

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 841 355**

51 Int. Cl.:

C10G 25/12	(2006.01)
C10G 25/05	(2006.01)
C10G 57/02	(2006.01)
C10G 67/06	(2006.01)
C10G 69/12	(2006.01)
B01J 20/08	(2006.01)
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/CN2014/088225**
- 87 Fecha y número de publicación internacional: **14.04.2016 WO16054786**
- 96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **09.10.2014 E 14903610 (5)**
- 97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **30.09.2020 EP 3204344**

54 Título: **Proceso de reciclaje para la regeneración de adsorbedor utilizando una corriente de butano hidrogenado**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
08.07.2021

73 Titular/es:
**BASF SE (100.0%)
Carl-Bosch-Str. 38
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 2 841 355 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 reciclaje para la regeneración de adsorbedor utilizando una corriente de butano hidrogenado

- 5 La invención se relaciona con un proceso para la regeneración de un adsorbedor de acuerdo con la reivindicación 1. Para la regeneración se convierte una corriente (S2) líquida que comprende al menos un alcano de fase líquida a fase gaseosa. Luego, el adsorbedor se regenera y se calienta por contacto con la corriente (S2) gaseosa hasta 230 a 270 °C. Posteriormente, el adsorbedor se enfría primero por contacto con la corriente (S2) gaseosa a una temperatura de 90 a 150 °C seguido de enfriamiento con una corriente (S2) líquida a una temperatura por debajo de 80 °C. La salida del adsorbedor (S2*) durante el enfriamiento con corriente (S2) gaseosa y opcionalmente la salida del adsorbedor (S2*) durante el enfriamiento con corriente (S2) líquida se recicla en al menos uno de estos pasos.
- 10 Las composiciones orgánicas técnicas a menudo necesitan purificarse a partir 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 se puede realizar empleando adsorbedores.
- 15 El documento WO 2010/057905 A1 divulga un proceso para la oligomerización de olefinas poniendo en contacto al menos una olefina C2 a C8 con un catalizador heterogéneo que contiene níquel. Preferiblemente, las olefinas se pasan sobre un material de adsorción antes de ponerse en contacto con el catalizador con el fin evitar el envenenamiento del catalizador. Sin embargo, el documento WO 2010/057905 A1 no divulga un proceso para la regeneración de adsorbedores.
- 20 El documento DE 10 2008 007 081 A1 divulga un procedimiento para la producción de oligómeros de n-buteno y 1-buteno a partir de una mezcla técnica de hidrocarburos C4. De manera análoga al documento WO 2010/057905 A1, el documento menciona la necesidad de eliminar ciertos compuestos que contienen heteroátomos de la mezcla de hidrocarburos destinada a ser utilizada en el proceso de oligomerización catalizada. El documento no divulga un proceso para la regeneración de adsorbedores.
- 25 El documento WO 2005/056503 divulga un catalizador compuesto para la oligomerización selectiva de alquenos inferiores y la producción de productos de alto octanaje. Aunque la oligomerización de alquenos inferiores y mezclas de alquenos se informa en detalle, no se menciona el uso de adsorbentes para la purificación de los materiales de partida o la regeneración de adsorbentes.
- 30 El documento WO 01/83407 describe un proceso 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 bajo condiciones para obtener un producto selectivamente oligomérico que contiene una cantidad predominante de ciertos oligómeros. Como en el documento de la técnica anterior discutido previamente, ni el uso de adsorbedores para la purificación de materiales de partida ni su regeneración es parte de la divulgación.
- Los documentos EP 0229994 A1 y US 3208157 divulgan métodos para regenerar un adsorbente usando una corriente de regeneración de butano.
- 35 Con el fin de eliminar los compuestos adsorbidos que contienen heteroátomos, se requiere periódicamente la regeneración de los adsorbentes. Esto se puede lograr, por ejemplo, purgando el adsorbedor con gases inertes o hidrocarburos a temperaturas elevadas. Los medios de regeneración adecuados deben estar esencialmente libres de olefinas y compuestos que contienen heteroátomos, en particular libres de compuestos que contienen oxígeno y azufre. Las olefinas residuales tienden a formar coque y precipitados de polímero perjudiciales sobre el adsorbente, a
- 40 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 los pasos posteriores del proceso y serían aplicables para la regeneración de los adsorbedores. Sin embargo, incluso después de la destilación de la corriente de producto, la fracción de hidrocarburos saturados todavía
- 45 contiene normalmente cantidades considerables de olefinas residuales. Las corrientes que contienen cantidades considerables de olefinas no pueden emplearse con éxito para la regeneración del adsorbedor debido a la mayor formación de precipitados y/o coque sobre la superficie del adsorbedor.
- Los documentos US 4,935.399 y US 4,935.400 describen un proceso similar para la reducción de pérdidas de hidrocarburos durante la regeneración de adsorbedores que contienen tamices moleculares para la eliminación de
- 50 compuestos de azufre de corrientes de hidrocarburos líquidos. Mientras que el proceso de acuerdo con el documento US 4,935,399 comprende calentar el lecho adsorbedor directamente mediante un dispositivo ubicado dentro del lecho adsorbedor, en el documento US 4,935,400 el lecho adsorbedor se calienta purgando con hidrocarburo gaseoso solamente. Ambos documentos explican el uso de corrientes de hidrocarburos para la regeneración de lechos adsorbedores que contienen tamices moleculares, pero ninguno trata del reciclaje de hidrocarburos reciclados en un
- 55 paso de enfriamiento.

El documento US 5,177,298 divulga un proceso para la regeneración de adsorbedores que contienen compuestos oxigenados usando corrientes de regeneración de hidrocarburos. Las corrientes utilizadas requieren un pretratamiento adicional mediante adsorbedores adicionales con el fin de eliminar los compuestos que contienen azufre u oxígeno. Además, el documento US 5.177.298 no divulga el enfriamiento con medios de regeneración gaseosos.

- 5 El documento US 6,673,239 B2 divulga un sistema y proceso para eliminar agua y compuestos que contienen heteroátomos de hidrocarburos y un sistema y proceso para la regeneración de adsorbedores usados en el mismo. La regeneración comprende pasar una isoparafina sobre un adsorbedor de agua, luego pasar la isoparafina sobre el compuesto adsorbedor que contiene heteroátomos. Sin embargo, el documento US 6,673,239 B2 no se ocupa del reciclaje de los medios de regeneración recuperados en un paso de enfriamiento.
- 10 El documento US 2012/0024324 A1 divulga un proceso para la regeneración de lechos de purificación con un compresor de chorro en un ciclo de circuito abierto. Como medio de regeneración se usa una composición de fluido que comprende un gas inerte y una composición de regeneración. Aparte del hidrógeno como posible componente secundario, no se definen otros componentes de la composición de fluida. En particular, la aplicación de hidrocarburos como medio de regeneración no se considera en la divulgación.
- 15 El problema subyacente a la presente invención consiste en el desarrollo de un nuevo proceso para la regeneración de adsorbedores.

El objetivo se consigue mediante un proceso de regeneración de un adsorbedor de acuerdo con la reivindicación 1 que comprende los pasos a) a f):

- a) convertir una corriente (S2) que comprende al menos un alcano de fase líquida a fase gaseosa,
- 20 b) regenerar el adsorbedor por contacto con corriente (S2) gaseosa en un intervalo de 230 a 270 °C,
- c) enfriar el adsorbedor por contacto con corriente (S2) gaseosa obtenida en el paso a) a una temperatura en un intervalo de 90 a 150 °C,
- d) opcionalmente enfriar el adsorbedor a una temperatura inferior a 80 °C por contacto con corriente (S2) líquida sin conversión previa en fase gaseosa,
- 25 e) reciclar el flujo (S2*) de salida del adsorbedor obtenido en el paso c) y/o opcionalmente en el paso d), en el que el flujo (S2*) de salida se recicla al menos parcialmente a al menos uno de los pasos a) para d) y
- f) hidrogenación de una corriente (S1) que comprende al menos un alcano y al menos una olefina, realizada antes del paso a), para obtener una corriente (S2) líquida que comprende al menos un alcano y una cantidad reducida de al menos una olefina en comparación con la cantidad de corriente (S1), en el que en el paso f), la corriente (S1)
- 30 comprende al menos 96 % en peso de butano y no más de 4 % en peso de buteno y en el que la corriente (S2) comprende al menos 99 % en peso de butano y no más de 1000 ppm en peso de buteno.

El proceso de acuerdo con la presente invención permite el reciclado y reutilización de medios de regeneración para la regeneración de un adsorbedor obtenido como salida en el paso de enfriamiento del mismo proceso de regeneración. En consecuencia, se puede reducir el consumo de medios de regeneración. Además, los medios de regeneración también se pueden reutilizar en estado gaseoso, ahorrando energía para la conversión del medio de regeneración de la fase líquida a la fase gaseosa.

35

Cuando los medios de regeneración se reutilizan en fase gaseosa, la compresión del flujo de salida del paso de enfriamiento puede realizarse mediante el uso de compresores de chorro. Estos son, a diferencia de los compresores convencionales, robustos, simples, no necesitan partes móviles y toleran temperaturas y presiones variables. Mediante el uso de compresores de chorro, la energía ya incorporada en las diferencias de presión entre las corrientes del conjunto se puede aprovechar para la compresión. Por lo tanto, en esta realización no se consume energía externa adicional para la compresión.

40

Los hidrocarburos que comprenden olefinas residuales, correspondientes a la corriente (S1) dentro del contexto de la presente invención, pueden aplicarse para la regeneración del adsorbente, sin formación significativa de precipitados perjudiciales de coque y polímeros sobre el adsorbente. En el contexto de la presente invención, la corriente (S2) se emplea como corriente de regeneración o medio de regeneración de un adsorbedor. Con el fin de hidrogenar las olefinas residuales en la corriente (S1) para obtener la corriente (S2), se requieren gas hidrógeno y catalizadores adecuados. Por tanto, la reducción del consumo de medio de regeneración reduce la cantidad de corriente (S1) que se va a hidrogenar. En consecuencia, se reducen los costes recurrentes de la regeneración de hidrógeno y catalizador.

45

50 En otra realización de la presente invención, la corriente (S1) se origina en un paso anterior del proceso. Así, la presente invención permite el empleo de componentes como medio de regeneración de un adsorbedor por lo que dichos componentes han sido previamente purificados sobre el mismo adsorbedor, pero que en realidad son subproductos, por ejemplo, dentro de un proceso de producción de octeno por dimerización de buteno. Dichos

subproductos normalmente se descargan como residuos, pero dentro del proceso de la presente invención pueden emplearse/convertirse con éxito en una corriente de regeneración.

5 En comparación con otros procesos de la técnica anterior, no se requiere un paso de purificación adicional para eliminar compuestos que contienen azufre y oxígeno u otros heteroátomos, ya que estas mezclas de hidrocarburos se obtienen por ejemplo como productos secundarios durante la purificación de composiciones orgánicas técnicas que comprenden olefinas mediante adsorbedores. Por lo tanto, se evita la compra 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 modo de regeneración paralelo al funcionamiento de al menos otro adsorbedor en modo de funcionamiento en la misma planta.

También es una ventaja que, de acuerdo con otra realización de la invención, es posible recoger y reciclar la composición orgánica residual que queda en los poros del adsorbedor después de finalizar el modo de funcionamiento para reducir aún más las pérdidas de intermedio orgánico valioso.

15 Con el fin de enriquecer el medio de regeneración tanto como sea posible con compuestos adsorbidos que contienen oxígeno y/o azufre y, en consecuencia, consumir medios de regeneración en una cantidad lo más baja posible, el flujo del medio de regeneración puede dirigirse en sentido opuesto al flujo de cualquier composición orgánica en el modo de funcionamiento del adsorbedor.

20 Para enfriar el adsorbedor, el medio de regeneración puede pasar a través del adsorbedor de acuerdo con la dirección del flujo de cualquier composición orgánica durante el modo de operación aprovechando al máximo el gradiente de temperatura dentro del adsorbedor, reduciendo aún más el consumo de medio de regeneración.

En resumen, los costes operativos y la carga medioambiental se reducen mediante la reducción del consumo de energía, el desperdicio, el reciclaje de los medios de regeneración y la pérdida de producto 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 con más detalle como sigue:

La presente invención se relaciona con un proceso para la regeneración de un adsorbedor que comprende los pasos a) a e) como se define en la reivindicación 1.

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

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

35 Se puede aplicar cualquier adsorbente conocido por el experto en la técnica que sea apropiado para realizar la adsorción de compuestos que contienen oxígeno y/o azufre a partir de composiciones orgánicas.

40 Los adsorbentes preferidos son, por ejemplo, tamices moleculares con un diámetro de poro de 4 a 15 Å. Además, los tamices moleculares aplicables son silicatos de aluminio naturales cristalinos, tal como silicatos de celosía de capas o tamices moleculares sintéticos. Además, pueden usarse tamices moleculares disponibles comercialmente como los vendidos por Bayer AG, Dow, Union Carbide, Laporte o Mobil. Estos tamices moleculares pueden ser, por ejemplo, zeolitas de tipo A, X e Y. Además, los tamices moleculares sintéticos comprenden silicio y aluminio como componentes principales, por lo que otros átomos como componentes laterales como lantánidos como galio, indio y lantano u otros elementos como níquel, cobalto, cobre, zinc o plata pueden ser útiles. Estos pueden introducirse en la zeolita, por ejemplo, mediante un intercambio iónico con cationes intercambiables.

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

Otros adsorbentes adecuados son fosfato de aluminio, dióxido de silicio, kieselgur, dióxido de titanio, dióxido de circonio, adsorbentes poliméricos y mezclas de los mismos.

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

Preferiblemente, el adsorbedor se basa en óxido de aluminio y/o el adsorbedor puede emplearse para la adsorción de compuestos que contienen oxígeno y/o azufre a partir de composiciones orgánicas, preferiblemente el adsorbedor

puede usarse para la adsorción de éteres, alcoholes, tioles, tioéteres, sulfóxidos, cetonas, aldehídos o mezclas de los mismos.

5 La regeneración, en el contexto de la presente invención, significa desorción y eliminación de compuestos adsorbidos que contienen oxígeno y/o azufre del adsorbedor, en particular del adsorbente en el adsorbedor. El proceso inventivo para la regeneración del adsorbedor también puede comprender medidas/pasos adicionales necesarios, por ejemplo, para la preparación del medio de regeneración, el propio adsorbedor para la regeneración o para permitir que el adsorbedor después de la regeneración finalizada sea operado nuevamente para la adsorción de compuestos que contienen oxígeno y/o azufre de composiciones orgánicas.

10 En consecuencia, un adsorbedor, dentro de esta invención, puede funcionar al menos en los modos de funcionamiento: modo de funcionamiento o modo de regeneración.

15 Un adsorbedor, dentro de esta invención, está en modo de operación, 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, preferiblemente no se encamina a través del adsorbente antes, se alimenta al adsorbedor y los compuestos que contienen oxígeno y/o azufre se adsorben completa o al menos parcialmente de esta corriente en 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 la composición orgánica de acuerdo con el párrafo anterior.

20 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 no se aplica la definición del modo de operación.

Los pasos a), b), c), d) y e) dentro del proceso de regeneración de un adsorbedor de acuerdo con la presente invención se definen como sigue:

En el paso a) una corriente (S2) que comprende al menos un alcano se convierte de fase líquida a fase gaseosa.

25 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.

La corriente (S2) comprende al menos 99 % en peso de butano, preferiblemente al menos 99.5 % en peso de butano, lo más preferiblemente al menos 99.9 % en peso de butano.

30 En el contexto de la presente invención, si no se indica lo contrario, 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 corriente (S2), corriente (S1) y corriente (S2*) ((S2*) y (S1) como se define a continuación) pueden comprender en una realización específica uno o más alcanos adicionales diferentes del butano, que pueden ser seleccionados del grupo: metano, etano, propano, pentano, hexano, heptano, octano, nonano y decano.

35 La corriente (S2) comprende no más de 1000 ppm en peso de buteno, preferiblemente no más de 500 ppm en peso de buteno, lo más preferiblemente no más de 100 ppm en peso de buteno.

La olefina en la corriente (S2), corriente (S1) y corriente (S2*) ((S1), (S2 *) como se define a continuación) puede comprender al menos una monoolefina lineal, ramificada, cíclica y/o al menos una olefina lineal, ramificada y 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.

40 Si existe más de un estereoisómero de una olefina, por ejemplo el correspondiente cis- y transisómero, estos isómeros, en el contexto de la presente invención, se consideran 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-.

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

La corriente (S2), corriente (S1) y corriente (S2*) ((S2*) y (S1) como se definen a continuación) pueden comprender en una realización específica una o más olefinas adicionales diferentes del buteno que pueden seleccionarse del grupo: eteno, propeno, penteno, hexeno, hepteno, octeno, neno y deceno.

50 La conversión de corriente (S2) líquida en fase gaseosa se puede realizar bajando la presión y/o calentando la corriente (S2) líquida, preferentemente empleando al menos un evaporador (EV) y/o al menos uno supercalentador (SH1) y/o al menos un recipiente (FV) de evaporación instantánea.

En una realización preferida, la corriente (S2) líquida, que se origina en el paso e), con una presión de 5 a 80 bar, preferiblemente de 10 a 50 bar, lo más preferiblemente de 20 a 30 bar, para la conversión de acuerdo con el paso f), se alimenta a un recipiente de evaporación instantánea, en el que la presión de la corriente (S2) líquida se reduce a 4 a 16 bar, preferiblemente a 7 a 13 bar, más preferiblemente a 8 a 11 bar.

- 5 Reducir la presión de la corriente (S2) líquida, preferiblemente en un recipiente de evaporación instantánea, en comparación con la presión del líquido (S2) obtenida en el paso e), puede resultar en la conversión de al menos una parte de la corriente (S2) líquida en fase gaseosa. La corriente (S2) líquida restante a presión reducida puede convertirse en fase gaseosa mediante el uso de al menos un evaporador.

- 10 Bajando la presión de corriente (S2) líquida, preferiblemente en un recipiente de evaporación instantánea, en comparación con la presión de corriente (S2) líquida obtenida en el paso a), 0 a 80 %, preferiblemente menos del 10 % de corriente (S2) líquida se puede convertir en fase gaseosa.

Alternativamente, la corriente (S2) líquida se puede convertir en fase gaseosa, preferiblemente con al menos un evaporador, sin disminuir previamente la presión en comparación con la presión obtenida para la corriente (S2) en un paso opcional f) (como se define a continuación).

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

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

- 20 Se puede aplicar cualquier evaporador conocido por el experto en la técnica que sea apropiado para realizar la evaporación.

Ejemplos de evaporadores son evaporadores eléctricos y evaporadores que transfieren calor por medio de un medio de transferencia de calor, como vapor (agua gaseosa) u otros medios gaseosos, hidrocarburos, aceites o sales. Preferiblemente, los evaporadores son del tipo Kettle.

- 25 La conversión de corriente (S2) líquida en fase gaseosa de acuerdo con el paso a) también puede comprender sobrecalentamiento.

El sobrecalentamiento, en el contexto de la presente invención, significa aumentar adicionalmente la temperatura de la corriente (S2) ya gaseosa, preferiblemente por transferencia de calor a la corriente (S2) gaseosa.

Se puede aplicar cualquier supercalentador conocido por el experto en la técnica que sea apropiado para el sobrecalentamiento.

- 30 El sobrecalentamiento se puede realizar con uno o más supercalentadores. Cuando se utiliza más de un supercalentador, los supercalentadores pueden disponerse en serie y/o en paralelo.

Ejemplos de posibles supercalentadores son los supercalentadores eléctricos y supercalentadores que transfieren calor por medio de un medio de transferencia de calor, medios gaseosos adecuados, hidrocarburos, aceites o sales. Preferiblemente, los supercalentadores son del tipo de carcasa y tubo.

- 35 La evaporación y el sobrecalentamiento se pueden realizar 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 tubos apilado encima de un evaporador tipo Kettle.

- 40 Si se utilizan evaporadores y/o supercalentadores con base en un medio de transferencia de calor, la misma corriente de medio de transferencia de calor puede pasar a través de un solo evaporador o supercalentador o a través de más de un evaporador o supercalentador. La misma corriente de medio de transferencia de calor se puede utilizar para evaporadores o supercalentadores, o para evaporadores y supercalentadores.

Se puede aplicar el mismo tipo de medio de transferencia de calor para todos los evaporadores y/o supercalentadores o diferentes tipos de medios de transferencia de calor para cada dispositivo individual o se puede usar un grupo de evaporadores y/o supercalentadores.

- 45 Dependiendo de la temperatura realmente requerida en un momento dado del proceso, se puede reducir la transferencia de calor a la corriente (S2) líquida o gaseosa mediante los respectivos evaporadores y/o supercalentadores, detenerla completamente y/o individualmente o todos los evaporadores y/o supercalentadores pueden ser evitados por la corriente (S2).

- 50 Preferiblemente, la corriente (S2) gaseosa pasa a través de todos los evaporadores y/o supercalentadores y la transferencia de calor se reduce o se detiene cuando se requieren temperaturas más bajas para la corriente (S2) gaseosa.

Preferiblemente, los evaporadores y/o supercalentadores se desvían si se requiere corriente (S2) líquida.

En el paso b) el adsorbedor se regenera por contacto con corriente (S2) gaseosa en un intervalo de 230 a 270 °C.

El paso b) puede comprender al menos uno de los siguientes pasos b1) a b3) componentes:

5 b1) calentar el adsorbedor por contacto con la corriente (S2) gaseosa, en el que la corriente (S2) gaseosa se condensa dentro del adsorbedor,

b2) calentar el adsorbedor por contacto con la corriente (S2) gaseosa hasta una temperatura en el intervalo de 230 a 270 °C sin ninguna condensación de la corriente (S2) gaseosa dentro del adsorbedor,

b3) regeneración del adsorbedor a una temperatura en el intervalo de 230 a 270 °C por contacto con la corriente (S2) gaseosa y/o

10 en el que el enfriamiento en el paso d) (como se define a continuación) reduce la temperatura del adsorbedor de 40 a 60 °C.

15 Preferiblemente, el paso g) (como se define a continuación) se lleva a cabo antes del paso b) y el paso e) (como se define a continuación) se lleva a cabo al mismo tiempo que el paso c) (como se define a continuación), opcionalmente como paso d) (como se define a continuación) y el paso b) comprende los pasos b1) componentes, seguido de b2), seguido de b3), seguido del paso c), seguido del paso d).

20 La condensación, es decir la conversión de fase gaseosa a líquida, de los componentes comprendidos en la corriente (S2) en el paso b), en particular en el paso b1), tiene lugar normalmente si al menos un punto, es decir, elemento espacial, dentro del adsorbedor, siendo el adsorbente y/o la pared del adsorbente, tiene una temperatura que está por debajo de la temperatura del punto de rocío de los respectivos componentes comprendidos en la corriente (S2) gaseosa presente en ese punto.

La presión en el adsorbedor, estando en modo de regeneración, está definida por la presión de la corriente (S2) en el adsorbedor.

La presión de la corriente (S2) en el adsorbedor puede ser idéntica o inferior a la presión de la corriente (S2) obtenida en el paso a) y/o, si se lleva a cabo, f).

25 En una realización de la invención, el adsorbedor que se va a regenerar en el paso b) y a enfriar en el paso c) y/o d) es parte de un ensamblaje que contiene al menos un adsorbedor adicional, preferiblemente, el al menos un adsorbedor adicional está en su modo de funcionamiento durante la regeneración del primer adsorbedor, y/o cada adsorbedor dentro de este ensamblaje es idéntico con respecto al material adsorbente y/o sus modos de funcionamiento.

30 Preferiblemente, el flujo de salida reciclado de acuerdo con el paso e), en la realización como se especifica en el párrafo anterior, de un adsorbedor se puede reutilizar en al menos uno de los pasos a) a e) para el mismo adsorbedor o el al menos un adsorbedor más.

Posteriormente al paso b), el flujo de salida obtenido del adsorbedor, que comprende corriente (S2) gaseosa y las impurezas extraídas del adsorbedor, se pueden condensar al menos parcialmente, preferiblemente empleando al menos un condensador y/o al menos un enfriador.

35 Preferiblemente al menos el 70 %, más preferiblemente al menos el 80 % y lo más preferiblemente al menos el 90 % del flujo de salida obtenido del adsorbedor, que comprende corriente (S2) gaseosa y las impurezas eliminadas del adsorbedor se condensan.

En una realización adicional, el proceso de acuerdo con la presente invención comprende al menos una, preferiblemente todas las opciones i) a iii) como sigue:

40 i) la tasa de calentamiento del adsorbedor no supera los 60 °C/h, preferiblemente no supera los 40 °C/h, y/o

ii) la temperatura de la corriente (S2) gaseosa no es más de 100 °C, preferiblemente no más de 60 °C, más alta que la del adsorbedor, especialmente durante los pasos de calentamiento b1) y/o b2), y/o

45 iii) la temperatura de la corriente gaseosa u opcionalmente (S2) líquida no es superior a 100 °C, preferiblemente no más de 60 °C, inferior a la del adsorbedor, especialmente durante los pasos de enfriamiento c) y/o d) (pasos c) y d) como se define a continuación).

En el paso c) el adsorbedor se enfría por contacto con la corriente (S2) gaseosa obtenida en el paso a) a una temperatura en un intervalo de 90 a 150 °C.

En un paso d) opcional el adsorbedor se enfría a una temperatura por debajo de 80 °C por contacto con corriente (S2) líquida sin conversión previa en fase gaseosa.

Una vez finalizada la regeneración del adsorbedor de acuerdo con el paso d), el adsorbedor puede cambiarse a su modo de funcionamiento alimentándolo con una composición orgánica que se va a purificar.

En el paso e) el flujo de salida (S2*) del adsorbedor obtenido en el paso c) se recicla y/o opcionalmente en el paso d), en el que el flujo de salida (S2*) se recicla al menos parcialmente a al menos uno de los pasos a) a d).

- 5 Preferiblemente, al menos el 10 %, más preferiblemente al menos el 25 %, lo más preferiblemente al menos el 50 % del flujo de salida (S2*) se recicla a al menos uno de los pasos a) a d).

En el paso e), el flujo (S2*) de salida puede comprender > 99.5 % en peso de la corriente (S2), preferiblemente el flujo (S2*) de salida comprende el 100 % en peso de la corriente (S2).

- 10 Se recicla (S2*) a al menos uno de los pasos a) a d) y se utiliza (S2*) en el paso respectivo de la misma manera que (S2).

En una realización adicional, el flujo (S2*) de salida obtenido del adsorbedor en el paso e) es

i) condensado por al menos un condensador y/o enfriador para obtener una salida (S2*) de líquido y al menos parcialmente reciclado para ser reutilizado como corriente (S2) líquida en al menos uno de los pasos a) o d) y/o

- 15 ii) comprimido, cuando todavía está en fase gaseosa, por al menos un compresor para obtener un flujo (S2*) de salida gaseoso y al menos parcialmente reciclado para ser reutilizado como corriente (S2) gaseosa en al menos uno de los pasos b) o c), preferiblemente sin evaporación previa en un evaporador o conducción a través de al menos un recipiente de evaporación instantánea o a través de al menos un evaporador.

Cualquier condensador y/o enfriador conocido por el experto en la técnica que sea apropiado para realizar la condensación puede aplicarse para la condensación del flujo (S2*) de salida.

- 20 Cualquier compresor conocido por el experto en la técnica que sea apropiado para realizar la compresión puede aplicarse para la compresión del flujo (S2*) de salida.

Preferiblemente, al menos un compresor es un compresor de chorro y/o

i) preferiblemente, la corriente (S2) alimentada al compresor de chorro tiene una presión de 10 a 40 bar, más preferiblemente de 20 a 30 bar, y/o

- 25 ii) la presión de la corriente (S2) alimentada al compresor de chorro es de 5 a 30 bares más alta, preferiblemente de 10 a 20 bares más alta que la presión de salida del compresor de chorro, y/o

iii) la presión de la corriente (S2) alimentada corriente arriba en un recipiente de evaporación instantánea y la presión de salida de flujo del recipiente de evaporación instantánea, que comprende la corriente (S2), es de 10 a 40 bar, preferiblemente de 20 a 30 bar.

- 30 El proceso inventivo comprende un paso f) adicional, realizado antes del paso a) en el que se hidrogena la corriente (S1) que comprende al menos un alcano y al menos una olefina, para obtener una corriente (S2) líquida que comprende al menos un alcano y una cantidad reducida de al menos una olefina en comparación con la cantidad de corriente (S1), en el que en el paso f), la corriente (S1) comprende al menos 96 % en peso de butano y no más de 4 % en peso de buteno y en el que la corriente (S2) comprende al menos 99 % en peso de butano y no más de 1000 ppm en peso de buteno.

Preferiblemente, el paso a) va seguido del paso b), el paso c) seguido del paso c), el paso c) seguido del paso d) y el paso d) seguido del paso e).

En el paso f), la corriente (S1) comprende al menos 96 % en peso de butano y no más de 4 % en peso de buteno.

- 40 La corriente (S1) puede comprender al menos un alcano y al menos una olefina en un total de al menos 99% en peso, más preferiblemente en un total de al menos 99.5% en peso, lo más preferiblemente en un total de al menos 99.9 % en peso.

En otra realización de la invención, la corriente (S1) se origina a partir de la composición orgánica que ha sido purificada anteriormente por el mismo adsorbedor o por un adsorbedor adicional similar durante el modo de funcionamiento del adsorbedor respectivo.

- 45 Preferiblemente en la realización como se especifica en el párrafo anterior, una oligomerización de olefinas, preferiblemente una dimerización de buteno a octeno, y/o un paso de destilación para separar butano de buteno se lleva a cabo antes del paso f) y después de la purificación de la composición orgánica empleando al menos un adsorbedor en su modo de funcionamiento.

- 50 En una realización adicional, el proceso de acuerdo con la presente invención comprende al menos una, preferiblemente todas las opciones i) a ii) como sigue:

- 5 i) antes de realizar el paso b) se realiza un paso g) de drenaje con el fin de eliminar al menos parcialmente una composición orgánica que se hizo pasar por el adsorbedor durante su modo de funcionamiento, opcionalmente se recolecta la composición orgánica obtenida en el paso g) de drenaje en un dispositivo, preferiblemente en un recipiente amortiguador, con el fin de pasar el condensado recolectado a través de un adsorbedor durante su modo de funcionamiento, y/o
- ii) el condensado obtenido en el paso b) que comprende la corriente (S2) y el residuo de la composición orgánica que no se eliminó del adsorbedor al realizar el paso g) de drenaje, se recolecta en un dispositivo, preferiblemente en recipiente de amortiguador, con el fin de pasar el condensado recogido a través de un adsorbedor durante su modo de funcionamiento.
- 10 Preferiblemente al menos el 10 % en peso, más preferiblemente al menos el 30 % en peso, lo más preferiblemente al menos el 40 % en peso de la composición orgánica se elimina durante el paso g) de drenaje.
- 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.
- 15 La composición orgánica comprende preferiblemente como máximo 80 % en peso, más preferiblemente como máximo 70 % en peso, lo más preferiblemente como máximo 50 % en peso de al menos un alcano. Preferiblemente, el al menos un alcano es butano.
- Además, la composición orgánica comprende preferiblemente al menos 19 % en peso, más preferiblemente al menos 29 % en peso, lo más preferiblemente al menos 49 % en peso de al menos una olefina. Preferiblemente, la al menos una olefina es buteno.
- 20 La composición orgánica pasada a través del adsorbedor y/o obtenida en el paso g) de drenaje y/o formando parte del condensado obtenido en el paso b) comprende preferiblemente no más de 1000 ppm en peso de compuestos que contienen oxígeno y/o azufre.
- La composición orgánica comprende preferiblemente no más de 1.0% en peso de dienos, preferiblemente butadieno.
- 25 En una realización adicional, el proceso de acuerdo con la presente invención comprende al menos una, preferiblemente todas las opciones i) a iv) como sigue:
- i) la corriente (S2) comprende no más de 500 ppm en peso de buteno, preferiblemente no más de 100 ppm en peso de buteno, y/o
- ii) la corriente (S2) comprende al menos 99.5 % en peso de butano, preferiblemente al menos 99.9% en peso de butano y/o
- 30 iii) en el paso e), la salida (S2*) comprende > 99.5% en peso de la corriente (S2), preferiblemente la salida (S2*) comprende el 100 % en peso de la corriente (S2) y/o
- iv) al menos el 10 %, preferiblemente al menos el 25 %, lo más preferiblemente al menos el 50 % del flujo (S2*) de salida se recicla a al menos uno de los pasos a) a d).

Figuras

- 35 Las figuras 1 a 4 ilustran ciertos aspectos de la invención. En aras de la 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 especificación.
- 40 La Fig. 1 ilustra una parte de la presente invención. La corriente (S2) se dirige a través de la unidad (EHU) de evaporación/calentamiento para convertirse del líquido a la fase gaseosa. Luego, el adsorbedor (A) se regenera por contacto con la corriente (S2) gaseosa proveniente de la unidad (EHU) de evaporación/calentamiento alimentada al adsorbedor en dirección opuesta a la dirección de flujo de la corriente (S3). La corriente (S3) comprende una composición orgánica y compuestos que contienen heteroátomos. La corriente (S5) comprende una composición orgánica y ningún compuesto que contenga heteroátomos o una menor cantidad de compuestos que contengan heteroátomos que la corriente (S3). La corriente (S5) sale del adsorbedor (A) en el extremo opuesto del adsorbedor (A), elegido para la introducción de la corriente (S3) en el adsorbedor (A). Las corrientes (S3) y (S5) solo están presentes durante el modo de funcionamiento.
- 45 La corriente (S4) comprende al menos la corriente (S2) y/o compuestos que contienen oxígeno y/o azufre. La corriente (S4) sale del adsorbedor (A) durante el modo de regeneración, en el paso b) de regeneración del proceso de la presente invención, pero no durante el modo de funcionamiento del adsorbedor (A). La corriente (S4) puede salir del adsorbedor de acuerdo con la dirección del flujo de la corriente (S3) o en sentido opuesto a ella. Preferiblemente, la corriente (S4) sale del adsorbedor durante los pasos b), b1), b2) y/o b3) opuesta a la dirección de flujo de la corriente (S3) y/o durante los pasos c) y/o d) de acuerdo con la dirección del flujo de la corriente (S3). La corriente (S4) puede
- 50

comprender adicionalmente (en comparación con la corriente (S2)) aquellos elementos (tales como compuestos que contienen oxígeno y/o azufre) que fueron adsorbidos por el adsorbedor de la corriente (OC2) durante su modo de funcionamiento. (OC2) comprende al menos una olefina y/o al menos un alcano y al menos un compuesto que contiene oxígeno y/o azufre.

- 5 Para enfriar el adsorbedor, la corriente (S2) procedente de la unidad (EHU) de evaporación/calentamiento se hace pasar de acuerdo con la dirección de flujo de la corriente (S3) a través del adsorbedor. La corriente (S2*) que sale del adsorbedor durante este paso se envía al menos parcialmente de regreso a la unidad (EHU) de evaporación/calentamiento para su reutilización.

- 10 La Fig. 2 muestra que, de acuerdo con la invención, la corriente (S2) líquida se obtiene mediante hidrogenación de la corriente (S1). La corriente (S1) se alimenta a un reactor (HR) de hidrogenación. La salida de flujo comprende corriente (S2) líquida que se dirige a la unidad (EHU) de evaporación/calentamiento.

- 15 En la Fig. 3 se muestra con más detalle una realización para la recirculación de la corriente (S2) líquida o gaseosa para su reutilización; la corriente (S2) líquida o gaseosa procedente de la unidad (EHU) de calentamiento/evaporación se alimenta durante el paso d) de enfriamiento de acuerdo con la dirección del flujo de la corriente (S3) al adsorbedor. La corriente (S2) líquida o gaseosa que sale del adsorbedor durante el paso d) de enfriamiento pasa a través de una unidad (CU) de enfriamiento y es conducido de regreso a la unidad (EHU) de evaporación/calentamiento por una bomba (P). La unidad (CU) de enfriamiento comprende al menos un enfriador y/o condensador que están conectados en serie y/o conectados en paralelo entre sí.

- 20 La Fig. 4 muestra una realización alternativa adicional para la recirculación de corriente (S2*) gaseosa. En lugar de condensar el flujo de salida del adsorbedor (S2*) antes de su reutilización, se dirige a la unidad (EHU) de evaporación/calentamiento, que comprende adicionalmente un compresor (JC) de chorro. La corriente (S2*) gaseosa está conectada directamente con la (EHU) a través de un compresor (JC) de chorro. Desde el compresor (JC) de chorro, la corriente (S2) se dirige a través de un supercalentador (SH1) al adsorbedor (A). Además, se muestra con más detalle una posible realización de la unidad (EHU) de evaporación/calentamiento. Se alimenta la corriente (S2) líquida a un recipiente (FV) de evaporación instantánea y desde allí se dirige directa y/o indirectamente a través de un evaporador (EV) al compresor (JC) de chorro. La presión (S2) de corriente líquida proporciona la energía para la compresión de la corriente (S2*) gaseosa, si se aplica un compresor (JC) de chorro. Sin embargo, en las realizaciones en las que no se incorpora ningún compresor (JC) de chorro u otro compresor en el ensamblaje, la corriente (S2) puede pasar, procedente del recipiente (FV) de evaporación instantánea o del evaporador (EV), directamente al supercalentador (SH1).
- 25
- 30

REIVINDICACIONES

1. Proceso para la regeneración de un adsorbedor que comprende los pasos a) a e):
- a) convertir una corriente (S2) que comprende al menos un alcano de fase líquida a fase gaseosa,
- b) regenerar el adsorbedor por contacto con corriente (S2) gaseosa en un intervalo de 230 a 270 °C,
- 5 c) enfriar el adsorbedor por contacto con corriente (S2) gaseosa obtenida en el paso a) a una temperatura en un intervalo de 90 a 150 °C,
- d) opcionalmente enfriar el adsorbedor a una temperatura inferior a 80 °C por contacto con corriente (S2) líquida sin conversión previa en fase gaseosa,
- 10 e) reciclar el flujo (S2*) de salida del adsorbedor obtenido en el paso c) y/u opcionalmente en el paso d), en el que el flujo (S2*) de salida se recicla al menos parcialmente a al menos uno de los pasos a) a d),
- en el que el proceso comprende un paso f) adicional:
- f) hidrogenación de una corriente (S1) que comprende al menos un alcano y al menos una olefina, realizada antes del paso a), para obtener una corriente (S2) líquida que comprende al menos un alcano y una cantidad reducida de al menos una olefina en comparación con la cantidad de corriente (S1), en el que en el paso f), la corriente (S1) comprende al menos 96 % en peso de butano y no más de 4 % en peso de buteno y en el que la corriente (S2) comprende al menos 99 % en peso de butano y no más de 1000 ppm en peso de buteno.
- 15
2. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en el que
- i) la corriente (S2) comprende no más de 500 ppm en peso de buteno, preferiblemente no más de 100 ppm en peso de buteno, y/o
- 20 ii) la corriente (S2) comprende al menos 99.5 % en peso de butano, preferiblemente al menos 99.9 % en peso de butano y/o
- iii) en el paso e), la salida (S2*) comprende > 99.5 % en peso de la corriente (S2), preferiblemente la salida (S2*) comprende el 100 % en peso de la corriente (S2) y/o
- iv) al menos el 10 % del flujo (S2*) de salida se recicla a al menos uno de los pasos a) a d).
- 25
3. El proceso de acuerdo con las reivindicaciones 1 o 2, en el que
- i) antes de realizar el paso b) se realiza un paso g) de drenaje con el fin de eliminar al menos parcialmente una composición orgánica que se hizo pasar por el adsorbedor durante su modo de funcionamiento, opcionalmente la composición orgánica obtenida en el paso g) de drenaje es recolectada en un dispositivo, preferiblemente en un recipiente amortiguador, para hacer pasar el condensado recogido de la composición orgánica a través de un adsorbedor durante su modo de funcionamiento, y/o
- 30 ii) el condensado obtenido en el paso b), que comprende la corriente (S2) y el residuo de la composición orgánica que no se eliminó del adsorbedor al realizar el paso g) de drenaje, se recolecta en un dispositivo, preferiblemente en recipiente amortiguador, con el fin de para hacer pasar el condensado recolectado a través de un adsorbedor durante su modo de operación.
- 35
4. El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, en el que el flujo (S2*) de salida obtenido del adsorbedor en el paso e) es
- i) condensado por al menos un condensador y/o enfriador para obtener una salida (S2*) de flujo de líquido y al menos parcialmente reciclado para ser reutilizado como corriente (S2) líquida en al menos uno de los pasos a) o d), y/o
- 40 ii) comprimido, cuando todavía está en fase gaseosa, por al menos un compresor para obtener un flujo (S2*) de salida gaseoso y al menos parcialmente reciclado para ser reutilizado como corriente (S2) gaseosa en al menos uno de los pasos b) o c), preferiblemente sin evaporación previa en un evaporador o enrutado a través de al menos un recipiente de evaporación instantánea.
5. El proceso de acuerdo con la reivindicación 4, en el que al menos un compresor es un compresor de chorro y
- i) la corriente (S2) alimentada al compresor de chorro tiene una presión de 10 a 40 bar, preferiblemente de 20 a 30 bar, y/o
- 45 ii) la presión de la corriente (S2) alimentada al compresor de chorro es de 5 a 30 bar más alta, preferiblemente de 10 a 20 bar más alta, que la presión de salida de flujo del compresor de chorro, y/o

- iii) la presión de la corriente (S2) alimentada corriente arriba en un recipiente de evaporación instantánea y la presión de salida de flujo del recipiente de evaporación instantánea, que comprende la corriente (S2), es de 10 a 40 bar, preferiblemente de 20 a 30 bar.
- 5 6. El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 4 o 5, en el que el paso b) comprende los siguientes pasos b1) a b3) componentes:
- b1) calentar el adsorbedor por contacto con la corriente (S2) gaseosa, en el que la corriente (S2) gaseosa se condensa dentro del adsorbedor,
- b2) calentar el adsorbedor por contacto con la corriente (S2) gaseosa hasta una temperatura en el intervalo de 230 a 270 °C sin ninguna condensación de la corriente (S2) gaseosa dentro del adsorbedor,
- 10 b3) regenerar el adsorbedor a una temperatura en el intervalo de 230 a 270 °C por contacto con la corriente (S2) gaseosa y
- en el que el enfriamiento en el paso d) reduce la temperatura del adsorbedor de 40 a 60 °C,
- y el paso g) se lleva a cabo antes del paso b) y el paso e) se lleva a cabo al mismo tiempo que el paso c), opcionalmente como el paso d)
- 15 y el paso b) comprende los componentes b1), seguido de b2), seguido de b3), seguido del paso c), seguido del paso d).
7. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1 o 2, en el que el adsorbente en el adsorbedor es óxido de aluminio.
8. El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7, en el que en el paso a) la conversión se realiza calentando la corriente (S2) líquida, preferiblemente empleando al menos un evaporador y/o al menos un supercalentador y/o al menos un recipiente de evaporación instantánea.
- 20 9. El proceso de acuerdo con la reivindicación 6, en el que
- i) la rata de calentamiento del adsorbedor no supera los 60 °C/h, preferiblemente no supera los 40 °C/h, y/o
- ii) la temperatura de la corriente (S2) gaseosa no es más de 100 °C, preferiblemente no más de 60 °C, más alta que la temperatura del adsorbedor, especialmente durante los pasos b1) y/o b2) de calentamiento, y/o
- 25 iii) la temperatura de la corriente gaseosa u opcionalmente (S2) líquida no es más de 100 °C, preferiblemente no más de 60 °C, inferior a la temperatura del adsorbedor, especialmente durante los pasos de enfriamiento c) y/o d).
10. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 9, en el que
- i) con posterioridad al paso b), el flujo de salida obtenido del adsorbedor, que comprende corriente (S2) gaseosa y las impurezas extraídas del adsorbedor se condensa al menos parcialmente, preferiblemente empleando al menos un condensador y/o al menos un enfriador, y/o
- 30 ii) después de finalizar la regeneración del adsorbedor de acuerdo con el paso d), el adsorbedor se conmuta a su modo de funcionamiento alimentándolo con una composición orgánica que se va a purificar.
11. El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 10, en el que el adsorbedor que se va a regenerar en el paso b) y enfriar en el paso c) y/o d) es parte de un ensamblaje que contiene al menos un adsorbedor adicional, preferiblemente el al menos un adsorbedor adicional está en su modo de funcionamiento durante la regeneración del primer adsorbedor, y/o cada adsorbedor dentro de este ensamblaje es idéntico con respecto al material adsorbente y/o sus modos de funcionamiento.
- 35 12. El proceso de acuerdo con la reivindicación 11, en el que el flujo de salida reciclado de acuerdo con el paso e) de un adsorbedor puede reutilizarse en al menos uno de los pasos a) a e) para el mismo adsorbedor o el al menos otro adsorbedor.
- 40

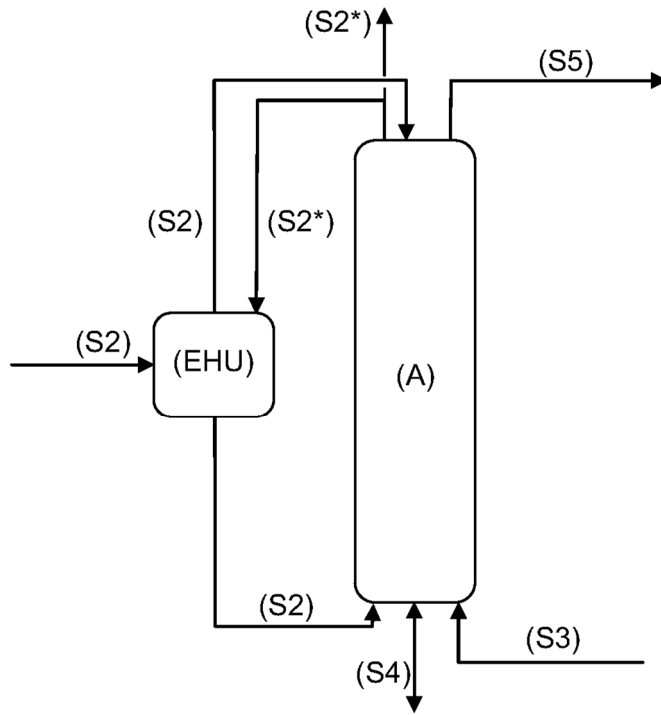


Fig. 1

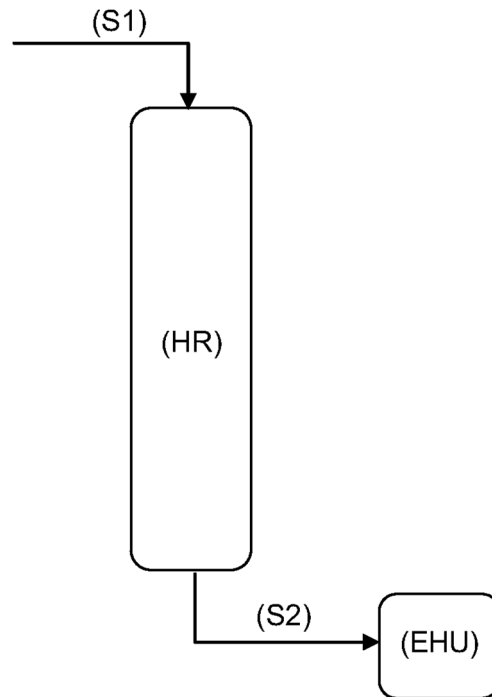


Fig. 2

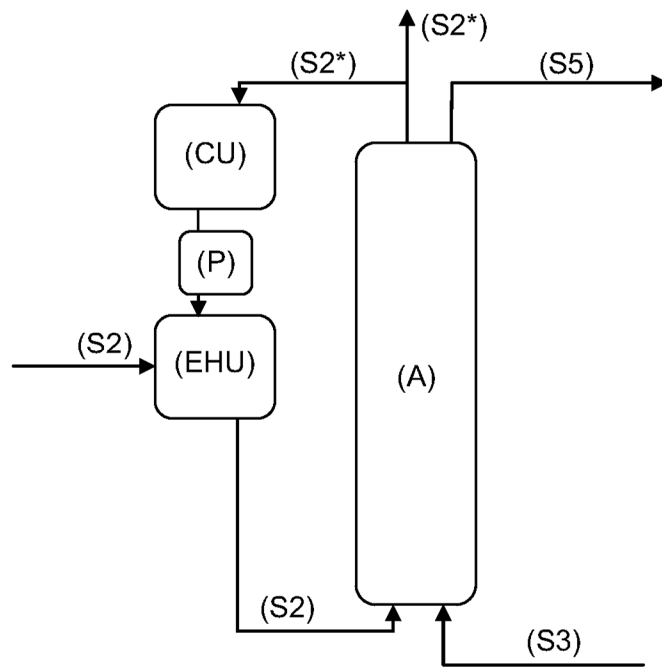


Fig. 3

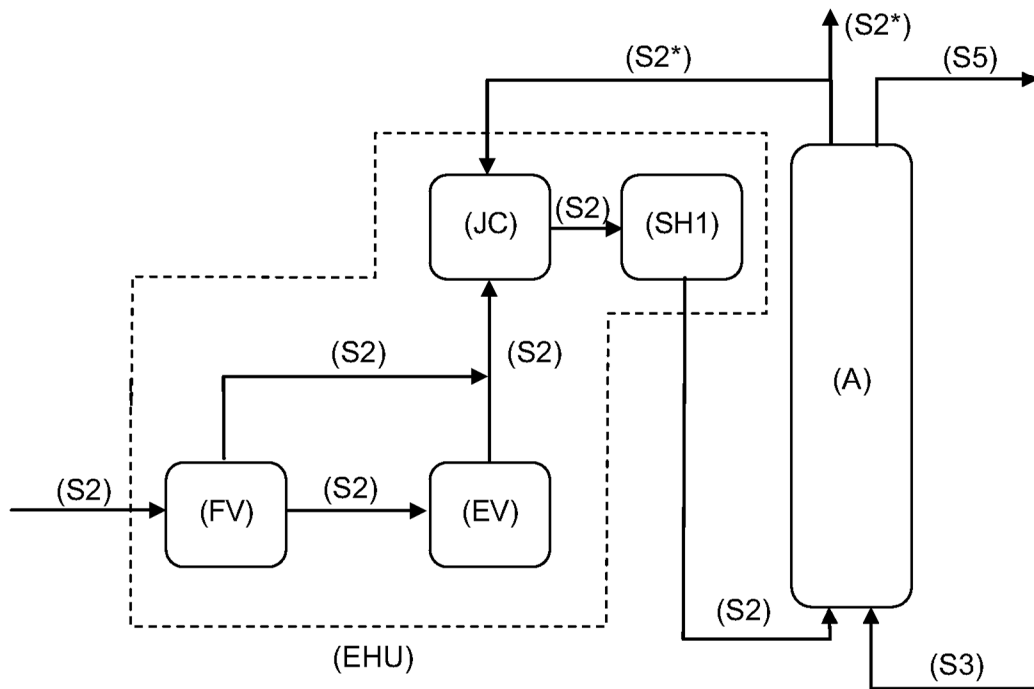


Fig. 4