

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **3 008 657**

51 Int. Cl.:

C12F 3/04 (2006.01)

C12P 7/16 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **17.05.2017 PCT/EP2017/061801**

87 Fecha y número de publicación internacional: **04.01.2018 WO18001628**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **17.05.2017 E 17723132 (1)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **27.11.2024 EP 3478815**

54 Título: **Procedimiento de recuperación de alcoholes en un fermentador**

30 Prioridad:

30.06.2016 FR 1656209

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

24.03.2025

73 Titular/es:

IFP ENERGIES NOUVELLES (100.00%)

1 & 4 Avenue de Bois-Préau

92852 Rueil-Malmaison, FR

72 Inventor/es:

COUPARD, VINCENT;

GONZALEZ PEÑAS, HELENA;

TOTH, ESZTER y

LE MOEL, MEHDI

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 3 008 657 T3

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

DESCRIPCIÓN

Procedimiento de recuperación de alcoholes en un fermentador

La presente invención se refiere a un procedimiento para recuperar productos de fermentación a partir de un jugo de fermentación contenido en un fermentador. El procedimiento según la invención es especialmente adecuado para recuperar alcoholes, ésteres, ácidos carboxílicos y cetonas, aldehídos producidos por fermentación de una disolución acuosa de azúcares C5 y/o C6. El procedimiento de recuperación puede aplicarse en particular a un procedimiento de fermentación de tipo ABE (Acetona/Butanol/Etanol) o IBE (Isopropanol/Butanol/Etanol).

Estado de la técnica

Para responder a los desafíos de la transición energética, se están llevando a cabo muchas investigaciones para desarrollar procedimientos denominados "verdes", que permiten acceder a productos intermedios químicos de forma alternativa al refinado de petróleo y/o petroquímicos.

Los alcoholes resultantes de la fermentación (n-butanol, isopropanol) son los sustitutos más prometedores de los derivados petroquímicos. La fermentación ABE (Acetona - Butanol - Etanol) es una de las fermentaciones más antiguas industrializada (principios del siglo 20) y desde entonces se ha estudiado ampliamente. También se puede citar la fermentación IBE que produce una mezcla de isopropanol, butanol y etanol. Estos dos tipos de fermentaciones se llevan a cabo en estricta anaerobiosis en presencia de un microorganismo fermentador generalmente del género *Clostridium*.

Uno de los obstáculos en el desarrollo de procedimientos de fermentación es la etapa de recuperación de productos del medio acuoso altamente diluido. Es el parámetro determinante en cuanto a la economía de estos tipos de procedimiento. Para hacer económicamente viable la producción de fermentación a gran escala, resulta necesario maximizar el título final así como la productividad volumétrica en el biorreactor, estando estos dos parámetros fuertemente limitados por la inhibición marcada de los microorganismos con respecto a los productos de interés. En efecto, se sabe que el butanol, a partir de una concentración en el medio de fermentación, tiene un efecto inhibidor sobre el microorganismo, por ejemplo en *Clostridium*. El uso de técnicas de acoplamiento fermentación-separación (extracción de líquido, adsorción, separación, etc.) permite la recuperación de productos inhibidores a medida que se producen. Estas técnicas ofrecen medios para superar el límite de inhibición impuesto durante la producción microbiana y, en consecuencia, de reducir la demanda de energía requerida para la destilación de un jugo de fermentación final extremadamente diluido.

Las técnicas de recuperación de butanol in situ se han explorado ampliamente en la bibliografía para la fermentación de Acetona/Butanol/Etanol.

La recuperación de productos procedentes de la fermentación ABE mediante extracción con un gas inyectado en el biorreactor se ha propuesto en la bibliografía (Quereschi y Blaschek (Renewable Energy, 22 (4)) o Ezeji et al. (Appl. Microbio. Biotechnol., 63 (6)). En estos esquemas, los alcoholes se recuperan por condensación del gas resultante del reactor, lo que resulta extremadamente costoso desde el punto de vista energético.

Kuan-Ming et al. (Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers, 45 (2014) 2106-2110) describen un procedimiento integrado que acopla la extracción de gas y la extracción líquido-líquido con alcohol oleílico *in situ*, es decir dentro del fermentador.

También se conoce el documento US 8,945,891 que divulga un esquema para recuperar metabolitos procedentes de una fermentación ABE mediante inyección de gas en el biorreactor seguido de una etapa de recuperación del metabolito mediante absorción con una composición que comprende isoforona como disolvente.

El documento US 8,460,439 describe un método para recuperar el butanol contenido en un jugo de fermentación en el que una parte del jugo de fermentación se envía a una etapa de extracción utilizando un gas inerte para recuperar un gas enriquecido en butanol que después se trata en una sección de absorción en la presencia de un disolvente orgánico, por ejemplo un alcohol que tiene al menos 8 átomos de carbono.

Se conoce de la publicación «High-titer n-butanol production by *Clostridium acetobutylicum* JB200 in fed-batch fermentation with intermittent gas stripping», de Chuang Xue et Al. (Biotechnology and Bioengineering, vol. 109, no. 11, 2012-11-08), un procedimiento de fermentación tipo ABE en el que, para recuperar un alto contenido de butanol, se realiza una separación con gases intermitente.

Se conoce por la publicación "Prolonged conversion of n-butyrate to n-butanol with *Clostridium saccharoperbutylacetonicum* in a two-stage continuous culture with in-situ product removal", de Hanno Richter et al. (Biotechnology and Bioengineering, vol. 109, nº 4, 2012-04-01), para producir n-butanol en continuo con un fermentador de dos etapas, recuperándose en continuo el n-butanol durante la segunda etapa mediante separación con gas.

Un objetivo de la invención es proponer un procedimiento alternativo de recuperación de productos de fermentación presentes en un mosto de fermentación de un biorreactor que sea eficiente, sencillo de implementar y para el cual los gastos de inversión (CAPEX) y explotación (OPEX) están optimizados.

Sumario de la invención

La presente invención se refiere por lo tanto a un procedimiento para recuperar productos de fermentación presentes en un jugo acuoso de fermentación producido en un biorreactor que comprende una etapa a) en la que se envía un flujo gaseoso bajo presión al jugo de fermentación acuoso de manera a arrastrar al menos parte de los alcoholes y producir un flujo gaseoso enriquecido en alcoholes. El procedimiento según la invención comprende una etapa b) de almacenamiento previo de los gases de fermentación producidos en el biorreactor que constituyen así el flujo gaseoso que se envía al biorreactor a fin de arrastrar los productos de fermentación.

Más precisamente, la invención según la invención se refiere a un procedimiento para recuperar productos de fermentación presentes en un mosto de fermentación producido en un biorreactor, que comprende

- una etapa a) en la que se envía en un mosto de fermentación un flujo gaseoso a presión de manera a arrastrar al menos una parte de los productos y producir un flujo gaseoso enriquecido en productos de fermentación,

tal que el procedimiento comprende:

- una etapa b) de almacenar los gases de fermentación producidos en el biorreactor, en el que el flujo gaseoso que se envía a la etapa a) consiste en los gases de fermentación almacenados
- y una etapa c) en la que el flujo gaseoso enriquecido en productos de fermentación resultante de la etapa a) se pone en contacto con un disolvente para producir un disolvente enriquecido en productos de fermentación.

El procedimiento según la invención valoriza así los gases producidos por la fermentación, que pueden considerarse subproductos de la fermentación, como gas de extracción que permite extraer los productos de interés fuera del sistema de fermentación. La realización del procedimiento ya no requiere así la aportación de gas externo al procedimiento, lo que genera costes de transporte no despreciables. Por último, en términos de inversión, el procedimiento sólo requiere un dispositivo de almacenamiento (globo), que sin embargo ya es necesario en el caso de que el gas de extracción no se produzca *in situ*.

El procedimiento según la invención tiene también la ventaja de permitir la recuperación de al menos una parte de los productos de la fermentación mediante un método distinto de la destilación, teniendo esta última particularmente un gran consumo de energía debido al carácter diluido de los productos presentes en el mosto de fermentación.

El procedimiento de recuperación *in situ* de los productos de fermentación permite por otro lado controlar mejor su contenido en el medio de fermentación para limitar este contenido a un valor umbral que siga siendo aceptable para el microorganismo. En efecto, se sabe que a partir de un determinado contenido en el medio de fermentación, los productos de fermentación, y en particular los alcoholes (por ejemplo, butanol), tienen un efecto inhibidor sobre el microorganismo.

El procedimiento según la invención se puede llevar a cabo según un modo en el que una fracción del mosto de fermentación se retira del biorreactor, llevándose a cabo la etapa a) fuera del biorreactor sobre dicha fracción y en el que se recicla en el biorreactor al menos una parte del mosto de fermentación empobrecido en productos de fermentación. Alternativamente, la etapa a) se lleva a cabo *in situ* en el biorreactor.

Para recuperar los productos de fermentación presentes en el flujo gaseoso, el procedimiento comprende una etapa c) en la que el flujo gaseoso enriquecido en productos de fermentación de la etapa a) se pone en contacto con un disolvente de manera a producir un disolvente enriquecido en productos de fermentación. La etapa c) puede consistir en enviar el flujo gaseoso enriquecido en productos de fermentación resultante de la etapa a) en una sección de absorción en la que dicho flujo gaseoso se pone en contacto con el disolvente orgánico de manera a recuperar un flujo gaseoso empobrecido en productos de fermentación y un disolvente enriquecido en productos de fermentación. Ventajosamente, el flujo gaseoso agotado en los productos de fermentación se devuelve al menos parcialmente a la etapa b) de almacenamiento.

Según otra realización, la etapa c) se lleva a cabo en el biorreactor que contiene el jugo de fermentación y un disolvente orgánico no miscible en agua formando una fase orgánica que flota sobre el mosto de fermentación de manera que el flujo gaseoso enriquecido en productos de fermentación se pone en contacto en el biorreactor con el disolvente orgánico de manera a transferir al menos parte de los productos de fermentación en dicho disolvente.

El disolvente orgánico puede elegirse entre hidrocarburos de cadena lineal o ramificada, compuestos de hidrocarburos aromáticos, ácidos carboxílicos, alcoholes o ésteres.

5 El procedimiento según la invención puede comprender una etapa d) en la que se recupera el disolvente orgánico enriquecido en productos de fermentación y se regenera el disolvente enriquecido en productos de fermentación de manera a separar dichos productos de fermentación y producir un disolvente regenerado. Preferiblemente, el disolvente regenerado en la etapa c) se recicla.

10 El procedimiento según la invención se aplica ventajosamente a un mosto de fermentación que contiene productos de fermentación seleccionados entre ésteres, cetonas, aldehídos, ácidos carboxílicos y alcoholes, solos o en mezcla. El mosto de fermentación contiene, por ejemplo, butanol, eventualmente en mezcla con acetona y/o isopropanol y etanol.

15 Preferiblemente, el flujo gaseoso usado como gas de extracción en la etapa a) comprende dióxido de carbono eventualmente mezclado con hidrógeno. Según la invención, el flujo gaseoso de extracción compuesto por los gases de fermentación puede ser tratado antes de ser enviado en el biorreactor. El término "tratado" designa una etapa que permite eliminar parte de los compuestos que constituyen dicho flujo gaseoso. En el contexto de la invención, el gas de extracción puede incluir una etapa de tratamiento previa con el fin de minimizar su contenido en hidrógeno, por ejemplo por oxidación o por combustión de hidrógeno en un medio oxidante (por ejemplo en presencia de aire, de oxígeno puro, de oxígeno soportado sobre un sólido que actúa como un catalizador de oxidación).

20 El procedimiento según la invención se puede implementar en particular para recuperar alcoholes, que pueden ser productos que inhiben la fermentación. Por ejemplo, el butanol a partir de un valor umbral de aproximadamente 10 g/l es un inhibidor de la fermentación en *Clostridium*. Según una realización, la etapa a) sólo se lleva a cabo cuando el mosto de fermentación tiene un contenido en productos de fermentación superior a un valor umbral.

25 La invención también se refiere a un procedimiento para producir productos de fermentación, que comprende las siguientes etapas:

30 i. fermentar una disolución acuosa de azúcares C5 y/o C6 en un biorreactor en presencia de un microorganismo de manera a producir un mosto de fermentación que contiene productos de fermentación y gases de fermentación;

ii. enviar el gas de fermentación producido en el biorreactor a una unidad de almacenamiento;

35 iii. enviar bajo presión, en el jugo acuoso de fermentación, los gases de fermentación almacenados de manera a arrastrar los productos de fermentación en el flujo gaseoso y producir un flujo gaseoso enriquecido en productos de fermentación;

40 iv. poner en contacto el flujo gaseoso enriquecido en productos de fermentación con un disolvente orgánico de manera a producir un disolvente enriquecido en productos de fermentación;

v. regenerar el disolvente orgánico enriquecido en productos de fermentación de manera a producir un flujo enriquecido en productos de fermentación y un disolvente regenerado.

45 Las etapas iii) y iv) se pueden llevar a cabo en el biorreactor o fuera del biorreactor mientras que la etapa v) se lleva a cabo fuera del biorreactor.

Según una forma de realización preferida, el mosto de fermentación contiene butanol, eventualmente en mezcla con acetona y/o isopropanol, y etanol.

50 Preferiblemente el procedimiento comprende una etapa vi) en la que una fracción del mosto de fermentación se envía a una sección de recuperación y separación de los productos de fermentación, incluyendo dicha sección al menos una unidad de destilación.

55 Preferiblemente, el flujo enriquecido en productos de fermentación obtenido en la etapa v) se envía a la sección de recuperación y separación de productos de fermentación.

El procedimiento de producción de productos de fermentación se puede aplicar cuando los microorganismos se encuentran inmovilizados sobre un soporte en el biorreactor.

60 Descripción detallada de la invención

Las demás características y ventajas de la invención aparecerán con la lectura de la descripción que sigue, dada con carácter meramente ilustrativo y no limitativo, y con referencia:

- a la figura 1, que es un esquema de principio de un procedimiento para producir alcoholes mediante fermentación de azúcares C5 y/o C6 que incluye un procedimiento para la recuperación parcial de alcoholes mediante el procedimiento según la invención;

- a la figura 2 que muestra un esquema de principio de una unidad para separar alcoholes producidos por fermentación en un biorreactor.

Carga

- El procedimiento según la invención permite tratar cualquier mosto de fermentación (o jugo de fermentación) que comprende una fase acuosa que contiene productos de fermentación y microorganismos. Por ejemplo, el mosto de fermentación puede contener una mezcla de alcoholes que tiene al menos dos átomos de carbono.

- El procedimiento de recuperación es aplicable a jugos de fermentación obtenidos a partir de una disolución acuosa de azúcares C5 y/o C6 puesta en contacto con microorganismos anaeróbicos capaces de convertir dichos azúcares en alcoholes y/o disolventes. Preferiblemente, el procedimiento según la invención se utiliza para tratar mostos de fermentación producidos por microorganismos del género *Clostridium* (bacteria de la familia de los bacilos anaerobios grampositivos). Preferiblemente, el microorganismo fermentativo se elige entre las cepas *Clostridium acetobutylicum* y *Clostridium beijerinckii*, naturales o modificadas genéticamente, capaces de producir disolventes del tipo ABE (Acetona-Butanol-Etanol) o del tipo IBE (Isopropanol-Butanol-Etanol).

- Para estos tipos de fermentación (ABE o IBE), el procedimiento permite ventajosamente extraer, de manera continua o discontinua, parte de los alcoholes/disolventes de interés del jugo de fermentación. El procedimiento permite también limitar el contenido en productos de fermentación en el medio de fermentación, cuya presencia, a partir de un valor umbral, tiene efectos de inhibición de la fermentación. Por ejemplo, en el caso del butanol este efecto inhibitorio sobre *Clostridium* se observa a partir de un contenido superior a 10 g/l.

- La disolución acuosa de azúcares C5 y/o C6 que está fermentada puede tener diferentes orígenes. Preferentemente, procede del tratamiento de una fuente renovable. Preferiblemente, esta fuente es del tipo biomasa lignocelulósica que comprende en particular los sustratos leñosos (maderas de frondosas y de resinosas), los subproductos agrícolas (paja) o los de industrias que generan residuos lignocelulósicos (industrias agroalimentarias, fábricas de papel). La disolución acuosa de azúcar también puede obtenerse a partir de plantas azucareras, como, por ejemplo, la remolacha azucarera y la caña de azúcar, o también de plantas amiláceas, como el maíz o el trigo.

- La figura 1 representa un esquema de la producción de disolventes (mezcla de alcoholes) a partir de un sustrato del tipo biomasa lignocelulósica.

- Con referencia a la figura 1, se lleva una carga de biomasa a la unidad de pretratamiento 2 por medio del conducto 1. La carga de biomasa puede estar compuesta de madera, paja o mazorcas de maíz, productos de cultivos forestales específicos (por ejemplo, maderas de resinosas tales como piceas o pinos, o maderas de frondosas tales como el eucalipto), plantas de cultivos específicos tales como miscanthus o switchgrass, residuos de plantas para la producción de alcoholes, azucareras (por ejemplo, caña de azúcar o remolacha) y plantas de cereales (por ejemplo, maíz, trigo, etc.), productos y residuos de la industria papelera y productos de transformación de materiales lignocelulósicos. La carga puede estar compuesta de aproximadamente 35 a 50 % en peso de celulosa, 20 a 30 % en peso de hemicelulosa y 15 a 25 % en peso de lignina.

- Los compuestos ácidos o básicos y el agua necesarios para el pretratamiento se llevan a la unidad de pretratamiento 2 por medio de conductos (no mostrados) para llevar a cabo una reacción de hidrólisis en un medio ácido o básico. En la unidad 2, la carga de biomasa se pone en contacto y se mezcla con agua y el compuesto ácido o básico en un reactor. La unidad 2 de pretratamiento también puede implementar una acción mecánica, creada por ejemplo mediante una extrusora de doble tornillo o un desfibrador. El compuesto ácido para el pretratamiento puede seleccionarse entre ácido sulfúrico, ácido clorhídrico, ácido nítrico, ácido acético o ácido fórmico. En cuanto al compuesto básico, se puede seleccionar entre hidróxido potásico, hidróxido sódico y amoníaco.

- La unidad de pretratamiento puede implementar un procedimiento AFEX (Ammonia Fiber Explosion) que consiste en introducir el sustrato lignocelulósico en una olla a alta presión en presencia de amoníaco, y provocar después una expansión explosiva a la salida del reactor y reciclar el amoníaco que se encuentra en forma gaseosa. Este tipo de procedimiento se describe en particular por Teymouri et al., 2005, Biores. Technol. 96 (2005) p.2014-2018. Este procedimiento conduce principalmente a una desestructuración de la matriz de la biomasa pero no hay separación de fases de los compuestos de lignina, hemicelulosa y celulosa a la salida del tratamiento. Según una segunda realización, se lleva a cabo un pretratamiento ácido en la unidad 2. Por ejemplo, se puede implementar un pretratamiento del tipo cocción con ácido diluido. En esta realización, la biomasa se pone en contacto con un ácido fuerte diluido en agua, por ejemplo ácido sulfúrico, utilizando la biomasa con bajos contenidos de materia seca, generalmente comprendidos entre 5 y 20 % de materia seca. La biomasa, el ácido y el agua se ponen en contacto en un reactor y se elevan a una temperatura, generalmente entre 120 °C y 200 °C. Durante este procedimiento, los

compuestos hemicelulósicos se hidrolizan principalmente en azúcares, lo que permite desestructurar la matriz lignocelulósica. Al final de este pretratamiento ácido, se lleva a la producción de un sustrato sólido pretratado, enriquecido en celulosa y lignina, así como una fracción líquida enriquecida en azúcares.

5 Según una tercera realización, también es posible implementar el procedimiento denominado "explosión de vapor", o "SteamEx" o "Steam Explosion" según la terminología inglesa, en la unidad 2. Es un procedimiento en el que se pone en contacto biomasa lignocelulósica con agua en un reactor con un tiempo de residencia bajo, generalmente comprendido entre 2 y 15 minutos y a temperaturas moderadas, generalmente entre 120 °C y 250 °C y a una presión comprendida entre 0,5 y 5 MPa (5 y 50 bar). El agua se puede complementar con un compuesto ácido, por ejemplo
10 ácido sulfúrico, o con un compuesto básico. A la salida del reactor, la biomasa se expande, por ejemplo a presión atmosférica, en un recipiente separador gas/sólido a fin de producir una biomasa pretratada con un elevado contenido de materia seca, generalmente comprendido entre 20 y 70% de materia seca.

15 Un sustrato pretratado se evacua desde la unidad de pretratamiento 2 a través del conducto 3. El sustrato pretratado está compuesto por azúcares disueltos en la fase líquida y material sólido compuesto por lignina, celulosa y hemicelulosa que no fue licuado en el pretratamiento. El flujo de sustrato pretratado que circula en el conducto 3 contiene preferentemente entre 10 % en peso y 60 % en peso de materia seca y aún más preferentemente entre 20 % en peso y 55 % en peso de materia seca.

20 El sustrato pretratado se introduce en un reactor 4 para someterse a una etapa denominada de "hidrólisis enzimática". Se añaden respectivamente agua y enzimas en el reactor 4 a fin de llevar a cabo una reacción de hidrólisis enzimática del sustrato pretratado. Las cantidades de sustrato pretratado de agua y de enzima se ajustan en el reactor de hidrólisis de manera que el medio de reacción comprende un contenido de materiales sólidos generalmente comprendido entre 5 % y 40 % en peso, preferiblemente entre 10 % y 25 % en peso. La hidrólisis enzimática se lleva a cabo
25 preferiblemente a un pH comprendido entre 4 y 5,5, y a una temperatura comprendida entre 35 °C y 60 °C. Las enzimas pueden ser producidas por un microorganismo, por ejemplo hongos que pertenecen a los géneros *Trichoderma*, *Aspergillus*, *Penicillium* o *Schizophyllum*, o bacterias anaerobias que pertenecen por ejemplo al género *Clostridium*. Las enzimas producidas por estos microorganismos contienen en particular celulasas y eventualmente hemicelulasas, adaptadas para llevar a cabo una hidrólisis extensa de celulosa y eventualmente hemicelulosas. Las celulasas, respectivamente hemicelulasas transforman la celulosa mediante hidrólisis, respectivamente la hemicelulosa, en
30 azúcares que se pueden disolver en la fase acuosa. En la unidad de hidrólisis enzimática, las condiciones de trabajo, principalmente el porcentaje de materia seca de la mezcla a hidrolizar y la cantidad de enzimas utilizada, se seleccionan de tal manera que se obtenga una solubilización de la celulosa comprendida entre 20 % y 99 % en peso, preferentemente entre 30 % y 95 % en peso con respecto al peso total de celulosa contenida en el sustrato pretratado.
35 Se evacua un hidrolizado del reactor de hidrólisis 4 a través del conducto 5. Así, el hidrolizado 5 comprende azúcares disueltos en la fase acuosa y material sólido compuesto principalmente de lignina, y celulosa y hemicelulosa que no se han hidrolizado. El hidrolizado 5 se somete entonces, en la unidad 6, a una etapa de separación entre líquido y sólido para extraer el material sólido, en particular la lignina. La separación del material sólido puede utilizar una de las siguientes técnicas: centrifugación, escurrido o prensado, filtración, decantación. La unidad 6 produce un flujo
40 líquido empobrecido en material sólido evacuado a través del conducto 7 y un flujo enriquecido en material sólido, en particular lignina, evacuado a través del conducto 8.

El flujo acuoso empobrecido en sólidos y que contiene azúcares C5 y/o C6 se introduce después a través del conducto 7 en una unidad de fermentación 9 para someterse a una etapa de fermentación. En la unidad 9, el flujo acuoso se
45 pone entonces en contacto con uno o más microorganismos de fermentación. Los microorganismos pueden seleccionarse, por ejemplo, entre los siguientes elementos: levaduras del género *Saccharomyces*, *Saccharomyces cerevisiae*, *Schizosaccharomyces pombe*, *Saccharomyces uvarum*, *Saccharomyces diastaticus*, *Kluyveromyces fragilis*, *Candida shehatae*, *Pichia stipitis*, *Pachysolen tannophilis*, o bacterias del género *Zymomonas mobilis*, *Clostridium*, *Escherichia coli*. Los azúcares fermentables se transforman así en alcoholes y/o disolventes mediante microorganismos. La etapa de fermentación en la unidad 9 se puede llevar a cabo a una temperatura comprendida entre 30 °C y 37 °C para producir un mosto de fermentación (o jugo o vino) que contiene productos de la reacción de
50 fermentación, por ejemplo alcoholes y/o disolventes orgánicos que se evacua entonces por el conducto 10.

El mosto de fermentación se introduce por el conducto 10 en una unidad de separación 11 que permite separar y
55 extraer los compuestos de interés del mosto de fermentación, siendo evacuados estos últimos por el conducto 12. Los residuos de separación, comúnmente denominados vinaza, se evacuan de la unidad de separación 11 a través del conducto 13. La vinaza se compone generalmente de agua así como de cualquier producto líquido o sólido no convertido o no extraído durante las etapas anteriores. La unidad de separación 11 puede llevar a cabo una o más destilaciones y eventualmente una separación de los materiales en suspensión, por ejemplo mediante centrifugación, decantación, filtración.
60

Preferiblemente, el procedimiento de fermentación es un procedimiento denominado "ABE" o "IBE", que permite producir una mezcla (Acetona-Butanol-Etanol) o (Isopropanol-Butanol-Etanol), respectivamente.

En el contexto de la invención, la etapa de fermentación se puede implementar ya sea según un modo de funcionamiento semicontinuo (o "fed-batch" según la terminología anglosajona), o bien según un modo de funcionamiento denominado continuo que es bien conocido por los expertos en la técnica.

5 Cabe señalar que la etapa de fermentación puede realizarse después de la etapa de hidrólisis enzimática o incluso simultáneamente con la etapa de hidrólisis (fermentación de tipo "SSF" o Simultaneous Saccharification and Fermentation según la terminología anglosajona).

10 Finalmente, también es posible utilizar un biorreactor en el que los microorganismos de fermentación estén inmovilizados sobre un soporte.

Según una realización alternativa, el biorreactor puede comprender un conjunto que comprende un primer reactor acoplado por una primera línea a un segundo reactor en el que los microorganismos de fermentación están inmovilizados sobre un soporte y una segunda línea que permite el reciclado del mosto de fermentación producido en el segundo reactor en el primer reactor. En esta realización, la extracción con gas de fermentación se lleva a cabo a nivel del primer reactor.

20 Como se indica en la figura 1, el procedimiento de producción de alcohol también incluye una etapa de recuperación parcial de los alcoholes producidos presentes en el mosto (o vino) de fermentación. Esta etapa de extracción de los alcoholes utiliza una primera etapa de separación con un gas presurizado. Como se indica en la figura 1, un gas presurizado almacenado en un dispositivo de almacenamiento 14 (por ejemplo, un globo) se envía a través de la tubería 15 en el fermentador 9 a fin de arrastrar los alcoholes presentes en la fase acuosa. Generalmente, el gas se envía bajo presión al biorreactor a una velocidad de volumen por minuto comprendida entre 0,5 y 3 l/l/min. Según una característica importante de la invención, el gas de separación es un gas producido directamente por fermentación y que se ha almacenado previamente antes de su utilización. El gas de separación comprende típicamente dióxido de carbono y eventualmente hidrógeno. La etapa de recuperación implica así un gas producido *in situ* por la etapa de fermentación y por lo tanto no requiere la adición de un gas externo a dicho procedimiento, limitando así los costes de funcionamiento (OPEX) relacionados en particular con la compra y el transporte del gas de adición. En el contexto de la invención, el almacenamiento de los gases de fermentación se puede realizar con uno (o más) gasómetros con campana sellada por un nivel de agua. Se puede considerar llevar a cabo el almacenamiento bajo presión con recompresión previa, típicamente hasta 6 MPa (60 bar). La separación del gas utilizado después del almacenamiento permite ventajosamente compensar parte de la energía de compresión. El gas de fermentación también puede almacenarse en cavidades geológicas, de tipo acuífero cuando contiene poco hidrógeno, habiendo sido este último, por ejemplo, quemado.

35 Esta etapa de separación de gas permite ventajosamente controlar el contenido de alcohol presente en el medio durante la fermentación a fin de limitar los fenómenos de inhibición de los microorganismos que aparecen cuando el contenido de alcohol alcanza un valor crítico. Según la invención, esta etapa de separación de gas puede realizarse de forma continua o discontinua. El caudal de gas de fermentación con respecto al volumen del fermentador está, por ejemplo, comprendido entre 0,5 y 2,5 l/l/min, preferiblemente comprendido entre 0,7 y 1,1 l/l/min.

45 De manera ventajosa, el biorreactor contiene microorganismos de fermentación que están inmovilizados sobre un soporte de modo que durante la etapa de separación, los gases no puedan arrastrar parte de los microorganismos presentes en el mosto de fermentación. Con referencia a la figura 1, un flujo de gas enriquecido en alcoholes se extrae del fermentador 9 a través de la tubería 16, después se trata en una etapa de separación a fin de recuperar los alcoholes contenidos en el flujo gaseoso 16. Para ello, el flujo gaseoso se envía a una sección de extracción con disolvente que usa al menos una columna de absorción 17.

50 El flujo gaseoso 16 se pone en contacto con un disolvente o una mezcla de disolventes suministrada por la tubería 18, preferentemente a contracorriente, de manera a producir un flujo gaseoso purificado con un bajo contenido de alcohol 19 y un flujo de disolvente enriquecido en alcoholes y bajo contenido de agua 20. El disolvente también puede contener varios compuestos. Preferiblemente, el disolvente usado en la etapa de extracción gas/líquido tiene una temperatura de ebullición al menos 50 °C mayor que la del producto a recuperar. El disolvente puede elegirse entre compuestos hidrocarburos de cadena lineal o ramificada, compuestos de hidrocarburos aromáticos, ácidos carboxílicos, alcoholes o ésteres. Entre los posibles disolventes, se citan los aceites vegetales (líquido a partir de 30 °C), los alcoholes con más de once átomos de carbono, preferentemente β-ramificados, los ácidos con más de once átomos de carbono, ramificados o no, que comprendan preferentemente una o dos funciones hidroxilo.

60 El flujo gaseoso se pone en contacto con un disolvente suministrado por la tubería 18, preferentemente a contracorriente, de manera a producir un flujo gaseoso purificado con un bajo contenido de alcohol 19 y un flujo de disolvente enriquecido en alcoholes y bajo contenido de agua 20.

65 Como se indica en la figura 1, el flujo gaseoso purificado 19 se pone bajo presión por medio de un compresor 21 y se envía al dispositivo de almacenamiento 14 con vistas a ser enviado nuevamente en el fermentador 9. En cuanto al flujo de disolvente enriquecido en alcoholes 20, se trata ventajosamente en una unidad de regeneración del disolvente

22 para separar los alcoholes de la fase orgánica. Por ejemplo, esta etapa de regeneración puede llevarse a cabo mediante destilación. La etapa de regeneración produce un flujo de alcohol y un flujo de disolvente regenerado que se evacuan desde la unidad de regeneración 22 a través de las líneas 23 y 24 respectivamente. El disolvente regenerado se recicla posteriormente a la sección de extracción con disolvente.

El flujo concentrado de alcoholes 23 que también tiene un contenido de agua menor que el mosto de fermentación (típicamente del orden de 50 % en peso) se mezcla ventajosamente en una zona de mezclado 25 con el mosto 10 retirado del biorreactor 9. Dicha mezcla se trata entonces en la unidad de separación de alcoholes 11. Con respecto a un esquema clásico en el que sólo se trata el mosto de fermentación en la unidad de separación de alcohol 11, la etapa de separación de la mezcla (mosto de fermentación + flujo concentrado de alcoholes) en la unidad de separación de alcohol 11 requiere un menor consumo de energía a una tasa iso de recuperación de los alcoholes producidos en la medida que el flujo de alcoholes tratados por dicha sección contiene un menor contenido de agua.

Según otra realización, el procedimiento de recuperación según la invención también se puede implementar de manera que la etapa de separación de gas se lleve a cabo en un biorreactor 9 que contiene un disolvente orgánico no miscible en agua, formando el disolvente una fase orgánica que flota encima del mosto de fermentación. El disolvente también se elegirá de manera que sea biocompatible con el microorganismo.

El gas de separación se inyecta así en el mosto de fermentación de manera a arrastrar los alcoholes producidos en la fase orgánica sobrenadante y de tal manera que una parte de los alcoholes se transfieren a la fase orgánica cuando el gas de extracción atraviesa dicha fase orgánica. El gas de separación que todavía contiene alcoholes se retira del fermentador 9 y se trata en una unidad de absorción mediante disolvente 17 como se describe anteriormente. Cuando la fase orgánica contenida en el fermentador 9 se satura con alcoholes, se retira y se envía a la unidad de regeneración de disolvente 22 a fin de recuperar los alcoholes y proporcionar un disolvente regenerado que se recicla en el fermentador 9. Por lo tanto, este modo de implementación no requiere un circuito continuo de regeneración del disolvente. En cuanto a la fase orgánica enriquecida en alcoholes 20 procedente de la unidad de absorción, ésta se regenera ventajosamente en la misma unidad de regeneración del disolvente 22.

Este modo de funcionamiento mejora la recuperación de los alcoholes contenidos en el mosto de fermentación ya que los productos arrastrados por el gas de separación entran inmediatamente en contacto con la fase orgánica.

Además, cuando el procedimiento de recuperación de los productos de fermentación según la invención tiene por objetivo esencialmente controlar el contenido de los productos en el medio de fermentación con vistas a limitar los efectos de inhibición sobre el microorganismo, esta forma de realización permite en particular reducir el tiempo total de separación de gas cuando la cantidad de disolvente y/o el poder de absorción y/o la selectividad del disolvente (o mezcla de disolventes) introducidos en el biorreactor se seleccionan de forma que el valor umbral de concentración de productos en la fase acuosa sólo se alcanza después de la saturación de la fase orgánica.

La figura 2 muestra un esquema de principio de una unidad de separación 11 de los alcoholes producidos mediante una fermentación de tipo IBE, es decir una mezcla de Isopropanol-Butanol-Etanol con eventualmente acetona.

Según una realización preferida del procedimiento para producir productos de fermentación según la invención, la mezcla acuosa 10' que comprende el mosto de fermentación 10 retirado del biorreactor y el flujo enriquecido en alcoholes 23 de la unidad de regeneración de disolvente 22 se trata en la unidad de separación de los alcoholes 11. Con referencia a la figura 2, la mezcla 10' se envía a una primera columna de destilación 30, también denominada "columna de cerveza". La columna 30 está diseñada para separar parte del agua 31 contenida en la mezcla que se recupera en el fondo de dicha columna. La composición de esta agua es tal que se puede reciclar en parte directamente aguas arriba del biorreactor, siendo la otra parte enviada al tratamiento del agua, antes de ser reciclada también aguas arriba del fermentador. En la cabeza de la columna 30, se extrae una mezcla acuosa enriquecida en alcoholes 32 (IBE con eventualmente acetona). El flujo recuperado en la cabeza de esta primera columna está más concentrado en alcoholes que la carga. Por ejemplo, es posible alcanzar un factor de concentración de alcohol mayor o igual a 25 (g.l⁻¹ por g.l⁻¹).

Preferiblemente, como se muestra en la figura 2, la columna 30 implementa un sistema de reburbujeo 50 mediante recompresión mecánica de los vapores de cabeza. Este sistema permite reducir la demanda energética de esta columna de aproximadamente 30 a 50 %.

El flujo recuperado en la cabeza de esta primera columna 30 se recicla parcialmente en la columna 30 como reflujo a través de la tubería 33. La otra parte del flujo 34 no reciclada se envía eventualmente a una segunda columna de destilación 35. La función de esta segunda columna 35 es separar la acetona del flujo de alcoholes, extrayéndose la acetona en la cabeza de la columna 35 a través de la tubería 36, y producir un flujo acuoso concentrado en isopropanol-butanol-etanol que se retira por el fondo de la tubería 37.

El flujo 37 se envía entonces a una tercera columna de destilación 38 diseñada y operada para separar una mezcla de cabeza 39 que contiene etanol/isopropanol/agua de composición azeotrópica y un efluente acuoso de fondo 40

concentrado en butanol. Para gestionar los fenómenos de desmezcla que pueden aparecer a partir de una determinada concentración de butanol, la columna 38 está equipada preferentemente con una o más zonas de desmezcla líquido/líquido/vapor que comprenden partes internas específicas. Alternativamente, se puede usar la columna 38 a una presión ligeramente superior a fin de eliminar estos fenómenos de desmezcla.

En función del contenido de agua de la mezcla tratada 10' y del contenido de agua de la mezcla azeotrópica de etanol/isopropanol/agua 39 producida en la cabeza de la tercera columna 38, el contenido de agua del flujo 40 es más o menos alto. Si es necesario secar el flujo acuoso de butanol 40, se puede tratar mediante un sistema de destilación heteroazeotrópica.

Como se muestra en la figura 2, el flujo acuoso de butanol 40 se envía a una unidad de desmezcla de butanol a fin de recuperar el butanol. Para este fin, el flujo acuoso de butanol se enfría, por ejemplo a una temperatura de 60 °C en un globo separador 41 para desmezclar la mezcla en dos fases, a saber, una fase orgánica que contiene esencialmente butanol (por ejemplo al menos 70 % en peso de butanol) y una fase acuosa.

Las dos fases se tratan en un sistema de destilación heteroazeotrópica que comprende dos columnas 42, 43 que funcionan en paralelo. La fase orgánica que contiene principalmente butanol se envía a través de la tubería 44 a la columna de destilación heteroazeotrópica 42 que funciona, por ejemplo, a una presión comprendida entre 0,3 y 10 MPa y a una temperatura comprendida entre 115 y 150 °C para evitar problemas de desmezcla líquido-líquido-vapor. Se extrae por el fondo de dicha columna 42 a través de la tubería 45 un efluente con un contenido másico de al menos 99 % en butanol y en la cabeza, a través de la tubería 46, un efluente acuoso que se vuelve a enviar al globo separador 41.

La fase acuosa todavía contiene butanol, que se retira del globo separador de dos fases 41 a través de la tubería 47 en la columna de destilación heteroazeotrópica 43. De dicha columna 43 se recupera respectivamente en el fondo un flujo rico en agua 48 y en la cabeza un efluente que contiene butanol que se recicla, a través de la tubería 49, en el globo separador de dos fases 41. La columna 43 se hace funcionar en condiciones menos severas, por ejemplo a una presión inferior a la de la columna 42.

Ejemplo

El siguiente ejemplo se construye mediante simulación utilizando un software de concepción y de análisis operativo de procesos (Simsci Pro/II) que integra resultados procedentes de ensayos de laboratorio y procedente de la bibliografía sobre fermentación utilizando microorganismos del género *Clostridium*.

Para la simulación, se supuso que la unidad de producción de fermentación utiliza una unidad de fermentación que comprende diez fermentadores que trata una disolución acuosa de glucosa a 50 g/l. El volumen total de la unidad de fermentación es de 10*500 m³ y con un volumen útil total de 10*400 m³. Partiendo de la hipótesis de que la productividad total es de 0,54 g/l/h de disolvente con una distribución en porcentaje en masa de Isopropanol/Butanol/Etanol: 28 %/62 %/10 %). La unidad de producción produce así 17000 t/año de mezcla IBE, es decir, aproximadamente 4800 t/año de isopropanol, 10560 t/año de butanol y 1600 t/año de etanol.

El consumo de azúcar de la fábrica es de aproximadamente 53000 t/año de glucosa suponiendo un rendimiento de 0,32 g de IBE/g de azúcar.

Los fermentadores funcionan a 37 °C según un modo discontinuo durante 34 horas y después se alcanza la inhibición por butanol.

La composición final del mosto de fermentación procedente de los fermentadores es la siguiente: 4,8 g/l de isopropanol, 10,5 g/l de butanol y 1,7 g/l de etanol, es decir, aproximadamente 17 g/l de productos IBE en el mosto de fermentación.

Partiendo de la hipótesis de que la energía necesaria para separar los alcoholes contenidos en el mosto de fermentación, por un lado, y para separar el butanol de la mezcla de isopropanol + etanol (utilizable directamente en petroquímica), por otro lado, es de aproximadamente 20 MJ/kg de mezcla IBE, el consumo de vapor se estima en aproximadamente 150000 t/año de vapor (es decir, aproximadamente 8,8 t de vapor/t de mezcla IBE).

El procedimiento de fermentación natural libera 12000 Nm³/h suponiendo que el caudal de gas (en litros por minuto) comparado con el volumen del fermentador (en litros) es de 0,05 l/l/min de gas que es una mezcla que comprende principalmente CO₂ y H₂ que no se utiliza como gas de separación.

Ejemplo según la invención

El procedimiento según la invención se implementa en la misma unidad descrita anteriormente que comprende diez fermentadores IBE.

Los fermentadores se someten a una separación con gas de fermentación cuando la concentración del metabolito inhibidor de butanol en el medio de fermentación es al menos de 80 % del umbral de inhibición (fijado en 10 g/l de butanol). La separación se realiza con un caudal de gas (en litros por minuto) comparado con el volumen del fermentador (en litros) de 1 l/l/min, es decir 240000 Nm³/h de gas de fermentación. Este gas de fermentación se almacena previamente, por ejemplo desde el inicio de la fermentación, a fin de tener un volumen suficiente.

Para limitar el fenómeno de sacudidas durante la inyección del gas de fermentación para la separación, es preferible disponer de una reserva de gas de fermentación equivalente a al menos 3 minutos de inyección para un caudal dado.

Un gas de fermentación sigue siendo producido a una velocidad de 12000 Nm³/h y se almacena en la unidad de almacenamiento y eventualmente se purga cuando el gas de fermentación excede la cantidad necesaria para la separación. El gas de fermentación que contiene los alcoholes se envía a una unidad de separación de los alcoholes que implica poner en contacto dicho gas con un aceite vegetal líquido a 37 °C (por ejemplo, colza, palma o girasol). Los efluentes producidos por la etapa de separación de alcoholes son un aceite vegetal cargado de alcoholes y un gas de fermentación empobrecido en alcoholes. Este último se recicla ventajosamente como gas de separación. El aceite vegetal que contiene los alcoholes producidos se envía a una columna de destilación operada a vacío a fin de no degradar térmicamente el aceite. En el fondo de esta columna se recupera el aceite depurado de los alcoholes y en la cabeza una mezcla acuosa de alcoholes. Este flujo concentrado de alcoholes finalmente se mezcla con el mosto que queda en los fermentadores al final de la fermentación.

La extracción por separación con el gas de fermentación del producto más inhibidor, es decir en este caso el butanol, tiene varios efectos:

1. Sobre la productividad

Dado que el metabolito más inhibidor del mosto en fermentación se elimina progresivamente, la cepa *Clostridium* aumenta su productividad global que es del orden de 0,94 g de IBE/l/h. Se puede entonces producir aproximadamente 30000 t/año de mezcla IBE, o aproximadamente 7300 t/año de isopropanol, 20500 t/año de butanol y 2200 t/año de etanol. Se aumenta la producción de la unidad de aproximadamente 75 %.

2. Sobre el rendimiento

Se necesita relativamente menos azúcar para aumentar la producción. El rendimiento se estima en 0,4 g IBE/g de glucosa (es decir, un aumento de 25 % del rendimiento), lo que implica un consumo de 75000 t/año de glucosa.

3. Energía de separación

El mosto final de fermentación contiene siempre aproximadamente 17 g/l de mezcla IBE, con aproximadamente 4 g/l de isopropanol, 11,6 g/l de butanol y 1,4 g/l de etanol. Sin embargo, 90 % de los alcoholes producidos se recuperan mediante las etapas de separación, de puesta en contacto con un disolvente y regeneración del disolvente. El hecho de enviar los alcoholes procedentes de la fase de regeneración en el mosto final recuperado de los fermentadores permite reducir significativamente los costes energéticos relacionados con la separación final del butanol. Teniendo así en cuenta la energía de destilación del aceite vegetal por un lado (2 MJ/kg de mezcla IBE) y la separación del butanol de la mezcla de isopropanol + etanol (5 MJ/kg de mezcla IBE) por otro lado, el consumo de vapor se estima en alrededor 93000 t/año de vapor, es decir aproximadamente 3,1 t de vapor/t de mezcla IBE, lo que supone una reducción de alrededor de 65 % en energía.

4. Ampliación del tiempo del ciclo

Debido a la eliminación de la inhibición mediante la eliminación del butanol del mosto, las fermentaciones pueden llevarse a cabo en modo feed-batch o continuo, lo que tiene la ventaja de alargar el tiempo de funcionamiento en aproximadamente 500 horas.

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para recuperar productos de fermentación presentes en un mosto de fermentación producido en un biorreactor, que comprende

- una etapa a) en la que se envía en un mosto de fermentación un flujo gaseoso a presión de manera a arrastrar al menos una parte de los productos y producir un flujo gaseoso enriquecido en productos de fermentación,

caracterizado por que el procedimiento comprende:

- una etapa b) de almacenar los gases de fermentación producidos en el biorreactor, por que el flujo gaseoso que se envía a la etapa a) consiste en los gases de fermentación almacenados

- y una etapa c) en la que el flujo gaseoso enriquecido en productos de fermentación resultante de la etapa a) se pone en contacto con un disolvente para producir un disolvente enriquecido en productos de fermentación.

2. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que una fracción del mosto de fermentación se retira del biorreactor, la etapa a) fuera del biorreactor sobre dicha fracción y en el que se recicla en el biorreactor al menos una parte del mosto de fermentación empobrecido en productos de fermentación.

3. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que la etapa a) se lleva a cabo directamente en el biorreactor.

4. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, en el que el flujo gaseoso enriquecido en productos de fermentación de la etapa a) se envía a una sección de absorción de gas/líquido en la que dicho flujo gaseoso se pone en contacto con el disolvente orgánico de manera a producir un disolvente enriquecido en productos de fermentación y un flujo gaseoso empobrecido en productos de fermentación.

5. Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 3, en el que la etapa c) realizada en el biorreactor comprende además un disolvente orgánico no miscible en agua formando una fase orgánica que flota en el mosto de fermentación, de modo que el flujo gaseoso enriquecido en productos de fermentación se pone al contacto en el biorreactor de manera a transferir al menos parte de los productos de fermentación en dicho disolvente.

6. Procedimiento según las reivindicaciones anteriores, que comprende una etapa d) en la que el disolvente enriquecido en productos de fermentación se regenera de manera a separar dichos productos de fermentación y producir un disolvente regenerado.

7. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, en el que el mosto de fermentación contiene productos de fermentación seleccionados entre ésteres, cetonas, aldehídos, ácidos carboxílicos y alcoholes, solos o en mezcla.

8. Procedimiento según la reivindicación anterior, en el que el mosto de fermentación contiene butanol, opcionalmente en mezcla con acetona y/o isopropanol y etanol.

9. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, en el que el flujo gaseoso comprende dióxido de carbono, eventualmente en mezcla con hidrógeno.

10. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, en el que el flujo gaseoso se trata antes de enviarlo al biorreactor.

11. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, en el que el disolvente orgánico se selecciona entre los hidrocarburos de cadena lineal o ramificada, los compuestos hidrocarbonados aromáticos, los ácidos carboxílicos, los alcoholes o los ésteres.

12. Procedimiento para producir productos de fermentación, que comprende las siguientes etapas:

i. fermentar una disolución acuosa de azúcares C5 y/o C6 en un biorreactor en presencia de un microorganismo de manera a producir un mosto de fermentación que contiene productos de fermentación y gases de fermentación;

ii. enviar el gas de fermentación producido en el biorreactor a una unidad de almacenamiento;

iii. enviar bajo presión, en el jugo acuoso de fermentación, los gases de fermentación almacenados de manera a arrastrar los productos de fermentación en el flujo gaseoso y producir un flujo gaseoso enriquecido en productos de fermentación;

iv. poner en contacto el flujo gaseoso enriquecido en productos de fermentación con un disolvente orgánico de manera a producir un disolvente enriquecido en productos de fermentación;

v. regenerar el disolvente orgánico enriquecido en productos de fermentación de manera a producir un flujo enriquecido en productos de fermentación y un disolvente regenerado.

- 5 13. Procedimiento según la reivindicación 12, en el que las etapas iii) y iv) se llevan a cabo en el biorreactor o fuera del biorreactor y en el que la etapa v) se lleva a cabo fuera del biorreactor.
- 10 14. Procedimiento según una de las reivindicaciones 12 o 13, en el que el mosto de fermentación contiene butanol, eventualmente en mezcla con acetona y/o isopropanol y etanol.
- 15 15. Procedimiento según una de las reivindicaciones 12 a 14, que comprende además una etapa vi) en la que una fracción del mosto de fermentación se envía a una sección de recuperación y separación de los productos de fermentación, incluyendo dicha sección al menos una unidad de destilación.
- 20 16. Procedimiento según la reivindicación 15, en el que el flujo enriquecido con productos de fermentación obtenido en la etapa v) se envía en mezcla con la fracción del mosto de fermentación a la sección de recuperación y separación de productos de fermentación.
17. Procedimiento según una de las reivindicaciones 12 a 16, en el que los microorganismos se inmovilizan sobre un soporte en el biorreactor.

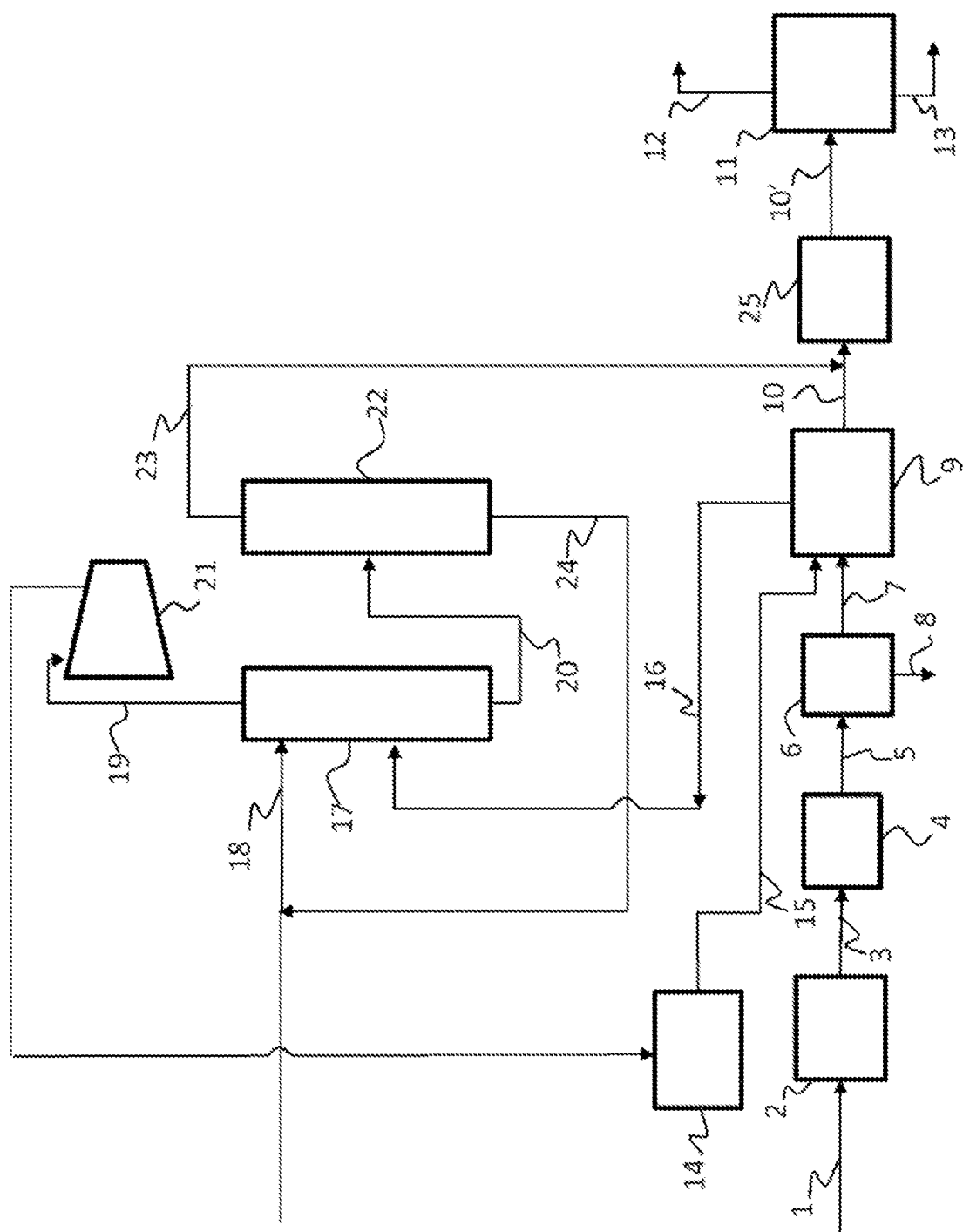


Fig. 1

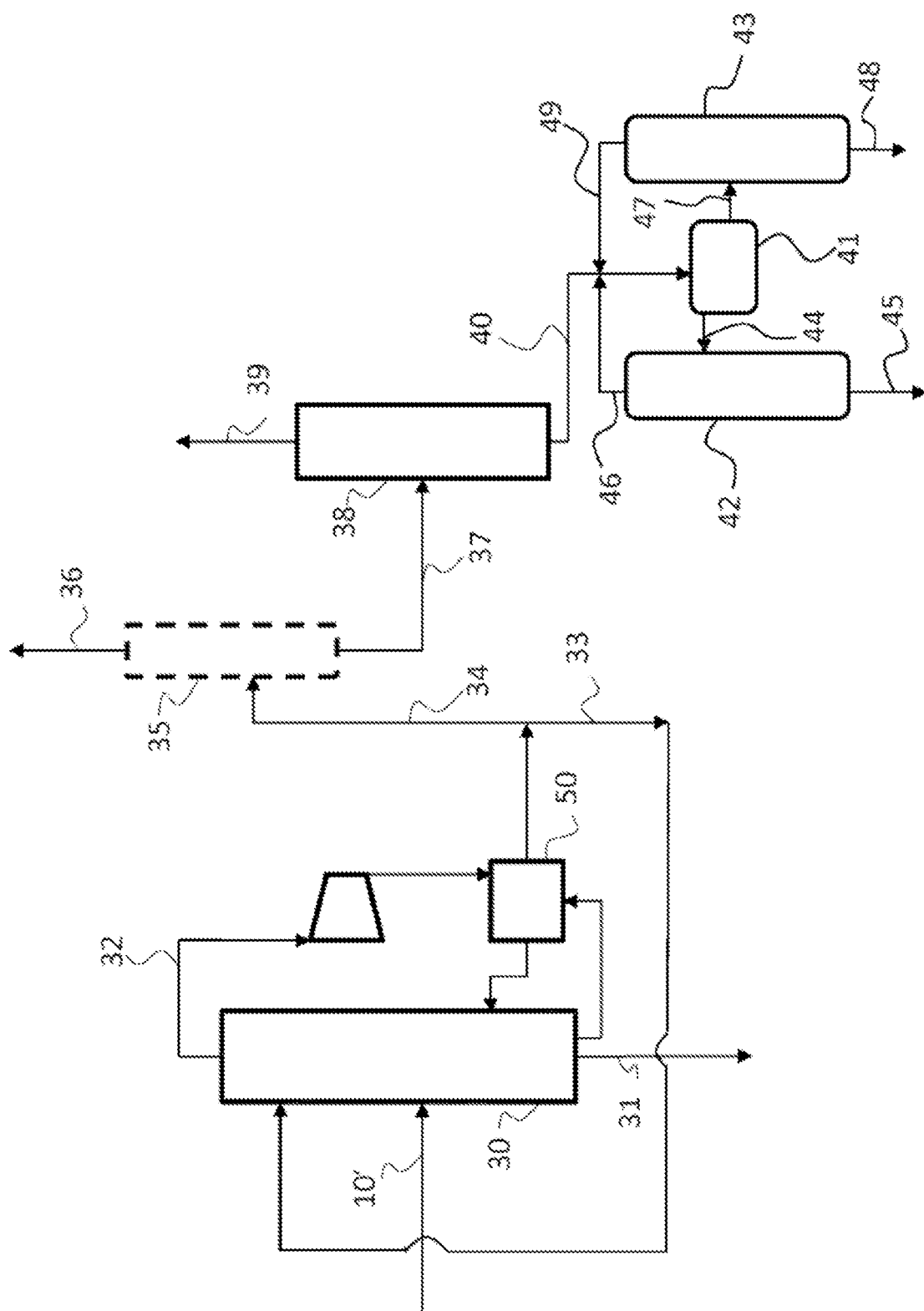


Fig. 2