 desvela un proceso para la producción de oligómeros de n-buteno y 1-buteno a partir de una mezcla técnica I de hidrocarburos C₄. De una forma análoga a la del documento WO 2010/057905 A1, el documento menciona la necesidad de eliminar ciertos compuestos que contienen oxígeno y/o azufre a partir de la mezcla de hidrocarburos destinada a ser usada en el proceso de oligomerización catalizado. El documento no desvela un proceso para la regeneración de adsorbentes.
- 25 El documento WO 2005/056503 desvela un catalizador de composite para la oligomerización selectiva de alquenos inferiores y la producción de productos de alto octano. Mientras que la oligomerización de los alquenos inferiores y de las mezclas de alquenos está indicada con detalle, no se menciona el uso de los adsorbentes para la purificación de los materiales de partida o la regeneración de los adsorbentes.
- 30 El documento WO 01/83407 describe un proceso para la oligomerización de alquenos que tienen entre 3 y 6 átomos de carbono usando un catalizador que contiene una zeolita con el tipo de estructura MFS en unas condiciones para obtener selectivamente un producto oligomérico que contiene una cantidad predominante de ciertos oligómeros. Al igual que en el documento previamente analizado de la técnica anterior, ni el uso de los adsorbentes para la purificación de los materiales de partida ni su regeneración es parte de la divulgación.
- 35 Con objeto de eliminar los compuestos adsorbidos que contienen oxígeno y/o azufre, se requiere periódicamente la regeneración de los adsorbentes. Esto puede conseguirse, por ejemplo, mediante la purga del adsorbente con gases inertes o hidrocarburos a unas temperaturas elevadas. Es necesario que los medios de regeneración adecuados estén esencialmente exentos de olefinas y de compuestos que contengan oxígeno y/o azufre, en particular exentos de compuestos que contengan oxígeno y azufre. Las olefinas residuales tienden a formar una torta perjudicial y el polímero precipita sobre el adsorbente, a las temperaturas aplicadas, durante el proceso de regeneración.
- 40 Las composiciones orgánicas técnicas que comprenden olefinas purificadas en un adsorbente comprenden a menudo unas cantidades significativas de hidrocarburos saturados. Estos hidrocarburos saturados purificados pueden ser separados de las olefinas en unas etapas del proceso anterógradas, y serían aplicables para la regeneración de los adsorbentes. Sin embargo, incluso después de la destilación de la corriente del producto, la fracción del hidrocarburo saturado habitualmente contiene todavía unas cantidades considerables de olefinas residuales. Las corrientes que contienen unas cantidades considerables de olefinas no pueden emplearse con éxito para la regeneración del adsorbente debido al aumento en la formación de precipitados y/o de una torta en la superficie del adsorbente.
- 45 Tanto el documento US 4.935.399 como el documento US 4.935.400 describen un proceso similar para la reducción en las pérdidas de hidrocarburo durante la regeneración de los adsorbentes que contienen tamices moleculares para la eliminación de los compuestos de azufre de las corrientes de hidrocarburo líquido. Aunque el proceso según el documento US 4.935.399 comprende el calentamiento del lecho del adsorbente directamente mediante un dispositivo ubicado en el lecho del adsorbente, en el documento US 4.935.400 el lecho del adsorbente se calienta mediante una purga únicamente con un hidrocarburo gaseoso. Ambos documentos explican el uso de las corrientes de hidrocarburo para la regeneración de los lechos adsorbentes que contienen tamices moleculares, pero ninguno de ellos menciona que el producto residual recogido, que queda en el adsorbente después del drenaje, es enviado de nuevo al adsorbente desde un dispositivo de recolección antes de cambiar el adsorbente al modo de operación.
- 50

5 El documento US 5.177.298 desvela un proceso para la regeneración de adsorbentes que contienen un oxigenado usando corrientes regenerativas de hidrocarburo. Las corrientes usadas requieren un pretratamiento adicional por parte de los adsorbentes adicionales con el fin de eliminar los compuestos que contienen azufre u oxígeno. Adicionalmente, el documento US 5.177.298 no desvela la recolección del producto residual que queda en el adsorbente en un dispositivo de recolección o su envío de nuevo al contenido recogido del dispositivo de recolección antes de cambiar desde el modo de regeneración al modo de operación.

10 El documento US 6.673.239 B2 desvela un sistema y un proceso para la eliminación del agua y de los compuestos que contienen oxígeno y/o azufre de hidrocarburos, y un sistema y un proceso para la regeneración de los adsorbentes usados en el mismo. La regeneración comprende hacer pasar una isoparafina sobre un adsorbente de agua, después, hacer pasar la isoparafina sobre un compuesto adsorbente que contiene un heteroátomo. Sin embargo, de una forma análoga a la del documento US 5.177.298, el documento US 6,673,239 B2 no se ocupa de la recolección del producto residual, que queda en el adsorbente, con el fin de enviarlo de nuevo al adsorbente antes de cambiar desde el modo de regeneración al modo de operación.

15 El documento US 2012/0024324 A1 desvela un proceso para la regeneración de lechos de purificación con un compresor de chorro en un ciclo de bucle abierto. Se usa una composición fluida que comprende un gas inerte y una composición de regeneración como los medios de regeneración. Aparte del hidrógeno como posible componente secundario, no se definen los constituyentes adicionales de la composición fluida. En particular, la aplicación de los hidrocarburos como medios de regeneración no está considerada en la divulgación.

20 El documento US 3725377 A desvela un proceso de polimerización en el que la materia prima de la polimerización se pone en contacto con un material adsorbente, y en el que el material adsorbente es regenerado periódicamente con hidrocarburos individuales no polimerizables purificados separados a partir de la corriente de materia prima después de la etapa de polimerización.

25 El documento US 5510566 A desvela un proceso en el que se usa n-butano para la regeneración de un lecho de adsorción de un tamiz molecular de una unidad de eliminación de oxígeno, y el n-butano contaminado se purifica mediante una destilación y se recicla para una regeneración adicional.

El documento US 3208157 A desvela un método para la regeneración de los tamices moleculares empleados para la eliminación de las impurezas del n-butano.

El documento EP 0229994 A1 y el documento US 3075023 A desvelan la regeneración mediante el uso de n-butano.

30 El problema subyacente en la presente invención consiste en el desarrollo de un nuevo proceso para la regeneración de los adsorbentes.

El objeto se consigue mediante un proceso para la regeneración de un adsorbente (A1) que comprende las etapas a) hasta d):

- 35 a) la regeneración del adsorbente (A1) mediante el contacto con una corriente gaseosa (S2) que comprende al menos un alcano,
- b) la recolección del flujo de salida del adsorbente (A1) en un dispositivo (D1), en el que el flujo de salida comprende un condensado de la corriente (S2) y una composición orgánica (OC1) que comprende al menos una olefina, al menos un alcano y opcionalmente al menos un compuesto que contiene oxígeno y/o azufre,
- 40 c) la sustitución de la corriente (S2) del adsorbente (A1) completamente o al menos parcialmente por el contenido del dispositivo (D1),
- d) el suministro al adsorbente (A1) de una composición orgánica (OC2) que comprende al menos una olefina, al menos un alcano y al menos un compuesto que contiene oxígeno y/o azufre, en el que la carga del adsorbente (A1) con composición orgánica (OC2) es aumentada gradualmente y la composición orgánica (OC2) es dirigida a través del dispositivo (D1) antes de ser suministrada al adsorbente (A1),
- 45 e) la hidrogenación de una corriente (S1) que comprende al menos un alcano y al menos una olefina, que se lleva a cabo antes de la etapa a), para obtener una corriente líquida o gaseosa (S2), y/o
- f) la conversión, antes de la etapa a), de la corriente líquida (S2) en una fase gaseosa,

en el que la etapa a) comprende la etapa de componente a1) y las siguientes etapas de componente adicionales a2) hasta a5): a1) el calentamiento del adsorbente (A1) mediante el contacto con la corriente gaseosa (S2), en el que la corriente gaseosa (S2) está condensada en el adsorbente (A1),

- 50 a2) el calentamiento del adsorbente (A1) mediante el contacto con la corriente gaseosa (S2) hasta una temperatura en el intervalo de entre 230 y 270 °C sin la condensación de la corriente gaseosa (S2) en el adsorbente (A1),
- a3) la regeneración del adsorbente (A1) a una temperatura en el intervalo de entre 230 y 270 °C mediante el contacto con la corriente gaseosa (S2),

a4) el enfriamiento del adsorbente (A1) mediante el contacto con la corriente (S2) en estado gaseoso, hasta una temperatura en el intervalo de entre 80 °C y 120 °C, y/o

a5) el enfriamiento del adsorbente (A1) mediante el contacto con la corriente (S2) en estado líquido hasta una temperatura por debajo de 80 °C, preferentemente hasta una temperatura en el intervalo de entre 40 y 60 °C,

5 y en el que el adsorbente se emplea para la adsorción de los compuestos que contienen oxígeno y/o azufre a partir de composiciones orgánicas, los adsorbentes se seleccionan entre el grupo que consiste en tamices moleculares con un diámetro de poro de entre 4 y 15 Å, tamices moleculares sintéticos que comprenden silicio y aluminio como componentes principales, zeolitas sintéticas en las que hay incorporados otros átomos como boro o fósforo en la capa
10 mediante una coprecipitación, fosfato de aluminio, dióxido de silicio, tierra de diatomeas, dióxido de titanio, dióxido de circonio y óxido de aluminio, y en el que la corriente (S2) comprende no más de 1.000 ppm en peso de olefina y al menos un 99 % en peso de al menos un alcano.

El proceso según la invención permite la recuperación de la composición orgánica residual en el adsorbente, y por lo tanto, impide o reduce las pérdidas del valioso producto ya purificado debido a la regeneración del adsorbente.

15 La recolección de la composición orgánica recuperada (OC1) en un dispositivo (D1) y la sustitución de la corriente (S2) del adsorbente (A1) por el contenido del dispositivo (D1) antes de la recarga del adsorbente con la composición orgánica técnica (OC2) que se va a purificar, reduce considerablemente el volumen necesario de corrientes del proceso y el tamaño de los aparatos. Alternativamente, sería necesaria una lenta sustitución de la corriente (S2) por una composición orgánica técnica adicional (OC2), aumentando por lo tanto tremendamente las corrientes del proceso, siendo un resultado inevitable la necesidad de un equipo más grande. Adicionalmente, el cambio del adsorbente
20 directamente desde el modo de regeneración al de operación transferiría variaciones en la calidad y en la carga en las posteriores etapas del proceso. Por lo tanto, las medidas según la presente invención conservan la eficacia del proceso y evitan los inconvenientes de los procedimientos alternativos.

25 Las características mencionadas anteriormente de la presente invención son una ventaja en particular si las mayores cantidades de los compuestos que contienen oxígeno y/o azufre en las composiciones orgánicas técnicas que se van a purificar requieren unas regeneraciones frecuentes del adsorbente. Sin la aplicación de las medidas mencionadas anteriormente según la presente invención, el rendimiento del proceso global para la purificación de las composiciones orgánicas técnicas, que comprende el modo de regeneración y el de operación, sería menor debido a las pérdidas de la composición orgánica y a una menor producción total.

30 En una realización donde el dispositivo (D1) está construido de una forma tal que la composición orgánica y la corriente (S2) forman dos fases y/o composiciones lo suficientemente distinguibles, la eficacia del proceso puede mejorarse incluso más. La composición orgánica recogida en el dispositivo (D1) y la corriente (S2) del adsorbente pueden intercambiarse entre sí ahora directamente, sin corrientes de inducción procedentes de otras partes del conjunto. Esto permite una rápida sustitución de la corriente (S2) del adsorbente por el contenido del dispositivo (D1) y otras instalaciones del conjunto pueden funcionar con unas cargas menores, lo que da como resultado una reducción en su
35 tamaño necesario.

40 En una realización adicional de la invención, pueden aplicarse unos medios de regeneración que comprenden alcanos y olefinas, correspondientes a la corriente (S1) en el contexto de la presente invención, para la regeneración del adsorbente sin una formación significativa de precipitados perjudiciales de torta y de polímeros en el adsorbente. En el contexto de la presente invención, la corriente (S2) se está empleando como la corriente de regeneración o los medios de regeneración de un adsorbente. Con objeto de hidrogenar las olefinas residuales de la corriente (S1) para obtener la corriente (S2), se requiere hidrógeno gaseoso y unos catalizadores adecuados. Por lo tanto, la reducción del consumo del medio de regeneración reduce la demanda de la corriente (S1) que se está hidrogenando. Como consecuencia, los costes necesarios del hidrógeno y de la regeneración del catalizador disminuyen.

45 En otra realización de la presente invención, la corriente (S1) procede de una etapa anterior del proceso. Por lo tanto, la presente invención permite el empleo de componentes como los medios de regeneración para un adsorbente, mediante lo cual dichos componentes han sido purificados anteriormente en el mismo adsorbente, pero de hecho son subproductos, por ejemplo, en un proceso para la producción de octeno mediante la dimerización del buteno. Dichos subproductos se eliminan habitualmente como un desecho, pero en el proceso de la presente invención, pueden ser empleados/convertidos con éxito en una corriente de regeneración.

50 En comparación con otros procesos de la técnica anterior, no se requiere ninguna etapa de purificación adicional para la eliminación de los compuestos que contienen oxígeno y/o azufre, dado que estas mezclas de hidrocarburos se obtienen, por ejemplo, como productos secundarios durante la purificación de las composiciones orgánicas técnicas que comprenden olefinas por medio de los adsorbentes. Por lo tanto, se evita la adquisición de medios de regeneración alternativos como gases inertes.

55 Adicionalmente, otra ventaja de la presente invención puede observarse en el hecho de que una realización de la

invención permite la operación de al menos un adsorbente en el modo de regeneración paralelo a la operación de al menos otro adsorbente en el modo de operación en la misma planta.

5 Con objeto de enriquecer los medios de regeneración tanto como sea posible con los compuestos adsorbidos que contienen oxígeno y/o azufre, y consecuentemente consumir el medio de regeneración en una cantidad lo más baja posible, el flujo del medio de regeneración puede ser dirigido en una dirección opuesta al flujo de cualquier composición orgánica en el modo de operación del adsorbente.

10 Para el enfriamiento del adsorbente, los medios de regeneración pueden hacerse pasar a través del adsorbente a favor de la dirección del flujo de cualquier composición orgánica durante el modo de operación, aprovechando completamente el gradiente de temperatura del adsorbente, reduciendo adicionalmente el consumo de los medios de regeneración.

En resumen, los costes operativos y la carga medioambiental se reducen mediante la reducción del consumo de energía, de los desechos, el reciclado de los medios de regeneración y las pérdidas de producto debido a una combinación de unas medidas ventajosas implementadas en la presente invención. Adicionalmente, la presente invención proporciona un método para la eficaz regeneración de los adsorbentes.

15 La invención se especifica con más detalle como sigue:

Un proceso para la regeneración de un adsorbente (A1) que comprende las siguientes etapas a) hasta d).

20 En el contexto de la presente invención, el término "adsorbente" comprende tanto el adsorbente como el dispositivo en el que está incluido el adsorbente. En lugar del término "adsorbente", puede usarse la expresión "material adsorbente". El término adsorbente puede usarse de forma equivalente para adsorbente, incluso si una determinada afirmación realmente se refiere únicamente al adsorbente pero no al dispositivo en el que está incluido el adsorbente.

El adsorbente (A1) se emplea para la adsorción de los compuestos que contienen oxígeno y/o azufre a partir de composiciones orgánicas. Preferiblemente, el adsorbente (A1) puede emplearse para la adsorción de éteres, alcoholes, tioles, tioéteres, sulfóxidos, cetonas, aldehídos o mezclas de los mismos.

25 Algunos adsorbentes preferidos son, por ejemplo, los tamices moleculares con un diámetro de poro de entre 4 y 15 Å. Además, los tamices moleculares aplicables son silicatos de alumina cristalinos naturales tales como silicatos reticulares estratificados o tamices moleculares sintéticos. Adicionalmente, pueden usarse los tamices moleculares disponibles comercialmente vendidos por Bayer AG, Dow, Union Carbide Laporte o Mobil. Estos tamices moleculares pueden ser, por ejemplo, zeolitas del tipo A, X e Y. Además, los tamices moleculares sintéticos comprenden silicio y aluminio como componentes principales, mediante lo cual pueden ser útiles otros átomos como componentes secundarios, tales como lantánidos como galio, indio y lantano u otros elementos como níquel, cobalto, cobre, cinc o plata. Éstos pueden ser introducidos en la zeolita, por ejemplo, por medio de un intercambio iónico con cationes intercambiables.

30

Asimismo, pueden emplearse zeolitas sintéticas, en las que hay incorporados otros átomos como boro o fósforo en la capa mediante una coprecipitación.

35 Algunos adsorbentes adicionales adecuados son fosfato de aluminio, dióxido de silicio, tierra de diatomeas, dióxido de titanio, dióxido de circonio, adsorbentes poliméricos y mezclas de los mismos.

El adsorbente más preferido es el óxido de aluminio, disponible comercialmente, por ejemplo, como Selexsorb CDL en BASF.

40 Preferiblemente, el adsorbente (A1) está basado en óxido de aluminio y/o el adsorbente (A1) puede ser empleado para la adsorción de los compuestos que contienen oxígeno y/o azufre a partir de composiciones orgánicas, preferentemente el adsorbente (A1) puede ser empleado para la adsorción de éteres, alcoholes, tioles, tioéteres, sulfóxidos, cetonas, aldehídos o mezclas de los mismos.

45 En una realización de la invención, el adsorbente (A1) que va a ser regenerado en la etapa a) hasta d) (las etapas a) hasta d) según se definen a continuación) es parte de un conjunto que contiene al menos un adsorbente adicional (A2). Preferiblemente, el al menos un adsorbente adicional (A2) está en su modo de operación durante la regeneración del primer adsorbente (A1) y/o cada adsorbente de este conjunto es idéntico con respecto al adsorbente y/o a su modo de operación.

50 La regeneración, en el contexto de la presente invención, significa la desorción y la eliminación de los compuestos adsorbidos que contienen oxígeno y/o azufre desde el adsorbente (A1), en particular desde el adsorbente del adsorbente (A1). El proceso inventivo para la regeneración del adsorbente (A1) también puede comprender las

medidas/etapas necesarias adicionales, por ejemplo, para la preparación del medio de regeneración, del propio adsorbente (A1) para la regeneración o para permitir que el adsorbente (A1), una vez finalizada la regeneración, sea operado de nuevo para la adsorción de los compuestos que contienen oxígeno y/o azufre a partir de composiciones orgánicas.

- 5 Consecuentemente, un adsorbente, en esta invención, puede ser operado al menos en los modos de operación: modo de operación o modo de regeneración.

10 Un adsorbente, en esta invención, está en modo de operación cuando se suministra en el adsorbente una corriente que comprende una composición orgánica (OC1) y/o (OC2) ((OC1) y (OC2) según se define a continuación), que comprende al menos un alcano y/o al menos una olefina y compuestos que contienen oxígeno y/o azufre, preferentemente que no están siendo dirigidos previamente a través del adsorbente, y los compuestos que contienen oxígeno y/o azufre son adsorbidos completamente o al menos parcialmente a partir de esta corriente en el adsorbente.

Preferiblemente, al menos el 50 %, más preferentemente al menos el 80 %, lo más preferentemente al menos el 97 % de los compuestos que contienen oxígeno y/o azufre son adsorbidos a partir de la corriente que comprende la composición orgánica (OC1) y/o la composición orgánica (OC2) según el párrafo anterior.

- 15 Un adsorbente, en esta invención, está en modo de operación cuando se llevan a cabo medidas para la eliminación o medidas relacionadas con la eliminación de los compuestos adsorbidos que contienen oxígeno y/o azufre a partir del adsorbente, u opcionalmente no aplica la definición del modo de operación.

Las etapas a), b), c) y d) en el proceso para la regeneración de un adsorbente según la presente invención, se definen como sigue:

- 20 En la etapa a) el adsorbente (A1) es regenerado mediante el contacto con una corriente gaseosa (S2) que comprende al menos un alcano.

Preferiblemente, el alcano contiene entre 1 y 14, más preferentemente entre 3 y 10, lo más preferentemente entre 4 y 6, átomos de carbono en su cadena más larga.

- 25 La corriente (S2) comprende al menos un 99 % en peso de al menos un alcano, más preferentemente al menos un 99,5 % en peso de al menos un alcano, lo más preferentemente al menos un 99,9 % en peso de al menos un alcano, preferentemente el alcano es butano.

El al menos un alcano puede ser, por ejemplo, lineal, ramificado y/o cíclico, y se selecciona entre el grupo: metano, etano, propano, butano, pentano, hexano, heptano, octano, nonano y decano. Preferiblemente, el al menos un alcano es butano.

- 30 En el contexto de la presente invención, si no se establece de otro modo, no se diferencia entre los diferentes isómeros de un determinado alcano. Por ejemplo, el término butano puede referirse al n-butano y/o al isobutano.

35 La corriente (S1), la corriente (S2), la composición orgánica (OC2) y/o la composición orgánica (OC1) ((S1), (OC1) y (OC2) según se definen a continuación) pueden comprender en una realización específica, uno o más alcanos adicionales diferentes del butano, que pueden seleccionarse entre los mismos alcanos según se ha especificado más arriba.

La corriente (S2) comprende no más de 1.000 ppm en peso de la olefina, más preferentemente no más de 500 ppm en peso de la olefina, lo más preferentemente no más de 100 ppm en peso de la olefina, preferentemente la olefina es buteno.

- 40 La olefina de la corriente (S1), de la corriente (S2), de la composición orgánica (OC2) y/o de la composición orgánica (OC1) ((S1), (OC1) y (OC2) según se definen a continuación) puede comprender al menos una monoolefina lineal, ramificada, cíclica y/o al menos una olefina lineal, ramificada, cíclica que contiene más de un doble enlace olefínico. Preferiblemente, la olefina tiene entre 2 y 14, más preferentemente entre 3 y 10, lo más preferentemente entre 4 y 6 átomos de carbono en su cadena carbonada más larga.

- 45 Si existe más de un estereoisómero de una olefina, por ejemplo, los correspondientes isómeros cis- y trans-, estos isómeros se consideran, en el contexto de la presente invención, equivalentes. Además, no se diferencia entre los isómeros constitucionales de las monoolefinas. Por ejemplo, el término buteno puede comprender los isómeros constitucionales 1-buteno y/o 2-buteno, así como el 2-buteno el correspondiente estereoisómero cis- y/o trans-.

Las monoolefinas pueden seleccionarse, por ejemplo, entre el grupo: eteno, propeno, buteno penteno, hexeno, hepteno, octeno, noneno y deceno. Preferiblemente, la olefina es buteno.

Si hay presente al menos una olefina que contiene más de un doble enlace olefínico, esta olefina es preferentemente un dieno, más preferentemente butadieno.

5 La corriente (S1), la corriente (S2), la composición orgánica (OC2) y/o la composición orgánica (OC1) ((S1), (OC2) y (OC1) según se definen a continuación) pueden comprender en una realización específica, una o más olefinas adicionales diferentes del buteno que pueden seleccionarse entre las mismas olefinas según se ha especificado más arriba.

La etapa a) comprende la etapa de componente a1) y al menos una de las siguientes etapas de componente adicionales a2) hasta a5):

- 10 a1) el calentamiento del adsorbente (A1) mediante el contacto con la corriente gaseosa (S2), en el que la corriente gaseosa (S2) está condensada en el adsorbente (A1),
 a2) el calentamiento del adsorbente (A1) mediante el contacto con la corriente gaseosa (S2) hasta una temperatura en el intervalo de entre 230 y 270 °C sin ninguna condensación de la corriente gaseosa (S2) en el adsorbente (A1),
 a3) la regeneración del adsorbente (A1) a una temperatura en el intervalo de entre 230 y 270 °C mediante el contacto con la corriente gaseosa (S2),
 15 a4) el enfriamiento del adsorbente (A1) mediante el contacto con una corriente (S2) en estado gaseoso, hasta una temperatura en el intervalo de entre 80 °C y 120 °C y/o
 a5) el enfriamiento del adsorbente (A1) mediante el contacto con una corriente (S2) en estado líquido hasta una temperatura por debajo de 80 °C, preferentemente hasta una temperatura en el intervalo de entre 40 y 60 °C.

20 Preferiblemente, la etapa g) (según se define a continuación) se lleva a cabo antes de la etapa a), y la etapa b) se lleva a cabo preferentemente al mismo tiempo que la etapa a), y la etapa a) comprende las etapas de componente a1), seguida de la a2), seguida de la a3) seguida de la etapa a4) seguida de la a5).

25 La condensación, lo que significa la conversión desde la fase gaseosa hasta la fase líquida, de los componentes comprendidos en la corriente (S2) de la etapa a), en particular de la etapa a1), habitualmente tiene lugar si al menos un punto, lo que significa un elemento espacial, del interior del adsorbente, que es el adsorbente y/o a la pared del adsorbente, tiene una temperatura que está por debajo de la temperatura del punto de condensación de los respectivos componentes comprendidos en la corriente gaseosa (S2), presentes en ese punto.

La presión en el adsorbente (A1), que está en el modo de regeneración, está definida por la presión de la corriente (S2) en el adsorbente.

30 En el caso de llevar a cabo la etapa e) y/o f) (según se definen a continuación), la presión de la corriente (S2) en el adsorbente (A1) es idéntica o inferior a la presión de corriente (S2) según se obtiene en la etapa e) y/o f).

35 Preferiblemente, la dirección del flujo de la corriente gaseosa (S2) a través del adsorbente (A1) en las etapas a1), a2), a3) y/o b) es opuesta a la dirección del flujo de cualquier composición orgánica a través del mismo adsorbente (A1) durante su modo de operación, y/o la corriente gaseosa (S2) en la etapa a4) y/o la corriente líquida (S2) en la etapa a5) tienen la misma dirección del flujo a través del adsorbente (A1) que la dirección del flujo de cualquier composición orgánica a través del mismo adsorbente (A1) durante su modo de operación.

Preferiblemente, la velocidad de calentamiento del adsorbente (A1) no supera los 60 °C/h, más preferentemente no supera los 40 °C/h.

40 Preferiblemente, la temperatura de la corriente gaseosa (S2) no es mayor de 100 °C, más preferentemente no es mayor de 60 °C, mayor que la temperatura del adsorbente (A1), especialmente durante las etapas de calentamiento a1), a2) y/o b) (etapa b) según se define a continuación). Preferiblemente, la temperatura de la corriente gaseosa u opcionalmente líquida (S2) no es mayor de 100 °C, más preferentemente no es mayor de 60 °C, menor que la temperatura del adsorbente (A1), especialmente durante las etapas de enfriamiento a4) y/o a5).

Una realización adicional de la invención comprende al menos una de las siguientes características i) hasta iii):

- 45 i) la velocidad de calentamiento del adsorbente (A1) no supera los 60 °C/h, preferentemente no supera los 40 °C/h, y/o
 ii) la temperatura de la corriente gaseosa (S2) no es mayor de 100 °C, preferentemente no es mayor de 60 °C, mayor que la temperatura del adsorbente (A1), especialmente durante las etapas de calentamiento a1), a2) y/o b), y/o
 50 iii) la temperatura de la corriente gaseosa u opcionalmente líquida (S2) no es mayor de 100 °C, preferentemente no es mayor de 60 °C, menor que la temperatura del adsorbente (A1), especialmente durante las etapas de enfriamiento a4) y/o a5).

Preferiblemente, en la etapa a), el flujo de salida obtenido a partir del adsorbente (A1), que comprende la corriente gaseosa (S2) y las impurezas eliminadas del adsorbente (A1), es condensado al menos parcialmente, preferentemente mediante el empleo de al menos un condensador y/o al menos un enfriador.

5 Preferiblemente, se condensa al menos el 30 % en peso, más preferentemente al menos el 50 % en peso, lo más preferentemente al menos el 70 % en peso del flujo de salida obtenido a partir del adsorbente (A1) en la etapa a).

Puede usarse cualquier condensador y/o enfriador apropiado conocido por la persona experta en la materia.

En la etapa b), el flujo de salida del adsorbente (A1) se recoge en un dispositivo (D1), en el que el flujo de salida comprende el condensado de la corriente (S2) y una composición orgánica (OC1) que comprende al menos una olefina, al menos un alcano y opcionalmente al menos un compuesto que contiene oxígeno y/o azufre.

10 La etapa b) se lleva a cabo preferentemente al mismo tiempo que la etapa a).

Puede usarse cualquier dispositivo o aparato apropiado conocido por la persona experta en la materia como el dispositivo (D1).

Preferiblemente, el dispositivo es un recipiente adecuado para el almacenamiento de líquidos orgánicos, tales como hidrocarburos.

15 La composición orgánica (OC1) comprende preferentemente como mucho un 80 % en peso, más preferentemente como mucho un 70 % en peso, lo más preferentemente como mucho un 50 % en peso de al menos un alcano. Preferiblemente, el al menos un alcano es butano.

20 Además, la composición orgánica (OC1) comprende preferentemente al menos un 20 % en peso, más preferentemente al menos un 30 % en peso, lo más preferentemente al menos un 50 % en peso de al menos una olefina. Preferiblemente, la al menos una olefina es buteno.

La composición orgánica (OC1) comprende preferentemente no más del 1,0 % en peso de dienos, preferentemente butadieno.

25 El compuesto que contiene oxígeno y/o azufre comprendido en la composición orgánica (OC1) puede seleccionarse entre el grupo que consiste en: éteres, alcoholes, tioles, tioéteres, sulfóxidos, cetonas, aldehídos o mezclas de los mismos.

La composición orgánica (OC1) comprende preferentemente no más de 20 ppm en peso, más preferentemente no más de 5 ppm en peso, lo más preferentemente no más de 1 ppm en peso de al menos un compuesto que contiene oxígeno y/o azufre.

30 La transferencia del flujo de salida del adsorbente (A1) al dispositivo (D1) en la etapa b) o del contenido del dispositivo (D1) del adsorbente (A1) en la etapa c) (según se define a continuación) genera en ambos casos una corriente (S3).

En la etapa c), la corriente (S2) del adsorbente (A1) es completamente o al menos parcialmente sustituida por el contenido del dispositivo (D1).

Preferiblemente, la corriente (S2) del adsorbente (A1) es sustituida en al menos un 10 %, más preferentemente en al menos un 30 %, lo más preferentemente en al menos un 40 %, por el contenido del dispositivo (D1).

35 En una realización adicional de la invención

40 i) en la etapa c), si la corriente (S2) y la composición orgánica (OC1), forman al menos dos composiciones y/o fases individuales, la composición y/o la fase del dispositivo (D1) con mayor contenido de la composición orgánica (OC1) es el contenido del dispositivo (D1) en la etapa c) que sustituye a la corriente (S2) en el adsorbente (A1) y/o ii) la parte de la corriente (S2) en el adsorbente (A1) que es sustituida en el adsorbente (A1) por una parte del contenido del dispositivo en la etapa c) se recoge en el dispositivo (D1).

En la etapa d) al adsorbente (A1) se le suministra una composición orgánica (OC2) que comprende al menos una olefina, al menos un alcano y al menos un compuesto que contiene oxígeno y/o azufre.

45 La composición orgánica (OC2) comprende preferentemente como mucho un 80 % en peso, más preferentemente como mucho un 70 % en peso, lo más preferentemente como mucho un 50 % en peso de al menos un alcano. Preferiblemente, el al menos un alcano es butano.

ES 2 737 149 T3

Además, la composición orgánica (OC2) comprende preferentemente al menos un 20 % en peso, más preferentemente al menos un 30 % en peso, lo más preferentemente al menos un 50 % en peso de al menos una olefina. Preferiblemente, la al menos una olefina es buteno.

Preferiblemente, (OC2) comprende no más del 1,0 % en peso de dienos, preferentemente butadieno.

- 5 El compuesto que contiene oxígeno y/o azufre puede seleccionarse entre el grupo que consiste en: éteres, alcoholes, tioles, tioéteres, sulfóxidos, cetonas, aldehídos o mezclas de los mismos

La composición orgánica (OC2) en la etapa d) comprende preferentemente no más de 1.000 ppm en peso de los compuestos que contienen oxígeno y/o azufre.

- 10 Preferiblemente, la composición orgánica (OC2) comprende no más de 250 ppm en peso de 1,2-dimetoxietano (DME), no más de 150 ppm en peso de metil terc-butil éter (MTBE), no más de 50 ppm en peso de acetona, no más de 50 ppm en peso de metanol y/o no más de 50 ppm en peso de metil mercaptano.

La carga del adsorbente (A1) con la composición orgánica (OC2) en la etapa d) es aumentada gradualmente, y la composición orgánica (OC2) es dirigida a través del dispositivo (D1) antes de ser suministrada al adsorbente (A1) según la etapa d).

- 15 Preferiblemente, las etapas a) hasta d) se llevan a cabo en el orden de la etapa a) está seguida por la etapa b), la etapa b) está seguida por la etapa c), la etapa c) está seguida por la etapa d).

- 20 La invención puede comprender una etapa adicional e), que se lleva a cabo antes de la etapa a), en la que se hidrogena una corriente (S1) que comprende al menos un alcano y al menos una olefina, para obtener una corriente líquida o gaseosa (S2) y/o una etapa (f) en la que, antes de la etapa a), la corriente líquida (S2) se convierte en una fase gaseosa.

La corriente (S1) puede comprender al menos un alcano y al menos una olefina en un total de al menos un 99 % en peso, más preferentemente en un total de al menos un 99,5 % en peso, lo más preferentemente en un total de al menos un 99,9 % en peso.

- 25 La corriente (S1) puede comprender butano y buteno, preferentemente al menos un 96 % en peso de butano y no más de un 4 % en peso de buteno.

La hidrogenación puede llevarse a cabo mediante cualquier método apropiado conocido por la persona experta en la materia.

Puede ser útil una hidrogenación catalizada usando al menos un catalizador y una fuente de hidrógeno.

- 30 Preferiblemente, el catalizador comprende elementos en bloque d, más preferentemente, por ejemplo, Pd, Pt, Ru, Ir, Rh, Cu, Ni o Co, lo más preferentemente Pd, Ni, Pt o Rh, en particular preferentemente Pd o Ni.

La hidrogenación puede llevarse a cabo usando H₂ gaseoso y/o en forma de una hidrogenación de transferencia catalítica, empleando, por ejemplo, formiato amónico, hidruros de sililo, NaBH₄, ciclohexeno o alcoholes tales como metanol y propanol como fuente de hidrógeno. Preferiblemente, la hidrogenación se lleva a cabo usando H₂ gaseoso como fuente de hidrógeno.

- 35 La fuente de hidrógeno y el disolvente pueden ser idénticos, por ejemplo, en el caso de alcoholes tales como el metanol.

Puede emplearse cualquier disolvente conocido por la persona experta en la materia que sea apropiado para llevar a cabo la hidrogenación.

- 40 En general pueden emplearse disolventes próticos polares, no próticos polares y/o no polares, por ejemplo, metanol, etanol, propanol, isopropanol, tetrahidrofurano o tolueno.

Alternativamente, la hidrogenación puede llevarse a cabo sin el uso de ningún disolvente.

En una realización preferida, la hidrogenación se lleva a cabo sin el uso de ningún disolvente y con H₂ gaseoso como fuente de hidrógeno.

Puede emplearse cualquier reactor conocido por la persona experta en la materia que sea apropiado para llevar a

cabo la hidrogenación.

Preferiblemente, se emplea un reactor de lecho controlado para llevar a cabo la hidrogenación.

5 En otra realización de la invención, la corriente (S1) se origina en la composición orgánica (OC2) que ha sido purificada anteriormente por el mismo adsorbente (A1) o por un similar adsorbente similar adicional durante el modo de operación del respectivo adsorbente.

Preferiblemente, en la realización según se ha especificado en el párrafo anterior, se lleva a cabo una oligomerización de olefinas, preferentemente una dimerización de buteno a octeno, y/o una etapa de destilación para separar el butano del buteno antes de la etapa e) y después de la purificación de la composición orgánica (OC2) empleando al menos un adsorbente en su modo de operación.

10 En otra realización de la invención, el adsorbente (A1) que se va a regenerar en la etapa a) hasta d) es parte de un conjunto que contiene al menos un adsorbente adicional (A2), preferentemente el al menos un adsorbente adicional (A2) está en su modo de operación durante la regeneración del primer adsorbente (A1) y/o cada adsorbente de este conjunto es idéntico con respecto al adsorbente y/o a su modo de operación.

15 El proceso según la realización según se ha especificado en el párrafo anterior, en el que el al menos un adsorbente adicional (A2) está preferentemente en modo de operación y/o

i) en la etapa d) la carga del adsorbente adicional (A2) con la composición orgánica (OC2) es disminuida gradualmente a la misma velocidad con la que se aumenta gradualmente la carga del primer adsorbente (A1) con la composición orgánica (OC2) según la etapa d) y/o

20 ii) en la etapa d) el primer adsorbente (A1) y el al menos un adsorbente adicional (A2) son procesados con unas cargas idénticas de la composición orgánica (OC2) según la etapa d), después, el al menos un adsorbente adicional (A2) se cambia al modo de regeneración.

25 Preferiblemente, en un periodo de tiempo no mayor de 60 minutos, más preferentemente no mayor de 20 minutos, lo más preferentemente no mayor de 10 minutos, en particular preferentemente no mayor de 5 minutos, la carga hidráulica nominal del primer adsorbente (A1) con la corriente (S2) se reduce desde el 100 % hasta el 50 % y/o la carga hidráulica nominal con la corriente (S2) del adsorbente adicional (A2) se aumenta desde el 0 % hasta el 50 %.

30 El proceso para la regeneración de un adsorbente (A1) comprende la etapa e) y/o una etapa adicional f), antes de la etapa a), en el que la corriente líquida (S2) se convierte en una fase gaseosa. La conversión de la corriente líquida (S2) en una fase gaseosa puede llevarse a cabo reduciendo la presión y/o calentando la corriente líquida (S2), preferentemente mediante el empleo de al menos un evaporador (EV1) y/o de al menos un supercalentador (SH1) y/o de al menos un recipiente de vaporización instantánea (FV1).

35 En una realización preferida, la corriente líquida (S2), que se origina en la etapa e), con una presión de entre 5 y 80 bar, preferentemente de entre 10 y 50 bar, lo más preferentemente de entre 20 y 30 bar, es suministrada, para la conversión según la etapa f), a un recipiente de vaporización instantánea, en el que la presión de la corriente líquida (S2) se reduce hasta entre 4 y 16 bar, preferentemente hasta entre 7 y 13 bar, lo más preferentemente hasta entre 8 y 11 bar.

La reducción de la presión de la corriente líquida (S2), preferentemente en un recipiente de vaporización instantánea, en comparación con la presión del líquido (S2) obtenido en la etapa e), puede dar como resultado la conversión de al menos una parte de la corriente líquida (S2) en una fase gaseosa. El resto de la corriente líquida (S2) a una presión reducida puede ser convertido en una fase gaseosa mediante el uso de al menos un evaporador.

40 Mediante la reducción de la presión de la corriente líquida (S2), preferentemente en un recipiente de vaporización instantánea, en comparación con la presión de la corriente líquida (S2) obtenida en la etapa a), puede convertirse entre un 0 y un 80 %, preferentemente menos del 10 % de la corriente líquida (S2), en una fase gaseosa.

45 Alternativamente, la corriente líquida (S2) puede ser convertida en una fase gaseosa, preferentemente con al menos un evaporador, sin una reducción previa de la presión en comparación con la presión obtenida para la corriente (S2) en la etapa e).

En la presente invención, un evaporador es un dispositivo que convierte una corriente líquida en una fase gaseosa mediante una transferencia de calor a la corriente líquida.

También es posible usar dos o más evaporadores a través de los cuales puede fluir la corriente (S2) en serie y/o en paralelo.

Puede aplicarse cualquier evaporador conocido por la persona experta en la materia que sea apropiado para llevar a cabo la evaporación.

- 5 Algunos ejemplos de evaporadores son los evaporadores eléctricos y los evaporadores que transfieren el calor por medio de un medio de transferencia de calor, tal como vapor (vapor de agua) u otros medios gaseosos, hidrocarburos, aceites o sales. Preferiblemente, los evaporadores son de tipo caldera.

La conversión de la corriente líquida (S2) en una fase gaseosa según la etapa f) también puede comprender un supercalentamiento.

El supercalentamiento, en el contexto de la presente invención, significa un aumento adicional de la temperatura de la corriente ya gaseosa (S2), preferentemente mediante la transferencia de calor a la corriente gaseosa (S2).

- 10 Puede aplicarse cualquier supercalentador conocido por la persona experta en la materia que sea apropiado para el supercalentamiento.

El supercalentamiento puede llevarse a cabo con uno o más supercalentadores. Cuando se usa más de un supercalentador, los supercalentadores pueden estar dispuestos en serie y/o en paralelo.

- 15 Algunos ejemplos de posibles supercalentadores son los supercalentadores eléctricos y los supercalentadores que transfieren el calor por medio de un medio de transferencia de calor, un medio gaseoso adecuado, hidrocarburos, aceites o sales. Preferiblemente, los supercalentadores son del tipo de carcasa y tubo.

La evaporación y el supercalentamiento pueden llevarse a cabo en dispositivos diferentes y/o combinarse en al menos un dispositivo capaz de cumplir ambas funciones, por ejemplo, un intercambiador de calor de carcasa y tubo apilado en la parte superior de un evaporador de tipo caldera.

- 20 Si se usan los evaporadores y/o los supercalentadores basados en un medio de transferencia de calor, puede hacerse pasar la misma corriente del medio de transferencia de calor a través de únicamente un evaporador o un supercalentador, o a través de más de un evaporador o supercalentador. Puede usarse la misma corriente de medio de transferencia de calor para los evaporadores o los supercalentadores, o para los evaporadores y los supercalentadores.

- 25 Puede aplicarse el mismo tipo de medio de transferencia de calor para todos los evaporadores y/o los supercalentadores, o pueden usarse diferentes tipos de medios de transferencia de calor para cada dispositivo individual o grupo de evaporadores y/o de supercalentadores.

- 30 Dependiendo de la temperatura realmente necesaria en un momento dado del proceso, la transferencia de calor a la corriente líquida o gaseosa (S2) por parte de los respectivos evaporadores y/o supercalentadores puede reducirse, detenerse completamente y/o uno o cualquier número de evaporadores y/o uno o cualquier número de supercalentadores pueden ser evitados por la corriente (S2).

Preferiblemente, la corriente gaseosa (S2) se hace pasar a través de todos los evaporadores y/o supercalentadores, y la transferencia de calor se reduce o se detiene cuando son necesarias unas temperaturas menores para la corriente gaseosa (S2).

- 35 Preferiblemente, los evaporadores y/o los supercalentadores se evitan si se requiere una corriente líquida (S2).

El proceso para la regeneración de un adsorbente (A1) puede comprender una etapa adicional g), en la que, antes de llevar a cabo la etapa a), se lleva a cabo una etapa de drenaje con el fin de eliminar al menos parcialmente una composición orgánica (OC1) que fue purificada por el adsorbente (A1) durante su modo de operación, opcionalmente la composición orgánica (OC1) obtenida en la etapa de drenaje g) se recoge en un dispositivo (D1).

- 40 Preferiblemente, se elimina al menos un 10 % en peso, más preferentemente al menos un 30 % en peso, más preferentemente al menos un 40 % en peso de la composición orgánica (OC1) durante la etapa de drenaje g).

Una realización adicional de la invención comprende al menos una, preferentemente todas, las siguientes características i) hasta vi):

- 45 i) en la etapa e), la corriente (S1) comprende butano y buteno, preferentemente al menos un 96 % en peso de butano y no más de un 4 % en peso de buteno, y/o

ii) la corriente (S2) comprende no más de 500 ppm en peso de olefina, lo más preferentemente no más de

100 ppm en peso de olefina, preferentemente la olefina es buteno, y/o

iii) la corriente (S2) comprende al menos un 99,5 % en peso de al menos un alcano, lo más preferentemente al menos un 99,9 % en peso de al menos un alcano, preferentemente el alcano es butano y/o

5 iv) la composición orgánica (OC2) de la etapa d) comprende no más de 1.000 ppm en peso de los compuestos que contienen oxígeno y/o azufre.

Figuras

10 Las figuras 1 hasta 4 ilustran ciertos aspectos de la invención. Por motivos de claridad no se han dibujado todos los componentes aplicables y realizaciones en una y/o en todas las figuras. Las realizaciones mostradas en las diferentes figuras pueden combinarse entre sí, y no excluyen la incorporación de componentes adicionales en los límites de la divulgación de la memoria descriptiva.

15 La Fig. 1 ilustra el conjunto más básico de la presente invención. El adsorbente (A1) es regenerado mediante el contacto con la corriente gaseosa (S2) suministrada en el adsorbente en una dirección opuesta a la dirección de flujo de la corriente (OC2). La corriente (S2) puede suministrarse como alternativa en el adsorbente (A1) a favor de la dirección del flujo de la corriente (OC2) durante otras etapas del proceso de regeneración. La corriente (OC2) comprende la composición orgánica (OC2). La corriente (OC1) abandona el adsorbente (A1) por el extremo opuesto del adsorbente (A1), elegido para la introducción de la corriente (OC2) en el adsorbente (A1). La corriente (OC1) comprende la composición orgánica (OC1). La corriente (OC2) puede ser suministrada directamente en el adsorbente (A1) o dirigida previamente a través del dispositivo (D1). Las corrientes (OC1) y (OC2) únicamente están presentes durante el modo de operación. La corriente (S3) puede comprender la composición orgánica (OC1) y/o la corriente (S2) y/o la corriente (OC2). La corriente (S3) es recogida en un dispositivo (D1) o es transferida desde el dispositivo (D1) hasta el adsorbente (A1). Durante la etapa a) según la reivindicación 8, o cuando la corriente (S3) es transferida al adsorbente (A1), puede producirse otra corriente (S2) en el extremo opuesto del adsorbente (A1) en comparación con el extremo conectado con el dispositivo (D1). En una realización de la invención, ésta corriente (S2), si se produce durante la transferencia de la corriente (S3) al adsorbente (A1), puede ser dirigida opcionalmente al dispositivo (D1).
20 La corriente (S4) comprende al menos la corriente (S2) y/o los compuestos que contienen oxígeno y/o azufre. La corriente (S4) sale del adsorbente (A1) durante el modo de regeneración, en la etapa de regeneración a) del proceso de la presente invención, pero no durante el modo de operación del adsorbente (A1). La corriente (S4) puede salir del adsorbente a favor de, o en oposición a, la dirección de flujo de la corriente (OC2). Preferiblemente, la corriente (S4) sale del adsorbente durante las etapas a1), a2) y/o a3) en oposición a la dirección de flujo de la corriente (OC2), y/o durante las etapas a4) y/o a5) a favor de la dirección del flujo de la corriente (OC2). La corriente (S4) puede comprender adicionalmente (en comparación con la corriente (S2)) aquellos elementos (tales como los compuestos que contienen oxígeno y/o azufre) que fueron adsorbidos por el adsorbente desde la corriente (OC2) durante su modo de operación.

35 La Fig. 2 muestra una posible realización en la que la corriente líquida (S2) se obtiene mediante la hidrogenación de la corriente (S1). La corriente (S1) es suministrada a un reactor de hidrogenación (FIR). El flujo de salida comprende la corriente líquida (S2) que es dirigida a la unidad de evaporación/calentamiento (EHU).

En la Fig. 3 se muestra una posible realización para la unidad de evaporación/calentamiento (EHU). La corriente líquida (S2) es suministrada a un recipiente de vaporización instantánea (FV1) y dirigida desde allí directamente, y/o indirectamente sobre un evaporador (EV1), hasta un supercalentador (SH1). Procedente del supercalentador (SH1), la corriente (S2) puede ser dirigida al adsorbente (A1) según se ilustra, por ejemplo, en la Fig. 1.

40 La Fig. 4 muestra una realización alternativa adicional que usa dos adsorbentes (A1) y (A2) en paralelo. Los adsorbentes pueden ser operados simultáneamente en el mismo modo, o uno en el modo de regeneración y el otro en el modo de operación.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para la regeneración de un adsorbente (A1) que comprende las siguientes etapas a) hasta f):

- a) la regeneración del adsorbente (A1) mediante el contacto con una corriente gaseosa (S2) que comprende al menos un alcano,
- 5 b) la recolección del flujo de salida del adsorbente (A1) en un dispositivo (D1), en el que el flujo de salida comprende un condensado de la corriente (S2) y una composición orgánica (OC1) que comprende al menos una olefina, al menos un alcano y al menos un compuesto que contiene oxígeno y/o azufre,
- c) la sustitución de la corriente (S2) en el adsorbente (A1) completamente o al menos parcialmente por el contenido del dispositivo (D1),
- 10 d) el suministro al adsorbente (A1) de una composición orgánica (OC2) que comprende al menos una olefina, al menos un alcano y al menos un compuesto que contiene oxígeno y/o azufre, en el que la carga del adsorbente (A1) con la composición orgánica (OC2) es aumentada gradualmente y la composición orgánica (OC2) es dirigida a través del dispositivo (D1) antes de ser suministrada al adsorbente (A1),
- e) la hidrogenación de una corriente (S1) que comprende al menos un alcano y al menos una olefina, que se lleva a cabo antes de la etapa a), para obtener una corriente líquida o gaseosa (S2), y/o
- 15 f) la conversión, antes de la etapa a), de la corriente líquida (S2) en una fase gaseosa,

en el que la etapa a) comprende la etapa de componente a1) y las siguientes etapas de componente adicionales a2) hasta a5):

- a1) el calentamiento del adsorbente (A1) mediante el contacto con la corriente gaseosa (S2), en el que la corriente gaseosa (S2) está condensada en el adsorbente (A1),
- 20 a2) el calentamiento del adsorbente (A1) mediante el contacto con la corriente gaseosa (S2) hasta una temperatura en el intervalo de entre 230 y 270 °C sin la condensación de la corriente gaseosa (S2) en el adsorbente (A1),
- a3) la regeneración del adsorbente (A1) a una temperatura en el intervalo de entre 230 y 270 °C mediante el contacto con la corriente gaseosa (S2),
- 25 a4) el enfriamiento del adsorbente (A1) mediante el contacto con la corriente (S2) en estado gaseoso, hasta una temperatura en el intervalo de entre 80 °C y 120 °C, y/o
- a5) el enfriamiento del adsorbente (A1) mediante el contacto con la corriente (S2) en estado líquido hasta una temperatura por debajo de 80 °C, preferentemente hasta una temperatura en el intervalo de entre 40 y 60 °C, y en el que el adsorbente se emplea para la adsorción de los compuestos que contienen oxígeno y/o azufre a partir de
- 30 composiciones orgánicas, los adsorbentes se seleccionan entre el grupo que consiste en tamices moleculares con un diámetro de poro de entre 4 y 15 Å, tamices moleculares sintéticos que comprenden silicio y aluminio como componentes principales, zeolitas sintéticas en las que hay incorporados otros átomos como boro o fósforo en la capa mediante una coprecipitación, fosfato de aluminio, dióxido de silicio, tierra de diatomeas, dióxido de titanio, dióxido de circonio y óxido de aluminio, y en el que la corriente (S2) comprende no más de 1.000 ppm en peso de olefina y al menos un 99 % en peso de al menos un alcano.
- 35

2. El proceso según la reivindicación 1, en el que

- i) en la etapa e), la corriente (S1) comprende butano y buteno, preferentemente al menos un 96 % en peso de butano y no más de un 4 % en peso de buteno, y/o
- 40 ii) la corriente (S2) comprende no más de 500 ppm en peso de olefina, lo más preferentemente no más de 100 ppm en peso de olefina, preferentemente la olefina es buteno, y/o
- iii) la corriente (S2) comprende al menos un 99,5 % en peso de al menos un alcano, lo más preferentemente al menos un 99,9 % en peso de al menos un alcano, preferentemente el alcano es butano, y/o
- iv) la composición orgánica (OC2) en la etapa d) comprende no más de 1.000 ppm en peso de los compuestos que contienen oxígeno y/o azufre.

45 3. El proceso según la reivindicación 1 o 2, en el que la corriente (S1) se origina a partir de la composición orgánica (OC2) que ha sido purificada previamente mediante el mismo adsorbente (A1) o mediante un adsorbente adicional similar durante el modo de operación del respectivo adsorbente.

4. El proceso según la reivindicación 3 en el que se lleva a cabo una oligomerización de las olefinas, preferentemente una dimerización del buteno a octeno, y/o una etapa de destilación para separar el butano del buteno antes de la etapa e) y después de la purificación de la composición orgánica (OC2) empleando al menos un adsorbente en su modo de operación.

50

5. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, en el que antes de llevar a cabo la etapa a), se lleva a cabo una etapa de drenaje g) del adsorbente con objeto de eliminar al menos parcialmente una composición orgánica (OC1) que se purificó mediante el adsorbente (A1) durante su modo de operación, opcionalmente la composición orgánica (OC1) obtenida en la etapa de drenaje g) se recoge en un dispositivo (D1).

55

6. El proceso según la reivindicación 5, en el que la etapa g) se lleva a cabo antes de la etapa a), y la etapa b) se lleva a cabo preferentemente al mismo tiempo que la etapa a), y la etapa a) comprende las etapas de componente a1), seguida de la a2), seguida de la a3) seguida de la etapa a4) seguida de la a5).
- 5 7. El proceso según la reivindicación 1, en el que la dirección del flujo de la corriente gaseosa (S2) a través del adsorbente (A1) en las etapas a1), a2), a3) y/o b) es opuesta a la dirección del flujo de cualquier composición orgánica a través del mismo adsorbente (A1) durante su modo de operación, y/o la corriente gaseosa (S2) en la etapa a4) y/o la corriente líquida (S2) en la etapa a5) tienen la misma dirección del flujo a través del adsorbente (A1) que la dirección del flujo de cualquier composición orgánica a través del mismo adsorbente (A1) durante su modo de operación.
- 10 8. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7, en el que el adsorbente (A1) está basado en óxido de aluminio y/o el adsorbente (A1) puede ser empleado para la adsorción de los compuestos que contienen oxígeno y/o azufre a partir de las composiciones orgánicas, preferentemente el adsorbente (A1) puede ser empleado para la adsorción de éteres, alcoholes, tioles, tioéteres, sulfóxidos, cetonas, aldehídos o mezclas de los mismos.
- 15 9. El proceso según la reivindicación 1, en el que en la etapa f), la conversión se lleva a cabo reduciendo la presión y/o calentando la corriente líquida (S2), preferentemente mediante el empleo de al menos un evaporador (EV1) y/o de al menos un supercalentador (SH1) y/o de al menos un recipiente de vaporización instantánea (FV1).
10. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 9, en el que
- 20 i) la velocidad de calentamiento del adsorbente (A1) no supera los 60 °C/h, preferentemente no supera los 40 °C/h, y/o
 ii) la temperatura de la corriente gaseosa (S2) no es mayor de 100 °C, preferentemente no es mayor de 60 °C, mayor que la temperatura del adsorbente (A1), especialmente durante las etapas de calentamiento a1), a2) y/o b), y/o
 iii) la temperatura de la corriente gaseosa u opcionalmente líquida (S2) no es mayor de 100 °C, preferentemente no es mayor de 60 °C, menor que la temperatura del adsorbente (A1), especialmente durante las etapas de enfriamiento a4) y/o a5).
- 25 11. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 10, en el que en la etapa a), el flujo de salida obtenido a partir del adsorbente (A1), que comprende la corriente gaseosa (S2) y las impurezas eliminadas del adsorbente (A1), es condensado al menos parcialmente, preferentemente mediante el empleo de al menos un condensador y/o de al menos un enfriador.
- 30 12. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 11, en el que el adsorbente (A1) que se va a regenerar en la etapa a) y b) es parte de un conjunto que contiene al menos un adsorbente adicional (A2), preferentemente el al menos un adsorbente adicional (A2) está en su modo de operación durante la regeneración del primer adsorbente (A1) y/o cada adsorbente de este conjunto es idéntico con respecto al adsorbente y/o a su modo de operación.
13. El proceso según la reivindicación 12, en el que el al menos un adsorbente adicional (A2) está preferentemente en modo de operación y
- 35 i) en la etapa d) la carga del adsorbente adicional (A2) con la composición orgánica (OC2) es reducida gradualmente a la misma velocidad con la que se aumenta gradualmente la carga del primer adsorbente (A1) con la composición orgánica (OC2) según la etapa d), y/o
 ii) en la etapa d) el primer adsorbente (A1) y el al menos un adsorbente adicional (A2) son procesados con unas cargas idénticas de la composición orgánica (OC2) según la etapa d), después, el al menos un adsorbente adicional (A2) se cambia al modo de regeneración.
- 40 14. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 13, en el que
- 45 i) en la etapa c), si la corriente (S2) y la composición orgánica (OC1) forman al menos dos composiciones y/o fases individuales, la composición y/o la fase del dispositivo (D1) con el mayor contenido en la composición orgánica (OC1) es el contenido del dispositivo (D1) en la etapa c) sustituyendo la corriente (S2) en el adsorbente (A1), y/o
 ii) la parte de la corriente (S2) en el adsorbente (A1) que es sustituida en el adsorbente (A1) por una parte del contenido del dispositivo (D1) en la etapa c), se recoge en el dispositivo (D1).

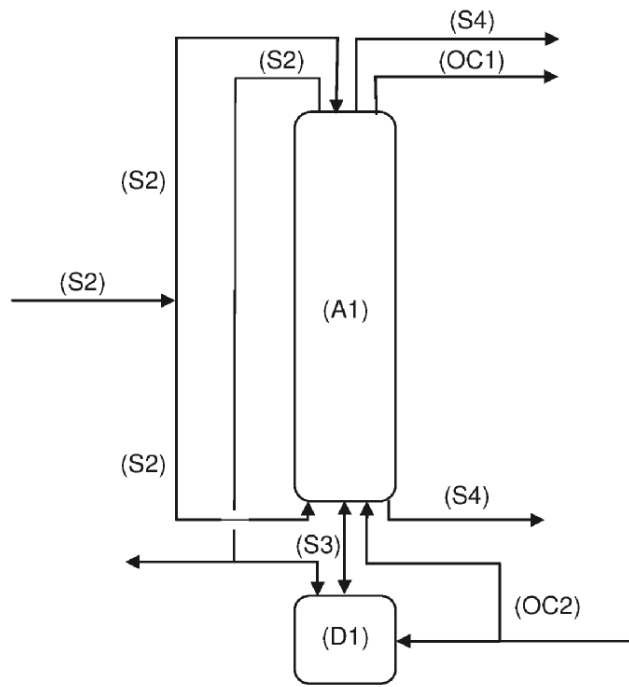


Fig. 1

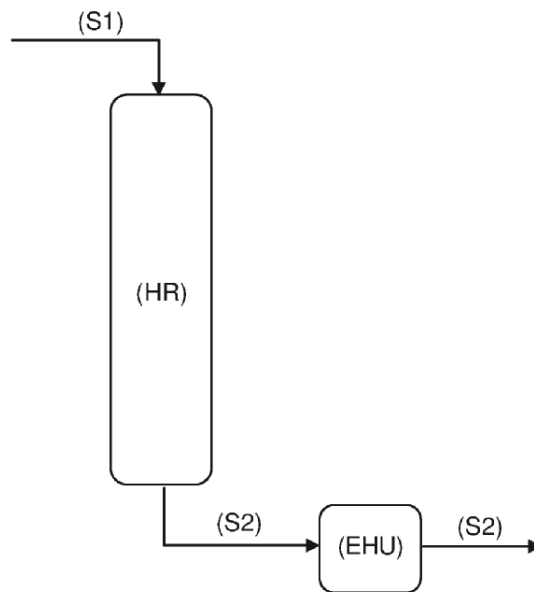


Fig. 2

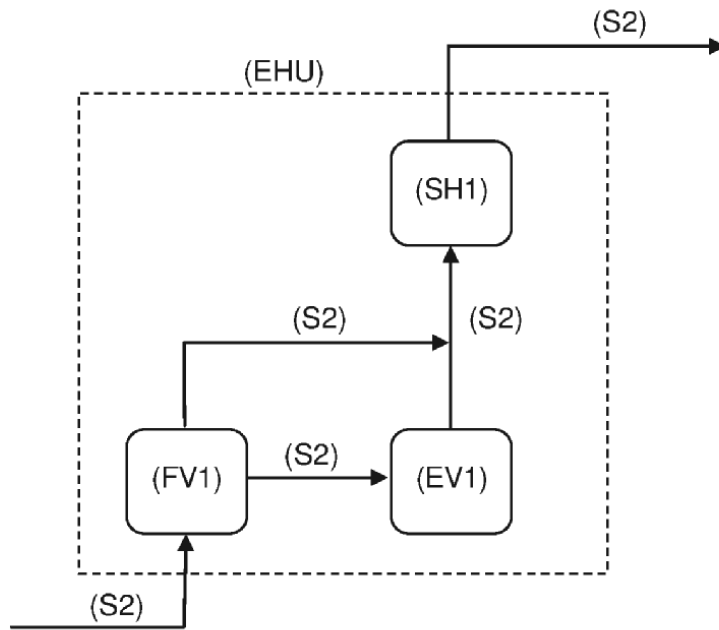


Fig. 3

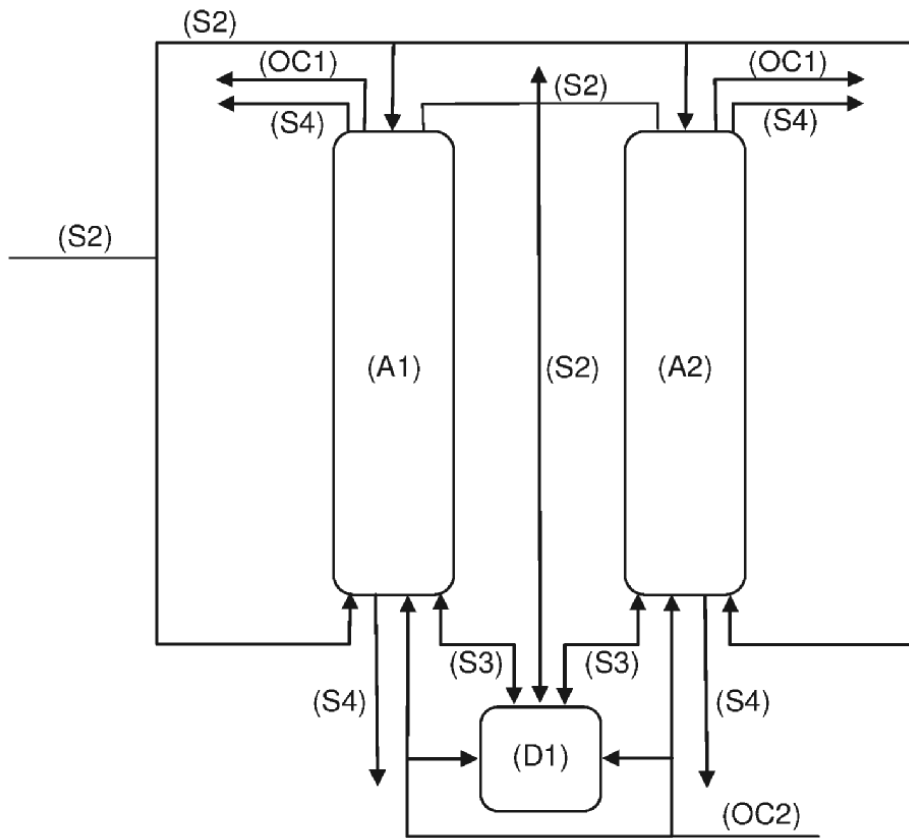


Fig. 4