

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 990 239**

51 Int. Cl.:

C12P 5/02 (2006.01)

C12M 1/04 (2006.01)

C12M 1/107 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.06.2021 E 21181020 (5)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **28.08.2024 EP 4108775**

54 Título: **Procedimiento para la metanización biológica in situ de CO2 y H2 en un biorreactor de una sola etapa**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
29.11.2024

73 Titular/es:

**VERBIO SE (100.0%)
Thura Mark 18
06780 Zörbig, DE**

72 Inventor/es:

**BONK, FABIAN;
KÖCKERITZ, JAN;
BÖTTGER, NIKLAS;
SCHLIMBACH, MICHAEL y
LÜDTKE, OLIVER**

74 Agente/Representante:

VALLEJO LÓPEZ, Juan Pedro

ES 2 990 239 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).

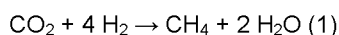
DESCRIPCIÓN

Procedimiento para la metanización biológica in situ de CO₂ y H₂ en un biorreactor de una sola etapa

- 5 La invención se refiere a un procedimiento para la metanización biológica in situ de CO₂ y H₂ en un biorreactor de una sola etapa.

Antecedentes tecnológicos

- 10 La conversión (metanización) de dióxido de carbono (CO₂) e hidrógeno (H₂) en metano (CH₄) puede realizarse de manera catalítica, generalmente a base de níquel, o de manera biológica, es decir, con ayuda de microorganismos. En ambos casos, la metanización se realiza según la siguiente reacción global:



- 15 En el caso de la conversión biológica, se usa además CO₂ y H₂ por los microorganismos implicados para su anabolismo, por ejemplo, para la síntesis de enzimas. Sin embargo, la conversión de CO₂ y H₂ en el anabolismo es baja en comparación con la conversión en metano. La metanización biológica tiene la ventaja de que es menos susceptible a los venenos de catalizadores, como el sulfuro de hidrógeno (H₂S), que pueden aparecer en los flujos de CO₂ de las plantas de biogás, por ejemplo.

- 20 La metanización biológica de CO₂ y H₂ se divide en dos conceptos ex-situ e in-situ. En el concepto in situ, se añade H₂ a un biorreactor adicionalmente al sustrato orgánico. El sustrato orgánico se fermenta, entre otras cosas, para dar CH₄ y CO₂. Este CO₂ se convierte a su vez con H₂ en CH₄. En el concepto ex situ, en el biorreactor se convierte únicamente CO₂ y H₂, pero no sustrato orgánico. La principal ventaja del concepto in situ es que se pueden utilizar los biorreactores existentes y alimentados hasta ahora exclusivamente con sustrato orgánico, mientras que un concepto ex situ requiere la construcción costosa de nuevos biorreactores.

- 30 Utilizando el concepto in situ, en caso de control de temperatura termófilo (aprox. 55 °C), pueden conseguirse tasas de producción de CH₄ a partir de H₂ alimentado de 0,016 metros cúbicos de CH₄ por metro cúbico de volumen de biorreactor por hora (m³/m³/h) (documento EP2771472B1, Ejemplo 1, Tabla 3). Sin embargo, el procedimiento in situ con control de temperatura termófilo que se enseña en la patente EP2771472B1 requiere la adición de sustrato ácido. Esto es desventajoso porque los sustratos ácidos no están disponibles en todas partes y por lo tanto tienen que ser transportados a la planta a través de largas distancias a un gran costo. Los ejemplos de realización también sugieren que el procedimiento sólo puede utilizarse para una carga espacial baja inferior a 1,7 kg de materia seca orgánica (oTS) en forma de sustrato orgánico por m³ de volumen de biorreactor por día. El uso de cargas ambientales tan bajas también es obvio, ya que se sabe que los procesos con control de temperatura termófilo tienen una baja estabilidad de proceso.

- 40 El problema de la baja estabilidad del proceso con el control de temperatura termófilo se aborda en la patente EP2586868B1 mediante el hecho de que H₂ sólo se utiliza en una cascada de biorreactores existente. En esta cascada, el primer biorreactor se alimenta con sustrato orgánico, pero no con H₂. El efluente del primer biorreactor se transfiere a un segundo biorreactor y éste se alimenta con H₂. El segundo biorreactor sólo está expuesto a una pequeña cantidad de sustrato orgánico y, por tanto, a una baja carga espacial, ya que una gran proporción del sustrato orgánico ya ha sido fermentado en el primer biorreactor. Sin embargo, esto tiene la desventaja de que debe estar presente una cascada de biorreactores, es decir, este procedimiento no puede aplicarse a plantas de una sola etapa, y el primer biorreactor de dicha cascada no está disponible para una conversión de H₂.

- 50 Además, un problema fundamental del control de temperatura termófilo es el elevado aporte energético necesario para mantener la temperatura elevada. Por lo tanto, es preferible un concepto in situ con control de temperatura mesófilo (aprox. 37 °C).

- 55 Sin embargo, con el concepto in situ bajo control de temperatura mesófilo, hasta ahora se han obtenido tasas de producción de CH₄ a partir de CO₂ y H₂ de aprox. 0,0017 metros cúbicos de CH₄ en condiciones normales (273,15 K y 101,325 kPa (1,01325 bar)) por m³ de volumen de biorreactor por hora (Nm³/m³/h) (documento DE102012112889A1, [0075]). Como sustrato orgánico se utilizaron los lodos sobrantes de una depuradora con un contenido en oTS entre el 2,2 y el 2,8 %. A pesar del control de temperatura mesófilo, en este caso sólo se alcanzó una carga ambiente de 1,25 kg de oTS/m³/d.

- 60 El documento DE102013108263 A1 describe un procedimiento para optimizar la obtención de biogás mediante tratamiento anaeróbico de biomasa fermentable, que comprende al menos una fermentación anaeróbica de la biomasa fermentable en al menos un fermentador, en donde la biomasa fermentable se somete a hidrólisis ácida en un equipo separado antes y/o después del al menos un fermentador y se forman un gas de hidrólisis y un hidrolizado líquido y/o que contiene sólidos. El procedimiento está caracterizado por que el gas de hidrólisis que contiene dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno se separa del equipo separado para la hidrólisis ácida.

La invención indicada en la reivindicación 1 se basa en el problema de que en el estado de la técnica actual en un biorreactor con el concepto in situ bajo control de temperatura mesófilo y con una alta carga espacial de sustrato orgánico, la velocidad de producción de CH₄ sólo podía aumentarse insuficientemente mediante la alimentación de H₂.

5

Sumario de la invención

En el caso de la invención se trata de un procedimiento para la metanización biológica in situ de CO₂ y H₂ en un biorreactor de una sola etapa. El procedimiento está caracterizado por que

10

a) se alimenta el sustrato orgánico al biorreactor y al menos una parte del sustrato orgánico se convierte en biogás mediante microorganismos,

b) se alimentan al biorreactor al menos 0,15 kg de fibra bruta por m³ de volumen de biorreactor por día,

c) el biorreactor se hace funcionar a 20 - 45 °C,

15

d) se alimenta H₂ al biorreactor y al menos una parte del H₂ junto con CO₂ se convierte en metano por los microorganismos.

Sorprendentemente se determinó que incluso los biorreactores con alta carga espacial tienen un alto potencial para convertir H₂. Sin embargo, las altas tasas de producción de CH₄ a partir de H₂ alimentado sólo pueden conseguirse con alta alimentación de fibra bruta. Esto contrasta con el modo de funcionamiento típico de los reactores de biogás, ya que normalmente deben evitarse las fibras brutas, que consisten principalmente en biomasa difícil de degradar, para evitar que se desarrolle una viscosidad elevada y difícil de manejar y que el volumen existente del biorreactor no se aproveche lo suficiente. Sin embargo, la adición de una cantidad elevada de fibra bruta ha sido sorprendentemente útil para aumentar la velocidad de producción de CH₄ a partir del H₂ alimentado. Sin pretender ser exhaustivo y limitándose a un planteamiento puramente teórico, éste se basa en el aumento del tiempo de permanencia de las burbujas de hidrógeno y en el aumento de la superficie de crecimiento de los microorganismos.

20

25

Descripción detallada de la invención

30

Definiciones

En el contexto de la presente invención, el término "in situ" se entiende como la metanización biológica de CO₂ y H₂ alimentados en un biorreactor en el que el sustrato orgánico también se convierte en biogás.

35

En el contexto de la presente invención, se entiende por sustancia seca (TS) el residuo sólido que se obtiene tras la eliminación del disolvente (por ejemplo, agua) de una suspensión (por ejemplo, de una vinaza) o de una solución. Esto significa que el residuo sólido debe entenderse como la totalidad de todos los sólidos previamente disueltos o suspendidos (por ejemplo, fibras brutas y sales).

40

En el contexto de la presente invención, se entiende por sustancia seca orgánica (oTS) la parte de la sustancia seca que no permanece como ceniza cuando se incinera la sustancia seca.

45

En el contexto de la presente invención, se designa por carga espacial de un biorreactor el flujo másico de oTS que se alimenta a éste en promedio en un día con respecto al volumen del biorreactor. De esto resulta la unidad kg de oTS/m³/d.

50

En el contexto de la presente invención, por el término "sustrato orgánico" se entiende los flujos de materia orgánica líquida o sólida que contienen oTS, que se alimentan al biorreactor. Entre ellos se encuentran entre otros subproductos de las industrias de procesamiento de biomasa, tal como por ejemplo la vinaza de una planta de bioetanol o la pulpa de patata de la producción de almidón, así como residuos agrícolas y forestales tal como por ejemplo la paja, la cáscara de avena, la cascarilla de arroz o el serrín. Bajo el término "sustrato orgánico" no se encuentran los gases CO₂ y H₂.

55

En el contexto de la presente invención, se entiende por el término "microorganismos" un cultivo mixto no definido en más detalle de bacterias y/o arqueas que puede darse en plantas de biogás típicas. Con "microorganismos" no se quiere decir un cultivo puro de una especie determinada.

60

En el contexto de la presente invención, el parámetro medido del nitrógeno de amonio volátil por vapor de agua (NH₄-N) se utiliza para evaluar el contenido en amonio. Para determinarlo, se expulsa amoníaco de la muestra con ayuda de vapor de agua y se recoge en una solución de ácido bórico. A continuación se realiza una valoración con ácido clorhídrico. La concentración de amonio en la muestra puede deducirse del consumo de ácido clorhídrico.

65

En el contexto de la presente invención, por el término volumen del biorreactor se entiende el volumen de líquido que se encuentra en el biorreactor. Esto se refiere igualmente a todos los parámetros normalizados con respecto al volumen del biorreactor, tal como por ejemplo la velocidad de producción de CH₄, la velocidad de alimentación de H₂ y CO₂. Este volumen del biorreactor representa el lugar de las reacciones bioquímicas.

En el contexto de la presente invención, el hidrógeno (H₂) se entiende en su forma molecular.

En el contexto de la presente invención, por la velocidad de alimentación de H₂ y la velocidad de alimentación de CO₂ se entiende el volumen de H₂ o de CO₂ en condiciones normales (de manera abreviada N, 273,15 K y 101,325 kPa (1,01325 bar)) en m³ por m³ de volumen del biorreactor, que se alimenta al biorreactor en promedio cada hora. A partir de esto resulta la unidad Nm³/m³/h.

En el contexto de la presente invención, se entiende por la velocidad de producción de CH₄ el volumen de CH₄ en condiciones normales (de manera abreviada N, 273,15 K y 101,325 kPa (1,01325 bar)) en m³ por m³ de volumen de biorreactor, que se forma en el biorreactor en promedio cada hora. A partir de esto resulta la unidad Nm³/m³/h. En esta invención, se distingue entre la velocidad de producción de CH₄ a partir de oTS y la velocidad de producción de CH₄ a partir de H₂, que se alimenta al biorreactor. La velocidad de producción de CH₄ a partir de oTS corresponde a la velocidad de producción de CH₄ que se produce en el biorreactor sin alimentación de H₂. La velocidad de producción de CH₄ a partir del H₂ alimentado se define en la ecuación 2

$$\text{velocidad de producción de CH}_4 \text{ a partir del H}_2 \text{ alimentado} = \frac{\text{velocidad de alimentación de H}_2 - \text{velocidad de salida de H}_2}{4} \quad (2)$$

El experto sabe que en la fermentación de oTS en las etapas intermedias de acidogénesis y acetogénesis puede formarse H₂, que junto con CO₂ puede convertirse en CH₄. Este H₂ no forma parte del H₂ alimentado al biorreactor (velocidad de alimentación de H₂). La ecuación (2) no tiene en cuenta la parte del hidrógeno que no se convierte en CH₄ en el catabolismo por los microorganismos implicados en la conversión de H₂, sino que se utiliza en el anabolismo para sintetizar moléculas tal como por ejemplo las enzimas.

En el contexto de la presente invención, por el término "contenido en fibra bruta" se entiende la fracción de un sustrato orgánico denominada "fibra bruta" en el análisis de piensos según Weender. El método de medición para determinar el contenido en fibra bruta se describe en la siguiente fuente:

Verband Deutscher Landwirtschaftlicher Untersuchungs- und Forschungsanstalten (VDLUFA) (editor), 1993: Methode 6.1.1. Bestimmung der Rohfaser (WEENDER-Verfahren). Handbuch der Landwirtschaftlichen Versuchs- und Untersuchungsmethodik (VDLUFA-Methodenbuch), volumen III, Die Untersuchung von Futtermitteln, 3^a edición, VDLUFA Verlag, Darmstadt.

La alimentación de fibras brutas al biorreactor se indica como kg de fibra bruta/m³/d y representa la masa de fibras brutas en kg por m³ de volumen de biorreactor que se alimentan al biorreactor en promedio en un día.

En el contexto de la presente invención, por el término "gas de producto" se entiende el gas que abandona el biorreactor en forma gaseosa. El gas de producto puede estar constituido por una mezcla de sustancias gaseosas, en particular CH₄, CO₂, H₂, H₂S y vapor de H₂O. En el contexto de la presente invención, se entiende por biogás una mezcla de gases que se produce durante la descomposición anaeróbica de sustrato orgánico y que está constituida principalmente por CH₄ y CO₂.

En el contexto de la presente invención, en el caso del término "procesamiento de gas de producto" se trata de la separación parcial de las partes constituyentes gaseosas del gas de producto.

45 Descripción de la invención

En la presente invención, el sustrato orgánico se convierte en un biorreactor de una sola etapa a temperaturas entre 20 - 45 °C principalmente en CH₄ y CO₂. Al mismo tiempo, se realiza la alimentación de H₂ en el biorreactor, de modo que se produce la conversión biológica de CO₂ y H₂ en CH₄.

Sorprendentemente se determinó que, cuando se utiliza el intervalo de temperatura mesófilo (20-45 °C) en lugar del intervalo de temperatura termófilo como en el estado de la técnica (documentos EP2771472B1, EP2586868B1), las ventajas superan a las desventajas e incluso pueden conseguirse mayores velocidades de producción de CH₄ a partir del H₂ alimentado. Hasta ahora, en el estado de la técnica se ha partido de que las temperaturas termófilas son preferibles, ya que se sabe que la actividad microbiana es mayor a temperaturas termófilas que a temperaturas mesófilas. Las temperaturas mesófilas tienen la ventaja de una mayor estabilidad del proceso y una mayor eficacia energética, ya que debe proporcionarse menos energía térmica.

Además, en la presente invención, se alimenta una gran cantidad de fibras brutas al biorreactor de una sola etapa. En el estado de la técnica, se han utilizado hasta ahora preferentemente sustratos con bajo contenido en fibra bruta, tal como el lactosuero (documento EP2771472B1) o lodo de depuradora (documento EP2586868B1). Según el análisis de piensos según Weender, por el contenido en fibra bruta se entiende la parte de un sustrato orgánico que permanece tras el tratamiento con ácidos y álcalis diluidos, es decir, que no es fácilmente "digerible". Por lo tanto, la alimentación de sustrato con alto contenido en fibra bruta a un biorreactor se considera generalmente como desventaja, ya que las partes constituyentes difícilmente digeribles contenidas pueden acumularse en el biorreactor, de manera que se ajusta una viscosidad alta y difícil de manipular y el volumen disponible del biorreactor se aprovecha de manera solo

insuficiente. El resultado pueden ser problemas de capas flotantes, de agitación y de bombeo.

Sorprendentemente se determinó que, con respecto a una alimentación de H₂ a un biorreactor de una sola etapa, las ventajas de alimentar un sustrato orgánico o varios sustratos orgánicos con un alto contenido en fibra bruta superan las desventajas descritas anteriormente. Sin pretender ser exhaustivo y limitado a un enfoque puramente teórico, esto se basa en el aumento del tiempo de permanencia de las burbujas de hidrógeno, lo que mejora su transferencia al líquido del reactor y su conversión microbiana, así como en el aumento de las zonas de crecimiento de los microorganismos. Basándose en los resultados experimentales, se determinó que para conseguir altas velocidades de producción de CH₄ a partir del H₂ alimentado debería alimentarse al menos 0,15 kg de fibra bruta/m³/d. Para la comparación se recomienda en el estado de la técnica en el documento EP2771472B1 la adición de lactosuero, que prácticamente no contiene fibra bruta (fuente: <https://www.ingredients101.com/whey.htm>, recuperado el 04.05.2021). El procedimiento está configurado de modo que se alimenta al

biorreactor 0,15 kg de fibra bruta/m³/d, preferentemente 0,2 kg de fibra bruta/m³/d, de manera especialmente preferente de 1,0 kg de fibra bruta/m³/d.

El procedimiento está configurado preferentemente de modo que la mayor parte de las partículas del sustrato orgánico presente un tamaño de como máximo 10 mm.

Los microorganismos mesófilos crecen en un intervalo de temperatura entre 20-45 °C (Schiraldi y De Rosa, 2014). Sin embargo, se determinó que el control de proceso óptimo se encuentra en un intervalo de temperatura más estrecho. En una forma de realización preferida, el procedimiento está configurado de modo que se haga funcionar el biorreactor a una temperatura de 35 - 45 °C, preferentemente a 36 - 41 °C, de manera especialmente preferente a 37 - 39 °C.

En el caso de los microorganismos que se encuentran en el biorreactor se trata de un cultivo mixto de bacterias y arqueas. Tales cultivos mixtos son conocidos por el experto en el contexto de la producción de biogás. En las etapas de proceso hidrólisis y acidogénesis, las bacterias convierten el sustrato orgánico entre otras cosas en ácido acético, propiónico y butírico, H₂ y CO₂. En la acetogénesis, las bacterias convierten el ácido propiónico y butírico en ácido acético, H₂ y CO₂. En la metanogénesis, las arqueas convierten el H₂ y el CO₂, el ácido acético y otros componentes metélicos en metano. Dependiendo del sustrato, también se forma CO₂ durante la metanogénesis. En comparación con los cultivos puros, que se utilizan principalmente en conceptos ex situ y en los que, por ejemplo, sólo se cultiva una especie metanogénica específica en un biorreactor, los cultivos mixtos tienen la ventaja de que el biorreactor no tiene que hacerse funcionar en condiciones estériles para evitar la contaminación con otros microorganismos.

La puesta en marcha de un proceso de biogás es conocida por el experto. Por ejemplo, para la inoculación se utiliza una descarga de una planta de biogás existente o heces de animales que ya contienen un cultivo mixto de bacterias y arqueas.

En una forma de realización preferida, el procedimiento está configurado de modo que el tiempo de permanencia hidráulico (TRH) presente al menos 18 días, preferentemente al menos 25 días, de manera especialmente preferente al menos 35 días.

En una forma de realización preferida, el procedimiento está configurado de modo que la alimentación de H₂ asciende a al menos 0,017 Nm³/m³/h, preferentemente a 0,125 Nm³/m³/h, de manera especialmente preferente a 0,167 Nm³/m³/h. En procedimientos alternativos en el estado de la técnica, se consiguieron hasta ahora bajo control de temperatura mesófilo sólo 0,015 Nm³/m³/h (documento DE102012112889, [0075]) y bajo control de temperatura termófila 0,118 Nm³/m³/h (documento EP2771472B1, [0102], calculado a partir de 1,7 NI/d y 0,6 l de volumen de biorreactor). Por consiguiente, existe la posibilidad de aumentar la alimentación de H₂ con ayuda de la invención descrita en comparación con el estado de la técnica actual, por consiguiente aumentar las velocidades de producción de CH₄ y mejorar debido a ello la productividad de los biorreactores.

En una forma de realización preferida, el procedimiento está configurado de modo que las fibras brutas se alimentan en forma de sustrato orgánico, de manera especialmente preferente en forma de sustrato orgánico de origen vegetal. Por consiguiente se posibilita el uso de sustratos orgánicos rentables, por ejemplo, materiales residuales como paja.

En una forma de realización preferida, el procedimiento está configurado de modo que el sustrato orgánico se alimenta al biorreactor con una carga espacial de más de 2,5 kg de oTS/m³/d, de manera especialmente preferente de más de 3,0 kg de oTS/m³/d, a pesar de la alimentación de H₂. En el estado de la técnica actual, la alimentación de H₂ a un biorreactor sólo se utilizaba con una carga espacial baja, por ejemplo 2,1 kg de oTS/m³/d en la patente EP2586868A2 o 1,7 kg de oTS/m³/d en la patente EP2771472B1. Para la patente EP2586868A2, el cálculo se basó en la velocidad de producción de CH₄ máxima indicada a partir de oTS (documento EP2586868A2, [0034]) y un rendimiento de gas habitual para lodo de depuradora de 300 NI/kg de oTS. El cálculo de la carga espacial de la patente EP2771472B1 se basa en el tiempo de permanencia indicado, el tamaño del reactor y los datos de sustancia indicados del sustrato orgánico (documento EP2771472B1, [0101] y [0102]).

En una forma de realización preferida, el procedimiento está configurado de modo que el H₂ alimentado al biorreactor

procede de la electrolisis del agua. En una forma de realizaci3n especialmente preferida, el procedimiento est3 configurado de modo que la corriente para la electrolisis se haya generado a partir de fuentes renovables. Esto tiene la ventaja de que el CH₄ generado en el biorreactor a partir de H₂ de electrolisis es un combustible sostenible basado en corriente que se ha obtenido independientemente del petr3leo crudo y el gas natural.

5 Si el H₂ alimentado no se convierte completamente en el biorreactor, 3ste abandona el biorreactor en el gas de producto. El procedimiento puede estar configurado de modo que una parte del gas de producto se alimente al biorreactor. En una forma de realizaci3n preferida, el procedimiento est3 configurado de modo que la mezcla de gases que sale del biorreactor, el gas de producto, se alimenta a un procesamiento de gas de producto, en el que al menos
10 una parte del H₂ que se encuentra en el gas de producto se separa y se reconduce al biorreactor. Debido a ello puede aumentarse la velocidad de producci3n de CH₄ y reducirse el contenido en H₂ en el gas de producto procesado. En una forma de realizaci3n especialmente preferida, el procedimiento est3 configurado de modo que la separaci3n del H₂ se realiza en una instalaci3n de membrana. En una forma de realizaci3n especialmente preferida, el procedimiento est3 configurado de modo que el flujo de gas que contiene H₂ separado y reconducido contiene como m3ximo un 90
15 % (v/v) de H₂. Limitar el contenido en H₂ es ventajoso, ya que se pueden utilizar instalaciones de procesamiento sencillas, por ejemplo, instalaciones de membrana de una sola etapa, y esto ahorra energ3a en comparaci3n con la separaci3n de H₂ casi puro.

En una forma de realizaci3n preferida, el procedimiento est3 configurado de modo que CO₂ se alimenta al biorreactor. Debido a ello, en una forma de realizaci3n preferida, se regula el valor de pH a menos de 8,2. Esto contribuye significativamente a mejorar la estabilidad del proceso. En una forma de realizaci3n preferida, el procedimiento est3 configurado de modo que el CO₂ alimentado proceda de una planta de bioetanol. Esto es ventajoso, ya que de otro modo la velocidad de producci3n de CH₄ a partir del H₂ alimentado estar3a limitada por la cantidad de CO₂ que se produce a partir del sustrato org3nico en el biorreactor. La utilizaci3n de CO₂ procedente de una planta de bioetanol
25 es especialmente ventajosa, ya que este CO₂ originalmente de la atm3sfera se uni3 durante el crecimiento de la planta con ayuda de la luz solar como energ3a renovable y se produce durante la fermentaci3n en forma concentrada como gas con un contenido en CO₂ superior al 90 % (v/v). Obtener el CO₂ con medios t3cnicos en lugar de proceder de la atm3sfera o gases de combusti3n, supondr3a elevados costes energ3ticos y de funcionamiento, ya que el CO₂ se produce all3 en concentraciones mucho m3s bajas, por ejemplo, el 0,04 % en la atm3sfera. En una forma de realizaci3n preferida, el procedimiento est3 configurado de modo que el gas de producto se alimenta a un procesamiento de gas de producto, en el que al menos una parte del CO₂ que se encuentra en el gas de producto se separa y se reconduce al biorreactor.

En una forma de realizaci3n preferida, el procedimiento est3 configurado de modo que la concentraci3n de CO₂ en el gas de producto no quede por debajo de un valor del 5 % (v/v), preferentemente del 10 % (v/v), de manera especialmente preferente del 40 % (v/v), con respecto al gas de producto sin la proporci3n de agua. En el estado de la t3cnica, se evitan contenidos en CO₂ tan elevados, ya que normalmente el objetivo es reducir el contenido en CO₂ en el gas de producto en la medida de lo posible, en el mejor de los casos hasta menos del 5 % (v/v), para poder introducir el gas de producto directamente en las redes de gas natural existentes (por ejemplo, documentos EP2771472B1 [0067], EP2586868A2 [0013] y DE102012112889A1 [0041]). Sorprendentemente se determin3 que, mediante altas concentraciones de CO₂ puede mejorarse la eficacia total del proceso. Aunque el esfuerzo de purificaci3n del gas aumenta por las concentraciones de CO₂ m3s altas en el gas de producto, la ventaja de una mayor productividad del biorreactor lo compensa. En el biorreactor, pueden conseguirse as3 una estabilidad del proceso significativamente mayor, en particular bajas fluctuaciones del pH y bajas concentraciones de 3cidos org3nicos. Debido a ello puede aprovecharse una alta carga espacial del biorreactor, que tiene como consecuencia un aumento de la velocidad de producci3n de CH₄ y un aprovechamiento 3ptimo del volumen de fermentaci3n disponible. En una forma de realizaci3n preferida, el procedimiento est3 configurado de modo que la concentraci3n de CO₂ en el gas de producto se regula mediante la cantidad de CO₂ alimentado al biorreactor. En otra forma de realizaci3n, el procedimiento est3 configurado de modo que la regulaci3n de la concentraci3n de CO₂ en el gas de producto saliente se ajusta mediante la cantidad de H₂ alimentado al biorreactor.

En una forma de realizaci3n preferida, el procedimiento est3 configurado de modo que al menos 0,3 mol de CO₂, de manera especialmente preferente al menos 0,5 mol de CO₂ se alimentan al biorreactor por mol de H₂ alimentado. Esto tiene la ventaja de que el contenido en CO₂ en el gas de producto se ajusta a una concentraci3n elevada. El estado de la t3cnica enseña lo contrario, es decir, a no aadir CO₂ en absoluto o como m3ximo la cantidad estequiom3trica (0,25 mol de CO₂ por mol de H₂) para conseguir un gas de producto con el menor contenido en CO₂ posible. Sin embargo, esto tiene el inconveniente de la inestabilidad del proceso.

En una forma de realizaci3n preferida, el procedimiento est3 configurado de modo que el CO₂ alimentado al biorreactor presente una pureza de al menos el 90 %, de manera especialmente preferente del 95 %. Debido a ello se minimiza la cantidad de gas alimentada necesaria, as3 como simplifica la regulaci3n del valor de pH en el biorreactor.

En una forma de realizaci3n preferida, el procedimiento est3 configurado de modo que los gases alimentados al biorreactor se alimenten cerca del fondo del biorreactor. Esto tiene la ventaja de que el gas tiene un tiempo de permanencia m3s largo en el volumen del biorreactor. En otra forma de realizaci3n, los biorreactores est3n equipados con mecanismos agitadores y la alimentaci3n de los gases se realiza cerca de los mecanismos agitadores. Esto tiene

la ventaja de que aumenta el contacto entre el gas y el líquido.

En una forma de realización preferida, el procedimiento está configurado de modo que se reduzca la concentración de $\text{NH}_4\text{-N}$ en el biorreactor. En una forma de realización preferida, el procedimiento está configurado de modo el contenido en $\text{NH}_4\text{-N}$ en el biorreactor se ajuste a como máximo 6000 mg/kg. Esta disminución del contenido en $\text{NH}_4\text{-N}$ es ventajosa, ya que también se reduce la concentración de amoníaco (NH_3) en el biorreactor, especialmente perjudicial para la estabilidad del proceso. El NH_3 está en equilibrio ácido-base con el amonio (NH_4^+) y la proporción de NH_3 aumenta a medida que aumenta el valor de pH. En el caso de que la alimentación de CO_2 al biorreactor sea insuficiente, el valor de pH-en el biorreactor puede aumentar debido a la conversión de CO_2 en CH_4 y desplazar así el equilibrio $\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$ en la dirección del NH_3 con consecuencias negativas. En otra forma de realización, el procedimiento está configurado de modo que el ajuste del contenido en $\text{NH}_4\text{-N}$ se realiza mediante la selección del sustrato orgánico alimentado al biorreactor. Por ejemplo, se puede seleccionar un sustrato con bajo contenido en nitrógeno de modo se alimente al biorreactor adicionalmente a un sustrato orgánico rico en nitrógeno.

En una forma de realización preferida, el procedimiento está configurado de modo que la disminución del contenido en $\text{NH}_4\text{-N}$ se realice mediante la adición de un líquido con bajo contenido en amonio. Esto puede conseguirse, por ejemplo, mediante la adición de agua fresca. A este respecto se produciría un consumo costoso de agua dulce. Por lo tanto, en una forma de realización preferida, el procedimiento está configurado de modo que el líquido con bajo contenido en amonio se proporcione mediante un tratamiento de la descarga del biorreactor, en particular mediante una destilación de amonio. Por consiguiente, mediante los costes de inversión y funcionamiento comparativamente bajos del tratamiento de la descarga se evitan los costes significativamente más elevados asociados a una alimentación de agua dulce.

En una forma de realización preferida, el procedimiento está configurado de modo que en el caso del biorreactor de una sola etapa se trata de un reactor de recipiente agitado. En una forma de realización especialmente preferida, el procedimiento está configurado de modo que el biorreactor se hace funcionar de forma continua o semicontinua. En una forma de realización preferida, el procedimiento está configurado de modo que el biorreactor no contiene cuerpos llenadores o cuerpos de crecimiento inorgánicos.

En una forma de realización preferida, se encuentra sólo una ligera sobrepresión de menos de 15 kPa (150 mbar) en el espacio de gas del biorreactor. Debido a ello se garantiza un diseño que ahorra costes, mantenimiento y un alto nivel de seguridad en el trabajo. Al mismo tiempo, se minimiza el esfuerzo necesario para generar presión para alimentar el producto de partida en el biorreactor así como para aliviar la presión para descargar el gas de producto.

35 Breve descripción de las figuras

La invención se explica con más detalle a continuación por medio de ejemplos de realización y dibujos asociados.

La figura 1, figura 2 y figura 3 describen la secuencia esquemática del proceso de las formas de realización del procedimiento de acuerdo con la invención. Las figuras 4 (a) y 4 (b) reproducen diagramas de datos experimentales.

Ejemplo de realización 1

La figura 1 muestra una representación esquemática del procedimiento en una forma de realización con alimentación de CO_2 procedente de una planta de etanol al biorreactor así como un procesamiento de la descarga con destilación de amonio y recirculación del líquido de proceso con bajo contenido en amonio que se produce a este respecto para ajustar el contenido en $\text{NH}_4\text{-N}$ en el biorreactor. La tabla 1 muestra los flujos de líquidos y sólidos, como por ejemplo los flujos máxicos de sustrato orgánico en forma de carga espacial, fibra bruta y líquido de proceso con bajo contenido en amonio. La tabla 2 muestra los flujos volumétricos de los gases alimentados al biorreactor y descargados del biorreactor.

En este ejemplo y en los siguientes, los flujos volumétricos de H_2 , CO_2 y H_2S que abandonan el biorreactor se designan como velocidades de salida de H_2 , de CO_2 y de H_2S y contienen el volumen del gas respectivo en condiciones normales (N para abreviar, 273,15 K y 101,325 kPa (1,01325 bar)) en m^3 por m^3 de volumen del biorreactor, que se descarga del biorreactor en promedio cada hora. A partir de esto resulta la unidad $\text{Nm}^3/\text{m}^3/\text{h}$. Por el término "vinaza" se entiende el residuo de la destilación de un mosto de cereales que contiene etanol. El término "vinaza gruesa" se utiliza como sinónimo de vinaza. En el contexto de la presente invención, por "sólidos de vinaza" se entiende la fase sólida que se separa de la vinaza mediante la separación sólido-líquido.

60 Etapa 1:

A un biorreactor con un volumen de 1000 m^3 se alimentan 11207 kg de vinaza gruesa al día procedente de una planta de bioetanol como sustrato orgánico. El contenido en TS de la vinaza gruesa asciende a de $0,19 \text{ kg}$ de TS por kg de vinaza gruesa. El contenido en oTS de la vinaza gruesa asciende a de $0,91 \text{ kg}$ de oTS por kg de TS. Esto da como resultado una alimentación de lodos espesos de 1937 kg de oTS al día o, basándose en el volumen del biorreactor, una carga espacial de $1,94 \text{ kg}$ de oTS/ m^3/d .

Basándose en el análisis de piensos según Weender, el contenido en fibra bruta de la vinaza gruesa asciende a 0,039 kg de fibra bruta por kg de TS. Calculado sobre la base del contenido en TS de la vinaza gruesa y el flujo másico de vinaza gruesa alimentada, resulta una alimentación muy baja de fibra bruta a través de la vinaza gruesa de sólo 0,08 kg de fibra bruta/m³/d.

Dado que sorprendentemente se determinó que un contenido en fibra bruta significativamente mayor favorece la velocidad de producción de CH₄ a partir del H₂ alimentado, se alimentan 4065 kg/d de sólidos de vinaza al biorreactor adicionalmente a la vinaza gruesa. Los sólidos de vinaza presentan un alto contenido en TS de aproximadamente 0,33 kg de TS por kg de sólidos de vinaza y un contenido en oTS de 0,96 kg de oTS por kg de TS y se venden normalmente como pienso para animales. Con un alto contenido en fibra bruta de 0,14 kg de fibra bruta por kg de TS, los sólidos de la vinaza no son un sustrato orgánico típico para la producción de biogás. En este ejemplo de realización, sin embargo, es muy útil para aumentar significativamente la alimentación de fibra bruta en 0,19 kg de fibra bruta/m³/d.

Al biorreactor también se alimentan 6000 kg/día de descarga purificada de la etapa 3, 15,8 Nm³ de CO₂/h de una planta de bioetanol y 25 Nm³ de H₂/h de una electrolisis.

Tabla 1 Flujos de líquidos y sólidos del ejemplo de realización 1

	Valor numérico	Unidad
Carga espacial de lodos espesos	1,9	kg de oTS/m ³ /d
Carga espacial de sólidos de vinaza	1,3	kg de oTS/m ³ /d
Fibra bruta de vinaza gruesa	0,08	kg de fibra bruta/m ³ /d
Fibra bruta de sólidos de vinaza	0,19	kg de fibra bruta/m ³ /d
Líquido de proceso con bajo contenido en amonio de la etapa 3	6	kg/m ³ /d

Etapa 2:

El sustrato orgánico se convierte en el biorreactor entre otros en los gases CH₄, CO₂ y H₂S. El H₂ alimentado de la electrolisis se convierte en aprox. un 60 %. El H₂ restante abandona el biorreactor con los demás gases a través del gas de producto (véase la tabla 2).

La alimentación de CO₂ procedente de la planta de bioetanol conduce a que el contenido en CO₂ en el gas de producto ascienda a aproximadamente el 45 % (v/v) con respecto al gas de producto sin la proporción de agua. Sin la alimentación de CO₂ procedente de la planta de bioetanol, el contenido en CO₂ en el gas de producto sólo ascendería a aproximadamente el 37 % (v/v) con respecto al gas de producto sin la proporción de agua, lo que conduciría a un valor de pH más alto, indeseable. Mediante la alimentación de CO₂ procedente de la planta de bioetanol resulta así un control de reacción más estable en el biorreactor.

La temperatura del biorreactor se regula a 37 °C.

En el ejemplo de realización descrito en este caso se conseguiría sin alimentación de H₂ ni de CO₂ una velocidad de producción de CH₄ de 0,053 Nm³/m³/h. Con ayuda de la invención descrita, la velocidad de producción de CH₄ se incrementa hasta 0,056 Nm³/m³/d mediante la alimentación y conversión de H₂ y CO₂. La velocidad de producción de CH₄ a partir del H₂ alimentado asciende a 0,0038 Nm³/m³/h. Por consiguiente aumenta el aprovechamiento del volumen disponible del biorreactor.

Tabla 2 Flujos de gas del ejemplo de realización 1

	Valor numérico	Unidad
Velocidades de alimentación de gas		
H ₂ de electrolisis	0,025	Nm ³ /m ³ /h
CO ₂ de planta de bioetanol	0,016	Nm ³ /m ³ /h
Gas de producto		
Velocidad de producción de CH ₄	0,056	Nm ³ /m ³ /h
Velocidad de salida de CO ₂	0,055	Nm ³ /m ³ /h
Velocidad de salida de H ₂	0,010	Nm ³ /m ³ /h
Velocidad de salida de H ₂ S	0,001	Nm ³ /m ³ /h

Etapa 3:

5 La descarga del biorreactor se alimenta a un procesamiento de la descarga con destilación de amonio y se elimina la mayor parte del amonio. El líquido de proceso con bajo contenido en amonio que se produce a este respecto presenta un contenido en NH₄-N de 500 mg/kg. Una parte de este líquido de proceso con bajo contenido en amonio se alimenta al biorreactor para ajustar el contenido en NH₄-N y con ello se ajusta el contenido en NH₄-N por debajo de 6000 mg/kg.

Ejemplo de realización 2

10 Otra posibilidad de la conducción del proceso consiste en utilizar, en lugar de CO₂ de una planta de bioetanol, CO₂ que se produce a partir de sustrato orgánico durante la producción de biogás. Para ello, se añade un procesamiento de gas de producto al procedimiento descrito en el ejemplo de realización 1, en el que el CO₂ se separa del gas de producto a una velocidad de circulación de 0,016 Nm³ de CO₂ por m³ de volumen de biorreactor por hora y se reconduce al biorreactor. Este CO₂ sustituye al flujo de CO₂ de la planta de bioetanol en el ejemplo de realización 1.
 15 La figura 2 muestra una representación esquemática de este procedimiento. La tabla 3 muestra los flujos de gas. Los flujos de líquido en este ejemplo son los mismos que en el ejemplo de realización 1 y se muestran en la tabla 1. La temperatura en el biorreactor se regula adicionalmente a 37 °C y se mantiene el tratamiento de la descarga de la etapa 3 en el ejemplo de realización 1.

20 En este caso y en lo sucesivo, por velocidad de circulación se entiende el volumen del gas respectivo en condiciones normales (N, 273,15 K y 101,325 kPa (1,01325 bar)) en m³ por m³ de volumen del biorreactor, que se separa parcialmente del gas de producto en el procesamiento de gas de producto y se reconduce al biorreactor en promedio por hora. A partir de esto resulta la unidad Nm³/m³/h.

25 Como también en el ejemplo de realización 1, el contenido en CO₂ en el gas de producto es del 45 % (v/v) con respecto al gas de producto sin la proporción de agua y con ello ventajosamente superior al que sería con el 37 % (v/v) con respecto al gas de producto sin la proporción de agua sin la alimentación de CO₂.

30 Dado que la fuente de CO₂ modificada no influye en la velocidad de producción de CH₄ en condiciones de funcionamiento por lo demás constantes como en el ejemplo de realización 1, la velocidad de producción de CH₄ a partir del H₂ alimentado asciende igualmente a 0,0038 Nm³/m³/h.

Tabla 3 Flujos de gas del ejemplo de realización 2

	Valor numérico	Unidad
Velocidades de alimentación de gas		
H ₂ de electrolisis	0,025	Nm ³ /m ³ /h
CO ₂ del procesamiento de gas de producto	0,016	Nm ³ /m ³ /h
Gas de producto		
CH ₄	0,056	Nm ³ /m ³ /h
Velocidad de salida de CO ₂	0,055	Nm ³ /m ³ /h
Velocidad de salida de H ₂	0,010	Nm ³ /m ³ /h
Velocidad de salida de H ₂ S	0,001	Nm ³ /m ³ /h
Procesamiento de gas de producto		
Velocidad de circulación de CO ₂	0,016	Nm ³ /m ³ /h
Gas de producto procesado		
• Velocidad de producción de CH ₄	0,056	Nm ³ /m ³ /h
• CO ₂	0,039	Nm ³ /m ³ /h
• H ₂	0,010	Nm ³ /m ³ /h
• H ₂ S	0,001	Nm ³ /m ³ /h

35 Ejemplo de realización 3

Si se prevé introducir gas de producto en la red de gas natural, deben respetarse determinadas normas del operador de la red relativas a la composición del gas. Por regla general, por ejemplo, el contenido en CH₄ debe ser superior al

95 % (v/v), el contenido en H₂ inferior al 2 % (v/v) y el contenido en H₂S aprox. el 0 % (v/v) con respecto al gas sin la proporción de agua.

5 La figura 3 muestra una representación esquemática de un procedimiento modificado según el ejemplo de realización 2 con un procesamiento de gas de producto más pronunciado y reconducciones de gas al biorreactor. El H₂S se elimina casi por completo del gas de producto. Una gran parte del CO₂ se elimina del gas de producto y una parte de esto se reconduce al biorreactor y el resto se alimenta a otro uso. El H₂ se separa a través de una membrana. Desde el punto de vista de los costes de inversión y funcionamiento, en este caso ventajosamente sólo se utiliza una etapa de separación. Esto es suficiente para mantener una concentración máxima típica de H₂ del 2 % (v/v) para la alimentación de gas a una red de gas natural, sin embargo conduce a que una parte del CH₄ también se reconduzca al biorreactor junto con el H₂.

15 La tabla 4 muestra los flujos de gas en este ejemplo de realización. Los flujos de líquido en este ejemplo son los mismos que en el ejemplo de realización 1 y se muestran en la tabla 1. La temperatura en el biorreactor se regula adicionalmente a 37 °C y se mantiene el tratamiento de la descarga de la etapa 3 en el ejemplo de realización 1.

20 Mediante la reconducción de H₂ aumenta el tiempo de permanencia del H₂ en el biorreactor. Mediante esto puede elevarse la conversión del H₂ que procede del electrolizador del 60 % al 95 % (v/v). La velocidad de producción de CH₄ a partir del H₂ alimentado asciende con ello a 0,00594 Nm³/m³/h. Mediante el aumento de las cantidades de gas reconducido, también es necesario aumentar la reconducción de CO₂ para mantener alto el contenido en CO₂ en el gas de producto. Debido a ello pueden mantenerse las ventajas de una concentración estable de CO₂ en el gas de producto descritas en el ejemplo de realización 1.

Tabla 4 Flujos de gas del ejemplo de realización 3

	Valor numérico	Unidad
Velocidades de alimentación de gas		
Velocidad de alimentación de H ₂ (de electrolisis)	0,025	Nm ³ /m ³ /h
CO ₂ del procesamiento de gas de producto	0,028	Nm ³ /m ³ /h
Velocidad de alimentación de H ₂ (del procesamiento de gas de producto)	0,015	Nm ³ /m ³ /h
CH ₄ del procesamiento de gas de producto	0,004	Nm ³ /m ³ /h
Gas de producto		
CH ₄	0,063	Nm ³ /m ³ /h
Velocidad de salida de CO ₂	0,065	Nm ³ /m ³ /h
Velocidad de salida de H ₂	0,016	Nm ³ /m ³ /h
Velocidad de salida de H ₂ S	0,001	Nm ³ /m ³ /h
Procesamiento de gas de producto		
Velocidad de circulación de CO ₂	0,028	Nm ³ /m ³ /h
CO ₂ para otro uso	0,034	Nm ³ /m ³ /h
Velocidad de circulación de H ₂	0,015	Nm ³ /m ³ /h
Velocidad de circulación de CH ₄	0,004	Nm ³ /m ³ /h
H ₂ S	0,001	Nm ³ /m ³ /h
Gas de producto procesado		
• Velocidad de producción de CH ₄	0,058	Nm ³ /m ³ /h
• CO ₂	0,002	Nm ³ /m ³ /h
• H ₂	0,001	Nm ³ /m ³ /h
• H ₂ S	0,000	Nm ³ /m ³ /h

25

Ejemplo de realización 4

El ejemplo de realización 4 contiene experimentos a escala de planta piloto.

Método

Dos biorreactores "A" y "B" del tipo reactor de recipiente agitado se alimentaron con varios sustratos orgánicos así como H₂ y CO₂.

5 El biorreactor A se alimentó con vinaza espesa y líquido de proceso con bajo contenido en amonio procedente de una planta de bioetanol. La alimentación se realizó de forma semicontinua distribuida en 5 intervalos iguales por día.

10 El biorreactor B se alimentó con paja de cereal y líquido de proceso con bajo contenido en amonio. La alimentación se realizó una vez al día.

15 El volumen del biorreactor ascendía a 75 l (biorreactor A) y a 55 l (biorreactor B). El mezclado se realizó con mecanismos agitadores centrales con una velocidad de rotación de 370 rpm en ambos biorreactores. La regulación de la temperatura del volumen del biorreactor se realizó con ayuda de agua como medio de calentamiento con aproximadamente 39 °C, que fluía alrededor de los biorreactores a través de una doble camisa. Las cantidades alimentadas de H₂ y CO₂ se regularon por separado para cada gas mediante reguladores térmicos de flujo másico (EL-Flow Select, Bronkhorst Deutschland Nord GmbH). En ambos biorreactores se determinaron los flujos de volumen de gas de producto utilizando medidores de gas de tambor (TG 0.5, Dr.-Ing. RITTER Apparatebau GmbH & Co. KG). La determinación de la composición gaseosa del gas de producto se realizó una vez a la semana con ayuda de un GC de gas (MobilGC, ECH Elektrochemie Halle GmbH); Configuración: Columna Hayesep QS 45 °C, columna de tamiz molecular 55 °C, detector de conductividad térmica, gas portador argón). El contenido en TS de los sustratos se determinó gravimétricamente tras secado a 105 °C hasta alcanzar una masa constante. El contenido en cenizas se determinó gravimétricamente tras recocado a 650 °C durante al menos 2 h. El contenido en oTS se calculó como la diferencia entre el contenido en TS y el contenido en cenizas. El contenido en fibra bruta se determinó según VDLUFA-Methodenbuch (véase la sección Definiciones). El líquido de proceso con bajo contenido en amonio se despreció para la determinación de la carga espacial y la fibra bruta alimentada.

Resultados y discusión

30 La figura 4 muestra los datos de los dos biorreactores del 16.04.2021 al 19.05.2021. Previamente, ambos reactores llevaban ya más de un año en funcionamiento, por lo que los efectos transitorios de la fase de arranque pueden excluirse y despreciarse en la interpretación de los datos.

35 En ambos biorreactores, el sustrato orgánico se convierte en biogás por los microorganismos, lo que puede reconocerse por la menor cantidad de oTS en la descarga en comparación con la alimentación de los reactores, así como por las velocidades de producción de CH₄ medidas, que son más altas que las velocidades de producción de CH₄ calculadas a partir del H₂ alimentado y, por tanto, deben proceder de la descomposición del sustrato orgánico (datos no mostrados).

40 La carga espacial con aprox. 3 kg de oTS/m³/d es comparable en ambos reactores. Sin embargo, la adición de fibras brutas difiere significativamente. Mientras que en el biorreactor A sólo se alimentaron aproximadamente 0,14 kg de fibra bruta/m³/d a través de la vinaza gruesa, la cifra correspondiente al biorreactor B fue significativamente superior, con aproximadamente 1,2 kg de fibra bruta/m³/d a través de la paja.

45 El biorreactor B mostró un rendimiento significativamente mayor en la metanización in situ de H₂ y CO₂. Incluso con altas velocidades de alimentación de H₂ de 0,197 Nm³/m³/h, se midieron bajas velocidades de salida de H₂ de aproximadamente 0,014 Nm³/m³/h. Con ello resulta según la ecuación (2) una velocidad de producción de CH₄ a partir del H₂ alimentado de aproximadamente 0,046 Nm³/m³/h. Por el contrario, con el biorreactor A se midieron, a pesar de velocidades de alimentación de H₂ claramente más pequeñas de como máximo sólo 0,081 Nm³/m³/h, velocidades de salida de H₂ más altas que con el biorreactor B de 0,048 Nm³/m³/h. Esto corresponde a una velocidad de producción de CH₄ a partir del H₂ alimentado con el biorreactor A de 0,008 Nm³/m³/h.

Bibliografía

55 Schiraldi C., De Rosa M. (2014) Mesophilic Organisms. En: Drioli E., Giorno L. (eds) Encyclopedia of Membranes. Springer, Berlín, Heidelberg. https://doi.org/10.1007/978-3-642-40872-4_1610-2

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para la metanización biológica in situ de CO₂ y H₂ en un biorreactor de una sola etapa, **caracterizado por que**
- 5 a) se alimenta el sustrato orgánico al biorreactor y al menos una parte del sustrato orgánico se convierte en biogás mediante microorganismos,
 b) se alimentan al biorreactor al menos 0,15 kg de fibra bruta determinado según Weender por m³ de volumen de biorreactor por día,
 10 c) el biorreactor se hace funcionar a 20 - 45 °C,
 d) se alimenta H₂ al biorreactor y al menos una parte del H₂ junto con CO₂ se convierte en metano por los microorganismos.
2. Procedimiento según la reivindicación 1, **caracterizado por que** el biorreactor se hace funcionar con una carga espacial de al menos 2,5 kg de oTS/m³/d, de manera especialmente preferente de al menos 3,0 kg de oTS/m³/d.
- 15 3. Procedimiento según la reivindicación 1, **caracterizado por que** se alimentan al biorreactor 0,2 kg de fibra bruta/m³/d, preferentemente 1,0 kg de fibra bruta/m³/d.
- 20 4. Procedimiento según la reivindicación 1, **caracterizado por que** la alimentación de H₂ asciende a al menos 0,017 Nm³/m³/h, preferentemente a 0,125 Nm³/m³/h, de manera especialmente preferente a 0,167 Nm³/m³/h.
5. Procedimiento según la reivindicación 1, **caracterizado por que** se alimenta CO₂ al biorreactor.
- 25 6. Procedimiento según la reivindicación 5, **caracterizado por que** la cantidad de CO₂ alimentado se ajusta de modo que la concentración de CO₂ en el gas de producto sin la proporción de agua no queda por debajo de un valor del 5 % (v/v), preferentemente del 10 % (v/v), de manera especialmente preferente del 40 % (v/v).
- 30 7. Procedimiento según la reivindicación 5, **caracterizado por que** el valor de pH en el biorreactor se ajusta por debajo de 8,2 mediante la cantidad de CO₂ alimentado.
8. Procedimiento según la reivindicación 1, **caracterizado por que** el contenido en NH₄-N del biorreactor se regula a menos de 6000 mg/kg mediante la alimentación de un líquido con bajo contenido en amonio y/o mediante la selección del sustrato orgánico.
- 35 9. Procedimiento según la reivindicación 8, **caracterizado por que** en el caso del líquido con bajo contenido en amonio se trata de la descarga del biorreactor cuyo contenido en NH₄-N se ha reducido mediante destilación de amonio.

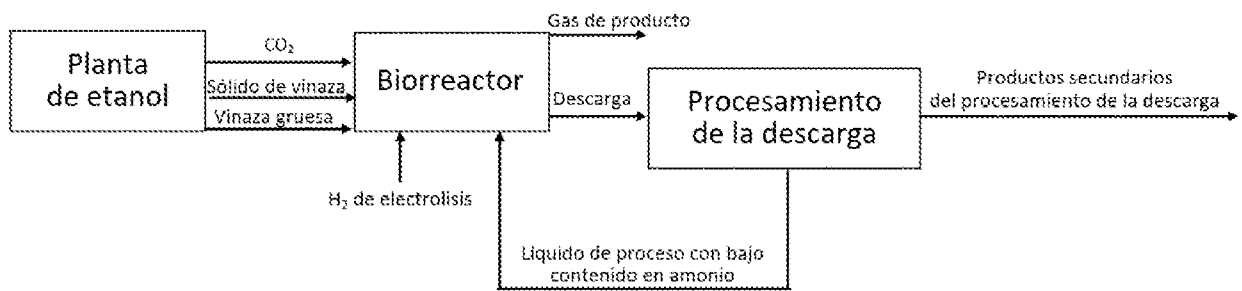


Fig. 1

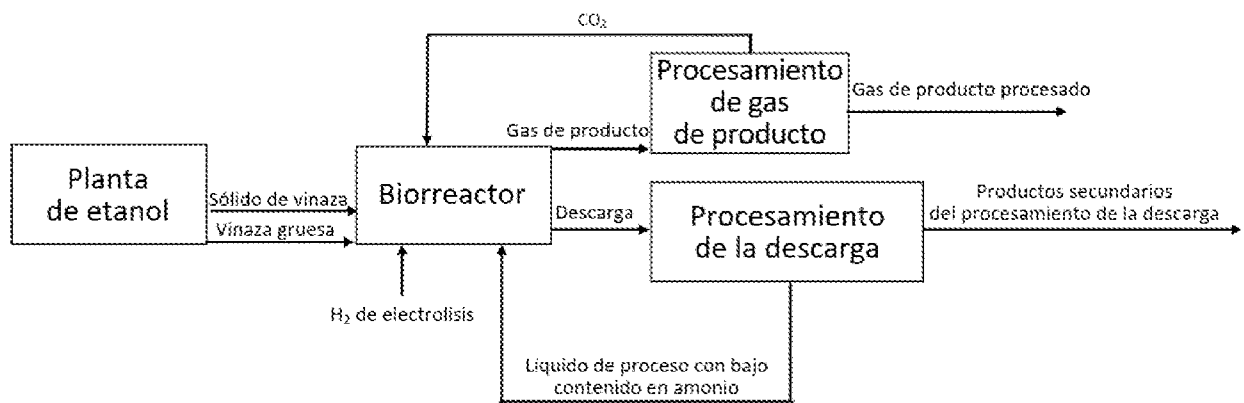


Fig. 2

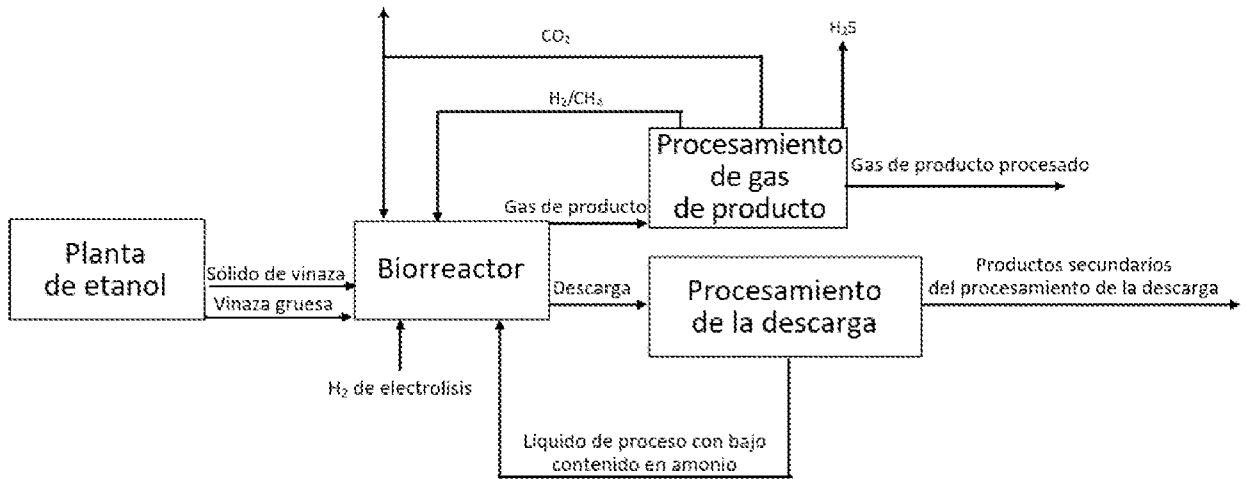


Fig. 3

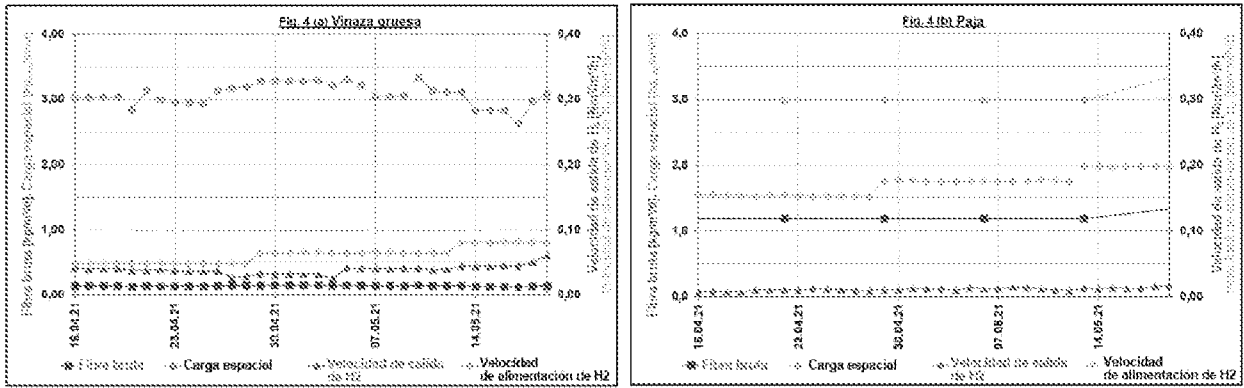


Fig. 4