(19) OFICINA ESPAÑOLA DE PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

(11) Número de publicación: **3 013 307**

(51) Int. Cl.:

C07C 41/42 (2006.01)
C07C 43/13 (2006.01)

(12) TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA T3

(86) Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **30.06.2021 PCT/EP2021/068018**

(87) Fecha y número de publicación internacional: **06.01.2022 WO22003032**

(96) Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **30.06.2021 E 21735982 (7)**

(97) Fecha y número de publicación de la concesión europea: **20.11.2024 EP 4175936**

(54) Título: **Separación de metoxipropanoles, incluyendo la destilación azeotrópica**

(30) Prioridad:

01.07.2020 EP 20183426
29.10.2020 EP 20204566

(45) Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
11.04.2025

(73) Titular/es:

BASF SE (50.00%)
Carl-Bosch-Strasse 38
67056 Ludwigshafen am Rhein, DE y
DOW GLOBAL TECHNOLOGIES LLC (50.00%)

(72) Inventor/es:

TELES, JOAQUIM HENRIQUE;
SAN PIO BORDEJE, MARIA ANGEL;
SEGERS, DYLAN;
RIEDEL, DOMINIC;
KAPPERT, EMIEL JAN;
WEIDENBACH, MEINOLF y
VAN NEER, FRANCISCUS JOHANNES ROBERTUS

(74) Agente/Representante:

CARVAJAL Y URQUIJO, Isabel

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

Separación de metoxipropanoles, incluyendo la destilación azeotrópica

La presente invención se refiere a un proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol en una corriente S3 de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde el procedimiento comprende proporcionar una corriente S0 que comprende 1-metoxipropan-2-ol, 2-metoxipropan-1-ol y agua, y que tiene una relación molar de 1-metoxipropan-2-ol : 2-metoxipropan-1-ol en el rango de 1 : 5 a 5 : 1.

El óxido de propileno (PO) es uno de los productos químicos intermedios más importantes de la industria. Representa el compuesto de partida para un amplio espectro de productos, tales como espumas, disolventes o agentes descongelantes. Tradicionalmente, el PO se produce mediante el proceso de la clorohidrina, que sigue utilizándose hoy en día, así como por el método del oxirano. El desarrollo de catalizadores basados en materiales zeolíticos con una estructura marco que comprende Si, O y Ti, tal como la silicalita-1 de titanio, junto con la mayor disponibilidad de grandes cantidades de peróxido de hidrógeno, permitió la aplicación a gran escala de la tecnología HPPO libre de co-productos. Este nuevo proceso permite producir PO con rendimientos y selectividades excelentes.

El proceso HPPO produce óxido de propileno a partir de propileno y peróxido de hidrógeno en disolventes orgánicos acuosos con materiales zeolíticos que tienen una estructura marco que comprende Si, O y Ti como catalizadores; en una constelación, se utiliza metanol como disolvente, normalmente en combinación con un material zeolítico que tiene una estructura marco que comprende Si, O y Ti de tipo marco MFI (silicalita de titanio-1, TS-1) como catalizador. Como productos secundarios en el proceso HPPO, se forman metoxipropanoles (MOP) por reacción del metanol (MeOH) y el PO. Los MOP se forman como una mezcla de los isómeros 1-metoxipropano-2-ol y 2-metoxipropano-1-ol. De este modo, el 1-metoxi-propan-2-ol es un compuesto interesante, que puede utilizarse, por ejemplo, como un disolvente. Por otro lado, el 2-metoxipropan-1-ol es teratogénico y debe eliminarse.

En una planta de HPPO, el MeOH, tras haber sido utilizado como disolvente en la formación de PO, se separa normalmente de los componentes secundarios no deseados y se recupera. La corriente que contiene MeOH, como se ha mencionado anteriormente, comprende varios productos secundarios, tales como el 1-metoxipropan-2-ol, que son de interés para su uso posterior. Sin embargo, debido a las similitudes entre los productos secundarios, el aislamiento del 1-metoxipropan-2-ol puro es complicado. En primer lugar, la separación de ambos isómeros es una tarea difícil, sobre todo si se tiene en cuenta la baja concentración de agua que se requiere para el producto final (la especificación oficial de venta es de 100 ppm). En segundo lugar, es bastante complicado deshacerse de otros productos secundarios, por ejemplo, el propilenglicol dimetil éter.

En US 5,723,024 A se describe un método para recuperar 2-metil-1-propanol a partir de una mezcla formada por 2-metil-1-propanol y 1-butanol. EP 0 425 893 A divulga un método de separación para los dos isómeros de MOP. DE 10233388 A1 describe la separación de MOP en general, pero no específicamente la separación de ambos isómeros de MOP. US 2004/0000473 A1 se refiere a la separación de los dos isómeros de MOP de la disolución acuosa mediante el uso de agentes deshidratantes, sin separación de ambos isómeros. CN 103342631 y CN 103992214 están ambos relacionados con la separación de MOP con agentes de extracción.

EP 1 375 462 A1 se refiere a un proceso de separación de 1-metoxi-2-propanol y 2-metoxi-1-propanol de composiciones acuosas, que comprende la deshidratación de la composición acuosa que comprende 1-metoxi-2-propanol y 2-metoxi-1-propanol hasta una concentración de 1-metoxi-2-propanol y 2-metoxi-1-propanol de al menos el 90 por ciento en peso total y el aislamiento de 1-metoxi-2-propanol, 2-metoxi-1-propanol o mezclas de los mismos mediante destilación. La deshidratación puede realizarse por destilación azeotrópica utilizando un aditivo o por destilación extractiva. La composición acuosa puede concentrarse antes de el paso de deshidratación mediante una destilación previa para que contenga al menos un 10 por ciento en peso en total de 1-metoxi-2-propanol y 2-metoxi-1-propanol. El destilado obtenido por dicha destilación contiene preferiblemente los isómeros MOP en una cantidad del 10 al 50 por ciento en peso. De acuerdo con EP 1 375 462 A1, se puede utilizar cualquier columna de destilación adecuada para el paso de predestilación. La columna de destilación utilizada para la predestilación puede, de acuerdo con EP 1 375 462 A1, funcionar a cualquier presión adecuada; sin embargo, se indica como realización preferida una presión en el rango de 50 a 500 kPa (0,5 a 5 bar), mientras que la presión atmosférica se indica como la más preferida.

En vista de la pluralidad de productos secundarios que pueden estar presentes en una corriente que comprenda los dos isómeros de MOP, sigue siendo necesario separar el 1-metoxipropan-2-ol con gran pureza. Especialmente, se había descubierto que la eliminación de impurezas específicas, tal como el propilenglicol dimetil éter, no puede lograrse, o al menos no eficazmente, mediante los métodos conocidos en la técnica.

Por lo tanto, fue objeto de la presente invención proporcionar un proceso para la separación de 1-metoxipropan-2-ol, que sea eficaz y permita obtener 1-metoxipropan-2-ol de gran pureza con sólo restos de agua (la especificación oficial de venta es de 100 ppm), así como sólo restos de impurezas.

En un primer aspecto, la invención se refiere, por lo tanto, a un proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde el proceso comprende:
(a) Proporcionar una corriente S0 que comprende 1-metoxipropan-2-ol, 2-metoxipropan-1-ol y agua, y que tiene una relación molar de 1-metoxipropan-2-ol : 2-metoxipropan-1-ol en el rango de 1 : 5 a 5 : 1;
(b) separar el 1-metoxipropan-2-ol y el 2-metoxipropan-1-ol de la corriente S0 proporcionada en (a) mediante destilación, que comprende someter la corriente S0 proporcionada en (a) a condiciones de destilación en una unidad de destilación que comprende una columna de destilación B, obteniendo una corriente S1 (superior) que comprende 1-metoxipropan-2-ol, 2-metoxipropan-1-ol y agua, que está enriquecida en 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en comparación con la corriente S0 y una corriente de fondo S1a que comprende agua y está agotada en 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en comparación con S0; en donde la columna de destilación B funciona a una presión de ≥ 200 kPa (2 bar);
(c) destilación azeotrópica de la corriente S1 obtenida en (b) con un arrastrador, que comprende someter la corriente S1 a condiciones de destilación azeotrópica en una unidad de destilación azeotrópica que comprende una columna de destilación C, obteniéndose una corriente de fondo S2 agotada en agua y adicionalmente enriquecida en 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en comparación con la corriente S1 y una corriente superior S2a que comprende agua y el arrastrador;
(d) separar el 1-metoxipropan-2-ol de la corriente S2 obtenida en (c) mediante destilación, que comprende someter la corriente S2 obtenida en (c) a condiciones de destilación en una unidad de destilación que comprende una columna de destilación D, obteniéndose una corriente S3 que comprende ≥ 95 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol y ≤ 0,5 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol, con base en el peso total de la corriente S3, y una corriente S4 que comprende ≥ 95 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol con base en el peso total de la corriente S4;
(e) opcionalmente, separación por destilación de la corriente S2a que comprende agua y el arrastrador obtenido en (c) en una columna decapante de vapor E utilizando vapor como agente decapante, obteniendo una corriente S5 que comprende el agente, que está agotada de agua en comparación con la corriente S2a, y una corriente acuosa S6 que está agotada del arrastrador en comparación con S2a; y opcionalmente, recirculación de al menos una parte de la corriente S5 a (c).

Preferiblemente, la corriente S0 comprende ≥ 0,001% en peso, más preferiblemente ≥ 0,006% en peso, de propilenglicol dimetil éter (1,2-dimetoxipropano) con base en el peso total de S0; y la corriente S3 comprende preferiblemente menos de 0,01% en peso, más preferiblemente menos de 0,006% en peso, de propilenglicol dimetil éter con base en el peso total de S3.

Sorprendentemente, se descubrió que si la columna de destilación B funciona a una presión de ≥ 200 kPa (2 bar), es posible separar el propilenglicol dimetil éter de forma muy eficaz, sin necesidad de otras etapas de separación. Se descubrió que el funcionamiento de la columna B a 100 kPa (1 bar) (aproximadamente la presión atmosférica) provocaba que pasara más agua por la parte superior de la columna B con la corriente S1, que incluía los isómeros 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol a la columna C. Además, se transfirieron más impurezas junto con el azeótropo de agua/1-metoxilpronan-2-ol, 2-metoxipropan-1-ol a la columna C; principalmente propilenglicol dimetil éter (más de un 89 % más que a 1000 kPa (10 bar)). En consecuencia, también el contenido de impurezas en la corriente final S3 fue mayor cuando la columna B funcionó a 100 kPa (1 bar), lo que dio lugar a una pureza ligeramente inferior del 1-metoxipropanol-2 obtenido y, simultáneamente, a un contenido de propilenglicol dimetil éter en S3 superior al 0,006% en peso, de hecho superior al 0,01% en peso, con base en el peso total de S3.

Preferiblemente, (a), (b), (c) y (d) y opcionalmente también (e) se operan en modo discontinuo o en modo continuo, más preferiblemente a (a), (b), (c) y (d) y opcionalmente también (e) se operan en modo continuo.

Otro aspecto de la presente invención es un proceso que puede llevarse a cabo preferiblemente en modo continuo y que es eficiente desde el punto de vista energético. Por lo tanto, en una realización preferida del proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, la energía térmica de la corriente S1 se transfiere parcialmente a una corriente de medio de transferencia de calor HTMS1 después de (b) y antes del paso (c), preferiblemente en un intercambiador de calor H, obteniéndose una corriente de medio de transferencia de calor HTMS1a que tiene un contenido de energía térmica aumentado en comparación con HTMS1; en donde HTMS1a se utiliza para proporcionar energía térmica a:
- la unidad de destilación azeotrópica del paso (c), preferiblemente a una unidad intercambiadora de calor conectada a la columna de destilación de la unidad de destilación azeotrópica del paso (c), y/o
- la unidad de destilación de (d), preferiblemente a una unidad intercambiadora de calor conectada a la columna de destilación de la unidad de destilación de (d).

De acuerdo con otra realización preferida del proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, se utiliza HTMS1a para proporcionar energía térmica a:
- la unidad de destilación azeotrópica del paso (c), preferiblemente a una unidad intercambiadora de calor conectada a la columna de destilación de la unidad de destilación azeotrópica del paso (c), y
- la unidad de destilación de (d), preferiblemente a una unidad intercambiadora de calor conectada a la columna de destilación de la unidad de destilación de (d).

De acuerdo con otra realización preferida del proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, la energía térmica de la corriente de fondo S1a de (b) se transfiere parcialmente a una corriente de medio de transferencia de calor HTMS2, preferiblemente en un intercambiador de calor H1, obteniéndose una corriente de medio de transferencia de calor HTMS2a, que tiene un contenido de energía térmica mayor que HTMS2, en donde HTMS2a se utiliza para proporcionar energía térmica al vapor utilizado como un agente decapante en la columna decapante de vapor de (e).

Sorprendentemente, se descubrió que si la columna B funciona a una presión ≥ 200 kPa (2 bar), las unidades implicadas pueden acoplarse energéticamente de forma muy eficiente. A menor presión, aún es posible acoplar energéticamente las unidades, pero no con tanta eficacia, lo que hace que el consumo de energía aumente drásticamente.

Preferiblemente, la energía térmica proporcionada por HTMS1a proporciona al menos el 90 % de la demanda energética de la unidad de destilación azeotrópica de (c), y/o de la unidad de destilación de (d), más preferiblemente la energía térmica proporcionada por HTMS1a proporciona al menos el 95 % de la demanda energética de la unidad de destilación azeotrópica de (c), y/o de la unidad de destilación de (d); más preferiblemente la energía térmica proporcionada por HTMS1a proporciona al menos el 98 %, más preferiblemente el 99 %, más preferiblemente el 100 %, de la demanda energética de la unidad de destilación azeotrópica de (c), y/o de la unidad de destilación de (d). Más preferiblemente, la energía térmica proporcionada por HTMS1a proporciona al menos el 90 % de la demanda energética de la unidad de destilación azeotrópica de (c), y de la unidad de destilación de (d), más preferiblemente la energía térmica proporcionada por HTMS1a proporciona al menos el 95 % de la demanda energética de la unidad de destilación azeotrópica de (c), y de la unidad de destilación de (d); más preferiblemente la energía térmica proporcionada por HTMS1a proporciona al menos el 98 %, más preferiblemente al menos el 99 %, más preferiblemente el 100 %, de la demanda energética de la unidad de destilación azeotrópica de (c), y de la unidad de destilación de (d).

En una realización preferida del proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en el rango del 40 al 95 % de la energía térmica de la corriente S1 se transfiere a la corriente de medio de transferencia de calor HTMS1 obteniéndose una corriente de medio de transferencia de calor HTMS1a que tiene un contenido de energía térmica aumentado en comparación con HTMS1. Preferiblemente, en el rango del 50 al 90 %, más preferiblemente en el rango del 55 al 85 %, más preferiblemente en el rango del 60 al 80 %, de la energía térmica de la corriente S1 se transfiere a la corriente del medio de transferencia de calor HTMS1. Una transferencia de energía térmica de, por ejemplo, el 70 % significa que, por ejemplo, la corriente S1 tiene una temperatura de 177 °C antes de la transferencia de energía térmica y de 120 °C después de la transferencia de energía térmica. Esto corresponde a un contenido energético de 9,18 MW, de los cuales 7,38 MW se transfieren a través de HTMS1/HTHMS1a a la unidad de destilación azeotrópica de (c), y 1,245 MW a la unidad de destilación de (d).

En otra realización preferida del proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, la energía térmica proporcionada por HTMS2a proporciona al menos el 90 % de la demanda de energía necesaria para producir el vapor utilizado como agente decapante en la columna decapante de vapor de (e), más preferiblemente la energía térmica proporcionada por HTMS2a proporciona al menos el 95 % de la demanda de energía necesaria para producir el vapor utilizado como agente decapante en la columna decapante de vapor de (e); más preferiblemente la energía térmica proporcionada por el HTMS2a proporciona al menos el 98 %, más preferiblemente al menos el 99 %, más preferiblemente el 100 %, de la demanda de energía requerida para producir el vapor utilizado como agente decapante en la columna decapante de vapor de (e).

El medio de transferencia de calor utilizado para el HTMS1/HTMS1a y para el HTMS2/HTMS2a es preferiblemente vapor ($H_2O_{gaseoso}$).

Corriente S0

De acuerdo con el paso (a), se proporciona una corriente S0, que comprende 1-metoxipropan-2-ol, 2-metoxipropan-1-ol y agua, y que tiene una relación molar de 1-metoxipropan-2-ol : 2-metoxi-propan-1-ol en el rango de 1 : 5 a 5 : 1.

De acuerdo con una realización preferida, la corriente S0 es una corriente obtenida de un proceso HPPO, más preferiblemente de un proceso HPPO, en donde el óxido de propileno se prepara a partir de propileno y peróxido de hidrógeno en metanol acuoso como disolvente, preferiblemente utilizando un catalizador TS-1, más preferiblemente utilizando un catalizador TS-1 de lecho fijo en una zona de reacción. Los MOP se forman como productos secundarios en el proceso por reacción del MeOH y el PO y se eliminan de la zona de reacción con una corriente inicial de producto que contiene MeOH. A partir de dicha corriente inicial de producto, se recupera el MeOH, opcionalmente utilizando uno o más pasos de separación adicionales. De acuerdo con una realización, se obtiene una corriente intermedia que comprende MeOH, agua y otros componentes que incluyen los dos isómeros MOP. A continuación, el MeOH se separa del agua y de los demás componentes mediante destilación, con lo que

se obtiene la corriente S0, que comprende los dos isómeros de MOP, agua y varios otros componentes secundarios, tales como el propilenglicol dimetil éter (1,2-dimetoxipropano).

En una realización preferida del proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, la corriente S0 proporcionada en (a) comprende agua en una cantidad en el rango de 50 a 90 % en peso, más preferiblemente en el rango de 55 a 85 % en peso, y una mezcla de 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en una cantidad en el rango de 8 a 50 % en peso, preferiblemente en el rango de 13 y 45 % en peso, cada una de ellas con base en el peso total de la corriente S0, siendo la cantidad restante hasta 100 % en peso otros componentes (impurezas y disolvente (MeOH)).

Preferiblemente, la corriente S0 proporcionada en (a) comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en una relación molar en el rango de 1 : 4 a 4 : 1; más preferido en el rango de 1 : 3 a 3 : 1, más preferiblemente en el rango de 1 : 2 a 2 : 1, más preferiblemente en el rango de 0,75 : 1 a 1 : 0,75. Preferiblemente, la corriente S0 proporcionada en (a) comprende propilenglicol dimetil éter en una cantidad de ≥ 0,001 % en peso, más preferiblemente ≥ 0,006 % en peso, más preferiblemente en el rango de 0,001 a 0,1 % en peso, más preferiblemente en el rango de 0,003 a 0,01 % en peso, más preferiblemente en el rango de 0,004 a 0,01 % en peso, más preferiblemente en el rango de 0,005 a 0,008 % en peso, con base en el peso total de S0.

El propilenglicol dimetil éter (1,2-dimetoxipropano) es una impureza contenida en el S0. Preferiblemente, la corriente S0 comprende, además de propilenglicol dimetil éter, entre 0,0001 y 3 % en peso, más preferiblemente entre 0,001 y 2,5 % en peso, más preferiblemente entre 0,01 y 1,5 % en peso, cada uno con base en el peso total de S0, de uno o más componentes seleccionados del grupo que consiste en 1,1-dimetoxipropano, 1,2-propanediol (MPG), 1-butanol, 2,4-dimetil-1,3-dioxolano, 2,6-dimetil-4-heptanol, 2-butenal, 2-etil-4-metil-1,3-dioxolano, 2-hexanona, 2-metilciclohexanol, 2-metilpentanal, 2-propen-1-ol, 4-metil-1,3-dioxolano, acetaldehído, 2-propanona, dimetoximetano, dipropilenglicol, etanol, hidroxiacetona, 2-propanol, metanol, éster metílico del ácido acético, éster metílico del ácido fórmico, óxido de propileno, tripropilenglicol y dipropilenglicol monometil éter (DPGME). Estos componentes se entienden aquí como disolvente (MeOH) y otras impurezas.

Columna B

De acuerdo con el paso (b), el 1-metoxipropan-2-ol y el 2-metoxipropan-1-ol se separan de la corriente S0 proporcionada en (a) mediante destilación que comprende someter la corriente S0 proporcionada en (a) a condiciones de destilación en una unidad de destilación que comprende una columna de destilación B. preferiblemente, la columna de destilación B comprendida en la unidad de destilación de acuerdo con (b) tiene entre 5 y 100 etapas teóricas, más preferiblemente entre 8 y 60 etapas teóricas, más preferiblemente entre 10 y 40 etapas teóricas, más preferiblemente entre 15 y 30 etapas teóricas.

De acuerdo con el paso (b), la columna B se hace funcionar a una presión f ≥ 200 kPa (2 bar). Preferiblemente, la columna de destilación B incluida en la unidad de destilación de acuerdo con (b) funciona a una presión en el rango de 200 a 3000 kPa (2 a 30 bar), más preferiblemente en el rango de > 350 a 2000 kPa (3,5 a 20 bar), más preferiblemente en el rango de 400 a 2000 kPa (4 a 20 bar), más preferiblemente en el rango de > 500 a 1500 kPa (5 a 15 bar), más preferiblemente en el rango de 550 a 1500 kPa (5,5 a 15 bar), más preferiblemente en el rango de 600 a 1400 kPa (6 a 14 bar), más preferiblemente en el rango de 700 a 1200 kPa (7 a 12 bar).

En cuanto a las temperaturas específicas que deben utilizarse en la parte superior o inferior de la columna de destilación B, no existe ninguna restricción específica siempre que se obtengan una corriente S1 y una corriente S1a de acuerdo con (b). Preferiblemente, la columna de destilación B incluida en la unidad de destilación de acuerdo con (b) se hace funcionar a una temperatura en la parte superior de la columna de destilación B comprendida entre 140 y 250 °C, más preferiblemente entre 150 y 220 °C, más preferiblemente entre 160 y 200 °C, más preferiblemente entre 170 y 190 °C. Preferiblemente, la columna de destilación B incluida en la unidad de destilación de acuerdo con (b) se hace funcionar a una temperatura en el fondo comprendida entre 140 y 250 °C, más preferiblemente entre 150 y 220 °C, más preferiblemente entre 160 y 200 °C, más preferiblemente entre 170 y 190 °C.

En cuanto a las condiciones específicas de reflujo que deben utilizarse en la columna de destilación B, no existe ninguna restricción específica siempre que se obtenga una corriente S1 y una corriente S1a de acuerdo con (b). Preferiblemente, la columna de destilación B comprendida en la unidad de destilación de acuerdo con (b) funciona con una relación de reflujo en el rango de 1 a 10 g/g, más preferiblemente en el rango de 2 a 9 g/g, más preferiblemente en el rango de 3 a 8 g/g, más preferiblemente en el rango de 4 a 6 g/g.

De acuerdo con una realización preferida del proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, la columna de destilación B comprendida en la unidad de destilación de acuerdo con (b) tiene una demanda energética en el rango de 10 a 30 MW; en donde preferiblemente el rehervidor de la columna de destilación B tiene una demanda energética en el rango de 5 a 15 MW y el condensador de la columna de destilación B tiene una demanda energética en el rango de 5 a 15 MW.

Corriente S1

En el paso (b), se obtiene una corriente S1 (superior) que comprende 1-metoxipropan-2-ol, 2-metoxipropan-1-ol y agua, enriquecida en 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en comparación con la corriente S0. Preferiblemente, ≥ 95 % en peso de la corriente S1, que sale por la parte superior de la columna de destilación B, consiste en agua,1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol. Más preferiblemente, la corriente S1 comprende agua en una cantidad en el rango de 40 a 80 % en peso, más preferiblemente en el rango de 50 a 70 % en peso, más preferiblemente en el rango de 55 a 65 % en peso; y una mezcla de 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en una cantidad en el rango de 20 a 60 % en peso, preferiblemente en el rango de 30 a 50 % en peso, más preferiblemente en el rango de 35 a 45 % en peso, cada una de ellas con base en el peso total de la corriente S1, en donde preferiblemente la corriente S1 comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en una relación molar en el rango de 1 : 4 a 4 : 1; preferiblemente en el rango de 1 : 3 a 3 : 1, más preferiblemente en el rango de 1 : 2 a 2 : 1, más preferiblemente en el rango de 0,75 : 1 a 1 : 0,75.

Preferiblemente, la corriente S1, que sale por la parte superior de la columna de destilación B, contiene menos del 0,05% en peso, más preferiblemente menos del 0,005% en peso, más preferiblemente menos del 0,004% en peso, más preferiblemente menos del 0,002% en peso, de propilenglicol dimetil éter, con base en el peso total de S1. La expresión “menos de” significa de 0 a menos del valor respectivo.

De acuerdo con algunas realizaciones del proceso de separación de 1-metoxipropan-2-ol a partir de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, la corriente S1 después de salir de la columna B y antes de entrar en la columna C se somete a flash para reducir la demanda de calor en la columna C.

Corriente S1a

En el paso (b), también se obtiene una corriente de fondo S1a, que comprende agua y está agotada de 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en comparación con S0. Preferiblemente, la corriente S1a comprende ≥ 95 % en peso de agua. Más preferiblemente menos del 1 % en peso de la corriente S1a consiste en 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, cada uno con base en el peso total de la corriente S1a, más preferiblemente S1a comprende ≥ 98 % en peso de agua, y menos del 1 % en peso de la corriente S1a consiste en 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol; más preferiblemente, S1a comprende ≥ 99 % en peso de agua, y menos del 1 % en peso de la corriente S1a consiste en 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol.

Columna C

De acuerdo con el paso (c), la corriente S1 obtenida en (b) se destila azeotrópicamente con un arrastrador, lo que comprende someter la corriente S1 a condiciones de destilación azeotrópica en una unidad de destilación azeotrópica que comprende una columna de destilación C, obteniéndose una corriente de fondo S2 agotada en agua y adicionalmente enriquecida en 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en comparación con la corriente S1 y una corriente superior S2a que comprende agua y el arrastrador.

Preferiblemente, la columna de destilación C comprendida en la unidad de destilación azeotrópica de acuerdo con (c) tiene entre 2 y 50 etapas teóricas, más preferiblemente entre 5 y 25 etapas teóricas, más preferiblemente entre 10 y 20 etapas teóricas. Preferiblemente, la columna de destilación C comprendida en la unidad de destilación azeotrópica de acuerdo con (c) funciona a una presión en el rango de 50 a 1000 kPa (0,5 a 10 bar), más preferiblemente en el rango de 100 a 500 kPa (1 a 5 bar), más preferiblemente en el rango de 150 a 250 kPa (1,5 a 2,5 bar). Preferiblemente, la columna de destilación C de la unidad de destilación azeotrópica mencionada en (c) se hace funcionar a una temperatura en el fondo de la columna en el rango de 120 y 180 °C, preferiblemente en el rango de 130 y 170 °C, y más preferiblemente en el rango de 140 y 160 °C. Preferiblemente, la columna de destilación C incluida en la unidad de destilación azeotrópica de acuerdo con (c) se opera a una temperatura en la parte superior de la columna en el rango de 70 a 110 °C, más preferiblemente en el rango de 80 a 100 °C, más preferiblemente en el rango de 85 a 95 °C. En algunas realizaciones, la columna de destilación C incluida en la unidad de destilación azeotrópica de acuerdo con (c) se hace funcionar con una relación de reflujo en el rango de 10 a 40 g/g, preferiblemente en el rango de 12 a 30 g/g, más preferiblemente en el rango de 15 a 25 g/g.

En una realización preferida del proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, la columna de destilación C comprendida en la unidad de destilación azeotrópica de acuerdo con (c) tiene una demanda energética en el rango de 10 a 30 MW; en donde preferiblemente el rehervidor de la columna de destilación C tiene una demanda energética en el rango de 5 a 15 MW y el condensador de la columna de destilación C tiene una demanda energética en el rango de 5 a 15 MW.

Arrastrador

En el paso (c), la corriente S1 obtenida en (b) se destila azeotrópicamente con un arrastrador. En general, no existen restricciones en cuanto al tipo de arrastrador que se utilice siempre que se obtengan las corrientes S2 y S2a. Preferiblemente, el arrastrador se selecciona del grupo que consiste en hidrocarburos aromáticos,

hidrocarburos cíclicos, hidrocarburos acíclicos, ésteres de ácidos carbónicos, cetonas y mezclas de dos o más de estos compuestos; más preferiblemente del grupo que consiste en tolueno, benceno, hexano, ciclohexano, ésteres de alquilo de C_1-C_5 de ácido carbónico, cetonas de C_2-C_{10} y mezclas de dos o más de estos compuestos; más preferiblemente del grupo que consiste en benceno, ciclohexano, carbonato de dimetilo, 2-pentanón y mezclas de dos o más de estos compuestos; más preferiblemente del grupo que consiste en benceno, ciclohexano, 2-pentanón y mezclas de dos o más de estos compuestos; más preferiblemente el arrastrador comprende al menos benceno.

La destilación azeotrópica con un arrastrador en la columna C es necesaria para romper el azeótropo y separar el agua del 1-metoxi-2-propanol y del 2-metoxi-1-propanol. En el azeótropo, los puntos de ebullición del 1-metoxi-2-propanol y del 2-metoxi-1-propanol/agua están tan próximos que no es posible separar el 1-metoxipropanol del 2-metoxipropanol. Cuando se elimina el agua (en este caso mediante destilación azeotrópica), los puntos de ebullición de los dos metoxipropanoles son lo suficientemente diferentes entre sí, lo que permite su separación.

El arrastrador se aplica a la columna C en una relación basada en el peso corriente S1 que entra en la columna C : arrastrador que entra en la columna C en el rango de 1 : 5 a 5 : 1, preferiblemente en el rango de 1 : 0,5 a 1 : 7, más preferiblemente en el rango de 1 : 0,8 a 1 : 6,5, más preferiblemente en el rango de 1 : 1 a 1 : 6. La corriente del filtro que entra en la columna C consiste en una o más corrientes y comprende preferiblemente arrastrador fresco y/o arrastrador reciclado, más preferiblemente arrastrador fresco y arrastrador reciclado. Preferiblemente, entre el 95 y el 100 % en peso de la corriente de arrastrador que entra en la columna C consiste en arrastrador fresco y arrastrador reciclado. Preferiblemente, durante el funcionamiento, se añade a la columna C un arrastrador fresco en una relación basada en el peso corriente S1 que entra en la columna C : arrastrador fresco que entra en la columna C en el rango de 100 : 1 a 1500 : 1, preferiblemente en el rango de 200 : 1 a 1200 : 1, más preferiblemente en el rango de 300 : 1 a 1100 : 1. Preferiblemente, durante el funcionamiento, se añade a la columna C el arrastrador reciclado en una relación basada en el peso flujo S1 que entra en la columna C : arrastrador reciclado que entra en la columna C 1 : 5 a 5 : 1, preferiblemente en el rango de 1 : 0,5 a 1 : 5,5, más preferiblemente en el rango de 1 : 1,5 a 1 : 5. En lo que respecta a los detalles sobre el arrastrador reciclado, se hace referencia a la sección que se refiere a la corriente S5 más adelante.

Corriente S2

En el paso (c), de la destilación azeotrópica se obtiene una corriente S2 agotada en agua y enriquecida en 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol con respecto a la corriente S1. Preferiblemente, la corriente S2 se obtiene como corriente de fondo de la columna C, en donde ≥ 85 % en peso, más preferiblemente ≥ 90 % en peso, más preferiblemente ≥ 95 % en peso, más preferiblemente ≥97 % en peso, ≥ 98 % en peso, más preferiblemente ≥ 99 % en peso de S2 consistente en 1-metoxi-2-propanol y 2-metoxi-1-propanol, con base en el peso total de S2, en donde preferiblemente la corriente S2 comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en una relación molar en el rango de 1 : 4 a 4 : 1; preferiblemente en el rango de 1 : 3 a 3 : 1, más preferiblemente en el rango de 1 : 2 a 2 : 1, más preferiblemente en el rango de 0,75 : 1 a 1 : 0,75. Preferiblemente, el S2 tiene un contenido de agua de al menos 100 ppm de agua, con base en el peso total del S2. Preferiblemente, el S2 contiene menos de 100 ppm, más preferiblemente menos de 10 ppm, más preferiblemente menos de 1 ppm de arrastrador, con base en el peso total del S2.

Corriente S2a

En el paso (c), se obtiene otra corriente superior S2a de la destilación azeotrópica, que comprende agua y el arrastrador. Preferiblemente, la corriente S2a se obtiene como corriente superior de la columna de destilación C, en donde el 90 % en peso, más preferiblemente ≥ 95 % en peso, más preferiblemente ≥97 % en peso, ≥ 98 % en peso, más preferiblemente ≥ 99 % en peso de S2a consistió en agua y el arrastrador con base en el peso total de S2a; en donde preferiblemente la relación molar de agua : arrastrador en la corriente S2a está en el rango de 1 : 4 a 1 : 12, preferiblemente en el rango de 1 : 6 a 1 : 10, más preferiblemente en el rango de 1 : 8 a 1 : 9.

Columna D

De acuerdo con el paso (d), el 1-metoxipropan-2-ol se separa de la corriente S2 obtenida en (c) mediante destilación, que comprende someter la corriente S2 obtenida en (c) a condiciones de destilación en una unidad de destilación que comprende una columna de destilación D. Preferiblemente, la columna de destilación D comprendida en la unidad de destilación de acuerdo con (d) tiene entre 20 y 100 etapas teóricas, más preferiblemente entre 30 y 80 etapas teóricas, más preferiblemente entre 40 y 60 etapas teóricas, más preferiblemente entre 45 y 52 etapas teóricas. Preferiblemente, la columna de destilación D incluida en la unidad de destilación de acuerdo con (d) funciona a una presión en el rango de 50 a 1000 kPa (0,5 a 10 bar), más preferiblemente en el rango de 100 a 500 kPa (1 a 5 bar), más preferiblemente en el rango de 200 a 400 kPa (2 a 4 bar). Preferiblemente, la columna de destilación D incluida en la unidad de destilación de acuerdo con (d) se hace funcionar a una temperatura en el fondo en el rango de 140 y 200 °C, más preferiblemente en el rango de 150 y 190 °C, más preferiblemente en el rango de 160 y 180 °C. Preferiblemente, la columna de destilación D incluida en la unidad de destilación de acuerdo con (d) se opera a una temperatura en la parte superior de la columna en el rango de 120 a 200 °C, más preferida en el rango de 130 a 180 °C, más preferida en el rango de

140 a 165 °C. En algunas realizaciones, la columna de destilación D incluida en la unidad de destilación de acuerdo con (d) se hace funcionar con una relación de reflujo en el rango de 5 a 30 g/g, preferiblemente en el rango de 8 a 20 g/g, más preferiblemente en el rango de 10 a 15 g/g.

Preferiblemente, la columna de destilación D incluida en la unidad de destilación de acuerdo con (d) tiene una demanda energética en el rango de 1 a 5 MW; en donde preferiblemente el rehervidor de la columna de destilación D tiene una demanda energética en el rango de 1 a 1,5 MW y el condensador de la columna de destilación D tiene una demanda energética el rango de 1 a 1,5 MW. Por ejemplo, tener 48 etapas teóricas en la columna de destilación D daría lugar a una demanda energética de 1,245 MW en el rehervidor de la columna de destilación D y de 1,23 MW en el condensador de la columna de destilación D. En caso de disminuir las etapas teóricas de 48 a 40, la demanda de calor aumentaría de 1,245 MW a 12 MW en el rehervidor, es decir, la demanda energética aumentaría en un factor 10 aproximadamente.

Corriente S3

A partir del paso (d), se obtiene una corriente S3, que comprende ≥ 95 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol y ≤ 0,5 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol, con base en el peso total de la corriente S3. En algunas realizaciones, la corriente S3 se retira como corriente superior de la columna de destilación D, que comprende ≥ 95 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol y ≤ 0,5 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol, preferiblemente ≥ 98 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol y ≤ 0,15 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol, más preferiblemente ≥ 99 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol y ≤ 0,1 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol, cada uno con base en el peso total de la corriente S3. Preferiblemente, la corriente S3 comprende preferiblemente menos del 0,01% en peso, más preferiblemente menos del 0,008% en peso, más preferiblemente menos del 0,007% en peso, más preferiblemente menos del 0,006% en peso, de propilenglicol dimetil éter con base en el peso total de la corriente S3.

De acuerdo con una realización preferida, la corriente S3 comprende ≥ 95 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol y ≤ 0,5 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol, preferiblemente ≥ 98 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol y ≤ 0,15 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol, más preferiblemente ≥ 99 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol y ≤ 0,1 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol, cada uno con base en el peso total de la corriente S3, y la corriente S3 comprende preferiblemente menos de 0,01 % en peso, más preferiblemente menos de 0,008 % en peso, más preferiblemente menos de 0,007 % en peso, más preferiblemente menos de 0,006 % en peso, de propilenglicol dimetil éter con base en el peso total de la corriente S3.

La corriente S3 comprende el producto valioso 1-metoxipropan-2-ol con una pureza ≥ 95 % en peso, mientras que las impurezas perjudiciales 2-metoxipropan-1-ol y propilenglicol dimetil éter sólo están presentes en cantidades ≤ 0,15 % en peso y < 0,01 % en peso, respectivamente. Además, la corriente S3 comprende menos de 100 ppm, más preferiblemente menos de 50 ppm de agua con base en el peso total de la corriente S3, es decir, el producto final 1-metoxipropan-2-ol cumple la especificación oficial de venta de ≤ 100 ppm.

Corriente S4

A partir del paso (d) se obtiene también una corriente S4, que comprende ≥ 95 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol con base en el peso total de la corriente S4. Preferiblemente, la corriente S4 se retira como corriente de fondo de la columna de destilación D, en donde S4 comprende ≥ 95 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol y ≤ 0,5 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol, preferiblemente ≥ 96 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol y ≤ 0,1 % en peso 1-metoxipropan-2-ol, más preferiblemente ≥ 98 % en peso 2-metoxipropan-1-ol y ≤ 0,001 % en peso 1-metoxipropan-2-ol, más preferiblemente ≥ 99 % en peso 2-metoxipropan-1-ol y ≤ 0,0001 % en peso 1-metoxipropan-2-ol, cada uno con base en el peso total de la corriente S4.

El 2-metoxipropan-1-ol es un componente teratogénico. Por lo tanto, su concentración en la corriente valiosa de 1-metoxipropan-2-ol tiene que estar muy restringida, preferiblemente a un máximo del 0,3% en peso, con base en el peso total de la corriente respectiva. Con base en el proceso de la presente invención, se pueden cumplir las siguientes especificaciones (instancias S3 y S4): 0,05 % de 2-metoxipropan-1-ol en S3 y 300 ppm de 1-metoxipropan-2-ol en S4.

Columna E

En algunas realizaciones del proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, opcionalmente se realiza una separación destilativa de la corriente S2a que comprende agua y el arrastrador obtenido en (c) en una columna decapante de vapor E utilizando vapor como agente decapante. Preferiblemente, la columna decapante de vapor E de acuerdo con (e) tiene entre 3 y 20 etapas teóricas, más preferiblemente entre 5 y 15 etapas teóricas, más preferiblemente entre 8 y 12 etapas teóricas.

Preferiblemente, la columna decapante de vapor E de acuerdo con (e) funciona a una presión en el rango de 10 a 500 kPa (0,1 a 5 bar), más preferiblemente en el rango de 50 a 200 kPa (0,5 a 2 bar), más preferiblemente en el rango de 80 a 120 kPa (0,8 a 1,2 bar). Preferiblemente, la columna decapante de vapor E de acuerdo con (e) se

hace funcionar a una temperatura en la parte superior de la columna de destilación B en el rango de 60 a 100 °C, más preferiblemente en el rango de 70 a 90 °C, más preferiblemente en el rango de 75 a 85 °C. preferiblemente, la columna decapante de vapor E de acuerdo con (e) se hace funcionar a una temperatura en la parte inferior en el rango de 80 a 120 °C, más preferiblemente en el rango de 85 a 115 °C, más preferiblemente en el rango de 90 a 110 °C, más preferiblemente en el rango de 95 a 105 °C.

En lo que respecta a un agente de desgasificación por vapor, la columna decapante de vapor E de acuerdo con (e) funciona preferiblemente con vapor ($H_2O_{gaseoso}$), que se introduce preferiblemente en la columna decapante de vapor E en un rango de 80 a 120 kg/h, más preferiblemente en un rango de 90 a 110 kg/h, más preferiblemente en un rango de 95 a 105 kg/h; en donde el agua gaseosa tiene preferiblemente una presión en un rango de 200 a 600 kPa (2 a 6 bar), más preferiblemente en un rango de 300 a 500 kPa (3 a 5 bar), más preferiblemente en un rango de 350 a 450 kPa (3,5 a 4,5 bar). Preferiblemente, el agua gaseosa tiene una temperatura en el rango de 120 a 160 °C, más preferiblemente en el rango de 130 a 150 °C.

Corriente S5

En el paso opcional (e), se obtiene una corriente S5 que comprende el arrastrador y que está agotada de agua en comparación con la corriente S2a. Opcionalmente, al menos una parte de la corriente S5 se recircula al paso (c). La corriente S5 se retira preferiblemente de la columna decapante de vapor E como corriente superior, en donde la corriente S5 comprende preferiblemente ≥ 25 % en peso, preferiblemente ≥ 30 % en peso, de arrastrador.

Corriente S6

Además, en el paso opcional (e) se obtiene una corriente S6 agotada del arrastrador en comparación con S2a. La corriente S6 se retira preferiblemente de la columna decapante de vapor E como corriente de fondo, en donde la corriente S6 comprende ≥ 95 % en peso de agua y ≤ 1 % en peso de arrastrador, preferiblemente ≥ 96 % en peso de agua y ≤ 0,1 % en peso de arrastrador, más preferiblemente ≥ 97 % en peso de agua y ≤ 0,01 % en peso de arrastrador, más preferiblemente ≥ 99 % en peso de agua y ≤ 0,0001 % en peso de arrastrador.

Posible decantador

En algunas realizaciones del proceso de separación de 1-metoxipropan-2-ol a partir de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, al menos una parte de la corriente S2a, tras su extracción de la columna de destilación C y antes de entrar en la columna decapante de vapor E, se introduce en un decantador, en donde al menos una parte del arrastrador contenido en dicha parte de la corriente S2a se separa de la corriente S2a obteniéndose una corriente S2a-1 que contiene arrastrador y una corriente S2a-2 agotada de arrastrador en comparación con S2a, en donde la corriente S2a-1 se recicla preferiblemente a la columna de destilación C y la corriente S2a-2 se introduce en la columna decapante de vapor E.

Columna F adicional

En algunas realizaciones, el proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, preferiblemente si el contenido de metanol en la corriente S0 es > 0,1 % en peso, más preferiblemente en el rango de 0,02 a 1,00 % en peso, cada uno con base en el peso total de la corriente S0, comprende además el paso:
f) separar el metanol de la corriente S1 mediante destilación, que comprende someter la corriente S1 obtenida en (b) a condiciones de destilación en una unidad de destilación que comprende una columna de destilación F, obteniendo una corriente S1' que comprende 1-metoxipropan-2-ol, 2-metoxipropan-1-ol y ≤ 0,1 % en peso de metanol con base en el peso total de S1', en donde S1' se introduce en el paso (c) en la columna de extracción C en lugar de la corriente S1; o
g) separar el metanol de la corriente S6 mediante destilación, que comprende someter la corriente S6 obtenida en (d) a condiciones de destilación en una unidad de destilación que comprende una columna de destilación F, obteniendo una corriente S6', que comprende ≥ 95 % en peso de agua, ≤ 1 % en peso de arrastrador y ≤ 0,1 % en peso de metanol, preferiblemente ≥ 96 % en peso de agua, ≤ 0,1 % en peso de arrastrador y ≤ 0,1 % en peso de metanol;
en donde se utiliza preferiblemente el paso (g).

La columna de destilación F comprende preferiblemente en el rango de 5 a 25 etapas teóricas, más preferiblemente en el rango de 7 a 15 etapas teóricas, más preferiblemente en el rango de 8 a 12 etapas teóricas; y/o en la que la columna de destilación F funciona a una presión en el rango de 50 a 150 kPa (0,5 a 1,5 bar), preferiblemente en el rango de 80 a 120 kPa (0,8 a 1,2 bar); y/o en la que la columna de destilación F tiene una demanda energética en el rango de 1 a 3 MW; preferiblemente una demanda energética en el condensador en el rango de 0,5 a 1,5 MW y/o una demanda energética en el rango de 0,5 a 1,5 MW en el rehervidor.

1-Metoxipropan-2-ol

Aunque no sea objeto de la presente invención, es posible obtener 1-metoxipropan-2-ol a partir del proceso anteriormente descrito.

Además, del proceso descrito puede obtenerse una mezcla de 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, que comprende preferiblemente en el rango de 95 al 100 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol y ≤ 0,5 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol, más preferiblemente en el rango de 98 y 100 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol y ≤ 0,15 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol, más preferiblemente en el rango de 99 y 100 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol y ≤ 0,1 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol, cada uno de ellos con base en el peso total de la mezcla.

El 1-metoxipropan-2-ol o una mezcla de 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol puede utilizarse para la producción de acetato de metoxipropilo o metoxi-isopropilamina.

La presente invención se ilustra además mediante el siguiente conjunto de realizaciones y combinaciones de realizaciones resultantes de las dependencias y retro-referencias indicadas. En particular, cabe señalar que en todos los casos en que se menciona un rango de realizaciones, por ejemplo, en el contexto de un término como "cualquiera de las realizaciones (1) a (4)", cada realización de este rango está destinada a ser divulgada explícitamente para el experto, es decir, la redacción de este término debe ser entendida por el experto como sinónimo de "cualquiera de las realizaciones (1), (2), (3) y (4)". Además, se señala explícitamente que el siguiente conjunto de realizaciones no es el conjunto de reivindicaciones que determinan el alcance de la protección, sino que representa una parte convenientemente estructurada de la descripción dirigida a los aspectos generales y preferidos de la presente invención.

De acuerdo con una realización (1), la presente invención se refiere a un proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde el proceso comprende:
(a) Proporcionar una corriente S0 que comprende 1-metoxipropan-2-ol, 2-metoxipropan-1-ol y agua, y que tiene una relación molar de 1-metoxipropan-2-ol : 2-metoxipropan-1-ol en el rango de 1 : 5 a 5 : 1;
(b) separar el 1-metoxipropan-2-ol y el 2-metoxipropan-1-ol de la corriente S0 proporcionada en (a) mediante destilación, que comprende someter una corriente S0 proporcionada en (a) a condiciones de destilación en una unidad de destilación que comprende una columna de destilación B, obteniendo una corriente S1 (superior) que comprende 1-metoxipropan-2-ol, 2-metoxipropan-1-ol y agua, que está enriquecida en 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en comparación con la corriente S0 y una corriente de fondo S1a que comprende agua y está agotada en 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en comparación con S0; en donde la columna de destilación B funciona a una presión de ≥ 200 kPa (2 bar);
(c) destilación azeotrópica de la corriente S1 obtenida en (b) con un arrastrador, que comprende someter la corriente S1 a condiciones de destilación azeotrópica en una unidad de destilación azeotrópica que comprende una columna de destilación C, obteniéndose una corriente de fondo S2 agotada en agua y adicionalmente enriquecida en 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en comparación con la corriente S1 y una corriente superior S2a que comprende agua y el arrastrador;
(d) separar el 1-metoxipropan-2-ol de la corriente S2 obtenida en (c) mediante destilación, que comprende someter la corriente S2 obtenida en (c) a condiciones de destilación en una unidad de destilación que comprende una columna de destilación D, obteniéndose una corriente S3 que comprende ≥ 95 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol y ≤ 0,5 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol, con base en el peso total de la corriente S3, y una corriente S4 que comprende ≥ 95 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol con base en el peso total de la corriente S4;
(e) opcionalmente, separación por destilación de la corriente S2a que comprende agua y el arrastrador obtenido en (c) en una columna decapante de vapor E utilizando vapor como agente decapante, obteniendo una corriente S5 que comprende el arrastrador, que está agotada de agua en comparación con la corriente S2a, y una corriente acuosa S6 que está agotada del arrastrador en comparación con S2a; y opcionalmente, recirculación de al menos una parte de la corriente S5 a (c);
en donde la corriente S0 comprende preferiblemente ≥ 0,001% en peso, más preferiblemente ≥ 0,006% en peso, de propilenglicol dimetil éter (1,2-dimetoxipropano) con base en el peso total de S0; y la corriente S3 comprende preferiblemente menos de 0,01% en peso, más preferiblemente menos de 0,006% en peso, de propilenglicol dimetil éter con base en el peso total de S3.

Una realización preferida (2) que concreta la realización (1) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol de acuerdo con la realización 1, en donde la energía térmica de la corriente S1 se transfiere parcialmente a una corriente de medio de transferencia de calor HTMS1 después de (b) y antes del paso (c), preferiblemente en un intercambiador de calor H, obteniéndose una corriente de medio de transferencia de calor HTMS1a que tiene un contenido de energía térmica aumentado en comparación con HTMS1;
en donde HTMS1a se utiliza para proporcionar energía térmica a:
- la unidad de destilación azeotrópica del paso (c), preferiblemente a una unidad intercambiadora de calor conectada a la columna de destilación de la unidad de destilación azeotrópica del paso (c), y/o
- la unidad de destilación de (d), preferiblemente a una unidad intercambiadora de calor conectada a la columna de destilación de la unidad de destilación de (d);

Otra realización preferida (3) que concreta la realización (2) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde se utiliza HTMS1a para proporcionar energía térmica a:
- la unidad de destilación azeotrópica del paso (c), preferiblemente a una unidad intercambiadora de calor conectada a la columna de destilación de la unidad de destilación azeotrópica del paso (c), y
- la unidad de destilación de (d), preferiblemente a una unidad intercambiadora de calor conectada a la columna de destilación de la unidad de destilación de (d).

Otra realización preferida (4) que concreta la realización (2) o (3) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la energía térmica de la corriente de fondo S1a de (b) se transfiere parcialmente a una corriente de medio de transferencia de calor HTMS2, preferiblemente en un intercambiador de calor H1, obteniéndose una corriente de medio de transferencia de calor HTMS2a, que tiene un contenido de energía térmica mayor que HTMS2, en donde HTMS2a se utiliza para proporcionar energía térmica al vapor utilizado como un agente decapante en la columna decapante de vapor de (e).

Otra realización preferida (5) que concreta cualquiera de las realizaciones (2) a (4) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la energía térmica proporcionada por HTMS1a proporciona al menos el 90 % de la demanda energética de la unidad de destilación azeotrópica de (c), y/o de la unidad de destilación de (d), preferiblemente la energía térmica proporcionada por HTMS1a proporciona al menos el 95 % de la demanda energética de la unidad de destilación azeotrópica de (c), y/o de la unidad de destilación de (d); más preferiblemente la energía térmica proporcionada por HTMS1a proporciona al menos 98 %, más preferiblemente al menos 99 %, más preferiblemente 100 %, de la demanda energética de la unidad de destilación azeotrópica de (c), y/o de la unidad de destilación de (d).

Otra realización preferida (6) que concreta cualquiera de las realizaciones (2) a (5) se refiere a un proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la energía térmica proporcionada por HTMS1a proporciona al menos el 90 % de la demanda energética de la unidad de destilación azeotrópica de (c), y de la unidad de destilación de (d), preferiblemente la energía térmica proporcionada por HTMS1a proporciona al menos el 95 % de la demanda energética de la unidad de destilación azeotrópica de (c), y de la unidad de destilación de (d); más preferiblemente la energía térmica proporcionada por HTMS1a proporciona al menos el 98 %, más preferiblemente al menos el 99 %, más preferiblemente el 100 %, de la demanda energética de la unidad de destilación azeotrópica de (c), y de la unidad de destilación de (d).

Otra realización preferida (7) que concreta cualquiera de las realizaciones (2) a (6) se refiere a un proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde en el rango del 40 al 95% de la energía térmica de la corriente S1 se transfiere a la corriente del medio de transferencia de calor HTMS1 obteniéndose una corriente del medio de transferencia de calor HTMS1a que tiene un contenido de energía térmica aumentado en comparación con HTMS1.

Otra realización preferida (8) que concreta cualquiera de las realizaciones (2) a (7) se refiere a un proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la energía térmica proporcionada por HTMS2a proporciona al menos el 90 % de la demanda de energía necesaria para producir el vapor utilizado como agente decapante en la columna decapante de vapor de (e), preferiblemente la energía térmica proporcionada por HTMS2a proporciona al menos el 95 % de la demanda de energía necesaria para producir el vapor utilizado como agente decapante en la columna decapante de vapor de (e); más preferiblemente la energía térmica proporcionada por el HTMS2a proporciona al menos el 98 %, más preferiblemente al menos el 99 %, más preferiblemente el 100 %, de la demanda de energía requerida para producir el vapor utilizado como agente decapante en la columna decapante de vapor de (e).

Otra realización preferida (9) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (8) se refiere a un proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la corriente S0 proporcionada en (a) comprende agua en una cantidad en el rango de 50 a 90 % en peso, preferiblemente en el rango de 55 a 85 % en peso, y una mezcla de 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en una cantidad en el rango de 8 a 50 % en peso, preferiblemente en el rango de 13 y 45 % en peso, cada una de ellas con base en el peso total de la corriente S0, siendo la cantidad restante hasta 100 % en peso otros componentes (impurezas y disolvente (MeOH)).

Otra realización preferida (10) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (9) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la corriente S0 proporcionada en (a) comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en una relación molar en el rango de 1 : 4 a 4 : 1; preferiblemente en el rango de 1 : 3 a 3 : 1, más preferiblemente en el rango de 1 : 2 a 2 : 1, más preferiblemente en el rango de 0,75 : 1 a 1 : 0,75.

Otra realización preferida (11) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (10) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la corriente S0 proporcionada en (a) comprende propilenglicol dimetil éter en una cantidad de ≥ 0,001 % en peso, más preferiblemente ≥ 0,006 % en peso, más preferiblemente en el rango de 0,001 a 0,1 % en peso, más preferiblemente en el rango de 0,003 a 0,01 % en peso, más preferiblemente en el rango de 0,004 a 0,01 % en peso, más preferiblemente en el rango de 0,005 a 0,008 % en peso, con base en el peso total de S0.

Otra realización preferida (12) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (11) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna de destilación B comprendida en la unidad de destilación de acuerdo con (b) tiene entre 5 y 100 etapas teóricas, preferiblemente entre 8 y 60 etapas teóricas, más preferiblemente entre 10 y 40 etapas teóricas, más preferiblemente entre 15 y 30 etapas teóricas.

Otra realización preferida (13) que concreta una cualquiera de las realizaciones (1) a (12) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna de destilación B comprendida en la unidad de destilación de acuerdo con (b) funciona a una presión en el rango de 200 a 3000 kPa (2 a 30 bar), preferiblemente en el rango de 350 a 2000 kPa (3,5 a 20 bar), más preferiblemente en el rango de 400 a 2000 kPa (4 a 20 bar), más preferiblemente en el rango de >500 a 1500 kPa (5 a 15 bar), más preferiblemente en el rango de 550 a 1500 kPa (5,5 a 15 bar), más preferiblemente en el rango de 600 a 1400 kPa (6 a 14 bar), más preferiblemente en el rango de 700 a 1200 kPa (7 a 12 bar).

Otra realización preferida (14) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (13) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna de destilación B comprendida en la unidad de destilación de acuerdo con (b) se hace funcionar a una temperatura en la parte superior de la columna de destilación B en el rango de 140 a 250 °C, preferiblemente en el rango de 150 a 220 °C, más preferiblemente en el rango de 160 a 200 °C, más preferiblemente en el rango de 170 a 190 °C.

Otra realización preferida (15) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (14) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna de destilación B comprendida en la unidad de destilación de acuerdo con (b) se hace funcionar a una temperatura en el fondo en el rango de 140 a 250 °C, preferiblemente en el rango de 150 a 220 °C, más preferiblemente en el rango de 160 a 200 °C, más preferiblemente en el rango de 170 a 190 °C.

Otra realización preferida (16) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (15) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna de destilación B comprendida en la unidad de destilación de acuerdo con (b) se hace funcionar con una relación de reflujo en el rango de 1 a 10 g/g, preferiblemente en el rango de 2 a 9 g/g, más preferiblemente en el rango de 3 a 8 g/g, más preferiblemente en el rango de 4 a 6 g/g.

Otra realización preferida (17) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (16) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna de destilación B comprendida en la unidad de destilación de acuerdo con (b) tiene una demanda energética en el rango de 10 a 30 MW; en donde preferiblemente el rehervidor de la columna de destilación B tiene una demanda energética del orden de 5 a 15 MW y el condensador de la columna de destilación B tiene una demanda energética del orden de 5 a 15 MW.

Otra realización preferida (18) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (17) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde ≥ 95 % en peso de la corriente S1, que sale por la parte superior de la columna de destilación B, consiste en agua, 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1 -ol; en donde preferiblemente la corriente S1 comprende agua en una cantidad en el rango de 40 a 80 % en peso, preferiblemente en el rango de 50 a 70 % en peso, más preferiblemente en el rango de 55 a 65 % en peso; y una mezcla de 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en una cantidad en el rango de 20 a 60 % en peso, preferiblemente en el rango de 30 a 50 % en peso, más preferiblemente en el rango de 35 a 45 % en peso, cada una de ellas con base en el peso total de la corriente S1, en donde preferiblemente la corriente S1 comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en una relación molar en el rango de 1 : 4 a 4 : 1; preferiblemente en el rango de 1 : 3 a 3 : 1, más preferiblemente en el rango de 1 : 2 a 2 : 1, más preferiblemente en el rango de 0,75 : 1 a 1 : 0,75.

Otra realización preferida (19) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (18) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la corriente S1, que sale por la parte superior de la columna de destilación B, contiene menos de 0,05 % en peso, preferiblemente menos del 0,005 % en peso, más preferiblemente menos del 0,004 % en peso, más preferiblemente menos del 0,002 % en peso, de propilenglicol dimetil éter, con base en el peso total de S1.

Otra realización preferida (20) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (19) se refiere a dicho proceso

para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la corriente S1 después de salir de la columna B y antes de entrar en la columna C se somete a flash.

Otra realización preferida (21) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (20) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la corriente S1a comprende ≥ 95 % en peso de agua, y preferiblemente menos del 1 % en peso de la corriente S1a está formada por 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, cada uno de ellos sobre el peso total de la corriente S1a, más preferiblemente S1a comprende ≥ 98 % en peso de agua, y menos del 1 % en peso de la corriente S1a está formada por 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol; más preferiblemente, S1a comprende ≥ 99 % en peso de agua, y menos del 1 % en peso de la corriente S1a consiste en 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol.

Otra realización preferida (22) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (21) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna de destilación C comprendida en la unidad de destilación azeotrópica de acuerdo con (c) tiene entre 2 y 50 etapas teóricas, preferiblemente entre 5 y 25 etapas teóricas, más preferiblemente entre 10 y 20 etapas teóricas.

Otra realización preferida (23) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (22) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna de destilación C comprendida en la unidad de destilación azeotrópica de acuerdo con (c) funciona a una presión en el rango de 50 a 1000 kPa (0,5 a 10 bar), preferiblemente en el rango de 100 a 500 kPa (1 a 5 bar), más preferiblemente en el rango de 150 a 250 kPa (1,5 a 2,5 bar).

Otra realización preferida (24) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (23) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna de destilación C comprendida en la unidad de destilación azeotrópica de acuerdo con (c) se hace funcionar a una temperatura de fondo en el rango de 120 a 180 °C, preferiblemente en el rango de 130 a 170 °C, más preferiblemente en el rango de 140 a 160 °C.

Otra realización preferida (25) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (24) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna de destilación C comprendida en la unidad de destilación azeotrópica de acuerdo con (c) se hace funcionar a una temperatura en la parte superior de la columna en el rango de 70 a 110 °C, preferiblemente en el rango de 80 a 100 °C, más preferiblemente en el rango de 85 a 95 °C.

Otra realización preferida (26) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (25) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna de destilación C comprendida en la unidad de destilación azeotrópica de acuerdo con (c) se hace funcionar con una relación de reflujo en el rango de 10 a 40 g/g, preferiblemente en el rango de 12 a 30 g/g, más preferiblemente en el rango de 15 a 25 g/g.

Otra realización preferida (27) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (26) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna de destilación C comprendida en la unidad de destilación azeotrópica de acuerdo con (c) tiene una demanda energética en el rango de 10 a 30 MW; en donde preferiblemente el rehervidor de la columna de destilación C tiene una demanda energética en el rango de 5 a 15 MW y el condensador de la columna de destilación C tiene una demanda energética en el rango de 5 a 15 MW.

Otra realización preferida (28) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (27) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde el arrastrador se selecciona del grupo que consiste en hidrocarburos aromáticos, hidrocarburos cíclicos, hidrocarburos acíclicos, ésteres de ácidos carbónicos, cetonas y mezclas de dos o más de estos compuestos; preferiblemente del grupo que consiste en tolueno, benceno, hexano, ciclohexano, ésteres de alquilo de C_1-C_5 de ácido carbónico, cetonas de C_2-C_{10} y mezclas de dos o más de estos compuestos; más preferiblemente del grupo que consiste en benceno, ciclohexano, carbonato de dimetilo, 2-pentanón y mezclas de dos o más de estos compuestos; más preferiblemente del grupo que consiste en benceno, ciclohexano, 2-pentanón y mezclas de dos o más de estos compuestos; más preferiblemente el arrastrador comprende al menos benceno.

Otra realización preferida (29) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (28) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la corriente S2 se obtiene como corriente de fondo de la columna C, siendo ≥ 85 % en peso, preferiblemente ≥ 90 % en peso, más preferiblemente ≥ 95 % en peso, más preferiblemente ≥97 % en peso, ≥ 98 % en peso, más preferiblemente ≥ 99 % en peso de S2 consistió en 1-metoxi-2-propanol y 2-metoxi-1-propanol, con base en el peso total de S2, en donde preferiblemente la corriente S2 comprende 1-metoxi-propan-2-ol y 2-

metoxi-propan-1-ol en una relación molar en el rango de 1 : 4 a 4 : 1; preferiblemente en el rango de 1 : 3 a 3 : 1, más preferiblemente en el rango de 1 : 2 a 2 : 1, más preferiblemente en el rango de 0,75 : 1 a 1 : 0,75.

Otra realización preferida (30) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (29) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la corriente S2a se obtiene como corriente superior de la columna de destilación C, en donde 90 % en peso, más preferiblemente ≥ 95 % en peso, más preferiblemente ≥97 % en peso, ≥ 98 % en peso, más preferiblemente ≥ 99 % en peso de S2a estaba constituido por agua y el arrastrador con base en el peso total de S2a; en donde preferiblemente la relación molar de agua : arrastrador en la corriente S2a está en el rango de 1 : 4 a 1 : 12, preferiblemente en el rango de 1 : 6 a 1 : 10, más preferiblemente en el rango de 1 : 8 a 1 : 9.

Otra realización preferida (31) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (30) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna de destilación D comprendida en la unidad de destilación de acuerdo con (d) tiene entre 20 y 100 etapas teóricas, preferiblemente entre 30 y 80 etapas teóricas, más preferiblemente entre 40 y 60 etapas teóricas, más preferiblemente entre 45 y 52 etapas teóricas.

Otra realización preferida (32) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (31) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna de destilación D comprendida en la unidad de destilación de acuerdo con (d) funciona a una presión en el rango de 50 a 1000 kPa (0,5 a 10 bar), preferiblemente en el rango de 100 a 500 kPa (1 a 5 bar), más preferiblemente en el rango de 200 a 400 kPa (2 a 4 bar).

Otra realización preferida (33) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (32) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna de destilación D comprendida en la unidad de destilación de acuerdo con (d) funciona a una temperatura de fondo en el rango de 140 a 200 °C, preferiblemente en el rango de 150 a 190 °C, más preferiblemente en el rango de 160 a 180 °C.

Otra realización preferida (34) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (33) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna de destilación D incluida en la unidad de destilación de acuerdo con (d) se hace funcionar a una temperatura en la parte superior de la columna en el rango de 120 a 200 °C, preferiblemente en el rango de 130 a 180 °C, más preferiblemente en el rango de 140 a 165 °C.

Otra realización preferida (35) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (34) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna de destilación D comprendida en la unidad de destilación de acuerdo con (d) se hace funcionar con una relación de reflujo en el rango de 5 a 30 g/g, preferiblemente en el rango de 8 a 20 g/g, más preferiblemente en el rango de 10 a 15 g/g.

Otra realización preferida (36) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (35) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna de destilación D comprendida en la unidad de destilación de acuerdo con (d) tiene una demanda de energía en el rango de 1 a 5 MW; en donde preferiblemente el rehervidor de la columna de destilación D tiene una demanda de energía en el rango de 1 a 1 .5 MW y el condensador de la columna de destilación D tiene una demanda energética en el rango de 1 a 1,5 MW.

Otra realización preferida (37) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (36) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la corriente S3 se extrae como corriente superior de la columna de destilación D, que comprende ≥ 95 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol y ≤ 0,5 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol, preferiblemente ≥ 98 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol y ≤ 0,15 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol, más preferiblemente ≥ 99 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol y ≤ 0,1 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol, cada uno con base en el peso total de la corriente S3.

Otra realización preferida (38) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (37) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la corriente S3 comprende menos del 0,01 % en peso, preferiblemente menos del 0,008 % en peso, más preferiblemente menos del 0,007 % en peso, más preferiblemente menos del 0,006 % en peso, de propilenglicol dimetil éter con base en el peso total de la corriente S3.

Otra realización preferida (39) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (38) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la corriente S4 se retira como corriente de fondo de la columna de destilación D, en donde S4 comprende ≥ 95 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol y ≤ 0,5 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol, preferiblemente ≥

96 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol y ≤ 0,1 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol, más preferiblemente ≥ 98 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol y ≤ 0,001 en peso de 1-metoxipropan-2-ol, más preferiblemente ≥ 99 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol y ≤ 0,0001 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol, cada uno con base en el peso total de la corriente S4.

Otra realización preferida (40) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (39) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna decapante de vapor E de acuerdo con (e) tiene entre 3 y 20 etapas teóricas, preferiblemente entre 5 y 15 etapas teóricas, más preferiblemente entre 8 y 12 etapas teóricas.

Otra realización preferida (41) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (40) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna decapante de vapor E de acuerdo con (e) funciona a una presión en el rango de 10 a 500 kPa (0,1 a 5 bar), preferiblemente en el rango de 50 a 200 kPa (0,5 a 2 bar), más preferiblemente en el rango de 80 a 120 kPa (0,8 a 1,2 bar).

Otra realización preferida (42) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (41) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna decapante de vapor E de acuerdo con (e) funciona a una temperatura en la parte superior de la columna de destilación B en el rango de 60 a 100 °C, preferiblemente en el rango de 70 a 90 °C, más preferiblemente en el rango de 75 a 85 °C.

Otra realización preferida (43) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (42) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna de extracción de vapor E de acuerdo con (e) se hace funcionar a una temperatura en el fondo en el rango de 80 a 120 °C, preferiblemente en el rango de 85 a 115 °C, más preferiblemente en el rango de 90 a 110 °C, más preferiblemente en el rango de 95 a 105 °C.

Otra realización preferida (44) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (43) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna decapante de vapor E de acuerdo con (e) funciona con vapor ($H_2O_{gaseoso}$), que se introduce preferiblemente en la columna decapante de vapor E en un rango de 80 a 120 kg/h, preferiblemente en un rango de 90 a 110 kg/h, más preferiblemente en un rango de 95 a 105 kg/h; en donde el agua gaseosa tiene preferiblemente una presión en el rango de 200 a 600 kPa (2 a 6 bar), más preferiblemente en el rango de 300 a 500 kPa (3 a 5 bar), más preferiblemente en el rango de 350 a 450 kPa (3,5 y 4,5 bar).

Otra realización preferida (45) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (44) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la corriente S5 se retira preferiblemente de la columna decapante de vapor E como corriente superior, en donde la corriente S5 comprende preferiblemente ≥ 25 % en peso, preferiblemente ≥ 30 % en peso, de arrastrador.

Otra realización preferida (46) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (45) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la corriente S6 se retira preferiblemente de la columna decapante de vapor E como corriente de fondo, en donde la corriente S6 comprende ≥ 95 % en peso de agua y ≤ 1 % en peso de arrastrador, preferiblemente ≥ 96 % en peso de agua y ≤ 0,01 % en peso de arrastrador, más preferiblemente ≥ 97 % en peso de agua y ≤ 0,01 % en peso de arrastrador, más preferiblemente ≥ 99 % en peso de agua y ≤ 0,0001 % en peso de arrastrador.

Otra realización preferida (47) que concreta una cualquiera de las realizaciones (1) a (46) se refiere a dicho proceso de separación de 1-metoxipropan-2-ol a partir de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde al menos una parte de la corriente S2a, tras su extracción de la columna de destilación C y antes de entrar en la columna decapante de vapor E, se introduce en un decantador, en donde al menos una parte del arrastrador contenido en dicha parte de la corriente S2a se separa de la corriente S2a obteniéndose una corriente S2a-1 que contiene arrastrador y una corriente S2a-2 agotada de arrastrador en comparación con S2a, en donde la corriente S2a-1 se recicla preferiblemente a la columna de destilación C y la corriente S2a-2 se introduce en la columna decapante de vapor E.

Otra realización preferida (48) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (47) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde el proceso, preferiblemente si el contenido de metanol en la corriente S0 es > 0,1 % en peso, más preferiblemente en el rango de 0,02 a 1,00 % en peso, cada uno con base en el peso total de la corriente S0, comprende además el paso:
f) separar el metanol de la corriente S1 mediante destilación, que comprende someter la corriente S1 obtenida en (b) a condiciones de destilación en una unidad de destilación que comprende una columna de destilación F, obteniendo una corriente S1' que comprende 1-metoxipropan-2-ol, 2-metoxipropan-1-ol y ≤ 0,1 % en peso de

metanol con base en el peso total de S1', en donde S1' se introduce en el paso (c) en la columna de extracción C en lugar de la corriente S1; o
g) separar el metanol de la corriente S6 mediante destilación, que comprende someter la corriente S6 obtenida en (d) a condiciones de destilación en una unidad de destilación que comprende una columna de destilación F, obteniendo una corriente S6', que comprende ≥ 95 % en peso de agua, ≤ 1 % en peso de arrastrador y ≤ 0,1 % en peso de metanol, preferiblemente ≥ 96 % en peso de agua, ≤ 0,1 % en peso de arrastrador y ≤ 0,1 % en peso de metanol;
en donde se utiliza preferiblemente el paso (g).

Otra realización preferida (49) que concreta cualquiera de las realizaciones (1) a (48) se refiere a dicho proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde la columna de destilación F comprende en el rango de 5 a 25 etapas teóricas, preferiblemente en el rango de 7 a 15 etapas teóricas, más preferiblemente en el rango de 8 a 12 etapas teóricas; y/o en la que la columna de destilación F funciona a una presión en el rango de 50 a 150 kPa (0,5 a 1,5 bar), preferiblemente en el rango de 80 a 120 kPa (0,8 a 1,2 bar); y/o en la que la columna de destilación F tiene una demanda energética en el rango de 1 a 3 MW; preferiblemente una demanda energética en el condensador en el rango de 0,5 a 1,5 MW y/o una demanda energética en el rango de 0,5 a 1,5 MW en el rehervidor.

Se señala explícitamente que el anterior conjunto de realizaciones no es el conjunto de reivindicaciones que determinan el alcance de la protección, sino que representa una parte convenientemente estructurada de la descripción dirigida a los aspectos generales y preferidos de la presente invención.

La presente invención se ilustra además mediante los siguientes ejemplos de referencia, ejemplos comparativos y ejemplos.

Ejemplos

Simulaciones

Todas las simulaciones se realizaron con el software de simulación de procesos Aspen Plus v.11. Los componentes utilizados en la simulación del proceso y sus características, respectivamente, se tomaron de la base de datos de Dortmund.

Ejemplo 1: separación de 1-metoxipropan-2-ol a partir de una corriente acuosa (S0) que contiene un 85 % en peso de agua y un 14,2 % en peso de una mezcla de 2-metoxipropan-1-ol y 1-metoxipropan-2-ol

La corriente de alimentación S0 a la columna B era una corriente variable y representaba una corriente de un proceso de producción de óxido de propileno, en donde una mezcla de reacción que comprendía propileno, agua, metanol y peróxido de hidrógeno se había puesto en contacto en una zona de epoxidación con un catalizador de epoxidación que comprendía un material zeolítico con una estructura marco que comprendía Si, O y Ti y que era de tipo marco MFI (silicalita de titanio-1 (TS-1)), y sometiendo la mezcla de reacción a condiciones de reacción de epoxidación en la zona de epoxidación.

La mezcla obtenida de óxido de propileno, agua y metanol se había eliminado como una corriente efluente de la zona de epoxidación. La corriente efluente que comprendía óxido de propileno, agua y metanol se había sometido a otras pasos de separación y purificación, en donde se habían eliminado el óxido de propileno y el agua, así como partes del disolvente orgánico, dando como resultado una corriente S0 que comprendía 1-metoxipropan-2-ol, 2-metoxipropan-1-ol y agua y que tenía una relación molar de 1-metoxipropan-2-ol : 2-metoxipropan-1-ol en el rango de 1 : 5 a 5 : 1. La composición de la corriente S1 varió en función de las condiciones de funcionamiento del proceso de producción de óxido de propileno (véase la influencia de la corriente de alimentación en la separación en los Ejemplos 2 y 3). Una composición ejemplar de la corriente S0 y las composiciones ejemplares de las corrientes adicionales S1 a S6 se indican en la Tabla 1; la corriente S0 indicada en la Tabla 1 del Ejemplo 1 contenía un 85 % en peso de agua, un 14,2 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol y 1-metoxipropan-2-ol y un 0,02 % en peso de metanol (MeOH).

Tabla 1

Composiciones y parámetros de las corrientes S0 a S6, incluyendo la corriente de benceno a la columna C y la corriente de vapor a la columna E

Corrientes	**S0**	**S1a**	**S1**	**Benceno** (corriente dirigida a la	**S2**	**S2a**	**S5**	**S6**	**Vapor** (H_2O (g), corriente dirigida	**S3**	**S4**

				column a C					a la column a E		
Parámetro											
Temperatura [°C]	181	179,927	175,099	20	147,994	86,9	25	99,39	143	154,87	172,10
Presión [kPa (bar)]	1000 (10)	1000 (10)	1000 (10)	200 (2)	200 (2)	200 (2)	100 (1)	100 (1)	100 (1)	300 (3)	300 (3)
Flujo másico [kg/h]	11415	7371	4044	4,189	1623	23798	21373,61	2519	95	792,77	829,79
Componentes, indicados en % en peso											
2-Metoxipropan-1-ol	**7,26**	**5,83E-04**	**20,48**		**51,11**	**2,8E-05**	**8,06E-06**	**2,31E-05**		**5E-02**	**99,87**
Agua	85,17	99,11	59,98		1E-02	10,56	22,43	99,86	1	2,01E-02	
Benceno				1	4,67E-08	86,73	34,16			9,49E-08	
1-Metoxipropan-2-ol	**6,95**	**9,42E-03**	**19,46**		**48,83**	**1E-02**	**4,44E-03**	**6,52E-03**		**99,92**	**3E-02**
1,1-Dimetoxietano											
1,1-Dimetoxipropano	1E-03		1,34E-03		3,05E-08	1,5	4,84	2,92E-09		6,15E-08	
1,2-Propanediol (MPG)	1E-02	1,55E-2	9,45E-8		2,22E-07						4,34E-07
1-Butanol	1E-03		2,27E-03		1,84E-03	1,16E-02	1,94E-02	3,33E-03		3,77E-03	2,87E-08
2,4-Dimetil-1,3-dioxolano	1.E-03		1,81E-03		3,9E-08	1,75E-01	2,39	4,02E-03		7,87E-08	
2,6-Dimetil-4-heptanol	1E-03		1,71E-03		7,04E-03						1,38E-02
2-Butenal	1E-03		2,22E-03		4,9E-04	3,3E-02	3,82E-02	4,19E-03		9,99E-04	2,04E-13
2-Etil-4-metil-1,3-dioxola	1E-03	1,55E-03	5,2E-06		1,24E-05					7,36E-08	2,41E-05

no											
2-Hexanona	1E-01		1,56E-01		7,04E-01	2,38E-02	2,43E-02	1,15E-08		4,19E-03	1,37
2-Metilciclohexanol	1E-03	1,55E-03	5,2E-06		1,24E-05					7,36E-08	2,41E-05
2-Metilpentanal	4E-03		4,85E-03		2,81E-02	7,82E-03	2,71E-03	3,06E-14		1,68E-04	5,48E-02
2-Propen-1-ol	1E-03		2,51E-03		3,26E-06	2,67E-03	1,14E-02	4,53E-03		6,64E-06	
4-Metil-1,3-dioxolano	1E-03	3,53E-10	2,76E-03		7,03E-03	1,63E-06	6,9E-07	5,13E-07		4,19E-05	1,37E-02
Acetaldehído	1E-0		1,46E-03		1,27E-10	1,85E-01	1,32E-01	1,56E-03		1,99E-11	
Acetona	1E-03		2,06E-03		1,5E-08	7,51E-03	5,71E-02	4,5E-03		3,01E-08	
Dimetoximetano	1E-03		1,99E-03		4,52E-09	3,7E-01	1,16E-01	1,69E-03		9,04E-09	
Dipropilenglicol (DPG)	2E-02	3,1E-02	1,04E-04		2,47E-04					1,47E-06	4,82E-04
Etanol	1E-03		2,28E-03		6,37E-08	1,52E-03	1,32E-02	4,53E-03		1,28E-07	
Hidroxiacetona	1E-03	1,51E-03	7,55E-05		1,81E-04					2,33E-12	3,55E-04
2-Propanol	1E-03		2,03E-03		1,33E-07	3,1E-03	2,71E-02	4,52E-03		2,68E-07	
Metanol	1,99E-02		4,84E-02		1,58E-07	1,54E-02	1,82E-01	9E-02		3,16E-07	
Metilacetato	1E-03		1,68E-03		1,11E-08	1,11E-01	2,54E-02	4,02E-03		2,23E-08	
Metilformiato	1E-03	1,54E-03	1,81E-05		3,12E-12	7,14E-05	2,31E-03	2,7E-05			
Óxido de propileno	1E-03		1,59E-03		5,57E-10	2,63E-01	8,46E-02	2,63E-03		1,1E-09	
Tripropilenglicol (TPG)	2E-02	3,1E-02	7,75E-10		6,97E-12						
Dipropilenglicol monometil éter (DPGME)	5,1E-01	7,9E-01	4,63E-06		1,09E-05						2,13E-05

Propilenglicol dimetil éter (1,2-Dimetoxipropano)	**6,5E-03**	**9,23E-03**	**1,56E-03**		**2,71E-03**	**2,4E-04**	**2,06E-04**	**7,01E-04**		**5,52E-03**	**6,93E-14**

La expresión "E-xx" en la Tabla 1 representa 10^{-xx}, en donde "xx" es aquí un marcador de posición para el número respectivo indicado en la Tabla 1.

La columna B era una columna de predestilación, utilizada para enriquecer la mezcla de 1-metoxi-2-propanol y 2-metoxi-1-propanol contenida en la corriente S0. En la columna B, la mezcla de 1-metoxi-2-propanol y 2-metoxi-1-propanol se separó de los componentes secundarios. para garantizar que el producto final 1-metoxi-2-propanol tenga una pureza > 95 % en peso, preferiblemente ≥ 98 % en peso, más preferiblemente ≥ 99 % en peso, más preferiblemente ≥ 99,7 % en peso. La columna B tenía 20 etapas teóricas y se operó a 1000 kPa (10 bar). La corriente de alimentación S0 entró en la columna B en la etapa teórica 17 (entre las etapas 17 y 18). La temperatura en la parte superior era de 177 °C y en la parte inferior de 180 °C. La columna B se operó con una relación de reflujo de 4,93 g/g y se necesitaron 9,17 MW en el rehervidor y 9,186 MW en el condensador. Una mezcla azeotrópica de agua, 1-metoxi-2-propanol y 2-metoxi-1-propanol se eliminó de la columna B por la parte superior (corriente S1: 60 % en peso de agua, 40 % en peso de mezcla de 1-metoxi-2-propanol y 2-metoxi-1-propanol). Cantidades insignificantes de componentes secundarios se eliminaron de la columna B como corriente de fondo S1a, que se envió después a un tratamiento posterior del agua.

La corriente S1 se sometió a flash opcionalmente antes de entrar en la columna C para reducir la demanda de calor en la columna C, en donde la corriente S1 se transfirió a otra columna flash, en donde la presión se redujo de 1000 a 200 kPa (10 bar a 2 bar). Esto disminuyó la temperatura de la corriente S1, lo que a su vez redujo la demanda de calor en la columna C.

La columna C era una columna de destilación azeotrópica que trabajaba con benceno como agente de arrastre con 16 etapas teóricas operadas a 200 kPa (2 bar). La temperatura en la parte superior era de 89,5 °C y en la parte inferior de 148 °C. La columna C se operó con una relación de reflujo de 18,12 g/g y se necesitaron 7,38 MW en el rehervidor y 7,7 MW en el condensador. Como arrastrador en la columna B, se utilizó benceno. De la columna C se extrajo una corriente de fondo S2, en donde ≥ 85 % en peso de S2 consistía en 1-metoxi-2-propanol y 2-metoxi-1-propanol. Una corriente S2a consistente en más del 90 % en peso de agua y benceno se eliminó de la columna C por la parte superior y siguió su curso en la columna E.

La corriente S2 se transfirió a la columna D, que era una columna de destilación con 48 etapas teóricas que se operó a 300 kPa (3 bar). La temperatura en la parte superior de la columna D era de 156 °C y en la parte inferior de 172 °C. La columna D se operó con una relación de reflujo de 12,2 g/g y se necesitaron 1,245 MW en el rehervidor y 1,23 MW en el condensador. De la columna D se extrajo por la parte superior una corriente S3 que comprendía ≥ 95 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol y ≤ 0,5 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol (como se indica en la Tabla 1, 0,05 % de 2-metoxipropanol en S3), con base en el peso total de la corriente S3. Como corriente de fondo, se extrajo una corriente S4, en donde S4 comprendía ≥ 95 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol con base en el peso total de la corriente S4 (como se indica en la Tabla 1, 300 ppm de 1-metoxipropanol en S4).

La columna E se utilizó para recuperar el benceno mediante decapado con vapor. La columna E era una columna decapante de vapor con 10 etapas teóricas que se operó a 100 kPa (1 bar). Se utilizó una corriente de vapor (H_2O gaseoso) de 98 kg/h a 400 kPa (4 bar) como el agente decapante para separar completamente el agua del arrastrador, evitando cualquier pérdida de agente y asegurando las especificaciones del agua antes de su tratamiento. La temperatura en la parte superior de la columna E era de 81,7 °C y en la parte inferior de 99,4 °C. La corriente S6 que salió de la columna E como corriente de fondo se enfrió a aproximadamente 25 ° antes del tratamiento posterior del agua y no contenía ningún arrastrador.

Integración del calor

Un aspecto importante del proceso de separación al incluir las columnas B a E y opcionalmente la F fue la integración del calor, ya que reduce significativamente los costes de inversión en términos de vapor. Para la integración del calor había varias posibilidades, se simularon 5 de ellas:
1. La energía térmica (calor) del condensador de la columna B, es decir, de la corriente S1, se utilizó para calentar el rehervidor de la columna C, en el sentido de que la energía térmica de la corriente S1 se transfirió parcialmente a una corriente del medio de transferencia de calor HTMS1 después del paso (b) y antes del paso (c) en un intercambiador de calor H, en donde se obtuvo una corriente del medio de transferencia de calor HTMS1a que tenía un mayor contenido de energía térmica en comparación con HTMS1. La corriente del medio de transferencia

de calor HTMS1a se utilizó para proporcionar energía térmica a una unidad de intercambiador de calor, que abastecía al rehervidor de la columna C (véase la Fig. 1). Por ejemplo, el agua del condensador de la columna B se utilizó para calentar la unidad de intercambio de calor que abastece al rehervidor de la columna C. El calor del condensador de la columna B, es decir, la cantidad parcial de energía térmica tomada de la corriente S1, fue de 9,18 MW, de los cuales 7,38 MW se utilizaron para calentar el rehervidor de la columna C, no fue necesario ningún aporte energético adicional para el rehervidor de la columna C-.

2. La energía térmica (calor) del condensador de la columna B, es decir, de la corriente S1, se utilizó para calentar el rehervidor de la columna D, en el sentido de que la energía térmica de la corriente S1 se transfirió parcialmente a una corriente del medio de transferencia de calor HTMS1 después del paso (b) y antes del paso (c) en un intercambiador de calor H, en donde se obtuvo una corriente del medio de transferencia de calor HTMS1a que tenía un mayor contenido de energía térmica en comparación con HTMS1. La corriente del medio de transferencia de calor HTMS1a se utilizó para proporcionar energía térmica a una unidad de intercambiador de calor, que abastecía al rehervidor de la columna D (véase la Fig. 2). El calor del condensador de la columna B, es decir, la cantidad parcial de energía térmica tomada de la corriente S1, fue de 9,18 MW, de los cuales 1,24 MW se utilizaron para calentar el rehervidor de la columna D, no fue necesario ningún aporte energético adicional para el rehervidor de la columna D.

3. La energía térmica (calor) del condensador de la columna B, es decir, de la corriente S1, se utilizó para calentar el rehervidor de las columnas C y D, en el sentido de que la energía térmica de la corriente S1 se transfirió parcialmente a una corriente del medio de transferencia de calor HTMS1 después del paso (b) y antes del paso (c) en un intercambiador de calor H, en donde se obtuvo una corriente del medio de transferencia de calor HTMS1a que tenía un mayor contenido de energía térmica en comparación con HTMS1. La corriente del medio de transferencia de calor HTMS1a se utilizó para proporcionar energía térmica a una unidad de intercambiador de calor, que abastecía al rehervidor de la columna C y a la unidad de intercambiador de calor, que abastecía al rehervidor de la columna D (véase la Fig. 3). El calor del condensador de la columna B, es decir, la cantidad parcial de energía térmica tomada de la corriente S1, fue de 9,18 MW, de los cuales 7,38 MW se utilizaron para calentar el rehervidor de la columna C y 1,24 MW se utilizaron para calentar el rehervidor de la columna D, no fue necesario ningún aporte energético adicional para los rehervidores de las columnas C y D.

4. La energía térmica de la corriente S1a, debido a su alta temperatura, se utilizó para producir vapor a 400 kPa (4 bar) (H_2O gaseoso) con una tasa de 521 kg/h, siendo sólo necesarios 98 k/h en la columna E para el decapado de vapor en la que la energía térmica de la corriente S1a se transfirió parcialmente a una corriente de medio de transferencia de calor HTMS2 después del paso (b) en un intercambiador de calor H1, en donde se obtuvo una corriente de medio de transferencia de calor HTMS2a que tenía un contenido de energía térmica mayor en comparación con HTMS2. A continuación, se utilizó HTMS2a como el vapor necesario para la columna E (véase la Fig. 4). No fue necesario ningún aporte de energía adicional para generar el vapor para la columna E. La energía térmica (calor) del condensador de la columna B, es decir, de la corriente S1, se utilizó para calentar el rehervidor de la columna C, en el sentido de que la energía térmica de la corriente S1 se transfirió parcialmente a una corriente del medio de transferencia de calor HTMS1 después del paso (b) y antes del paso (c) en un intercambiador de calor H, en donde se obtuvo una corriente del medio de transferencia de calor HTMS1a que tenía un mayor contenido de energía térmica en comparación con HTMS1. La corriente del medio de transferencia de calor HTMS1a se utilizó para proporcionar energía térmica a una unidad de intercambiador de calor, que alimentaba el rehervidor de la columna C. La potencia necesaria para la separación fue de sólo 9,6 MW o 7,68 MW-h/t de metoxipropanoles puros (1250 kg/h de metoxipropanoles puros).

5. como se muestra en la Fig. 5, se realizó una integración de calor completa. La energía térmica (calor) del condensador de la columna B, es decir, de la corriente S1, se utilizó para calentar el rehervidor de las columnas C y D, en el sentido de que la energía térmica de la corriente S1 se transfirió parcialmente a una corriente del medio de transferencia de calor HTMS1 después del paso (b) y antes del paso (c) en un intercambiador de calor H, en donde se obtuvo una corriente del medio de transferencia de calor HTMS1a que tenía un mayor contenido de energía térmica en comparación con HTMS1. La corriente del medio de transferencia de calor HTMS1a se utilizó para proporcionar energía térmica a una unidad de intercambiador de calor, que abastecía al rehervidor de la columna C y a la unidad de intercambiador de calor, que abastecía al rehervidor de la columna D. El calor del condensador de la columna B, es decir, la cantidad parcial de energía térmica tomada de la corriente S1, fue de 9,18 MW, de los cuales 7,38 MW se utilizaron para calentar el rehervidor de la columna C y 1,24 MW se utilizaron para calentar el rehervidor de la columna D. Además, la energía térmica de la corriente S1a se utilizó para producir el vapor necesario en la columna E, en donde la energía térmica de la corriente S1a se transfirió parcialmente a una corriente de medio de transferencia de calor HTMS2 después del paso (b) en un intercambiador de calor H1, en donde se obtuvo una corriente de medio de transferencia de calor HTMS2a que tenía un mayor contenido de energía térmica en comparación con HTMS2. A continuación, se utilizó HTMS2a para producir el vapor necesario para la columna E. La demanda energética restante para el proceso completo de las columnas B a E fue de sólo 8,9 MW o 7,12 MW-h/t de metoxipropanoles puros.

El medio de transferencia de calor de HTMS1/HTMS1a y de HTMS2/HTMS2a fue vapor ($H_2O_{gaseoso}$).

Este ejemplo demostró que podía obtenerse 1-metoxipropanol-2 con una pureza del 99,92 % en peso con un rendimiento de aislamiento del 99,84 %. Además, se pudo obtener 2-metoxipropanol-1 con una pureza del 99,87 % en peso con un rendimiento de aislamiento del 99,99 %. La potencia necesaria para la separación fue en la mejor constelación de sólo 8,9 MW o 7,12 MW-h/t de metoxipropanoles puros (1250 kg/h de metoxipropanoles

puros).

Ejemplo 2: influencia de la concentración de MeOH en la corriente de alimentación SO sobre la separación del 1-metoxi-2-propanol

En la presente, se utilizó la misma disposición con las mismas columnas B a E que en el Ejemplo 1, con la única diferencia de que en la corriente S0 se supuso que la cantidad de MeOH contenida en la corriente era del 0,1% en peso.

En la presente, se utilizó la misma disposición con las mismas columnas B a E que en el Ejemplo 1, con la única diferencia de que en la corriente S0 se supuso que la cantidad de MeOH contenida en la corriente era del 0,1% en peso.

Las simulaciones se realizaron de acuerdo con un valor de 0,1 % en peso de MeOH, lo que da como resultado la no presencia de MeOH en las corrientes de agua que deben enviarse a un tratamiento posterior del agua (corrientes S1a, S6).

En caso de presencia de más MeOH en la corriente S0 (aquí se supone un valor extremo de 1 % en peso de MeOH),-se realizaron simulaciones que indicaban que el MeOH iría completamente a la corriente de alimentación de la columna C (S1) y se produciría un aumento de 0,048 % en peso en el Ejemplo 1 (0,1 % en peso de MeOH en S0) a 2,76 % en peso en el ejemplo 4 (1 % en peso de MeOH en S0). El MeOH iría completamente a la corriente de agua (S6), 114,15 kg/h de MeOH en S0 que irían a S6 con 113,984 y 0,116 a S5 de vuelta a la columna C.

Había dos posibilidades para operar en caso de un 1% en peso de MeOH en S0: primero, separar el MeOH antes de entrar en la columna C, o segundo, separarlo de la corriente S6 antes de pasar a un tratamiento posterior del agua. Para ambas posibilidades, el MeOH puede separarse al 100 % en peso del agua con una columna de destilación adicional F, necesitando 1,07 MW en el condensador y 1,09 MW en el rehervidor, 10 etapas teóricas y 100 kPa (1 bar).

El medio de transferencia de calor de HTMS1/HTMS1a y de HTMS2/HTMS2a fue vapor ($H_2O_{gaseoso}$).

Este ejemplo demostró que en S3 podía obtenerse 1-metoxipropanol-2 con una pureza del 99,92 % en peso y un rendimiento de aislamiento del 99,22 %. Además, en S4 pudo obtenerse 2-metoxipropanol-1 con una pureza del 99,87 % en peso y un rendimiento de aislamiento del 99,94 %. La potencia necesaria para la separación fue de sólo 10,97 MW o 8,77 MW h/t de metoxipropanoles puros (1250 kg/h de metoxipropanoles).

La Tabla 2 enumera las corrientes S0, S1, S1a, S2, S2a y S5 para la composición con un 1 % en peso de MeOH en S0.

Tabla 2

corrientes para una composición de S0 con 1 % en peso de MeOH							
Corrientes	**S0**	**S1a**	**S1**	**Benceno** (corriente dirigida a la columna (c)	**S2**	**S2a**	**S6**
Temperatura [°C]	181	179,93	177,47	20	147,88	83,7	25
Presión [kPa (bar)]	1000 (10)	1000 (10)	1000 (10)	200 (2)	200 (2)	200 (2)	100 (1)
Flujo másico [kg/h]	11415	7290	4125	3,7	1623	25100	22595
Componentes, indicados en % en peso (a menos que se indique lo contrario)							
2-Metoxipropan-1-ol	7,26	6E-04	20,16		51,11	2,8E-05	281 ppb
Agua	84,19	99,11	58,22		1E-02	10,31	0,44
Benceno				1	0	84,92	94,89
1-Metoxipropan-2-ol	6,95	9,4E-03	19,13		48,83	1E-02	1,03E-03

1,1-Dimetoxietano							
1,1-Dimetoxipropano	1E-03		1,0E-03			1,58	1,76
1,2-Propanediol (MPG)	1E-02	1,55E-2	1 ppb		2,0E-06		
1-Butanol	1E-03		2,22E-03		1,8E-03	1,14E-02	2,88E-2
2,4-Dimetil-1,3-dioxolano	1.E-03		1,6E-03			0,63	0,69
2,6-Dimetil-4-heptanol	1E-03		1,5E-03		7,0E-03		
2-Butenal	1E-03		2,1E-03		5,0E-4	3,24E-02	3,73E-03
2-Etil-4-metil-1,3-dioxolano	1E-03	1,5E-03	5,2E-06		1,22E-05		
2-Hexanona	1E-01		1,3E-03		7,0E-03	2,0 E-03	2,0E-04
2-Metilciclohexanol	1E-03	1,5E-03	5,2E-06		1,22E-05		
2-Metilpentanal	4E-03		3,6E-03		2,81E-02	7,9E-03	2,6E-03
2-Propen-1-ol	1E-03		2,51E-03		3,2E-06	2,7E-03	1,13E-02
4-Metil-1,3-dioxolano	1E-03		2,7 E-03		7,0E-03	1,6E-06	7 ppb
Acetaldehído	1E-0		1,2E-03			2E-01	.0,2
Acetona	1E-03		1,9E-03			7,5E-03	5,57E-2
Dimetoximetano	1E-03		1,8E-03			5,5E-01	0,62
Dipropilenglicol (DPG)	2E-02	3,1E-02	1,0E-04		2,0E-04		
Etanol	1E-03		2,3E-03		1ppb	1,5E-03	1,3E-03
Hidroxiacetona	1E-03	1,5E-03	1E-04		2,0E-04		
2-Propanol	1E-03		1,9E-03		1ppb	3,1E-03	2,67E-03
Metanol	1		2,76		75 ppb	4,71E-01	5,34E-04
Metilacetato	1E-03		1,5E-03			3,6E-01	2,92
Metilformiato	1E-03	1,5E-03	164 ppb			1,0E-04	2,6 E-03
Óxido de propileno	1E-03		1,7E-03			5,4E-01	0,58
Tripropilenglicol (TPG)	2E-02	3,1E-02	0				
Dipropilenglicol	5,1E-01	7,9E-01	41 ppb		1,08E-05		

monometil éter (DPGME)							
Propilenglicol dimetil éter (1,2-Dimetoxipropano)	6,5E-03	9,2E-03	1,4E-03		2,7E-03	2,0E-04	2,0E-04

Ejemplo 3: influencia de la concentración de agua en la corriente de alimentación S0 en la separación de 1-metoxi-2-propanol

En la presente, se utilizó la misma disposición con las mismas columnas B a E que en el Ejemplo 1, con la única diferencia respecto a éste de que en la corriente S0 se simuló una concentración de agua diferente para investigar su influencia en la separación del 2-metoxipropan-1-ol y el 1-metoxipropan-2-ol. Desde una composición con un 85 % en peso de agua y un 14,2 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol y 1-metoxipropan-2-ol hasta una composición con un 55 % en peso de H_2O y un 43 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol y 1-metoxipropan-2-ol, la separación pudo realizarse con éxito como se describe en el Ejemplo 1. La cantidad de metoxipropanoles en la alimentación era mayor en el Ejemplo 3, por lo que la cantidad por encima en la columna B era mayor porque había más cantidad del azeótropo de agua/metoxipropanoles. Por lo tanto, se necesitó un poco más de cantidad de benceno fresco para romper el azeótropo en la columna C, 6 kg/h en lugar de los 4,2 kg/h del Ejemplo 1 (véase la Tabla 3).

En la columna E, se necesitaron 200 kg/h de vapor en lugar de sólo 95 kg/h como en el Ejemplo 1.

La corriente que contenía los 2 isómeros de MOP, S2, contenía de acuerdo con las especificaciones, 100 ppm de agua. Una corriente S0 con menos agua del 55 % en peso y/o más del 43 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol y 1-metoxipropan-2-ol no sería posible porque estaría por debajo del punto azeotrópico. La Tabla 3 enumera las corrientes S0, S1, S1a, S2, S2a y S5 para la composición con 55 % en peso de H_2O y 43 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol y 1-metoxipropan-2-ol.

Tabla 3

corrientes para una composición de S0 con 55 % en peso de H_2O y 43 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol y 1-metoxipropan-2-ol.							
Corrientes	**S0**	**S1a**	**S1**	**Benceno** (corriente dirigida a la columna (c)	**S2**	**S2a**	**S5**
Temperatura [°C]	181	192,32	177,47	20	147,88	87,82	25
Presión [kPa (bar)]	1000 (10)	1000 (10)	1000 (10)	200 (2)	200 (2)	200 (2)	100 (1)
Flujo másico [kg/h]	11415	86,79	11328,21	6	5048	62372	56086
Componentes, indicados en % en peso (a menos que se indique lo contrario)							
2-Metoxipropan-1-ol	22,26	4,87E-03	22,43		50,360	356 ppb	3,62E-05
Agua	55,17	25,25	55,41		100 ppm	10,75	0,41
Benceno				1	1E-06	89,12	99,46
1-Metoxipropan-2-ol	21,95	5,13E-03	22,11		49,61	1E-02	1,04E-03
1,1-Dimetoxietano							
1,1-	1E-03		1E-03			0,055	6,94E-02

Dimetoxipropano							
1,2-Propanediol (MPG)	1E-02	1,32	2,09E-08		1 ppb		
1-Butanol	1E-03		1E-03		6E-04	4E-03	4,32E-03
2,4-Dimetil-1,3-dioxolano	1.E-03		1.E-03			1,15E-02	1,26E=-02
2,6-Dimetil-4-heptanol	1E-03		1E-03		2,3E-03		
2-Butenal	1E-03		1E-03		2E-04	1,15E-02	1,27E-03
2-Etil-4-metil-1,3-dioxolano	1E-03	1,31E-01	1,21E-06		54 ppb		
2-Hexanona	1E-03		1E-03		2,3E-03	1E-04	5,75E-05
2-Metilciclohexanol	1E-03	1,31E-01	1,21E-06		54 ppb		
2-Metilpentanal	4E-03		4E-03		9E-03	1,5E-03	1,71E-03
2-Propen-1-ol	1E-03		2,51E-05		15 ppb	1E-03	8,6E-04
4-Metil-1,3-dioxolano	1E-03	3,36E-09	1,01E-03		2,3E-03	5E-06	6E-07
Acetaldehído	1E-0		1,01E-03			5,8E-03	2,67E-03
Acetona	1E-03		1,01E-03			2,6E-03	2,67E-03
Dimetoximetano	1E-03		1,01E-03		1E-06	5,8E-03	6,3E-03
Dipropilenglicol	2E-02	2,68	2,42E-05		1E-05		
Etanol	1E-03		1,01E-03			6E-04	4E-04
Hidroxiacetona	1E-03	1,3E-01	9,03E-06		374 ppb		
2-Propanol	1E-03		1,01E-03		1 ppb	1,1E-03	1E-03
Metanol	1,99E-02		2,0E-02		1 ppb	5,8E-03	2,3E-03
Metilacetato	1E-03		1E-03			7E-03	7,6E-03
Metilformiato	1E-03	1,31E-01	2,6E-06			1,24E-05	128 ppb
Óxido de propileno	1E-03		1E-03			5,6E-03	6E-03
Tripropilenglicol (TPG)	2E-02	2,63	4,07E-11				
Dipropilenglicol monometil éter (DPGME)	5,1E-01	67	1,03E-06		48 ppb		
Propilenglic	6,5E-03	5,7E-01	2,18E-03		3,93E-03	5E-04	4E-04

ol dimetil éter (1,2-Dimetoxipropano)							

A partir de los Ejemplos 1 a 3, así como de las Tablas 1 a 3, pudo observarse que el funcionamiento de la columna B a una presión ≥ 200 kPa (2 bar) (aquí 1000 kPa (10 bar)), dio lugar a una separación del propilenglicol dimetil éter: la corriente S1, después de la columna B sólo tenía un contenido de propilenglicol dimetil éter inferior a 0,06 % en peso, preferiblemente inferior al 0,05 % en peso, más preferiblemente inferior al 0,005 % en peso, más preferiblemente inferior al 0,004 % en peso, más preferiblemente inferior al 0,002 % en peso, de propilenglicol dimetil éter, con base en el peso total de S1.

El ejemplo demostró que podía obtenerse 1-metoxipropanol-2 con una pureza del 99,92 % en peso como S3 con un rendimiento de aislamiento del 99,86 %. Además, se pudo obtener 2-metoxipropanol-1 con una pureza del 99,94 % en peso como S4 con un rendimiento de aislamiento del 99,91 %. Especialmente la corriente S3, que contenía 1-metoxipropanol-2, tenía menos del 0,06 % en peso, preferiblemente menos del 0,01 % en peso, más preferiblemente menos del 0,008% en peso, más preferiblemente menos del 0,007 % en peso, más preferiblemente menos del 0,008 % en peso, de propilenglicol dimetil éter con base en el peso total de la corriente S3.

La potencia necesaria para la separación fue de 16,64 MW, es decir, 3,3 MW-h/t de metoxipropanoles puros (5046 kg/h de metoxipropanoles puros). Además, se pudo observar que también se redujeron significativamente otras impurezas en los productos finales cuando la columna B funcionó a una presión ≥ 200 kPa (2 bar).

Ejemplo 4

Se volvió a calcular el Ejemplo 1, pero la presión en la columna B se redujo a 350 kPa (3,5 bar), manteniendo constantes todos los demás parámetros.

A menor presión aún era posible acoplar energéticamente las torres, pero no con tanta eficacia, lo que provocó que el consumo de energía aumentara a 10 MW, casi un 5 % más que en el Ejemplo 1. Sorprendentemente, la separación de subproductos a menor presión también es menos eficaz. La Tabla 4 muestra que la concentración de varios subproductos en la corriente S1 es considerablemente mayor que en el Ejemplo 1.

Tabla 4

Concentración de impurezas específicas en S1 a diferentes presiones		
Componentes	Concentración en S1 (peso-ppm)	
	Ejemplo 4 (350 kPa (3,5 bar))	Ejemplo 1 (10 bar)
2-Etil-4-metil-1,3-dioxolano	0,087	0,052
2-Metilciclohexanol	0,087	0,052
Dipropilenglicol	1,66	1,04
Hidroxiacetona	1,31	0,75
Metilformiato	20,8	0,18
Propilenglicol dimetil éter (1,2-Dimetoxipropano)	29,7	15,6

La mayor concentración de componentes secundarios en la corriente S1 condujo a una menor pureza de los productos obtenidos. Las pérdidas del arrastrador también aumentaron a 5 kg/h, casi un 20 % más que en el Ejemplo 1. Debido a la mayor concentración de subproductos en la corriente S1 y, por lo tanto, en la corriente S2, el rendimiento de aislamiento y la pureza de los productos obtenidos también disminuyeron, la pureza de 1-metoxipropan-2-ol en S3 disminuyó del 99,92 % en peso en el Ejemplo 1 al 99,91 % en peso en el Ejemplo 4 (0,10 % menos) y el rendimiento de aislamiento de 1-metoxipropan-2-ol también disminuye del 99,85 % al 99,31 % (0,54 % menos).

La potencia necesaria para la separación aumentó a 10 MW u 8 MW-h/t de metoxipropanoles puros (1250 kg/h de metoxipropanoles) en comparación con sólo 8,9 MW o 7,12 MW-h/t de metoxipropanoles puros utilizando el proceso inventivo.

El ejemplo demostró que utilizando el método inventivo se podía obtener 1-metoxipropanol-2 con una pureza del 99,91 % en peso en S3 con un rendimiento de aislamiento del 99,31 %. Además, se pudo obtener 2-metoxipropanol-1 con una pureza del 99,86 % en peso como S4 con un rendimiento de aislamiento del 99,87 %.

Ejemplo comparativo 1

En la presente, se utilizó el mismo montaje con las mismas columnas B a E que en el Ejemplo 1, la diferencia con respecto al Ejemplo 1 fue que en la columna B se utilizó una presión de 100 kPa (1 bar) y, en consecuencia, en la columna C hubo que utilizar una presión también de 100 kPa (1 bar).

Tener 100 kPa (1 bar) en la columna B influyó en la presión del resto de columnas en el proceso. En el Ejemplo 1, la columna B se diseñó para 1000 kPa (10 bar) y la columna C para 200 kPa (2 bar), creando una caída de presión que ayudó a reducir drásticamente la demanda de calor en el segundo rehervidor de la columna C. La columna D se diseñó para 300 kPa (3 bar) para la separación de los isómeros 1-metoxilpronan-2-ol y 2-metoxipropano-1-ol, tras optimizar el calor en el rehervidor de la columna D. Utilizar sólo 100 kPa (1 bar) en la columna B supuso una pérdida para la integración del calor con la columna C, y también para la demanda de calor en la columna B (rehervidor). El resultado era que si la columna B funcionaba a 100 kPa (1 bar), la columna C también debía funcionar a 100 kPa (1 bar). La Tabla 5 muestra las cantidades de agua y de impurezas específicas en la corriente S1 cuando la columna B se hizo funcionar a 100 kPa (1 bar), en comparación con las cantidades de agua y de las mismas impurezas específicas en S1 cuando la columna B se hizo funcionar a 350 kPa (3,5 bar) y a 1000 kPa (10 bar) (como en el Ejemplo 1), la Tabla 6 muestra un resumen reducido de todas las corrientes cuando la columna B, y en consecuencia, todas las demás columnas C, D y E, se hicieron funcionar a 100 kPa (1 bar).

Tabla 5

Agua e impurezas específicas en S1 cuando la columna B funcionó a diferentes presiones			
	Concentración en S1 (peso-ppm, a menos que se indique lo contrario)		
Componentes	100 kPa (1 bar)	350 kPa (3,5 bar)	1000 kPa (10 bar) (Ejemplo 1)
Agua	72,87 % en peso	62,48 % en peso	59,98 % en peso
Dipropilenglicol	2,52	1,66	1,04
Hidroxiacetona	3,16	1,31	0,75
Metilformiato	13,5	20,8	0,18
Propilenglicol dimetil éter	91,8	29,7	15,6

Tabla 6

Parámetros y contenido de compuestos específicos de las corrientes S0 a S5, incluyendo las corrientes de benceno a la columna C y la corriente de vapor a la columna E para todas las columnas B a E operadas a 100 kPa (1 bar).

Corrientes	**S0**	**S1a**	**S1**	**S1** calentado (alimentación a la columna C)	**Benceno** (fresco, corriente dirigida a la columna C)	**Benceno** (reciclado, corriente dirigida a la columna C)	**S5**	**S2**	**S2a**	**Vapor** (H_2O (g), corriente dirigida a la columna E)	**S3**	**S4**
Parámetro												
Temperatura [°C]	181	99,66	95,3	175	20	68,9	99,57	124,67	68,92	143	115,84	131,42
Presión [kPa (bar)]	100 (1)	100 (1)	100 (1)	100 (1)	100 (1)	100 (1)	100 (1)	100 (1)	100 (1)	400 (4)	100 (1)	100 (1)
Flujo másico [kg/h]	11415	5394,805	6020,195	6020,195	1,13	48160	176,17	1621,5	52736	400	792,93	828,617
Componentes, indicados en % en peso												
2-	**7,26**	**1,00E-**	**13,87**	**13,87**		**3,12E-**	**4,77E-**	**51,07**	**3,09E-**		**5,00E-**	**99,89**

Metoxipropan-1-ol		**02**				**07**	**07**		**07**		**02**	
Agua	85,17	98,8	72,87	72,87		0,29	91,74	0,01	8,91	100	1,99E-02	0,00E+00
Benceno					100	99,52	7,18	2,36E-09	90,91		4,77E-09	0,00E+00
1-Metoxipropan-2-ol	**6,95**	**2,46E-06**	**13,18**	**13,18**		**0,8267 E-03**	**1,42 E-03**	**48,84**	**0,08 E-02**		**99,86**	**3,00E-02**
Propilenglicol dimetil éter (1,2-Dimetoxipropano)	**6,50E-03**	**3,56E-03**	**9,18E-03**	**9,18E-03**		**9,37E-04**	**4,09E-03**	**2,37E-02**	**1,18E-03**		**4,82E-02**	**6,43E-12**

El funcionamiento de la columna B a 100 kPa (1 bar) dio lugar a que pasara más agua por la parte superior de la columna B con la corriente S1, que incluía los isómeros 1-metoxilpronan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol a la columna C. Además, se transfirieron más impurezas junto con el azeótropo de agua/1-metoxilpronan-2-ol, 2-metoxipropan-1-ol a la columna C; S1 contenía 9,18 $x10^{-3}$ % en peso de propilenglicol dimetil éter (más de la cantidad quintuplicada que a 1000 kPa (10 bar) como en el Ejemplo 1).

Con base en que la columna B funcionaba a sólo 100 kPa (1 bar), la columna C y todas las demás columnas D y E debían funcionar también a 100 kPa (1 bar). Para la columna C operada a 100 kPa (1 bar), la demanda de calor en el rehervidor de la columna C aumentó. Como se indicó en el Ejemplo 1, la columna 2 se diseñó para romper el azeótropo de agua y 1-metoxilpronan-2-ol, 2-metoxipropan-1-ol con benceno como arrastrador.

Para tener una eliminación de agua suficiente en la columna C, es decir, para tener un contenido de agua en S2 de como máximo 100 ppm, con base en el peso total de S2, el rehervidor de la columna C necesitó energía térmica en una cantidad de 50,125 MW. Además, fue necesario un intercambiador de calor adicional para calentar la corriente S1 antes de entrar en la columna C con el fin de conseguir una temperatura de S1 de 175 °C de acuerdo con la S1 del Ejemplo 1, ya que S1, si la columna B funcionaba a sólo 100 kPa (1 bar), tenía sólo una temperatura de 93,5 °C. Además, en vista de la mayor cantidad de agua, que salía de la columna C a través de la corriente S2, fue necesario añadir una unidad de separación de benceno, por ejemplo, un decantador, entre las columnas C y E. El benceno separado en dicho decantador a partir de la corriente S2a tuvo que reciclarse a la columna C, ya que, de lo contrario, la demanda de benceno fresco habría sido muy amplia. Además, para separar eficazmente el agua y el benceno en la columna E, fue necesario añadir 400 kg/h de vapor a 143 °C y 400 kPa (4 bar) en la columna E.

En vista de la demanda de energía mucho mayor cuando la columna B funciona a 100 kPa (1 bar), no fue posible la integración del calor: el funcionamiento de la columna B a sólo 100 kPa (1 bar) requirió un consumo de energía en los rehervidores de las columnas B, C y D de 70,8 MW. Además, se necesitaron 400 kg/h de corriente de 400 kPa (4 bar) (143 °C) en la columna E para separar el benceno del agua.

También el contenido de impurezas en la corriente final S3 fue mayor cuando la columna B funcionó a 100 kPa (1 bar): El contenido de propilenglicol dimetil éter en S3, con base en el peso total de S3, fue de 0,0482 % en peso, frente a sólo 0,00552 % en peso como en el Ejemplo 1. Es decir, el funcionamiento de la columna B y, en consecuencia, también de la columna adicional C a 100 kPa (1 bar) no permitió tener menos de un 0,006 % en peso de propilenglicol dimetil éter en S3 con base en el peso total de S3.

Además, aunque se aplique mucha más energía al proceso, también la pureza del S3 respecto al 1-metoxipropan-2-ol seguía siendo un poco peor en comparación con el Ejemplo 1: Si la columna B funcionara a 100 kPa (1 bar), podría obtenerse 1-metoxipropanol-2 con una pureza de sólo el 99,86 % en peso como S3.

Breve descripción de las figuras

Fig. 1 muestra esquemáticamente el proceso de separación del 1-metoxi-2-propanol y las columnas B a E implicadas, junto con una primera opción de integración del calor, en donde la energía térmica (calor) del condensador de la columna B, es decir, de la corriente S1, se utiliza para calentar el rehervidor de la columna C, en la que la energía térmica de la corriente S1 se transfiere parcialmente a una corriente de medio de transferencia de calor HTMS1 en un intercambiador de calor H. La corriente de medio de transferencia de calor HTMS1a resultante, que tiene un contenido de energía térmica mayor que HTMS1, se utiliza para proporcionar energía térmica a una unidad de intercambiador de calor, que alimenta el rehervidor de la columna C.

Fig. 2 muestra esquemáticamente el proceso de separación del 1-metoxi-2-propanol y las columnas B a E implicadas, junto con una segunda opción de integración del calor, en donde la energía térmica (calor) del condensador de la columna B, es decir, de la corriente S1, se utiliza para calentar el rehervidor de la columna C, en la que la energía térmica de la corriente S1 se transfiere parcialmente a una corriente de medio de transferencia de calor HTMS1 en un intercambiador de calor H. La corriente de medio de transferencia de calor HTMS1a resultante, que tiene un contenido de energía térmica mayor que HTMS1, se utiliza para proporcionar energía térmica a una unidad de intercambiador de calor, que alimenta el rehervidor de la columna D.

Fig. 3 muestra esquemáticamente el proceso de separación del 1-metoxi-2-propanol y las columnas B a E implicadas, junto con una tercera opción de integración del calor, en donde la energía térmica (calor) del condensador de la columna B, es decir, de la corriente S1, se utiliza para calentar el rehervidor de las columnas C y D, en la que la energía térmica de la corriente S1 se transfiere parcialmente a una corriente de medio de transferencia de calor HTMS1 en un intercambiador de calor H. La corriente de medio de transferencia de calor HTMS1a resultante, que tiene un contenido de energía térmica mayor que HTMS1, se utiliza para proporcionar energía térmica a una unidad de intercambiador de calor, que alimenta el rehervidor de la columna C y a una unidad de intercambiador de calor, que alimenta el rehervidor de la columna D.

Fig. 4 muestra esquemáticamente el proceso de separación del 1-metoxi-2-propanol y las columnas B a E implicadas, junto con una cuarta opción de integración del calor, en donde la energía térmica de la corriente S1a se utiliza para producir vapor (H_2O gaseoso), que se emplea en la columna E para el decapado con vapor. La energía térmica de la corriente S1a se transfiere parcialmente a una corriente de medio de transferencia de calor HTMS2, con lo que se obtiene una corriente de medio de transferencia de calor HTMS2a que tiene un contenido de energía térmica mayor que HTMS2. A continuación, se utiliza HTMS2a para producir el vapor necesario para la columna E. Además, la energía térmica (calor) del condensador de la columna B, es decir, de la corriente S1, se utiliza para calentar el rehervidor de la columna C, ya que la energía térmica de la corriente S1 se transfiere parcialmente a una corriente de medio de transferencia de calor HTMS1 en un intercambiador de calor H. La corriente de medio de transferencia de calor HTMS1a resultante, que tiene un mayor contenido de energía térmica en comparación con el HTMS1, se utiliza para proporcionar energía térmica a una unidad de intercambiador de calor, que alimenta el rehervidor de la columna C.

Fig. 5 muestra esquemáticamente el proceso de separación del 1-metoxi-2-propanol y las columnas B a E implicadas, junto con una quinta integración térmica completa. La energía térmica (calor) del condensador de la columna B, es decir, de la corriente S1, se utiliza para calentar el rehervidor de las columnas C y D, ya que la energía térmica de la corriente S1 se transfiere parcialmente a una corriente de medio de transferencia de calor HTMS1 en un intercambiador de calor H, en donde se obtiene una corriente de medio de transferencia de calor HTMS1a que tiene un contenido de energía térmica mayor que HTMS1. La corriente de medio de transferencia de calor HTMS1a se utiliza para proporcionar energía térmica a una unidad de intercambiador de calor, que alimenta el rehervidor de la columna C y a la unidad de intercambiador de calor, que alimenta el rehervidor de la columna D. Además, la energía térmica de la corriente S1a se utiliza para producir el vapor necesario en la columna E en la que la energía térmica de la corriente S1a se transfiere parcialmente a una corriente de medio de transferencia de calor HTMS2 en un intercambiador de calor H1, en donde se obtiene una corriente de medio de transferencia de calor HTMS2a que tiene un contenido de energía térmica mayor en comparación con HTMS2. A continuación, se utiliza HTMS2a para producir el vapor necesario para la columna E.

Literatura citada

- US 5,723,024 A
- EP 1 375 462 A1
- EP 0 425 893 A
- DE 10233388 A1
- US 2004/0000473 A1
- CN 103342631
- CN 103992214

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol, en donde el proceso comprende:
(a) Proporcionar una corriente S0 que comprende 1-metoxipropan-2-ol, 2-metoxipropan-1-ol y agua, y que tiene una relación molar de 1-metoxipropan-2-ol : 2-metoxipropan-1-ol en el rango de 1 : 5 a 5 : 1;
(b) separar el 1-metoxipropan-2-ol y el 2-metoxipropan-1-ol de la corriente S0 proporcionada en (a) mediante destilación, que comprende someter la corriente S0 proporcionada en (a) a condiciones de destilación en una unidad de destilación que comprende una columna de destilación B, obteniendo una corriente S1 (superior) que comprende 1-metoxipropan-2-ol, 2-metoxipropan-1-ol y agua, que está enriquecida en 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en comparación con la corriente S0 y una corriente de fondo S1a que comprende agua y está agotada en 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en comparación con S0; en donde la columna de destilación B funciona a una presión de ≥ 200 kPa (2 bar);
(c) destilación azeotrópica de la corriente S1 obtenida en (b) con un arrastrador, que comprende someter la corriente S1 a condiciones de destilación azeotrópica en una unidad de destilación azeotrópica que comprende una columna de destilación C, obteniéndose una corriente de fondo S2 agotada en agua y adicionalmente enriquecida en 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en comparación con la corriente S1 y una corriente superior S2a que comprende agua y el arrastrador;
(d) separar el 1-metoxipropan-2-ol de la corriente S2 obtenida en (c) mediante destilación, que comprende someter la corriente S2 obtenida en (c) a condiciones de destilación en una unidad de destilación que comprende una columna de destilación D, obteniéndose una corriente S3 que comprende ≥ 95 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol y ≤ 0,5 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol, con base en el peso total de la corriente S3, y una corriente S4 que comprende ≥ 95 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol con base en el peso total de la corriente S4;
(e) opcionalmente, separación por destilación de la corriente S2a que comprende agua y el arrastrador obtenido en (c) en una columna decapante de vapor E utilizando vapor como agente decapante, obteniendo una corriente S5 que comprende el arrastrador, que está agotada de agua en comparación con la corriente S2a, y una corriente acuosa S6 que está agotada del arrastrador en comparación con S2a; y opcionalmente, recirculación de al menos una parte de la corriente S5 a (c).

2. El proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol de conformidad con la reivindicación 1, en donde la energía térmica de la corriente S1 se transfiere parcialmente a una corriente de medio de transferencia de calor HTMS1 después de (b) y antes del paso (c), preferiblemente en un intercambiador de calor H, obteniéndose una corriente de medio de transferencia de calor HTMS1a que tiene un contenido de energía térmica aumentado en comparación con HTMS1; en donde HTMS1a se utiliza para proporcionar energía térmica a:
- la unidad de destilación azeotrópica del paso (c), preferiblemente a una unidad intercambiadora de calor conectada a la columna de destilación de la unidad de destilación azeotrópica del paso (c), y/o
- la unidad de destilación de (d), preferiblemente a una unidad intercambiadora de calor conectada a la columna de destilación de la unidad de destilación de (d).

3. El proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol de conformidad con la reivindicación 2, en donde la energía térmica de la corriente de fondo S1a de (b) se transfiere parcialmente a una corriente de medio de transferencia de calor HTMS2, preferiblemente en un intercambiador de calor H1, obteniéndose una corriente de medio de transferencia de calor HTMS2a, que tiene un contenido de energía térmica mayor que HTMS2, en donde HTMS2a se utiliza para proporcionar energía térmica al vapor utilizado como un agente decapante en la columna decapante de vapor de (e).

4. El proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol de conformidad con la reivindicación 2 o 3, en donde la energía térmica proporcionada por HTMS1a proporciona al menos el 90 % de la demanda energética de la unidad de destilación azeotrópica de (c), y/o de la unidad de destilación de (d), preferiblemente la energía térmica proporcionada por HTMS1a proporciona al menos el 95 % de la demanda energética de la unidad de destilación azeotrópica de (c), y/o de la unidad de destilación de (d); más preferiblemente, la energía térmica proporcionada por HTMS1a proporciona al menos el 98 % de la demanda energética de la unidad de destilación azeotrópica de (c), y/o de la unidad de destilación de (d).

5. El proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol de conformidad con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, en donde la corriente S0 proporcionada en (a) comprende agua en una cantidad en el rango de 50 a 90 % en peso, preferiblemente en el rango de 55 a 85 % en peso y una mezcla de 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en una cantidad en el rango de 8 a 50 % en peso, preferiblemente en el rango de 13 a 45 % en peso, cada una con base en el peso total de la corriente S0, siendo la cantidad restante hasta el 100 % en peso de otros componentes (impurezas y disolvente (MeOH)).

6. El proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol de conformidad con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, en donde la corriente S0 proporcionada en (a) comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en una relación molar en el rango de

1 : 4 a 4 : 1; preferiblemente en el rango de 1 : 3 a 3 : 1, más preferiblemente en el rango de 1 : 2 a 2 : 1, más preferiblemente en el rango de 0,75 : 1 a 1 : 0,75.

7. El proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol de conformidad con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, en donde la corriente S0 proporcionada en (a) comprende propilenglicol dimetil éter en una cantidad ≥ 0,001 % en peso, más preferiblemente ≥ 0,006 % en peso, más preferiblemente en el rango de 0,001 a 0,1 % en peso, preferiblemente en el rango de 0,003 a 0,01 % en peso, más preferiblemente en el rango de 0,004 a 0,01 % en peso, más preferiblemente en el rango de 0,005 a 0,008 % en peso, con base en el peso total de S0.

8. El proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol de conformidad con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7, en donde la columna de destilación B comprendida en la unidad de destilación de acuerdo con (b) se hace funcionar a una presión en el rango de 200 a 3000 kPa (2 a 30 bar), preferiblemente en el rango de 350 a 2000 kPa (3,5 a 20 bar), más preferiblemente en el rango de 400 a 2000 kPa (4 a 20 bar), más preferiblemente en el rango de >500 a 1500 kPa (5 a 15 bar), más preferiblemente en el rango de 550 a 1500 kPa (5,5 a 15 bar), más preferiblemente en el rango de 600 a 1400 kPa (6 a 14 bar), más preferiblemente en el rango de 700 a 1200 kPa (7 a 12 bar).

9. El proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol de conformidad con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 8, en donde ≥ 95 % en peso de la corriente S1, que sale por la parte superior de la columna de destilación B, consiste en agua, 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol; en donde preferiblemente la corriente S1 comprende agua en una cantidad en el rango de 40 a 80 % en peso, preferiblemente en el rango de 50 a 70 % en peso, más preferiblemente en el rango de 55 a 65 % en peso; y una mezcla de 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en una cantidad en el rango de 20 a 60 % en peso, preferiblemente en el rango de 30 a 50 % en peso, más preferiblemente en el rango de 35 a 45 % en peso, cada una con base en el peso total de la corriente S1, en donde preferiblemente la corriente S1 comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol en una relación molar en el rango de 1 : 4 a 4 : 1; preferiblemente en el rango de 1 : 3 a 3 : 1, más preferiblemente en el rango de 1 : 2 a 2 : 1, más preferiblemente en el rango de 0,75 : 1 a 1 : 0,75.

10. El proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol de conformidad con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 9, en donde la corriente S1, que sale por la parte superior de la columna de destilación B, contiene menos del 0,05 % en peso, preferiblemente menos del 0,005 % en peso, más preferiblemente menos del 0,004 % en peso, más preferiblemente menos del 0,002 % en peso, de propilenglicol dimetil éter, con base en el peso total de S1.

11. El proceso para separar 1-metoxipropan-2-ol de una corriente acuosa que comprende 1-metoxipropan-2-ol y 2-metoxipropan-1-ol de conformidad con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 10, en donde la corriente S3 se retira como corriente superior de la columna de destilación D, que comprende ≥ 95 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol y ≤ 0,5 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol, preferiblemente ≥ 98 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol y ≤ 0,15 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol, más preferiblemente ≥ 99 % en peso de 1-metoxipropan-2-ol y ≤ 0,1 % en peso de 2-metoxipropan-1-ol, cada uno con base en el peso total de la corriente S3; y/o en donde la corriente S3 comprende menos de 0,01 % en peso, preferiblemente menos del 0,008 % en peso, más preferiblemente menos del 0,007 % en peso, más preferiblemente menos del 0,006 % en peso, de propilenglicol dimetil éter con base en el peso total de la corriente S3.

DIBUJOS

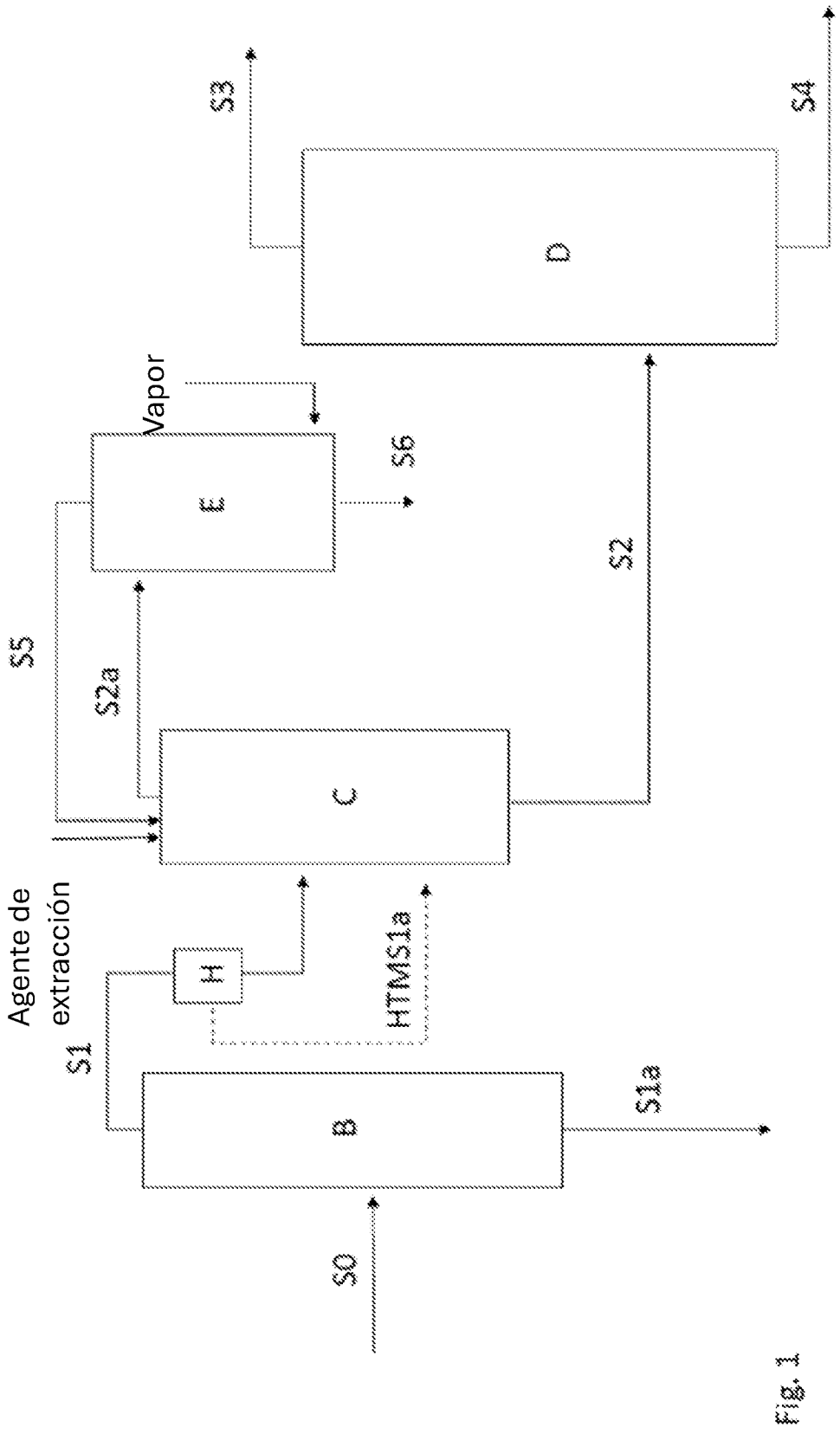

Fig. 1

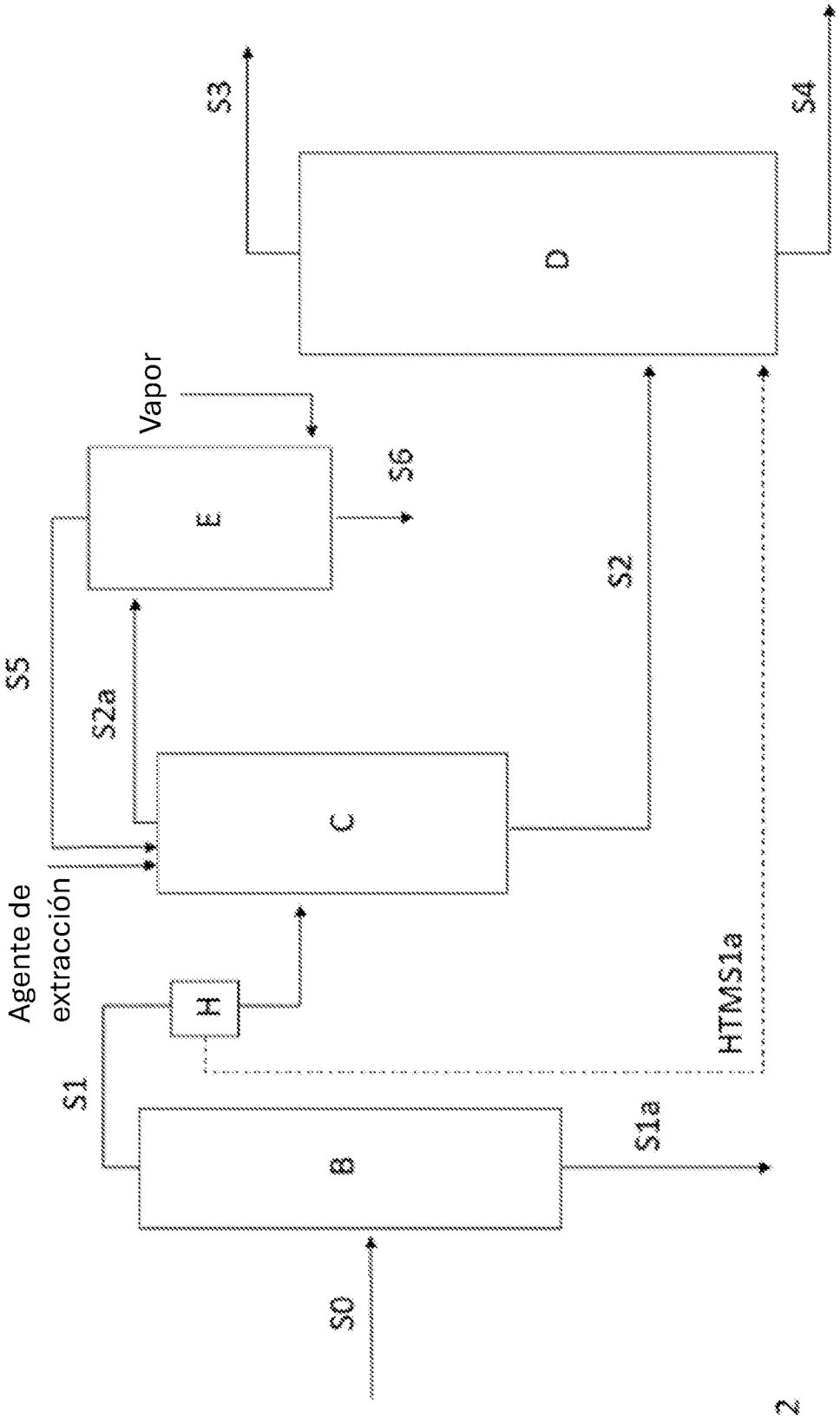
S0
B
S1
H
Agente de extracción
S5
S2a
C
E
Vapor
S6
S2
D
S3
S4
S1a
HTMS1a

Fig. 2

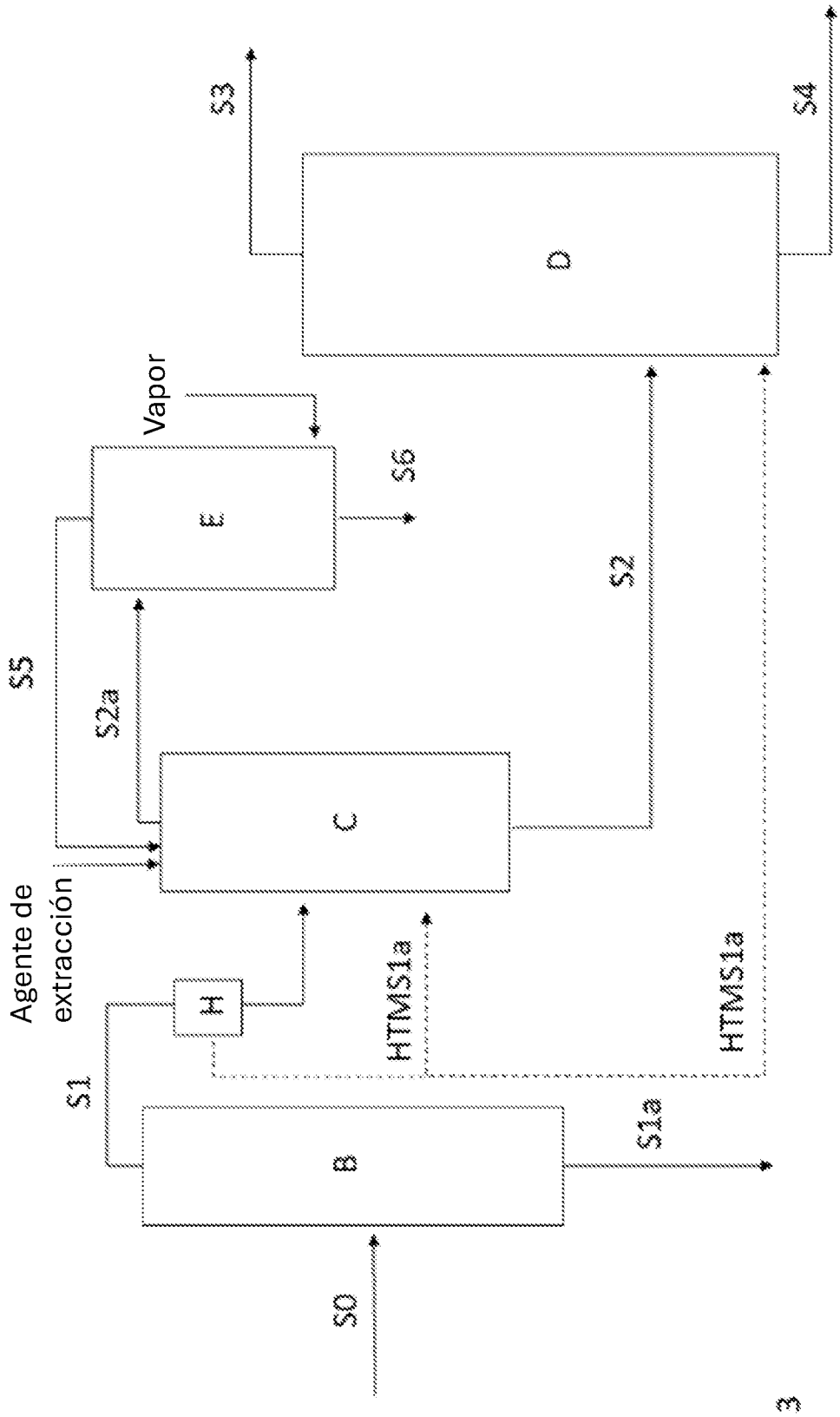
S3
S4
D
Vapor
E
S6
S5
S2a
S2
C
Agente de extracción
H
HTMS1a
HTMS1a
S1
B
S1a
S0

Fig. 3

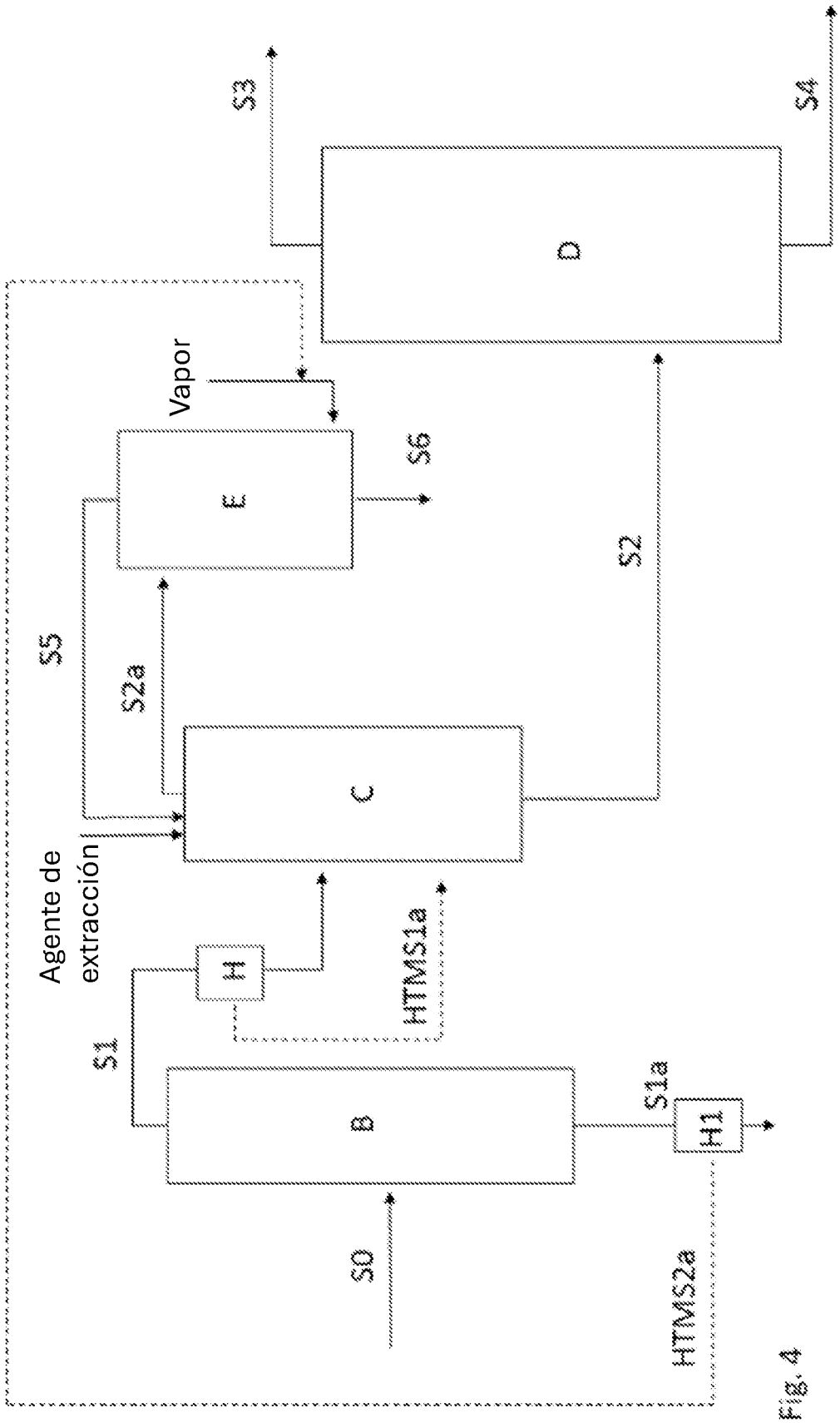
S3
S4
D
Vapor
E
S6
S2
S5
S2a
C
Agente de extracción
H
HTMS1a
S1
B
S1a
H1
S0
HTMS2a

Fig. 4

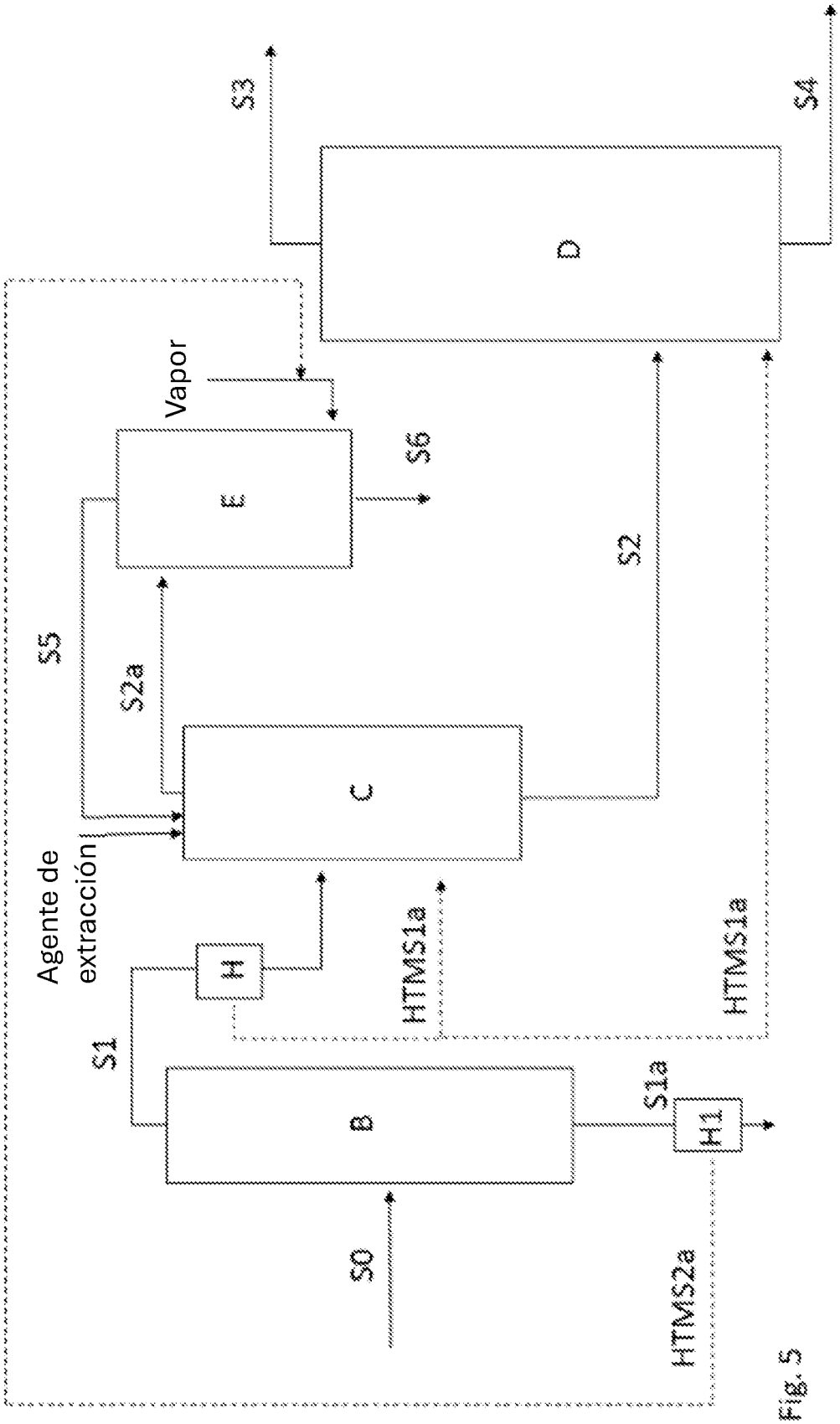
S3
S4
D
Vapor
S6
E
S2
S5
S2a
C
Agente de extracción
H
HTMS1a
HTMS1a
S1
S1a
B
H1
S0
HTMS2a

Fig. 5