

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 733 399**

51 Int. Cl.:

B01J 20/34 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **09.10.2014 PCT/CN2014/088233**

87 Fecha y número de publicación internacional: **14.04.2016 WO16054790**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **09.10.2014 E 14903801 (0)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **03.04.2019 EP 3204153**

54 Título: **Procedimiento de intercambio de calor para la regeneración de un adsorbedor**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
28.11.2019

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;
WONG, KAM WING;
KIRCHNER, GUENTHER y
ZIMMER, GABRIELE**

74 Agente/Representante:

CARVAJAL Y URQUIJO, Isabel

ES 2 733 399 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 de intercambio de calor para la regeneración de un adsorbedor

Descripción

- 5 La invención se refiere a un procedimiento para la regeneración de un adsorbedor (A) mediante el contacto con una corriente (S1), en el que la corriente (S1) se calienta de antemano mediante al menos dos unidades de intercambio de calor (HEU1) y (HEU2). Como flujo de salida del adsorbedor (A) se obtiene una corriente (S2), que se hace pasar a través de al menos dos unidades de intercambio de calor (HEU1) y (HEU2) atravesadas por la corriente (S1), en la que la temperatura de la corriente (S2) alimentada a cada unidad de intercambio de calor es mayor que la temperatura de la corriente (S1) alimentada a las unidades de intercambio de calor (HEU1) y (HEU2), con el fin de transferir directamente calor de la corriente (S2) a la corriente (S1).
- 10 Las composiciones orgánicas técnicas necesitan a menudo purificarse de compuestos que contienen heteroátomos, en particular heteroátomos como azufre u oxígeno antes de su uso como materiales de partida en reacciones catalizadas. Estas impurezas pueden inhibir o disminuir las actividades de los catalizadores. La purificación puede realizarse empleando adsorbedores.
- 15 El documento WO 2010/057905 A1 da a conocer un procedimiento para la oligomerización de olefinas poniendo al menos una olefina 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 ponerse en contacto con el catalizador para prevenir el envenenamiento del catalizador. Sin embargo, el documento WO 2010/057905 A1 no da a conocer un procedimiento para la recuperación de calor.
- 20 El documento DE 10 2008 007 081 A1 da a conocer un procedimiento para la producción de oligómeros de n-buteno y 1-buteno a partir de una mezcla técnica-I de hidrocarburos C4. Análogamente al documento WO 2010/057905 A1, el documento menciona la necesidad de eliminar ciertos compuestos que contienen heteroátomos de la mezcla de hidrocarburos que se pretende usar en el procedimiento de oligomerización catalizada. El documento no da a conocer un procedimiento para la recuperación de calor.
- 25 El documento WO 2005/056503 da a conocer un catalizador compuesto para la oligomerización selectiva de alquenos inferiores y la producción de productos con alto contenido en octano. Mientras que la oligomerización de alquenos inferiores y mezclas de alquenos se notifica en detalle, no se menciona un procedimiento para la recuperación de calor.
- 30 El documento WO 01/83407 describe un procedimiento para la oligomerización de alquenos que tienen de 3 a 6 átomos de carbono usando un catalizador que contiene una zeolita del tipo de estructura MFS en condiciones para obtener un producto oligomérico selectivamente que contiene una cantidad predominante de ciertos oligómeros. Al igual que en el documento de la técnica anterior comentado anteriormente, un procedimiento para la recuperación de calor no es parte de la divulgación.
- 35 El documento US 3725377 A da a conocer un procedimiento en el que una corriente de materia prima de polimerización se purifica con un adsorbente y el adsorbente se regenera con hidrocarburos purificados no polimerizables separados del efluente de la etapa de polimerización. El documento US 5510566 A da a conocer una planta de metil butil terciario éter (MTBE) que usa n-butano para regenerar un lecho de adsorción de tamiz molecular de una unidad de eliminación de oxígeno.
- 40 Con el fin de eliminar los compuestos adsorbidos que contienen heteroátomos, se requiere la regeneración de los adsorbedores periódicamente. Esto puede lograrse, por ejemplo, purgando el adsorbedor con gases inertes o hidrocarburos a temperaturas elevadas. Con el fin de elevar la temperatura de los medios de regeneración al nivel necesario, se consume energía. Por tanto, los procedimientos que permiten una recuperación de calor eficaz de los medios de regeneración, dejando el adsorbedor, son ventajosos. Es necesario que los medios de regeneración adecuados estén esencialmente libres de olefinas y compuestos que contengan heteroátomos, en particular libres de
- 45 compuestos que contengan oxígeno y/o azufre. Las olefinas residuales tienden a formar precipitados de coque y polímero perjudiciales sobre el adsorbente, a las temperaturas aplicadas, durante el proceso de regeneración.
- Las composiciones orgánicas técnicas que comprenden olefinas purificadas en un adsorbedor a menudo comprenden cantidades significativas de hidrocarburos saturados. Estos hidrocarburos saturados purificados pueden separarse de las olefinas en etapas del procedimiento posteriores y serían aplicables para la regeneración de los adsorbedores. Sin embargo, incluso después de la destilación de la corriente del producto, la fracción de hidrocarburo saturado habitualmente contiene todavía cantidades considerables de olefinas residuales. Las corrientes que contienen cantidades considerables de olefinas no pueden emplearse con éxito para la regeneración del adsorbedor debido al aumento de la formación de precipitados y/o coque en la superficie del adsorbedor.
- 50 Los documentos US 4.935.399 y US 4.935.400 describen ambos un procedimiento similar para la reducción de las pérdidas de hidrocarburos durante la regeneración de adsorbedores que contienen tamices moleculares para la eliminación de compuestos de azufre de las corrientes de hidrocarburos líquidos. Mientras que el procedimiento
- 55

- según el documento US 4.935.399 comprende el calentamiento del lecho de adsorbedor directamente mediante un dispositivo ubicado dentro del lecho de adsorbedor, en el documento US 4.935.400 el lecho de adsorbedor se calienta purgando únicamente con hidrocarburo gaseoso. Ambos documentos explican el uso de corrientes de hidrocarburos para la regeneración de lechos de adsorbedores que contienen tamices moleculares, pero ninguno de ellos menciona la recuperación de calor de las corrientes del procedimiento.
- El documento US 5.177.298 da a conocer un procedimiento para la regeneración de adsorbentes que contienen compuestos oxigenados usando corrientes regenerantes de hidrocarburos. Las corrientes usadas requieren un tratamiento previo adicional mediante adsorbedores adicionales con el fin de eliminar compuestos que contienen azufre u oxígeno. Además, el documento US 5.177.298 ni da a conocer un procedimiento en el que se implementa más de un dispositivo de recuperación de calor ni un procedimiento flexible que permita una recuperación de calor eficaz a altas y bajas temperaturas.
- El documento US 6.673.239 B2 da a conocer un sistema y procedimiento para eliminar agua y compuestos que contienen heteroátomos de hidrocarburos y un sistema y procedimiento para la regeneración de adsorbentes usados en los mismos. La regeneración comprende hacer pasar una isoparafina sobre un adsorbente de agua, luego hacer pasar la isoparafina sobre el adsorbente de compuesto que contiene heteroátomo. Sin embargo, no se menciona un procedimiento para la recuperación de calor en la divulgación.
- El documento US 2012/0024324 A1 da a conocer un procedimiento para la regeneración de lechos de purificación con un compresor de chorro en un ciclo de bucle abierto. Una composición fluida que comprende un gas inerte y una composición de regeneración se usa como medio de regeneración. Aparte del hidrógeno como posible componente secundario, no se definen constituyentes adicionales de la composición fluida. Además, el documento no da a conocer un procedimiento para la recuperación de calor usando más de un dispositivo de recuperación de calor para la recuperación de calor de la misma corriente.
- El problema que subyace a la presente invención consiste en el desarrollo de un nuevo procedimiento para la regeneración de un adsorbedor.
- El objeto se logra mediante un procedimiento para la regeneración de un adsorbedor (A) que comprende las siguientes etapas a) a d):
- a) calentar una corriente (S1) en al menos dos unidades de intercambio de calor (HEU1) y (HEU2),
 - b) regenerar un adsorbedor (A) mediante el contacto con la corriente (S1) obteniendo, como flujo de salida del adsorbedor (A), una corriente (S2),
 - c) hacer pasar la corriente (S2) a través de la unidad de intercambio de calor (HEU2), en el que la temperatura de la corriente (S2) alimentada a la unidad de intercambio de calor (HEU2) es mayor que la temperatura de la corriente (S1) alimentada a la unidad de intercambio de calor (HEU2) con el fin de transferir el calor de la corriente (S2) a la corriente (S1),
 - d) hacer pasar la corriente (S2) a través de la unidad de intercambio de calor (HEU1), en el que la temperatura de la corriente (S2) alimentada a la unidad de intercambio de calor (HEU1) es mayor que la temperatura de la corriente (S1) alimentada a la unidad de intercambio de calor (HEU1) con el fin de transferir el calor de la corriente (S2) a la corriente (S1), en el que
 - i) las etapas c) y d) pueden ejecutarse en paralelo dividiendo la corriente (S2) en dos partes,
 - ii) la etapa c) va seguida por la etapa d) y la temperatura de la corriente (S2) alimentada a la unidad de intercambio de calor (HEU2) es mayor o igual que su temperatura cuando se alimenta a la unidad de intercambio de calor (HEU1) y/o
 - iii) temporalmente sólo una de las etapas c) y d) se lleva a cabo
- y en el que la regeneración del adsorbedor en la etapa b) comprende las siguientes etapas componentes b1) a b5):
- b1) calentar el adsorbedor (A) mediante el contacto con la corriente gaseosa (S1), en el que la corriente gaseosa (S1) se condensa dentro del adsorbedor,
 - b2) calentar el adsorbedor (A) mediante el contacto con la corriente gaseosa (S1) hasta una temperatura en el intervalo de 230 a 270°C sin ninguna condensación de la corriente gaseosa (S1) dentro del adsorbedor,
 - b3) regenerar el adsorbedor (A) a una temperatura en el intervalo de 230 a 270°C mediante el contacto con la corriente gaseosa (S1),
 - b4) enfriar el adsorbedor mediante el contacto con la corriente gaseosa (S1), y

b5) enfriar el adsorbedor (A) mediante el contacto con la corriente líquida (S1) hasta una temperatura por debajo de 80°C, preferiblemente hasta una temperatura en el intervalo de 40 a 60°C,

- 5 y en la etapa b), la etapa b1) va seguida por b2), seguida por b3), seguida por b4) y seguida por b5) y el calentamiento del adsorbedor no excede de 60°C/h y la temperatura de la corriente gaseosa (S1) no es de más de 100°C, mayor que el adsorbedor (A), especialmente durante la etapa de calentamiento b1) y/o b2) y la temperatura de la corriente gaseosa u opcionalmente líquida (S1) no es de más de 100°C menor que el adsorbedor, especialmente durante las etapas de enfriamiento b4) y/o b5) y en el que la corriente (S1) se origina a partir de una composición orgánica que se ha purificado anteriormente mediante el mismo adsorbedor (A) o mediante un adsorbedor adicional similar durante el modo de operación del respectivo adsorbedor.
- 10 El procedimiento según la presente invención que usa al menos dos unidades de intercambio de calor permite una recuperación eficaz del calor de una corriente de procedimiento (S2) para su transferencia a otra corriente (S1) en un procedimiento para la regeneración de un adsorbedor y en consecuencia el enfriamiento de una corriente de procedimiento (S2) al mismo tiempo.
- 15 Pueden obtenerse temperaturas objetivo variables para la corriente (S1) a temperaturas variables de la corriente (S2) sin restricciones mutual con respecto a la introducción de calor mediante fuentes de calor convencionales y mediante las unidades de intercambio de calor usadas para la recuperación de calor a partir de la corriente (S2) a determinados intervalos de temperatura. Este efecto es de particular importancia en la regeneración de adsorbedores, puesto que las temperaturas objetivo requeridas para los medios de regeneración son transitorias.
- 20 Soluciones alternativas, más obvias que usan sólo una unidad de intercambio de calor para recuperar el calor de la corriente (S2), no según la presente invención, muestran menos flexibilidad y propiedades de recuperación de calor menos eficaces a temperaturas variables de la corriente (S1) y (S2).
- 25 Por ejemplo, si la corriente (S1) se hace pasar a través de una unidad de intercambio de calor en primer lugar, seguido por un calentador de vapor, el calentador de vapor es inútil, si el calor recuperado eleva la temperatura de la corriente (S1) por encima de la temperatura de la corriente. El calor requerido para alcanzar la temperatura objetivo de la corriente (S1) tendría que proporcionarse en su lugar mediante un calentador eléctrico, dando como resultado el consumo de energía eléctrica adicional. En consecuencia, este procedimiento, en contraste con la presente invención, no sería eficaz a intervalos de alta temperatura.
- 30 Sin embargo, si se aplica un procedimiento en el que la unidad de integración de calor y el calentador de vapor pueden pasarse según el ejemplo previo o viceversa, la recuperación de calor ya no está limitada a intervalos de temperatura superiores. Aunque está limitada por la temperatura de la corriente (S1) que sale del calentador de vapor, o en otras palabras, está limitada a intervalos de temperatura inferiores. Además, el flujo de corriente (S1) y (S2) en la unidad de integración de calor es en cocorriente en el caso de recorridos de tuberías sencillos, limitando por tanto el intercambio de calor.
- 35 Estas soluciones alternativas en comparación con la presente invención muestran que la selección cuidadosa de dispositivos de calentamiento y evaporación basados en recuperación de calor y convencionales, así como la disposición de recorrido de corriente real son cruciales para una recuperación de calor y enfriamiento eficaces de corrientes con temperaturas variables.
- 40 Cuando se aplican al menos dos unidades de intercambio de calor para la recuperación de calor a partir de la corriente (S2), la recuperación de calor en la presente invención no está limitada a temperaturas bajas o altas de las corrientes (S1) o (S2), puesto que puede usarse una unidad de intercambio de calor para recuperar calor de la corriente (S2) a altas temperaturas y otra a temperaturas inferiores.
- 45 En una realización, se aplica una unidad de intercambio de calor para recuperar calor de la corriente (S2) para la evaporación de la corriente (S1), mientras que otra transfiere calor de la corriente (S2) para supercalentar la corriente (S1). En consecuencia, en momentos en los que la temperatura de la corriente (S2) es demasiado baja para supercalentar la corriente (S1), el calor que queda en la corriente (S2) no se pierde, sino que puede usarse todavía ventajosamente para la evaporación de la corriente (S1).
- 50 En otra realización de la invención, la corriente (S1) puede obtenerse mediante hidrogenación de una corriente (S0) que comprende alcanos y olefinas y posteriormente aplicarse para la regeneración de adsorbedores, sin formación significativa de precipitados perjudiciales de coque y polímeros sobre el adsorbente. Esto es de importancia significativa, en particular en combinación con otra realización de la invención, tal como se explica en el siguiente párrafo.
- 55 En una realización adicional de la presente invención, la corriente (S1) se origina a partir de una etapa de procedimiento anterior. Por tanto, la presente invención permite el empleo de componentes como medios de regeneración para un adsorbedor mediante lo cual dichos componentes se han purificado anteriormente en el mismo adsorbedor, pero que de hecho son subproductos, por ejemplo, dentro de un procedimiento para producir octeno mediante dimerización de buteno. Tales subproductos se descargan habitualmente como desecho, pero dentro del

procedimiento de la presente invención pueden emplearse/convertirse satisfactoriamente en una corriente de regeneración.

5 En comparación con otros procedimientos de la técnica anterior, cuando el procedimiento de la presente invención se aplica en la regeneración de adsorbedores, no se requiere una etapa de purificación adicional para eliminar compuestos que contienen azufre y/o oxígeno y/u otros heteroátomos puesto que estas mezclas de hidrocarburos se obtienen por ejemplo como productos secundarios durante la purificación de composiciones orgánicas técnicas que comprenden olefinas por medio de adsorbedores. Se evita por tanto la adquisición de medios de regeneración alternativos como gases inertes.

10 Además, otra ventaja de la presente invención puede observarse en el hecho de que una realización de la invención permite el funcionamiento de al menos un adsorbedor en el modo de regeneración en paralelo al funcionamiento de al menos otro adsorbedor en el modo de funcionamiento en la misma planta.

15 Con el fin de enriquecer los medios de regeneración tanto como sea posible con compuestos adsorbidos que contienen heteroátomos y que consumen en consecuencia medios de regeneración media en una cantidad tan baja como sea posible, el flujo de los medios de regeneración puede dirigirse de manera opuesta al flujo de cualquiera composición orgánica en el modo de funcionamiento del adsorbedor.

Para el enfriamiento del adsorbedor, los medios de regeneración pueden hacerse pasar a través del adsorbedor según la dirección del flujo de cualquier composición orgánica durante el modo de funcionamiento aprovechando plenamente el gradiente de temperatura dentro del adsorbedor, reduciendo adicionalmente el consumo de medios de regeneración.

20 En resumen, los costes operativos y la carga medioambiental disminuyen mediante la reducción del consumo de energía, los desechos y el reciclaje debido a una combinación de medidas ventajosas implementadas en la presente invención. Además, la presente invención proporciona un método para la regeneración eficaz de adsorbedores.

25 La invención se especifica en más detalle tal como sigue: La presente invención se refiere a un procedimiento para la regeneración de un adsorbedor (A) que comprende las siguientes etapas a) a d) tal como se definen en la reivindicación 1.

30 Dentro del contexto de la presente invención, el término "adsorbedor" comprende el adsorbente así como el dispositivo en el que el adsorbente está incrustado. En lugar del término "adsorbente", puede usarse la expresión "material adsorbedor". El término adsorbedor puede usarse de manera equivalente para adsorbente, incluso si una determinada frase se refiere realmente sólo al adsorbente pero no al dispositivo en el que el adsorbente está incrustado.

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

35 Puede aplicarse cualquier adsorbente conocido por el experto en la técnica que sea apropiado para realizar la adsorción de compuestos que contienen oxígeno y/o azufre de composiciones orgánicas.

40 Adsorbentes preferidos son, por ejemplo, tamices moleculares con un diámetro de poro de 4 a 15 Å. Además, tamices moleculares aplicables son silicatos naturales, cristalinos, como silicatos de red cristalina en capas o tamices moleculares sintéticos. Además, pueden usarse tamices moleculares comercialmente disponibles comercializados por Bayer AG, Dow, Union Carbide, Laporte o Mobil. Estos tamices moleculares pueden ser, por ejemplo, zeolitas del tipo A, X e Y. Además, pueden los tamices moleculares sintéticos comprender 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, zinc o plata. Estos pueden introducirse en la zeolita por ejemplo por medio de un intercambio iónico con cationes intercambiables.

45 Asimismo, pueden emplearse zeolitas sintéticas, en las que se incorporan otros átomos como boro o fósforo en la capa mediante coprecipitación.

Adsorbentes adecuados adicionales son fosfato de aluminio, dióxido de silicio, kieselgur, dióxido de titanio, dióxido de zirconio, adsorbentes poliméricos y mezclas de los mismos.

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

Preferiblemente el adsorbedor (A) se basa en óxido de aluminio y/o el adsorbedor (A) puede emplearse para la adsorción de compuestos que contienen oxígeno y/o azufre de composiciones orgánicas, preferiblemente el adsorbedor (A) puede emplearse para la adsorción de éteres, alcoholes, tioles, tioéteres, sulfóxidos, cetonas, aldehídos o mezclas de los mismos.

- Regeneración, en el contexto de la presente invención, significa desorción y eliminación de compuestos adsorbidos que contienen oxígeno y/o azufre del adsorbedor (A), en particular del adsorbente en el adsorbedor (A). El procedimiento de la invención para la regeneración del adsorbedor (A) puede comprender también medidas/etapas adicionales necesarias, por ejemplo, para la preparación del medio de regeneración, el propio adsorbedor (A) para la regeneración o para permitir que el adsorbedor (A), tras terminarse la regeneración, funcione de nuevo para la adsorción de compuestos que contienen oxígeno y/o azufre de composiciones orgánicas.
- En consecuencia, un adsorbedor, dentro de esta invención, puede funcionar al menos en los modos de funcionamiento: modo de funcionamiento o modo de regeneración.
- Un adsorbedor, dentro de esta invención, está en modo de funcionamiento cuando una corriente que comprende una composición orgánica, que comprende al menos un alcano y/o al menos una olefina y compuestos que contienen oxígeno y/o azufre, que preferiblemente no se han conducido a través del adsorbedor anteriormente, se alimenta al adsorbedor y compuestos que contienen oxígeno y/o azufre se adsorben completamente o al menos parcialmente a partir de esta corriente sobre el adsorbente.
- Preferiblemente al menos el 50%, más preferiblemente al menos el 80%, lo más preferiblemente al menos el 97% de los compuestos que contienen oxígeno y/o azufre se adsorben de la corriente que comprende una composición orgánica según el párrafo anterior.
- Un adsorbedor, dentro de esta invención, está en modo de regeneración cuando se llevan a cabo medidas para eliminar o medidas relacionadas con la eliminación de compuestos adsorbidos que contienen oxígeno y/o azufre del adsorbente u opcionalmente la definición del modo de funcionamiento no se aplica.
- Las etapas a), b), c) y d) dentro del procedimiento para la regeneración de un adsorbedor según la presente invención se definen tal como sigue: En la etapa a) la corriente (S1) se calienta en al menos dos unidades de intercambio de calor (HEU1) y (HEU2).
- Corriente (S1)
- i) puede comprender al menos el 99% en peso de al menos un alcano, preferiblemente al menos el 99,5% en peso de al menos un alcano, lo más preferiblemente al menos el 99,9% en peso de al menos un alcano, preferiblemente el alcano es butano, y/o
- ii) puede comprender no más de 1000 ppm en peso de olefina, preferiblemente no más de 500 ppm en peso de olefina, lo más preferiblemente no más de 100 ppm en peso de olefina, preferiblemente la olefina es butano.
- Preferiblemente el alcano contiene de 1 a 14, más preferiblemente de 3 a 10, lo más preferiblemente de 4 a 6 átomos de carbono en su cadena más larga.
- El al menos un alcano puede ser, por ejemplo, lineal, ramificado y/o cíclico y se selecciona del grupo: metano, etano, propano, butano, pentano, hexano, heptano, octano, nonano y decano. Preferiblemente el al menos un alcano es butano.
- En el contexto de la presente invención, si no se establece otra cosa, no se diferencia entre los diferentes isómeros de un determinado alcano. Por ejemplo, el término butano puede referirse a n-butano y/o isobutano.
- La olefina en la corriente (S1), corriente (S2) y corriente (S0) ((S2) y (S0) tal como se definen más adelante) pueden 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 de 2 a 14, más preferiblemente de 3 a 10, lo más preferiblemente de 4 a 6 átomos de carbono en su cadena de carbono más larga.
- Si existe más de un estereoisómero de una olefina, por ejemplo el correspondiente isómero cis y trans, estos isómeros se consideran, en el contexto de la presente invención, equivalentes. Además, no se diferencia entre isómeros constitucionales de monoolefinas. Por ejemplo, el término buteno puede comprender los isómeros constitucionales 1-buteno y/o 2-buteno así como 2-buteno, el correspondiente estereoisómero cis y/o trans.
- Las monoolefinas pueden seleccionarse, por ejemplo, del grupo: eteno, propeno, buteno penteno, hexeno, hepteno, octeno, noneno y deceno. Preferiblemente, la olefina es buteno.
- Si está presente al menos una olefina que contiene más de un doble enlace olefínico, esta olefina es preferiblemente un dieno, más preferiblemente butadieno.
- Un experto en la técnica conoce unidades de intercambio de calor como tales. Al menos una de las unidades de intercambio de calor (HEU1) y (HEU2) y/o cualquier unidad de intercambio de calor adicional empleada en el procedimiento puede ser preferiblemente un evaporador basado en recuperación de calor o un supercalentador basado en recuperación de calor.

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

5 Cualquier evaporador conocido por el experto en la técnica, basado en recuperación de calor, capaz de transferir calor de la corriente (S2) (tal como se define más adelante) a la corriente (S1) puede emplearse como unidad de intercambio de calor (HEU1) y/o (HEU2).

Preferiblemente, los evaporadores usados como unidad de intercambio de calor (HEU1) y/o (HEU2) son del tipo carcasa y tubo y/o del tipo caldera.

Supercalentamiento, en el contexto de la presente invención, significa el aumento adicional de la temperatura de la corriente ya gaseosa (S1), preferiblemente mediante transferencia de calor desde la corriente gaseosa (S2).

10 Cualquier supercalentador conocido por el experto en la técnica, basado en recuperación de calor, capaz de transferir calor de la corriente (S2) (tal como se define más adelante) a la corriente (S1) puede emplearse como unidad de intercambio de calor (HEU1) y/o (HEU2).

Preferiblemente, supercalentadores usados como unidad de intercambio de calor (HEU1) y/o (HEU2) son intercambiadores de calor de haz de tubos.

15 Dependiendo de la temperatura realmente requerida en un momento dado del procedimiento, la transferencia de calor a la corriente líquida o gaseosa (S1) mediante los respectivos evaporadores y/o supercalentadores, incluyendo los evaporadores/supercalentadores adicionales tal como se definen más adelante, puede reducirse, detenerse completamente y/o la corriente (S1) puede evitar uno o cualquier número de evaporadores y/o uno o cualquier número de supercalentadores.

20 Preferiblemente la corriente gaseosa (S1) se hace pasar a través de la unidad de intercambio de calor (HEU1) y/o (HEU2) y la transferencia de calor se reduce o detiene cuando se requieren temperaturas inferiores para la corriente gaseosa (S1).

Preferiblemente la unidad de intercambio de calor (HEU1) y/o (HEU2) se evitan si se requiere la corriente líquida (S1).

25 Además de evaporadores y/o supercalentadores basados en recuperación de calor que pueden usarse como unidad de intercambio de calor (HEU1) o (HEU2), pueden emplearse evaporadores y/o supercalentadores adicionales, en los que el calor se transfiere a la corriente (S1) desde otros medios distintos de la corriente (S2) u otras fuentes de calor. Tales medios pueden ser, por ejemplo, vapor (agua gaseosa) u otros medios gaseosos, hidrocarburos, aceites o sales.

30 Puede aplicarse el mismo tipo de medio de transferencia de calor para todos los evaporadores y/o supercalentadores adicionales o diferentes tipos de medios de transferencia de calor para cada dispositivo individual o un grupo de evaporadores y/o supercalentadores.

Otra fuente de calor puede ser energía eléctrica. En consecuencia, estos evaporadores y/o supercalentadores adicionales pueden ser evaporadores eléctricos y/o supercalentadores eléctricos.

35 La evaporación y el supercalentamiento pueden realizarse en diferentes dispositivos y/o combinarse en al menos un dispositivo capaz de cumplir ambas funciones, por ejemplo un intercambiador de calor de carcasa y tubo apilado encima de un evaporador de tipo caldera.

La corriente (S1) puede fluir en serie y/o en paralelo a través de los evaporadores y/o supercalentadores empleados.

40 En una realización adicional el procedimiento según la presente invención comprende al menos una, preferiblemente todas las opciones i) a v) tal como sigue:

i) al menos un evaporador es un evaporador de caldera o un evaporador de carcasa y tubo y/o

ii) al menos un supercalentador es un intercambiador de calor de haz de tubos y/o

iii) la corriente (S1) se hace pasar en la etapa a) a través de al menos un supercalentador (SH1), que funciona preferiblemente con vapor, antes de hacerse pasar a través de la unidad de intercambio de calor (HEU2), y/o

45 iv) la corriente (S1) se hace pasar en la etapa a) a través de al menos un evaporador, que funciona preferiblemente con vapor, antes de hacerse pasar a través de la unidad de intercambio de calor (HEU2), y/o

v) la corriente (S1) se hace pasar en la etapa a) a través de al menos un supercalentador adicional, preferiblemente un supercalentador eléctrico, tras pasar por la unidad de intercambio de calor (HEU2).

La etapa a) puede comprender al menos una de las etapas componentes a1) a a6):

- a1) alimentar una corriente líquida (S1) a un recipiente de vaporización (FV) para obtener una corriente gaseosa (S1) y una corriente líquida (S1);
- a2) supercalentar la corriente gaseosa (S1), opcionalmente obtenida en cualquiera de etapas componentes a1), a3), a4), a5) y/o a6), en un supercalentador (SH1), preferiblemente un supercalentador basado en vapor;
- 5 a3) supercalentar la corriente gaseosa (S1), opcionalmente obtenida en cualquiera de las etapas componentes a1), a2), a4), a5) y/o a6), en una unidad de intercambio de calor (HEU2), que es un supercalentador, en el que se recupera el calor de la corriente (S2);
- a4) supercalentar la corriente gaseosa (S1), opcionalmente obtenida en cualquiera de las etapas componentes a1), a2), a3), a5) y/o a6), en un supercalentador adicional (H), preferiblemente un calentador eléctrico;
- 10 a5) convertir la corriente líquida (S1), opcionalmente obtenida en la etapa componente a1), en una unidad de intercambio de calor (HEU1), que es un evaporador, en el que se recupera el calor de la corriente (S2), en la corriente gaseosa (S1) usada en cualquiera de las etapas a2), a3) y/o a4);
- a6) convertir la corriente líquida (S1), opcionalmente que queda de la etapa a5), en un evaporador (E), preferiblemente un evaporador basado en vapor, en la corriente gaseosa (S1) y la corriente gaseosa (S1) obtenida se usa en cualquiera de las etapas a2), a3), y/o a4);
- 15 preferiblemente la etapa a) comprende todas las etapas componentes a1) a a6),
preferiblemente todas las relaciones opcionales son no opcionales y/o
preferiblemente las etapas a2), a3) y a4) se realizan en el orden a2), seguida por a3), seguida por a4).
- 20 En la etapa componente a1) se alimenta una corriente líquida (S1), que se origina por ejemplo a partir de la etapa e), con una presión de 5 a 80 bar, preferiblemente de 10 a 50 bar, lo más preferiblemente de 20 a 30 bar, a un recipiente de vaporización, en el que la presión de la corriente líquida (S1) se disminuye hasta de 4 a 16 bar, preferiblemente hasta de 7 a 13 bar, lo más preferiblemente hasta de 8 a 11 bar.
- 25 La disminución de la presión de la corriente líquida (S1) en un recipiente de vaporización, en comparación por ejemplo con la presión del líquido (S1) tal como se obtiene en la etapa e), puede dar como resultado la conversión de al menos una parte de la corriente líquida (S1) en una fase gaseosa. La corriente líquida (S1) que queda a presión disminuida puede convertirse en una fase gaseosa según la etapa a5) y/o a6).
- Al disminuir la presión de la corriente líquida (S1), preferiblemente en un recipiente de vaporización, en comparación con la presión de la corriente líquida (S1) obtenida en la etapa a), del 0 al 80%, preferiblemente menos del 10% de la corriente líquida (S1) puede convertirse en una fase gaseosa.
- 30 En una realización adicional de la presente invención el adsorbedor (A) que va a regenerarse en la etapa a) es parte de un conjunto que contiene al menos un adsorbedor adicional, preferiblemente el al menos un adsorbedor adicional está bajo su modo de funcionamiento durante la regeneración del primer adsorbedor (A) y/o cada adsorbedor dentro de este conjunto es idéntico con respecto al material adsorbedor y/o sus modos de funcionamiento.
- 35 En la etapa b) se regenera un adsorbedor (A) mediante el contacto con la corriente (S1) obteniendo, como flujo de salida del adsorbedor (A), una corriente (S2).
- Corriente (S2)
- i) puede comprender al menos un alcano y no más de 1000 ppm en peso de olefina, preferiblemente no más de 500 ppm en peso de olefina, lo más preferiblemente no más de 100 ppm en peso de olefina, preferiblemente la olefina es butano, y/o ii) opcionalmente al menos un compuesto que contiene oxígeno y/o azufre.
- 40 Preferiblemente el alcano contiene de 1 a 14, más preferiblemente de 3 a 10, lo más preferiblemente de 4 a 6 átomos de carbono en su cadena más larga.
- El al menos un alcano puede ser, por ejemplo, lineal, ramificado y/o cíclico y se selecciona del grupo: metano, etano, propano, butano, pentano, hexano, heptano, octano, nonano y decano. Preferiblemente el al menos un alcano es butano.
- 45 La etapa b) comprende las etapas componentes b1) a b5):
- b1) calentar el adsorbedor (A) mediante el contacto con la corriente gaseosa (S1), en la que la corriente gaseosa (S1) se condensa dentro del adsorbedor,
- b2) calentar el adsorbedor (A) mediante el contacto con la corriente gaseosa (S1) hasta una temperatura en el intervalo de 230 a 270°C sin ninguna condensación de la corriente gaseosa (S1) dentro del adsorbedor,

b3) regenerar el adsorbedor (A) a una temperatura en el intervalo de 230 a 270°C mediante el contacto con la corriente gaseosa (S1),

b4) enfriar el adsorbedor mediante el contacto con la corriente gaseosa (S1) y

5 b5) enfriar el adsorbedor (A) mediante el contacto con la corriente líquida (S1) hasta una temperatura por debajo de 80°C, preferiblemente hasta una temperatura en el intervalo de 40 a 60°C, en la que la etapa b1) va seguida por b2), seguida por b3), seguida por b4) y seguida por b5).

10 La condensación, que significa la conversión de una fase gaseosa en líquida, de los componentes comprendidos en la corriente (S1) en la etapa b1), tiene lugar habitualmente si al menos un punto, que significa un elemento espacial, dentro del adsorbedor, que es el adsorbente y/o la pared del adsorbedor, tiene una temperatura que está por debajo de la temperatura de punto de rocío de los respectivos componentes comprendidos en la corriente gaseosa (S1) presente en ese punto.

La presión en el adsorbedor (A), que está en modo de regeneración, se define mediante la presión de la corriente (S1) en el adsorbedor.

15 En el caso de que se realicen la etapa e) y/o a1) (tal como se definen más adelante), la presión de la corriente (S1) en el adsorbedor (A) es idéntica o inferior a la presión de la corriente (S1) tal como se obtiene en la etapa e) y/o a1).

El procedimiento según la presente invención comprende todas las opciones i) a iii) tal como sigue:

i) la temperatura de la corriente gaseosa (S1) es de no más de 100°C, preferiblemente no más de 60°C, mayor que la temperatura del adsorbedor (A), especialmente durante la etapa de calentamiento b1) y/o b2),

20 ii) la temperatura de la corriente gaseosa u opcionalmente líquida (S1) es de no más de 100°C, preferiblemente no más de 60°C, menor que la temperatura del adsorbedor, especialmente durante las etapas de enfriamiento b4) y/o b5),

iii) el calentamiento del adsorbedor no excede de 60°C/h, preferiblemente no excede de 40°C/h.

25 Preferiblemente la dirección de flujo de la corriente gaseosa (S1) a través del adsorbedor (A) en las etapas b1), b2) y/o b3) es opuesta a la dirección de flujo de cualquier composición orgánica a través del mismo adsorbedor (A) durante su modo de funcionamiento, y/o la corriente gaseosa (S1) en la etapa b4) y/o la corriente líquida (S1) en la etapa b5) tienen la misma dirección de flujo a través del adsorbedor (A) que la dirección de flujo de cualquier composición orgánica a través del mismo adsorbedor (A) durante su modo de funcionamiento.

La composición orgánica comprende habitualmente al menos una olefina, al menos un alcano y opcionalmente al menos un compuesto que contiene oxígeno y/o azufre.

30 La composición orgánica comprende preferiblemente como máximo el 80% en peso, más preferiblemente como máximo el 70% en peso, lo más preferiblemente como máximo el 50% en peso de al menos un alcano. Preferiblemente el al menos un alcano es butano.

35 Además, la composición orgánica comprende preferiblemente al menos el 19% en peso, más preferiblemente al menos el 29% en peso, lo más preferiblemente al menos el 49% en peso de al menos una olefina. Preferiblemente la al menos una olefina es buteno.

En la etapa c) la corriente (S2) se hace pasar a través de la unidad de intercambio de calor (HEU2), en la que la temperatura de la corriente (S2) alimentada a la unidad de intercambio de calor (HEU2) es mayor que la temperatura de la corriente (S1) alimentada a la unidad de intercambio de calor (HEU2) con el fin de transferir el calor de la corriente (S2) a corriente (S1).

40 En una realización preferida de la invención

i) en la etapa d) la unidad de intercambio de calor (HEU1) es un evaporador con el fin de convertir la corriente (S1) de una fase líquida a gaseosa y/o en la etapa c) la unidad de intercambio de calor (HEU2) es un supercalentador con el fin de supercalentar la corriente (S1) y/o

45 ii) la corriente (S1) se hace pasar en la etapa a) a través de una unidad de intercambio de calor (HEU1) antes de (HEU2).

En la etapa d) la corriente (S2) se hace pasar a través de la unidad de intercambio de calor (HEU1), en la que la temperatura de la corriente (S2) alimentada a la unidad de intercambio de calor (HEU1) es mayor que la temperatura de la corriente (S1) alimentada a la unidad de intercambio de calor (HEU1) con el fin de transferir el calor de la corriente (S2) a corriente (S1), en la que

50 i) las etapas c) y d) pueden ejecutarse en paralelo dividiendo la corriente (S2) en dos partes,

ii) la etapa c) va seguida por la etapa d) y la temperatura de la corriente (S2) alimentada a la unidad de intercambio de calor (HEU2) es mayor o igual que su temperatura cuando se alimenta a la unidad de intercambio de calor (HEU1) y/o

iii) temporalmente sólo una de las etapas c) y d) se lleva a cabo.

5 Preferiblemente la corriente (S2) se hace pasar en contracorriente con respecto a la corriente (S1) a través de la unidad de intercambio de calor en la etapa c) y/o etapa d).

Preferiblemente la corriente (S2) se enfría/condensa con al menos un condensador y/o enfriador tras tratarse según c) y/o d).

10 En una etapa adicional opcional e), llevada a cabo antes de la etapa a), la corriente (S1) se obtiene mediante hidrogenación de una corriente (S0) y la corriente (S0) comprende al menos un alcano y al menos una olefina en un total de al menos el 96% en peso, más preferiblemente en un total de al menos el 99% en peso, lo más preferiblemente en un total de al menos el 99,5% en peso.

La corriente (S0) puede comprender butano y buteno, preferiblemente al menos el 96% en peso de butano y no más del 4% en peso de buteno.

15 La hidrogenación puede llevarse a cabo mediante cualquier método apropiado conocido por el experto en la técnica.

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

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

20 La hidrogenación puede realizarse usando gas H₂ y/o como hidrogenación de transferencia catalítica, empleando por ejemplo formiato de amonio, hidruros de sililo, NaBH₄, ciclohexeno o alcoholes como metanol y propanol como fuente de hidrógeno. Preferiblemente, la hidrogenación se lleva a cabo usando gas H₂ como fuente de hidrógeno.

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

Puede emplearse cualquier disolvente conocido por el experto en la técnica que sea apropiado para realizar la hidrogenación.

25 En general, pueden emplearse disolventes próticos polares, no próticos polares y/o apolares, por ejemplo metanol, etanol, propanol, isopropanol, tetrahidrofurano o tolueno. Alternativamente, la hidrogenación puede llevarse a cabo sin usar ningún disolvente.

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

30 Puede emplearse cualquier reactor conocido por el experto en la técnica que sea apropiado para realizar la hidrogenación.

Preferiblemente se emplea un reactor de lecho de goteo para realizar la hidrogenación.

35 Según la presente invención la corriente (S1) se origina a partir de una composición orgánica que se ha purificado anteriormente mediante el mismo adsorbedor (A) o mediante un adsorbedor adicional similar durante el modo de funcionamiento del respectivo adsorbedor.

De manera similar, la corriente (S0) también puede originarse a partir de una composición orgánica que se ha purificado anteriormente mediante el mismo adsorbedor (A) o mediante un adsorbedor adicional similar durante el modo de funcionamiento del respectivo adsorbedor.

40 En otra realización de la presente invención, se lleva a cabo una oligomerización de olefinas, preferiblemente una dimerización de buteno a octeno, y/o una etapa de destilación para separar butano de buteno antes de la etapa de hidrogenación e) y después de la purificación de la composición orgánica empleando al menos un adsorbedor en su modo de funcionamiento.

Figuras

45 Las figuras 1 y 2 ilustran determinados aspectos de la invención. Por motivos de claridad no todos los componentes y realizaciones aplicables están dibujados en una y/o todas las figuras. Las realizaciones mostradas en diferentes figuras pueden combinarse entre sí y no excluyen la incorporación de componentes adicionales dentro de los límites de la divulgación de la memoria descriptiva.

La figura 1 ilustra el conjunto más básico de la presente invención. La corriente (S1) se hace pasar a través de la unidad de intercambio de calor (HEU1) seguido por la unidad de intercambio de calor (HEU2). Luego la corriente

(S1), tal como se obtiene, se alimenta a un adsorbedor (A) y la corriente de flujo de salida (S2) se alimenta a las unidades de intercambio de calor (HEU1) y (HEU2) si la temperatura de la corriente (S2) en la respectiva unidad de intercambio de calor (HEU1) y (HEU2) es mayor que la corriente (S1) con el fin de transferir el calor de la corriente (S2) a la corriente (S1). La flecha discontinua representa una corriente temporalmente posible (S2), que no es parte de la invención.

5

La figura 2 demuestra una posible realización adicional. La corriente (S1) se alimenta a un recipiente de vaporización (FV) y posteriormente se dirige a la unidad de intercambio de calor (HEU1) y al supercalentador (SH1). Desde la unidad de intercambio de calor (HEU1) la corriente (S1) se hace pasar directamente o por medio del evaporador (E) al supercalentador (SH1). A continuación, la corriente (S1) se dirige a la unidad de intercambio de calor (HEU2) y por medio de un supercalentador adicional (H), preferiblemente un calentador eléctrico, a un adsorbedor (A). El corriente de flujo de salida (S2) del adsorbedor (A) se dirige a la unidad de intercambio de calor (HEU1) y (HEU2) según el conjunto básico presentado en la figura 1.

10

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para la regeneración de un adsorbedor (A) que comprende las siguientes etapas a) a d):

a) calentar una corriente (S1) en al menos dos unidades de intercambio de calor (HEU1) y (HEU2),

5 b) regenerar un adsorbedor (A) mediante el contacto con la corriente (S1) obteniendo, como flujo de salida del adsorbedor (A), una corriente (S2),

c) hacer pasar la corriente (S2) a través de la unidad de intercambio de calor (HEU2), en el que la temperatura de la corriente (S2) alimentada a la unidad de intercambio de calor (HEU2) es mayor que la temperatura de la corriente (S1) alimentada a la unidad de intercambio de calor (HEU2) con el fin de transferir el calor de la corriente (S2) a corriente (S1),

10 d) hacer pasar la corriente (S2) a través de la unidad de intercambio de calor (HEU1), en el que la temperatura de la corriente (S2) alimentada a la unidad de intercambio de calor (HEU1) es mayor que la temperatura de la corriente (S1) alimentada a la unidad de intercambio de calor (HEU1) con el fin de transferir el calor de la corriente (S2) a la corriente (S1), en el que

i) las etapas c) y d) pueden ejecutarse en paralelo dividiendo la corriente (S2) en dos partes,

15 ii) la etapa c) va seguida por la etapa d) y la temperatura de la corriente (S2) alimentada a la unidad de intercambio de calor (HEU2) es mayor o igual que su temperatura cuando se alimenta a la unidad de intercambio de calor (HEU1) y/o

iii) temporalmente sólo una de las etapas c) y d) se lleva a cabo

20 y en el que la regeneración del adsorbedor en la etapa b) comprende las siguientes etapas componentes b1) a b5):

b1) calentar el adsorbedor (A) mediante el contacto con la corriente gaseosa (S1), en el que la corriente gaseosa (S1) se condensa dentro del adsorbedor,

b2) calentar el adsorbedor (A) mediante el contacto con la corriente gaseosa (S1) hasta una temperatura en el intervalo de 230 a 270°C sin ninguna condensación de la corriente gaseosa (S1) dentro del adsorbedor,

25 b3) regenerar el adsorbedor (A) a una temperatura en el intervalo de 230 a 270°C mediante el contacto con la corriente gaseosa (S1),

b4) enfriar el adsorbedor mediante el contacto con la corriente gaseosa (S1), y

b5) enfriar el adsorbedor (A) mediante el contacto con la corriente líquida (S1) hasta una temperatura por debajo de 80°C, preferiblemente hasta una temperatura en el intervalo de 40 a 60°C,

30 y en la etapa b), la etapa b1) va seguida por b2), seguida por b3), seguida por b4) y seguida por b5) y el calentamiento del adsorbedor no excede de 60°C/h y la temperatura de la corriente gaseosa (S1) no es de más de 100°C, mayor que el adsorbedor (A), especialmente durante la etapa de calentamiento b1) y/o b2) y la temperatura de la corriente gaseosa u opcionalmente líquida (S1) no es de más de 100°C menor que el adsorbedor, especialmente durante las etapas de enfriamiento b4) y/o b5) y en el que la corriente (S1) se origina a partir de una composición orgánica que se ha purificado anteriormente mediante el mismo adsorbedor (A) o mediante un adsorbedor adicional similar durante el modo de operación del respectivo adsorbedor.

2. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que al menos una de las unidades de intercambio de calor (HEU1) y (HEU2) y/o cualquier unidad de intercambio de calor adicional empleada en el procedimiento es un evaporador basado en recuperación de calor o un supercalentador basado en recuperación de calor.

40 3. Procedimiento según la reivindicación 1 o 2, en el que

i) en la etapa d) la unidad de intercambio de calor (HEU1) es un evaporador con el fin de convertir la corriente (S1) de fase líquida a gaseosa y/o en la etapa c) la unidad de intercambio de calor (HEU2) es un supercalentador con el fin de supercalentar la corriente (S1) y/o

45 ii) la corriente (S1) se hace pasar en la etapa a) a través de la unidad de intercambio de calor (HEU1) antes de (HEU2).

4. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, en el que

i) al menos un evaporador es un evaporador de caldera o un evaporador de carcasa y tubo y/o

ii) al menos un supercalentador es un intercambiador de calor de haz de tubos y/o

- iii) la corriente (S1) se hace pasar en la etapa a) a través de al menos un supercalentador (SH1), que funciona preferiblemente con vapor, antes de hacerse pasar a través de la unidad de intercambio de calor (HEU2), y/o
- iv) la corriente (S1) se hace pasar en la etapa a) a través de al menos un evaporador, que funciona preferiblemente con vapor, antes de hacerse pasar a través de la unidad de intercambio de calor (HEU2), y/o
- 5 v) la corriente (S1) se hace pasar en la etapa a) a través de al menos un supercalentador adicional, preferiblemente un supercalentador eléctrico, tras pasar por la unidad de intercambio de calor (HEU2).
5. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, en el que la corriente (S2) se hace pasar en contracorriente con respecto a la corriente (S1) a través de la unidad de intercambio de calor en la etapa c) y/o la etapa d).
- 10 6. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, en el que la corriente (S1)
- i) comprende al menos el 99% en peso de al menos un alcano, preferiblemente al menos el 99,5% en peso de al menos un alcano, lo más preferiblemente al menos el 99,9% en peso de al menos un alcano, preferiblemente el alcano es butano, y/o
- 15 ii) comprende no más de 1000 ppm en peso de olefina, preferiblemente no más de 500 ppm en peso de olefina, lo más preferiblemente no más de 100 ppm en peso de olefina, preferiblemente la olefina es buteno.
7. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, en el que
- i) la corriente (S1) se obtiene en una etapa e), llevada a cabo antes de la etapa a), mediante hidrogenación de una corriente (S0), y la corriente (S0) comprende al menos un alcano y al menos una olefina en un total de al menos el 96% en peso, más preferiblemente en un total de al menos el 99% en peso, lo más preferiblemente en un total de al menos el 99,5% en peso, y/o
- 20 ii) la corriente (S0) comprende butano y buteno, preferiblemente al menos el 96% en peso de butano y no más del 4% en peso de buteno.
8. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7, en el que la corriente (S2)
- i) comprende al menos un alcano y no más de 1000 ppm en peso de olefina, preferiblemente no más de 500 ppm en peso de olefina, lo más preferiblemente no más de 100 ppm en peso de olefina, preferiblemente la olefina es buteno y/o
- 25 ii) opcionalmente al menos un compuesto que contiene oxígeno y/o azufre y/o iii) se enfría/condensa con al menos un condensador y/ o enfriador tras tratarse según c) y/o d).
9. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 8, en el que la etapa a) comprende al menos una de las etapas componentes a1) a a6):
- 30 a1) alimentar una corriente líquida (S1) a un recipiente de vaporización (FV) para obtener una corriente gaseosa (S1) y corriente líquida (S1);
- a2) supercalentar la corriente gaseosa (S1), opcionalmente obtenida en cualquiera de las etapas componentes a1), a3), a4), a5) y/o a6), en un supercalentador (SH1), preferiblemente un supercalentador basado en vapor;
- 35 a3) supercalentar la corriente gaseosa (S1), opcionalmente obtenida en cualquiera de las etapas componentes a1), a2), a4), a5) y/o a6), en una unidad de intercambio de calor (HEU2), que es un supercalentador, en el que se recupera el calor de la corriente (S2);
- a4) supercalentar la corriente gaseosa (S1), opcionalmente obtenida en cualquiera de las etapas componentes a1), a2), a3), a5) y/o a6), en un supercalentador adicional (H), preferiblemente un supercalentador eléctrico;
- 40 a5) convertir la corriente líquida (S1), opcionalmente obtenida en la etapa componente a1), en una unidad de intercambio de calor (HEU1), que es un evaporador, en el que se recupera el calor de la corriente (S2), en la corriente gaseosa (S1) usada en cualquiera de las etapas a2), a3) y/o a4);
- a6) convertir la corriente líquida (S1), opcionalmente que queda de la etapa a5), en un evaporador (E), preferiblemente un evaporador basado en vapor, en la corriente gaseosa (S1) y la corriente gaseosa (S1) obtenida se usa en cualquiera de las etapas a2), a3) y/o a4);
- 45 preferiblemente la etapa a) comprende todas las etapas componentes a1) a a6),
- preferiblemente todas las relaciones opcionales son no opcionales y/o
- preferiblemente las etapas a2), a3) y a4) se realizan en el orden a2), seguida por a3), seguida por a4).

- 5 10. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que la dirección de flujo de la corriente gaseosa (S1) a través del adsorbedor (A) en las etapas b1), b2) y/o b3) es opuesto a la dirección de flujo de cualquier composición orgánica a través del mismo adsorbedor (A) durante su modo de funcionamiento, y/o la corriente gaseosa (S1) en la etapa b4) y/o la corriente líquida (S1) en la etapa b5) tienen la misma dirección de flujo a través del adsorbedor (A) que la dirección de flujo de cualquier composición orgánica a través del mismo adsorbedor (A) durante su modo de funcionamiento.
- 10 11. Procedimiento según la reivindicación 7, en el que se lleva a cabo una oligomerización de olefinas, preferiblemente una dimerización de buteno a octeno, y/o una etapa de destilación para separar butano de buteno antes de la etapa de hidrogenación e) y después de la purificación de la composición orgánica empleando al menos un adsorbedor en su modo de funcionamiento.
- 15 12. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 11, en el que el adsorbedor (A) que va a regenerarse en la etapa a) es parte de un conjunto que contiene al menos un adsorbedor adicional, preferiblemente el al menos un adsorbedor adicional está bajo su modo de funcionamiento durante la regeneración del primer adsorbedor (A) y/o cada adsorbedor dentro de este conjunto es idéntico con respecto al material adsorbedor y/o sus modos de funcionamiento.

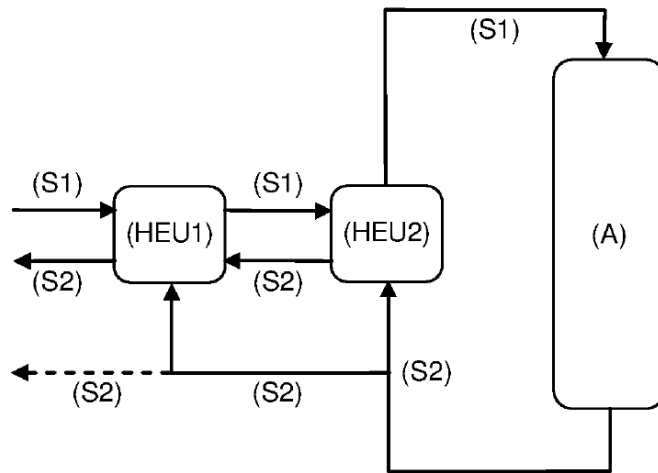


Fig. 1

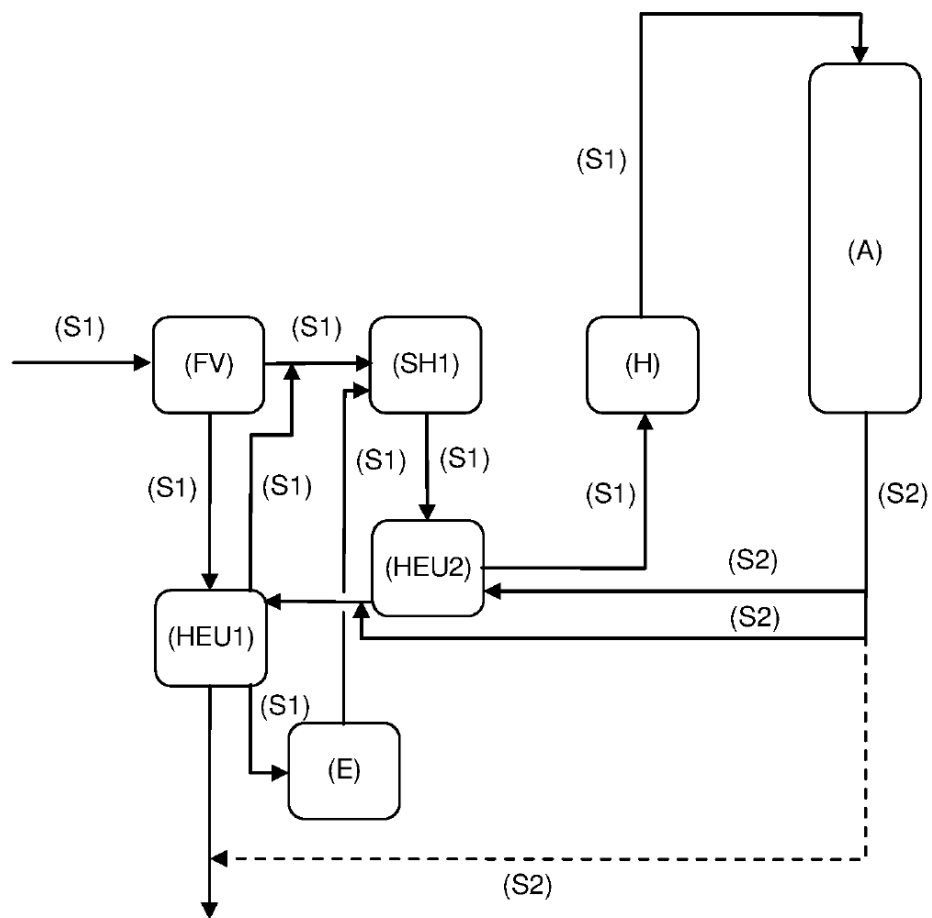


Fig. 2