

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 409 211**

51 Int. Cl.:

C12M 1/107 (2006.01)

C12P 5/02 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **17.12.2008 E 08172012 (0)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **27.02.2013 EP 2072615**

54 Título: **Aparato y proceso para la conversión en biogás de vinazas de fermentación que surgen como producto de desecho de fabricación de etanol**

30 Prioridad:

19.12.2007 DE 102007061137

19.12.2007 US 14862 P

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

25.06.2013

73 Titular/es:

**AGRAFERM TECHNOLOGIES AG (100.0%)
FÄRBERSTRASSE 7
85276 PFAFFENHOFEN/ILM, DE**

72 Inventor/es:

FRIEDMANN, HANS

74 Agente/Representante:

ARPE FERNÁNDEZ, Manuel

ES 2 409 211 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

Aparato y proceso para la conversión en biogás de vinazas de fermentación que surgen como producto de desecho de fabricación de etanol.

5 **[0001]** La presente invención se refiere a un aparato y un proceso para la conversión en biogás de vinazas de fermentación que surgen como producto de desecho de la fabricación de etanol.

10 **[0002]** Por el documento EP 1 790 732 A1 se conoce es un método y un aparato para el reciclado de vinazas de fermentación en la producción de alcohol. En este proceso, los componentes insolubles se eliminan de la vinaza de fermentación sin procesar mediante centrifugación. En la segunda etapa de separación, los componentes finamente distribuidos se separan de la fracción líquida por el contrario corriente de aire, centrifugación, filtración a vacío o una combinación de estos procesos. Las fracciones densas espesadas (vinaza densa) procedentes de estas dos etapas de separación tienen un bajo contenido en sales y se procesan adicionalmente en piensos de alto valor nutricional. Se obtienen fracciones líquidas (vinaza fluida) procedentes de ambas etapas de separación que se mezclan bajo condiciones controladas y se acidifican hasta un valor de pH comprendido entre 4,8 y 9,2. A continuación, éstas se alimentan a un reactor de biogás de alto rendimiento anaeróbico junto con biomasa, para un proceso de digestión anaeróbica. La biomasa está compuesta de acetogen y bacterias metanogénicas, con la digestión anaeróbica llevada a cabo a temperaturas comprendidas entre 25° C y 40° C. Las tasas de carga de la fermentación anaeróbica mesofílica de alto rendimiento están comprendidas entre 3 y 70 $\text{kg}_{\text{OTM}}/\text{m}^3\text{d}$. La vinaza densa acumulada se retira y se seca. El biogás que se desprende del fermentador es biológicamente desulfurado, con azufre elemental obtenido como subproducto. El biogás se utiliza entonces para fines de energía. A 15 20 continuación, los elementos nitrogenados son separados de las fracciones líquidas. A continuación, las fracciones líquidas reciben un tratamiento aeróbico en el que son separados los sólidos. Después de la concentración, los sólidos pueden ser utilizados en agricultura como fertilizante. Después de la destilación, cualquier agua de proceso resultante puede utilizarse en el proceso adicional.

25 **[0003]** En el documento US 2007/0141691 se describe un proceso y un aparato para la producción de etanol. El proceso contempla la conversión de la vinaza de fermentación en biogás por medio de procesos de digestión anaerobia. El biogás luego utilizado para la producción de etanol o para la generación de energía, en lugar de gas natural. El proceso de digestión anaerobia de la vinaza de la fermentación total debe ser capaz de generar más metano que gas natural en la producción de etanol. La vinaza de la fermentación total, el lodo digesto anaeróbico y el agua reacondicionada se mezclan mecánicamente para producir una mezcla de abono líquido. El abono líquido es llevado a un tanque de almacenamiento de un fermentador anaerobio de flujo de pistón o reactor de flujo de pistón. El lodo digesto se mezcla mecánicamente en un fermentador de flujo de pistón o mediante introducción de biogás. El fermentador anaerobio de flujo en pistón se calienta mediante el calor de la combustión del biogás. El biogás se utiliza en un motor de combustión interna para la generación de energía y como combustible para una caldera para la generación de vapor. La electricidad se utiliza para funcionamiento de los sistemas mecánicos en 30 la unidad de producción de etanol y el sistema de digestión anaeróbica. El vapor de la caldera se utiliza para la producción de etanol. El calor residual de un intercambiador de calor del motor de combustión interna y el gas de escape del motor de combustión, son utilizados por un sistema de refrigeración de agua dulce. El agua dulce se utiliza para calentar el tanque de digestión anaerobia. La vinaza de fermentación mixta se transfiere desde el reactor de biogás hasta una prensa de tornillo, para la separación de sólidos a partir del material digesto líquido. El material digesto sólido es deshidratado y utilizado como fertilizante. El amonio es retirado del material digerido líquido. La solución de amonio resultante también se utiliza como fertilizante. Además de la vinaza de fermentación utilizada, son también necesarios como materias primas adicionales un caudal de abono y un caudal de agua de lavado de una unidad de captación. En una forma de realización, el caudal total de 25 t/h se mezcla con un separador de caudal de salida y se introduce en un fermentador de flujo de pistón. 35 Para un tiempo de retención comprendido entre 15 y 20 días, se requiere un volumen de reactor de 70.250 m^3 . La carga resultante es de 2,69 $\text{kg} (\text{m}^3 \text{ día})$. El caudal de biogás es de 12,7 toneladas por día. En el reactor de biogás existe una concentración de $\text{NH}_4\text{-N}$ de 9g/kg, lo que conduce a una marcada inhibición de las bacterias de metano. Por lo tanto, el funcionamiento estable del fermentador solamente es posible con una supervisión de proceso intensiva. La separación de lodo digesto se lleva a cabo con un rendimiento del 75%. Existe un caudal de descarga de sólidos de 16,9 t/h (35% del contenido total de sólidos) y un caudal líquido de 150,4 t/h (1,3% del contenido total de sólidos), de los cuales 25 t/h se retornan al reactor de biogás como agua de proceso. Con un contenido de $\text{NH}_4\text{-N}$ de 9 g/kg, este caudal de agua de proceso contribuye a la alta concentración de $\text{NH}_4\text{-N}$ en el reactor, que tiene un efecto perjudicial y/o inhibidor de las reacciones. 40 45 50

55 **[0004]** En el documento US 2006/0194296 A1 se encuentra descrita la separación de la vinaza por medio de una centrífuga. Este consiste en dividir en varias fracciones por medio de micro-filtración y ultra-filtración. Las fracciones se secan y se venden como "producto de valor añadido".

[0005] El documento US 2006/0041153 A1 describe la separación de un caudal de aceite de vinaza fluida evaporado. En este proceso, se producen DDGS (granos secos de destilería con solubles).

- [0006]** En el documento US 2005/0153410 A1 se encuentra descrita la producción de DDGS. Se trata de la producción de biogás a partir de estiércol. Además, el biogás se quema para cubrir las necesidades de calentamiento de la planta de bioetanol.
- 5 **[0007]** En el documento US 5.250.182, se describe la separación por membrana de la vinaza fluida por medio de micro-filtración, se describen la ultrafiltración y la ósmosis inversa. Esto implica la extracción de ácido láctico y glicerol. El agua resultante se purifica para procesar la calidad del agua y se retorna al proceso del etanol. Las diferentes etapas de filtración se ejecutan utilizando membranas. En este proceso, la utilización de un evaporador convencional en la producción de etanol se hace innecesaria por la filtración por membrana.
- 10 **[0008]** El documento US 5.177.009 describe un procedimiento para la producción de etanol y la recuperación de subproductos, tales como por ejemplo, glicerol. En este proceso, la vinaza se separa por centrifugado. Los sólidos se secan y se procesan en piensos y DDGS. Los componentes individuales se disuelven de la vinaza delgada por medio de varias etapas de proceso. Por el documento US 2.595.827 es conocido un procedimiento adicional para la producción de alcohol en el que la vinaza se fracciona en diversos componentes por medio de una criba y una centrífuga.
- 15 **[0009]** El documento DE 4213015 A1 describe un reactor de biogás. En el reactor de biogás, son conformadas zonas de reactor en diferentes reactores por medio de elementos de separación. Los elementos separadores están en forma de paneles planos inclinados hacia abajo, formando cada uno - con la pared de reactor de la carcasa de reactor - un espacio de recogida de gas. El biogás ascendente desde las zonas de reactor que se encuentran por debajo es almacenado en el espacio de recogida. Si todo el biogás recogido se retira de la cámara de gas a través de una tubería con una válvula, entonces, por encima de este elemento de separación se crea una zona con poco gas que fomenta la sedimentación de biogás. Si a continuación, se cierra la válvula, el biogás fluye a través de un borde de desbordamiento exterior del elemento de separación en el espacio de la próxima zona del reactor que yace por encima. Dado que el biogás saliente asciende solamente en un lado en una mitad del espacio, se produce un caudal circulante que promueve una mezcla completa. La tasa del caudal circulante aumenta a medida que aumenta el volumen de flujo de gas. A través de la eliminación de los diferentes volúmenes de flujo de gas y el ajuste de las válvulas, el caudal circulante puede ser regulado de manera que por una parte se consigue una mezcla adecuada, mientras que por otra parte se evita la eliminación de la biomasa activa.
- 20 **[0010]** El documento DE 10005114 A1 da a conocer un proceso para la retención de biomasa en el reactor de biogás, y un aparato para realizar el proceso. El proceso puede ser utilizado, en particular, en digestores aeróbicos de lecho de lodo. Aquí la salida del reactor de biogás se suministra a presión, de modo que con el aumento de la presión, puede efectuarse la sedimentación de la biomasa. El aparato tiene un reactor de biogás conectado a través de una tubería a un separador de sólidos, que aquí resulta ser un separador de sólidos de inundación. El proceso es aplicable en particular a los reactores anaeróbicos. El reactor de biogás tiene una estructura de reactor de torre, a la que se alimenta el efluente a través de una tubería del extremo inferior del reactor de biogás, y luego fluye a través del reactor de biogás de abajo hacia arriba, con lo cual el efluente se purifica. El agua purificada puede entonces fluir a lo largo de un rebosadero de la parte superior del reactor de biogás. La descomposición anaeróbica de sustancias orgánicas en el efluente produce biogás, compuesto principalmente por metano y dióxido de carbono. También se pueden formar pequeñas cantidades de otros gases, por ejemplo, sulfuro de hidrógeno o amoníaco. Para evitar cualquier acumulación de gas, en la sección superior del reactor de biogás, se proporcionan instalaciones de recogida de gas adicionales que recogen el biogás formado, de manera que puede extraerse a través de válvulas y un tubo de recogida de gas.
- 25 **[0011]** En el documento WO 2007/025739, se describe un agitador para un fermentador. El agitador tiene un eje de agitador, que se sitúa más o menos vertical en el fermentador. Por este medio, el sustrato que se encuentra en el fermentador se hace circular según planos horizontales. Esto permite ajustar varias zonas de descomposición en capas.
- 30 **[0012]** El documento DE 10321607 A1 da a conocer un proceso para la producción de bioetanol. En este proceso, se ha previsto en las etapas preliminares eliminar el gluten de cereales (centeno, trigo). En este caso, es posible diseñar un fermentador de lodos densos para una alta concentración de sólidos.
- 35 **[0013]** El documento WO 2006/021087 describe un procedimiento para la producción de etanol, en el que ya sea la vinaza fermentación completa o sólo la vinaza fluida, se digieren anaeróticamente en biogás.
- 40 **[0014]** El documento US 2007/0254089 describe un procedimiento para la producción de etanol, en el que sólo la vinaza fluida es digerida anaeróticamente a continuación.
- 45 **[0015]** Los documento WO 2006/0299 y DE 30 35 683 describen procedimientos para la producción de etanol, en los que sólo la vinaza densa es digerida anaeróticamente a continuación.
- 50 **[0016]** Además, el documento DD 246531 describe una digestión anaeróbica de estiércol líquido para la

producción de metano, en el que la fase líquida de una composición de substrato líquido/sólido mixta se digiere en una primer biorreactor y, a continuación, los restos sólidos de la digestión en el primer biorreactor son digeridos en un segundo biorreactor situado aguas abajo de la primera biorreactor.

5 **[0017]** El inconveniente de los procedimientos conocidos de la técnica anterior es que las plantas de etanol no se pueden operar de manera eficiente y con autosuficiencia energética, y requieren un gran volumen relativo del reactor.

[0018] La invención se basa en el problema de crear un aparato y un proceso para la producción de etanol con los que tales plantas de etanol pueden ser operados de manera eficiente.

10 **[0019]** El problema se resuelve mediante un aparato con las características de la reivindicación 1, y un proceso con las características de la reivindicación 7. Los desarrollos ventajosos se describen en las reivindicaciones dependientes pertinentes.

[0020] De acuerdo con la presente invención, el aparato para la conversión en biogás de vinazas de fermentación que surgen como producto de desecho de la fabricación de etanol comprende:

- un reactor de biogás para la fermentación de la vinaza de fermentación;

15 - un tanque de almacenamiento para la recogida del biogás producido en el fermentador y del efluente del reactor;

- una unidad de separación, para proporcionar a partir del efluente del reactor, agua de proceso con escasos compuestos nitrogenados y una fracción con muchos compuestos nitrogenados, cuya unidad de separación descrita en adelante como colector de nitrógeno, y

20 - un tubo de retorno desde la unidad al reactor de biogás y/o reactor de fermentación de etanol, para utilizar el agua de proceso para dilución del contenido de reactor respectivo.

[0021] En el colector de nitrógeno, se produce un flujo de agua de proceso baja en nitrógeno a partir del efluente del reactor. Por estos medios es posible realimentar el flujo de agua de proceso baja en nitrógeno al reactor de biogás y/o al reactor de fermentación de etanol, con el fin de diluir el contenido del reactor sin que al mismo tiempo aumente el valor de pH. Por una parte esto ahorra los costes de agua dulce de proceso, mientras que por otro lado se evita la concentración de demasiado amoníaco en el reactor, ya que el amoníaco es tóxico para los microorganismos del reactor. También es posible tener una tasa de carga más alta que en el caso de la técnica anterior, ya que el reactor de biogás funciona de manera más eficiente. Por consiguiente, puede proporcionarse un volumen de reactor más pequeño, lo que reduce la energía necesaria para el control de temperatura de la reactor de biogás y hace que todo el proceso muy eficiente energéticamente. En comparación con el aparato convencional, se requiere un volumen de reactor en conjunto más pequeño para el mismo rendimiento.

[0022] Debido a las altas tasas de carga y al reducido volumen del reactor, el requerimiento de energía del aparato de acuerdo con la invención es tan bajo que la cantidad de biogás producido es suficiente para satisfacer el requerimiento de energía térmica y eléctrica para la producción de biogás y el etanol.

[0023] De acuerdo con un aspecto adicional de la presente invención, se proporciona un aparato para la conversión en biogás de vinazas de fermentación resultantes como producto de desecho de la producción de etanol que comprende una unidad de separación para la separación de la vinaza de fermentación en una fracción fluida y una fracción densa, en el que la fracción fluida tiene un contenido de peso en seco menor que la fracción densa. El aparato también tiene al menos un reactor de biogás, para fermentar al menos la fracción fluida. La fracción tiene preferiblemente un contenido de peso en seco (sólidos totales) de hasta aprox. El 20%, más preferiblemente de aproximadamente del 5 a 15%. La fracción densa tiene preferiblemente un peso en seco de, al menos, el 20%, más preferiblemente de aproximadamente del 20 al 40%. En una forma de realización preferida de la invención, el contenido en peso seco de la fracción fluida es al menos dos veces, más preferiblemente tres veces, menor que el de la fracción densa. Este aparato se distingue por el hecho de que la unidad de separación, que es preferiblemente una centrífuga de decantación, es una unidad con una sola etapa, es decir, solamente se utiliza un único mecanismo de separación para dividir la vinaza de fermentación en la fracción fluida y la fracción densa. El reactor de biogás es un reactor de alto rendimiento (de altas prestaciones) a través del cual fluye la fracción fluida, estando la trayectoria de flujo en el reactor de biogás, preferentemente exenta de poros. Esto hace también posible que la fracción fluida contenga una cierta proporción de sólidos, así puede ser fermentada de manera fiable durante algún tiempo en el reactor. Un reactor de biogás de alto rendimiento (de altas prestaciones) de acuerdo con la invención es un reactor para una fermentación en biogás en el que se ajusta el tiempo de retención hidráulica y/o la carga orgánica volumétrica de tal manera que el proceso de fermentación no puede operarse de manera estable y sin medidas adicionales. Una fermentación de biogás no puede operarse de manera estable y sin medidas adicionales, por ejemplo, cuando la carga orgánica

volumétrica se encuentra por encima de aproximadamente $8 K_{90TM} / (m^3 \text{ día})$ y/o el tiempo de retención hidráulica es inferior a siete días. En una realización de la invención, la relación de diámetro: altura del reactor de biogás de alto rendimiento es de aprox. 01:03-01:01.

5 **[0024]** Esta combinación de una unidad de separación de una sola etapa y reactor de biogás de alto rendimiento con trayectoria de flujo exenta de poros es muy eficaz, ya que se puede obtener un alto rendimiento con una planta relativamente pequeña, efectiva en costes. También es muy fácil de construir y capaz de ser operada de manera fiable. La fracción densa puede ser fermentada en otro reactor. Por lo tanto, es posible, alternativamente, procesar la fracción densa de una manera diferente. En particular, la fracción densa puede no estar sometida a una digestión anaeróbica en un fermentador de biogás de lodo

10 denso, pero, dependiendo de la composición de la vinaza de fermentación, puede ser utilizada como fertilizante sólido, ya sea con o sin procesamiento adicional.

[0025] La invención se explica mediante un ejemplo y con la ayuda de los dibujos, que muestran en:

- figura 1, la estructura de un aparato de acuerdo con la invención;
- figura 2, un balance de masas de un ejemplo de realización del procedimiento de acuerdo con la invención;
- 15 - figura 3, una forma de realización de un fermentador de lodo fluido;
- figura 4, un detalle de un fermentador de lodo denso con un agitador montado excéntricamente en sección transversal;
- figura 5 un diagrama de una fermentación de residuos de trigo fluidos en un fermentador de lodo fluido de $9 m^3$ que muestra el rendimiento de metano, equivalente de ácido acético y la tasa de carga; y
- 20 - figura 6 un diagrama de la fermentación de la figura 5 que muestra el rendimiento del metano, equivalente del ácido acético y la tasa de carga y tiempo de retención hidráulica.

[0026] En una forma de realización de la invención, el aparato de acuerdo con la invención es una planta de biogás 25. La planta de biogás 25 convierte en biogás vinazas de fermentación que surgen como producto de desecho de la producción de etanol en la planta de bioetanol 1. La planta de biogás 25 tiene una unidad de separación 2, un fermentador de lodo fluido 3, un fermentador de lodo denso 4, un tanque de almacenamiento 5, un colector de nitrógeno 6, una tubería de retorno de agua de proceso 7, y una unidad de reciclaje de biogás 8.

25

[0027] En la unidad de separación 2, la vinaza de fermentación procedente de la planta de bioetanol 1 se divide en una fracción fluida y una fracción densa. La fracción fluida se fermenta en el fermentador de lodo fluido 3. La fracción densa se fermenta en el fermentador de lodo denso 4. El efluente del reactor de los dos fermentadores de 3, 4 y el biogás generado en el mismo se recogen en el tanque de almacenamiento 5. El efluente del reactor se separa en el colector de nitrógeno 6. Esto implica proporcionar agua de proceso con bajo contenido de nitrógeno y exenta de nitrógeno. El agua de proceso purificada se alimenta a través de la tubería de retorno de agua de proceso 7 a la planta de bioetanol 1 y/o a la planta de biogás 25. El biogás producido se utiliza en la unidad de reciclaje de biogás 8, para cubrir las necesidades energéticas de la planta de bioetanol 1 y de la planta de biogás 25.

30

35

[0028] La planta de bioetanol 1 está conectada a través de un tramo de tubería 9.1 a la planta de biogás 25 o a un tanque de compensación 10 de la planta de biogás 25. El depósito de tampón está diseñado para el almacenamiento y la comparación de la vinaza fermentación.

40 **[0029]** La vinaza de fermentación que emana de la planta de bioetanol 1 tiene más o menos las siguientes propiedades:

- temperatura: aproximadamente $60^\circ C$ a $80^\circ C$
- valor pH: aprox. 3 a 4,5
- diluido (peso en seco TM 5% - 15%)
- 45 - sustancias que pueden filtrarse fuera: aprox. 1,5% - 5%;
- contenido de nitrógeno: aprox. 5% - 20% de TM

[0030] La vinaza fermentación contiene azúcares C5 y C6, una fracción de proteína del material de entrada, una biomasa de levadura (térmicamente desactivada), residuos de tampón de las soluciones de enzima utilizadas, la fibra sin digerir y residuos de almidón, pequeñas cantidades de alcoholes superiores de etanol y otros y sales

minerales a partir de la fermentación de la levadura.

[0031] Desde el depósito tampón 10, una sección de tubería 9.2 conduce a la unidad de separación 2 para separación de la vinaza fermentación en una fracción fluida y una fracción densa.

5 **[0032]** La unidad de separación 2 está prevista en forma de una centrífuga de decantación. La unidad de separación de 2 también puede proporcionarse en forma de unidad de filtración de membrana, un filtro de tambor o una criba de tambor.

10 **[0033]** La unidad de separación 2 está conectada a un tanque de almacenamiento de fracción fluida 11 por una sección de tubería 9.3 para transferencia de la fracción fluida. Una sección de tubería 9.4 para la introducción de un agente acondicionador de vinaza conduce al tanque de almacenamiento de fracción fluida 11. El agente acondicionador de vinaza es una mezcla de NaOH, CaCO₃, MgOH, H₂O₂, KCl y un fosfato. A través de una sección de tubo 9.5, se suministra agua de proceso purificada al tanque de almacenamiento de fracción fluida 11. En el tanque de almacenamiento de fracción fluida 11, la fracción fina se mezcla con el agente de acondicionamiento de vinaza y el agua de proceso.

15 **[0034]** La adición de uno o más de los siguiente componentes NaOH, CaCO₃, MgOH, H₂O₂, KCl previene una acidificación previa de la vinaza por las bacterias del ácido láctico. Particularmente H₂O₂ es muy eficaz. La adición de estos componentes también se puede aplicar a los tanques de almacenamiento para la fracción fluida y/o de la fracción densa de vinaza de otros tipos de reactores de biogás que comprenden un tanque de almacenamiento para el almacenamiento de la vinaza para una cierto tiempo. La adición de estos componentes a una vinaza forma un concepto autónomo de la invención.

20 **[0035]** El tanque de almacenamiento de fracción fina 11 está conectado al fermentador de lodo fluido 3 a través de una sección de tubería 9.6. A través de esta sección de tubería de 9.6, la fracción fluida enriquecida y diluida alcanza el fermentador lodo fluido 3. El fermentador lodo fino 3 está diseñado de manera que proporcionen una buena y minuciosa mezcla del contenido del reactor y adecuada retención de biomasa activa. El fermentador de lodo denso 3 se encuentra en forma de un reactor de biogás alto en el que el área de la base es muy pequeña en comparación con la altura del reactor (figura 3).

25 **[0036]** En el fermentador de lodo fluido 3, en los diferentes niveles del reactor, las zonas del reactor 3.2 están formadas por elementos de separación 3.1 dispuestos desplazados uno por encima de otro. Los elementos de separación 3.1 están montados enfrentados en una pared 3.3 del reactor, y tienen forma de placas planas inclinadas hacia abajo. El espacio debajo de los elementos de separación 3.1 forma, junto con la pared del reactor de 3.3, un respectivo espacio colector de gas 3.4. El biogás asciende desde la respectiva zona del reactor 3.2 yacente por debajo se almacena en los espacios de recogida de gas 3.4. Situadas en la parte superior de los espacios colectores de gas 3.4 se encuentran válvulas de 3.5. El biogás producido en el reactor puede retirarse a través de las válvulas de 3.5. De esta manera, por encima de los elementos de separación 3.1, se crea una zona pobre en gas lo que favorece la sedimentación de biogás. En los extremos enfrentados hacia adentro radialmente de los elementos de separación 3.1, están formados bordes de desbordamiento de 3.6.

30 **[0037]** Cuando se cierra una válvula 3.5, el biogás fluye sobre el borde de rebosamiento 3.6 del elemento de separación 3.1 hacia el espacio de la próxima zona del reactor 3,2 situada por encima. Dado que el desbordamiento de biogás asciende solamente sobre un lado en una mitad del espacio, se produce un flujo de circulación que promueve un mezclado minucioso. El caudal circulante aumenta a medida que aumenta el volumen de gas que fluye. Mediante la eliminación de diferentes volúmenes de flujo de gas a través del ajuste de las válvulas de 3.5, el flujo circulante puede ser regulado de manera que por una parte se produce una mezcla adecuada, mientras que por otro lado se evita la descarga de la biomasa activa.

35 **[0038]** La división del fermentador de lodo fluido 3 en zonas de reactor 3.2, y la retención de la biomasa obtenida de este modo, corresponde al reactor del documento DE 42 13 015 A1 al que se hace referencia en su totalidad.

40 **[0039]** En la porción sección de extremo superior del fermentador de lodo fluido 3 se proporciona un tramo de tubería 3.7, a través de la cual dicho fermentador de lodo fluido se conecta a la porción de extremo superior de un separador de sólidos 3.8. A través de un tramo de tubería 3.9 la porción inferior del separador de sólidos se conecta a la porción inferior del fermentador de lodo fluido 3. El separador de sólidos 3.8 proporcionado, es en particular un separador de sólidos represado en la parte superior. Debido a la disposición desplazada aguas abajo, el separador de sólidos 3.8 está represado por arriba contra el flujo saliente del fermentador de lodo fluido 3. En el separador de sólidos, la salida de gases de biogás se evita por la presión generada por la disposición anterior. El biogás activo se retira del efluente del reactor y se realimenta al fermentador de lodo fluido 3 a través del tramo de tubería de 3.9. Esto eleva la presión en el fermentador de lodo fluido 3. La presión hace que el biogás desarrollado retorne a una solución, de manera que la sedimentación de la biomasa puede llevarse a cabo y puede prevenirse cualquier desalojo de la

biomasa por el biogás generado.

[0040] El diseño del fermentador de lodo fluido 3, se corresponden a la retención de biomasa según el documento DE 1005114 A1, cuyo contenido se incorpora aquí en su totalidad

5 **[0041]** En el separador de sólidos 3.8 se proporciona un tramo de tubería 9.7 que conecta dicho separador de sólidos al tanque de almacenamiento 5. El tramo de tubería 9.7 termina aproximadamente a la altura de la conexión del tramo de tubería 3.7 al fermentador de lodo fluido, a fin de ajustar la presión en dicho tramo de tubería 9.7 de tal manera que el flujo saliente del reactor se encuentra más o menos sin presión.

10 **[0042]** A través de un tramo de tubería 9.8, puede suministrarse una solución de elementos de traza mineral al fermentador de lodo fluidos 3. El tramo de tubería 9.7 conduce al tanque de almacenamiento 5. Las válvulas 3.5 están conectadas al depósito de almacenamiento 5 a través de un tramo de tubería común 9.9. El biogás generado en el fermentador de lodo fluido 3 se introduce en el tanque de almacenamiento 5 a través del tramo de tubería 9.9.

15 **[0043]** Los elementos de traza de la solución de elementos de traza, también designados como metales de traza o micronutrientes, pueden incluir hierro (Fe), níquel (Ni), cobalto (Co), selenio (Se), tungsteno (W), plomo (Pb), cobre (Cu), cadmio (Cd), molibdeno (Mo), tungsteno (W), vanadio (V), manganeso (Mn), boro (B) y zinc (Zn). La solución de elementos de traza comprende al menos uno de estos elementos. La composición de la solución de elementos de traza y la cantidad de cada elemento son dependientes del sustrato utilizado y los microorganismos de la fermentación involucrados. Para procesos de biogás, la
20 solución de elementos de traza contiene preferiblemente, al menos, molibdeno, selenio, cobalto y boro. Esta última solución de elementos de traza, es especialmente beneficiosa para sustratos de maíz. En procesos de biogás, se pueden añadir al fermentador molibdeno, níquel, selenio y cobalto en concentraciones relativamente altas, y mejorar significativamente el rendimiento y la eficacia de la fermentación.

25 **[0044]** Además de, al menos uno, pero preferiblemente varios elementos de traza, la solución comprende, al menos, uno pero de forma especialmente preferible dos o más agentes complejantes con diferentes constantes de formación de complejo o afinidades a los diversos iones metálicos. Los agentes complejantes son compuestos adecuados para la formación de complejos y el enmascaramiento de los metales. También son conocidos por la descripción de "agentes quelantes". La formación de complejos se produce a través de un enlace coordinado entre el átomo de metal y una o más moléculas del agente complejante que rodea al átomo de metal. Las constantes de complejación del agente formador de complejos deben ser lo suficientemente altas para mantener los elementos traza respectivos
30 de la solución en forma de solución en presencia de iones sulfuro en el fermentador, teniendo en cuenta el valor del pH, además de las constantes de disociación del agente complejante y del H₂S.

35 **[0045]** Los agentes complejantes utilizados son reabsorbidos por microorganismos, bacterias anaeróbicas, preferiblemente con (1) los elementos traza que se transportan en forma compleja a través de la membrana de la célula, después de lo cual (2) los elementos traza se liberan en la célula. Esta última puede ser efectuada por la consiguiente reacción del agente complejante, por oxidación o reducción del elemento traza, por cambio de pH en el cruce de la pared celular, o a través de la descomposición biológica del agente complejante. En el caso de un proceso bacteriano, tal como el proceso de biogás, el transporte del elemento de traza en forma compleja se efectúa a través de la pared celular bacteriana y la membrana de la célula en el citosol de la célula, donde es liberado el elemento de traza.

40 **[0046]** Agentes formadores de complejos adecuados son conocidos y, en cierta medida disponibles en el mercado. Ejemplos de agentes complejantes preferidos de acuerdo con la invención son ácidos oxocarboxílicos, por ejemplo ácidos β-oxocarboxílicos tales como acetoacetato o ácidos α-oxocarboxílicos tales como el ácido pirúvico y sus sales respectivas; acetilacetona; ácido orótico; aminoácidos simples, por ejemplo, alanina, valina, cistina, fenilalanina, ácido aspártico, ácido glutámico, leucina, treonina, triftofano o glicina, y también orto-, meta-y para-isómeros de las tirosinas; dipéptido, tripéptido; colorantes de polimetina, tales como, por ejemplo, catecol (también conocido como catequina), ácido cítrico y sus sales, ácido iso-cítrico y sus sales, ácido salicílico; agentes complejantes quelatos, tales como por ejemplo ácido dietilenotriaminopentaacético (DTPA), ácido hidroxietilendiaminotriacético (HEDTA), ácido etilendiaminodisuccínico (EDDS), ácido etilendiiminotriacético (EDDA), ácido etilendiaminotetraacético (EDTA), ácido nitrilotriacético (NTA); ácidos hidroxicarboxílicos tales como, por ejemplo, ácidos dicarboxílicos tales como por ejemplo ácido malónico, ácido tartárico, ácido málico, ácido meso-málico o ácido oxálico y sus sales, los ácidos lácticos y sus sales; ciclo-dextrano modificado, ácido galactónico, ácido mercaptoacético (ácido tioglicólico), ácido mercaptopropionico (ácido tioláctico), ácido mercaptomalico, ácido tiodiacético, ácido bórico, ácido fosfórico, sales de ácido fosfórico tales como (hidroxi-) fosfonato, ácido fosfórico, sales de ácido fosfórico, tales como
55 (hidroxi-) fosfato, oligopéptidos tales como los sideróforos unión hierro tales como enteroquelina, y zeolitas.

[0047] Una solución de elementos de traza de este tipo contribuye a un aumento adicional de la eficiencia de la generación de biogás.

- 5 **[0048]** En la forma de realización de la invención según la figura 1 la unidad de separación 2 está conectada a través de un tramo de tubería 9.10 a un tanque de almacenamiento de fracción densa 12. A partir del tramo de tubería 9.4 se ramifica un tramo de tubería 9.11, se suministra agente de acondicionamiento de vinaza al tanque de almacenamiento de fracción densa 12. El agua de proceso es alimentada al tanque de almacenamiento de fracción densa a través de un tramo de tubería 9.12. La fracción densa diluida y enriquecido alcanza el fermentador de lodo denso 4 a través de un tramo de tubería 9.13. El fermentador de lodo denso 4 tiene un agitador 4.1 para una mezcla completa del contenido del reactor. El agitador 4.1 comprende uno o más ejes de agitador 4.2 más o menos verticales (figura 4). En la sección de extremo superior del eje del agitador 4.2 se configura un mecanismo de accionamiento 4.3. El agitador 4.1 tiene varias paletas 4.4, cada una fijada al eje del agitador 4.2 por medio de una varilla de paleta 4.5. El tramo extremal inferior del eje del agitador 4.2 se sujeta mediante un cojinete de centrado 4.6. El cojinete de centrado 4.6 se encuentra en la base del fermentador de lodo denso 4.
- 10 **[0049]** El agitador de 4.1 corresponde al agitador del documento WO 2007/025739, al que se hace referencia en este aspecto.
- 15 **[0050]** A través de un tramo de tubería 9.14 conectada al tramo de tubería 9.8, puede ser alimentada una solución de elementos de traza mineral al fermentador de lodo denso 4. También puede alimentarse al fermentador de lodo denso una de las soluciones de elementos de traza descritas anteriormente. Preferiblemente, la misma solución de elementos de traza es añadida se tanto al fermentador de lodo denso 4 como al fermentador de lodo diluido.
- 20 **[0051]** El biogás generado en el fermentador de lodo denso 4 desemboca en el depósito de almacenamiento 5 a través de un tramo de tubería 9.15 provista en la porción de extremo superior del fermentador de lodo denso 4.
- [0052]** En la porción de extremo inferior del fermentador de lodo denso 4, está previsto un tramo de tubería 9.16 a través de la cual el efluente del reactor es suministrado al tanque de almacenamiento 5.
- 25 **[0053]** Los efluentes del reactor procedentes del fermentador de lodo fluido 3 y del fermentador de lodo denso 4 son mezclados entre sí en la porción de fondo del tanque de almacenamiento 5. La porción superior del tanque de almacenamiento 5 se proporciona para almacenamiento de gas. El tanque de almacenamiento 5 es preferentemente una vasija de acero o de hormigón con una doble membrana como tapa de depósito. La doble membrana también puede ser utilizada para almacenamiento de gas.
- 30 **[0054]** En la parte superior del tanque de almacenamiento 5 se proporciona es un tramo de tubería 9.17 que conduce a un tanque de agua de proceso 14.
- [0055]** Situado en la entrada del tramo de tubería 9.17 al tanque de agua de proceso 14 se encuentra un compresor de biogás 13. Por medio del compresor 13 de biogás, el biogás es comprimido antes de ser inyectado al tanque de agua de proceso 14. El tanque de agua de proceso 14 alimenta los tramos de tubería 9.5 y 9.12 con agua proceso purificada. La relación diámetro / altura del depósito de agua de proceso 14 está aproximadamente comprendida entre 1 y 10.
- 35 **[0056]** El tanque de almacenamiento 5 está conectado a través de un tramo de tubería 9.18 al colector de nitrógeno 6. El colector de nitrógeno 6 tiene una unidad de separación de lodo digerido 16 y una unidad de densificación 19 para la separación de compuestos nitrogenados.
- 40 **[0057]** El tramo de tubería 9.18 conduce a la unidad de separación de lodo digerido 16, que está prevista en forma de una centrífuga de decantación. También es posible proporcionar la unidad de separación de lodo digerido 16 para estar en forma de una prensa de tornillo. La unidad de separación de lodo digerido 16 tiene una unidad de control de temperatura 16.1 y / o un regulador de presión 16.2.
- 45 **[0058]** A través de un tramo de tubería 9.19, un coadyuvante de separación es alimentado a la unidad de separación de lodo digerido 16. El coadyuvante de separación es un coadyuvante de floculación catiónico o aniónico y/o un polímero y/o CaCO_3 y/o una lejía, preferiblemente NaOH, y/o aire y/o vapor de agua.
- [0059]** En la unidad de separación de lodos digeridos 16, los compuestos nitrogenados gaseosos se separan de los efluentes del reactor y del lodo digerido. La porción restante del lodo digerido se divide en una fracción sólida de lodo digerido y una fracción líquida de lodo digerido en dicha unidad de separación de lodo digerido 16.
- 50 **[0060]** La fracción sólida se puede utilizar como fertilizante sólido y se suministra a través de un tramo de tubería 9.20 a un almacén de fertilizante sólido 17.
- [0061]** La unidad de separación de lodos digeridos 16 está conectada a una caldera de vaporización rápida 18

- a través de un tramo de tubería 9.21. La fracción líquida de la unidad de separación de lodos digestos 16 se transfiere a la caldera de vaporización rápida 18 a través del tramo de tubería 9.21. Un agente de descarga es alimentado a la caldera de vaporización rápida 18 a través de un tramo de tubería 9.22. En la caldera de vaporización rápida 18, el gas ácido es expulsado de dicha fracción líquida. El gas ácido es, por ejemplo, CO₂ y/o H₂S. Este flujo de gas ácido se alimenta, a través de un tramo de tubería 9.23 conectada a la parte superior del tanque de almacenamiento, en la parte superior del tanque de almacenamiento 5, donde se mezcla con el biogás producido en los fermentadores 3, 4.
- [0062]** A través de un tramo de tubería 9.24, la caldera de vaporización rápida 18 está conectada a una unidad de densificación. La porción restante de la fracción líquida entra en la unidad de densificación 19 a través del tramo de tubería 9.24. En la unidad de densificación 19, se separa un caudal de agua de proceso purificada a partir de dicha fracción líquida, por ejemplo, mediante una membrana. La fracción líquida se utiliza como fertilizante líquido. El fertilizante líquido se alimenta a un tanque de almacenamiento de fertilizante líquido 21 a través de un tramo de tubería 9.25.
- [0063]** El caudal de agua de proceso purificada procedente de la unidad de espesamiento 19 se transfiere al tanque de agua de proceso 14 a través de un tramo de tubería 9.26. A través de un tramo de tubería 9.27 derivada desde el tramo de tubería 9.26, parte del agua de proceso purificada es suministrada a la planta de bioetanol 1. Los tramos de tubería 9.26 y 9.27 forman el sistema de retorno 7 del agua de proceso.
- [0064]** A través de un tramo de tubería 9.28, en el que se encuentra integrado un segundo compresor 22, los compuestos nitrogenados gaseosos de la unidad de separación de lodos digestos 16 se transfieren al tramo de tubería 9.25 donde enriquecen el fertilizante líquido antes de introducirlo en el tanque de almacenamiento de fertilizante líquido 21.
- [0065]** El biogás alimentado al tanque de agua de proceso 14 se purifica y enfrían en dicho tanque de agua de proceso 14. El biogás purificado y enfriado se retira de la parte superior del depósito de agua de proceso 14 suministrándose a una unidad de reciclado de biogás 8 a través de un tramo de tubería 9.29.
- [0066]** La unidad de reciclado de biogás 8 puede ser una planta de cogeneración de energía y/o una etapa de purificación y/o compresión. La energía que se obtiene por este medio se utiliza para funcionamiento de la planta de bioetanol 1 de aguas arriba 1 y del aparato 25 de acuerdo con la invención de manera que sean en la medida de lo posible completamente autosuficiente en términos de energía.
- [0067]** Integrado en el tramo de tubería 9.29 se encuentra una unidad de desulfuración 23, en la que se conduce un tramo de tubería 9.30. En la unidad de desulfuración a través del tramo de tubería 9.30, es introducido un proceso químico destinado a liberar el biogás enfriado de sulfuro de hidrógeno antes suministrarlo a la unidad de reciclado de biogás 8. El proceso químico es preferiblemente peróxido de hidrógeno (H₂O₂), oxígeno o aire.
- [0068]** El sulfuro separado se convierte en ácido sulfúrico y se alimenta, a través de un tramo de tubería 9.31 conectado al tramo de tubería 9.22, desde cuyo tramo de tubería 9.22 se alimenta a la caldera de vaporización rápida 18 junto con el agente de extracción.
- [0069]** El procedimiento para la conversión en biogás de vinaza de fermentación resultante como producto de desecho de la producción de etanol, utilizando el aparato anterior de acuerdo con la invención, se explica a continuación con la ayuda de una forma de realización.
- [0070]** La vinaza de fermentación procedente de la producción de etanol que se acumula de forma secuencial o por lotes en la planta de bioetanol 1, llega al tanque de compensación 10 a través del tramo de tubería 9.1. En el tanque de compensación 10, la vinaza de fermentación se gradúa se almacena. La vinaza de fermentación graduada se pasa desde el depósito de compensación 10 hasta la unidad de separación de 2 a través del tramo de tubería 9.2.
- [0071]** En la unidad de separación 2, la vinaza de fermentación se separa en una fracción fluida y una fracción densa. La fracción fluida contiene del 0,5% al 2% de sustancias que pueden extraerse por filtración y un contenido de peso en seco del 5 al 12%. La fracción fluida pasa a través del tramo de tubería 9.3 en el tanque de almacenamiento de fracción fluida 11. En el tanque de almacenamiento de fracción fluida 11, la vinaza de fermentación se mezcla con un agente acondicionador de vinaza alimentado a través del tramo de tubería 9.4 y alimentando a dicho tanque de almacenamiento de fracción fluida 11 un caudal de agua de proceso purificada procedente del tanque de agua de proceso 14, a través del tramo de tubería 9.5. La vinaza de fermentación enriquecida y diluida vinaza pasa a través del tramo de tubería 9.6 desde el tanque de almacenamiento de fracción fina 11 al fermentador lodo fluido 3.
- [0072]** La cantidad de agua de proceso añadida al tanque de almacenamiento de fracción líquida 11 se ajusta de manera que no se exceda una concentración de NH₄-N de 8 g/l, y/o una concentración de la

sustancia de 15 g/l, que puede ser separada por filtración.

5 **[0073]** La separación de la vinaza de fermentación en la unidad de separación 2 se lleva a cabo en una sola etapa y sin la adición de coadyuvantes de floculación. El reactor de biogás de alto rendimiento o fermentador de lodo fluido 3 utilizado aquí es capaz de procesar una cierta proporción de sustancias que pueden ser separadas por filtración. La separación de la vinaza fermentación no necesita por tanto, ser tan perfecta que se obtenga una fracción fluida completamente exenta de sólidos, como sería necesario si se utilizara un reactor de biogás de lecho fijo. En el proceso conocido por el documento EP 1790732 A1, se lleva a cabo una separación de dos etapas, con adición de un coadyuvante de floculación. Aquí, ciertamente se obtiene un mejor resultado de separación, pero los costos de funcionamiento son considerablemente más altos debido a la adición del coadyuvante de floculación. Como reactores de biogás de alto rendimiento, por lo general se utilizan reactores de biogás de lecho fijo. En éstos, la microbiología se encuentra instalada en una especie de filtro, a través del cual los contenidos del reactor deben fluir. Si el contenido del reactor incluye aún sólidos, éstos se asentarían en el filtro, que se bloquearía con el tiempo. El fermentador de lodo fluido 3 utilizado en la presente forma de realización está exento de poros y no tiene ningún filtro de este tipo, de modo que una cierta proporción de sustancias capaces de ser retiradas por filtración también pueden ser procesadas en él. La combinación de la unidad de separación de etapa única sencilla 2 y el presente fermentador de lodo fluido 3 es por una parte muy eficiente y por otro lado muy simple y rentable. Esto representa un avance considerable con respecto a las plantas convencionales comparables.

20 **[0074]** En la presente forma de realización, de acuerdo con el balance de masas ilustrado en la figura. 2, se utiliza como base un caudal de vinaza de fermentación de 100 t/h. La vinaza de fermentación tiene un contenido de peso en seco del 10% (10 t/h) y un contenido de nitrógeno (contenido de N) del 1% (1 t/h).

25 **[0075]** La fracción fluida contiene con 80 t/h una mayor parte del agua de la vinaza de fermentación, y con 5 toneladas de peso seco por hora (t_{oTM}/h) en torno a la mitad de los sólidos de la vinaza de fermentación. El contenido de N es más o menos 5 t/h. Un caudal de agua de proceso de alrededor de 5 t/h es suministrado al tanque de almacenamiento de fracción fluida. El caudal de agua de proceso se encuentra en gran parte exento de nitrógeno con una concentración ≤ 100 mg/l.

30 **[0076]** La temperatura de fermentación en el fermentador de lodo fluido 3 se encuentra comprendida entre 35° C y 65° C, dependiendo de la temperatura de la fracción fluida y de la cantidad añadida requerida de agua de proceso. Dado que la vinaza de fermentación desarrolla una temperatura de 60° C a 80° C, el ajuste de la temperatura a 35° C no siempre es ventajoso debido al requerimiento de refrigeración. Es más conveniente ajustar la temperatura del reactor a una temperatura media del flujo entrante al reactor, que a continuación se mantiene constante. De esta forma, sólo es necesario un limitado calentamiento/refrigeración y un intercambiador de calor en contacto con el fermentador de lodo fluido 3 puede ser dimensionado correspondientemente pequeño. A través del tramo de tubería 9,8 puede suministrarse al fermentador de lodo fluido 3 una solución de elementos de traza mineral, mezclándose con dicha fracción fluida.

35 **[0077]** La fracción fluida diluida y enriquecida tiene un contenido de peso en seco orgánico de alrededor del 6%. En el fermentador de lodo fluido 3, 85 t/h se fermentan con una tasa de carga orgánica de alrededor de 10 kg de peso seco orgánico por metro cúbico y día ($kg_{oTM} / (m^3d)$) hasta 50 $kg_{oTM} / (m^3d)$. Esto se traduce en la producción en el fermentador de lodos fluidos 3 de aproximadamente 4,25 t/h de biogás.

40 **[0078]** El contenido de amonio/amoniaco (contenido de NH_4-N) se eleva a un máximo de 10 g/l. Sin embargo se prefiere un contenido no mayor de 6 g/l. En este límite superior es de esperar un valor de pH de alrededor de 8. Con valores de 6 g/l y/o 6 kg/m³ de contenido de amonio/amoniaco es sin duda posible el funcionamiento del fermentador de lodo fluido 3. Pero con pequeñas anomalías, por ejemplo, fallo temporal del control de la temperatura del reactor, cambios en el sustrato cuando la planta se opera en modo por lotes, interrupción de la circulación del reactor, etc, el reactor puede acidificar más rápidamente. La acidificación en este caso significa la acumulación de ácido acético, ácido propil y/o butírico con la consiguiente inhibición de los productores de metano.

45 **[0079]** Con una tasa de carga de 20 $kg_{oTM}/(m^3d)$, el tiempo de retención hidráulica en el fermentador de lodo fluido es de 2,9 días. En la presente realización, el volumen del reactor del fermentador de lodo fluido 3 es de alrededor de 6.000 m³.

50 **[0080]** El efluente de reactor procedente del fermentador de lodo fluido 3 pasa al tanque de almacenamiento 5 a través de un tramo de tubería 9.7. El efluente de reactor es de aproximadamente 80,75 t/h con un contenido de peso seco orgánico (oTM) de alrededor del 2% (1,6 t/h). El efluente de reactor contiene virtualmente todo el nitrógeno procedente de la vinaza de fermentación (0,5 t/h).

55 **[0081]** En los espacios 3.4 de recogida de gas del fermentador de lodo fluido 3, es confinado el biogás ascendente de las respectivas zonas del reactor 3,2 situadas debajo. Si todo el biogás conseguido es retirado de un espacio de recogida de gas 3.4 a través de una válvula 3.5, a continuación por encima de un elemento de

- separación 3.1, se crea una zona de baja de gas que favorece la sedimentación de biogás. Si la válvula 3.5 está cerrada, el biogás fluye sobre un borde de desbordamiento exterior 3.6 del elemento de separación de 3.1 a través de un área de la próxima zona del reactor situada por encima de 3.2. Dado que el biogás desbordante asciende en un lado solamente en una mitad del espacio, se produce un flujo circulante que promueve una mezcla minuciosa. El caudal circulante aumenta a medida que aumenta el flujo volumétrico de gas. A través de la retirada de los diferentes volúmenes de flujo de gas mediante el ajuste de las válvulas de 3.5, el caudal circulante puede ajustarse de tal manera que por una parte se obtiene una mezcla adecuada y por otro lado se evita la descarga de biomasa activa. Esto produce como resultado una buena mezcla en el fermentador de lodo fluido 3 y la adecuada retención de biomasa activa.
- 5
- 10 **[0082]** En el separador de sólidos, la presión hidrostática de las columnas de agua en el tramo de tubería 9.7, se utiliza para separar la biomasa activa del efluente del reactor. Debido a la subida de presión asociada en el separador de sólidos, el biogás disuelto permanece disuelto, de manera que puede darse la sedimentación de la biomasa. La biomasa activa se realimenta al fermentador de lodo fluido 3 a través del tramo de tubería 3.9. De esta manera, se impide el lavado de la biomasa de acetógenos y metanógenos a pesar del tiempo bajo de retención hidráulico en el fermentador de lodo fluido 3.
- 15
- [0083]** En el fermentador de lodo fluido 3, se producen 4,25 t/h. El biogás producido se pasa a un tanque de almacenamiento 5 a través de un tramo de tubería 9.9. La vinaza de fermentación restante o el efluente del reactor (80,75t /h) también se suministra al tanque de almacenamiento 5 a través del tramo de tubería 9.7.
- 20 **[0084]** La fracción densa separada en la unidad de separación 2 tiene un contenido de peso en seco orgánico del 20% al 35%. En la presente forma de realización el contenido orgánico de peso seco es de alrededor del 25%. La concentración de las sustancias que pueden ser retiradas por filtrado es más o menos del 15% al 30%. El contenido de N es de alrededor de 5 t/h.
- 25 **[0085]** La fracción densa pasa a través del tramo de tubería 9.10 al tanque de almacenamiento de fracción densa 12. Alrededor de 30 t/h de agua de proceso se introducen en el tanque de almacenamiento de fracción densa por el tramo de tubería 9.12. Un agente acondicionador de vinaza es suministrado al tanque de almacenamiento de fracción densa a través del tramo de tubería 9.11. El contenido de peso en seco en el tanque de almacenamiento de fracción densa 12 se fija en aproximadamente en el 12% al 30%. La fracción densa diluida y enriquecida se pasa a través de un tramo de tubería 9.13 al fermentador de lodo denso 4. Se prefiere el contenido más alto posible de peso en seco, ya que entonces el fermentador de lodo denso 4 se puede mantener relativamente pequeño, y se necesita poco agua de proceso. Se puede establecer un alto contenido de peso en seco, en particular, si la fracción densa es baja en nitrógeno. Reactores de biogás que puede funcionar con una alta concentración de sólidos se describen, por ejemplo, en el documento DE 10321607 A1 y WO 2007/025739, a que se hace referencia aquí.
- 30
- 35 **[0086]** El caudal de fracción densa asciende a 20 t/h. Con 5 t_{oTM}/h contiene tanta cantidad de peso seco como el caudal de fracción fluida. El peso en seco de la fracción densa se compone en gran parte de sustancias que se extraer por filtración que son más difíciles de descomponer que los componentes sólidos solubles de la fracción fluida. En el tanque de almacenamiento de fracción fluida 12, se añaden 30 t/h de agua de proceso se añaden a la fracción densa, que se diluye sólo hasta un contenido de peso en seco orgánico del 10%. De esta manera las concentraciones de nitrógeno de la fracción gruesa también se diluyen desde 25 kg/m^3 a 10 kg/m^3 .
- 40 **[0087]** Alrededor de 50 t/h de fracción densa diluida se suministra al fermentador de lodo denso. El fermentador lodo espeso 4 se opera a una tasa de carga de 6 $kg_{oTM}/(m^3d)$ a 18 $kg_{oTM}/(m^3d)$. Una solución de elementos de traza mineral puede añadirse al fermentador de lodo denso 4 a través del tramo de tubería 9.14. La temperatura de fermentación en el fermentador de lodo denso se fija a un valor constante entre 35° C y 65° C. Como en el fermentador de lodo fluido 3, la temperatura es independiente de la temperatura de la fracción y de la cantidad de agua de proceso añadida requerida.
- 45
- [0088]** En el fermentador de lodo denso 4, la concentración de sustancias orgánicas de peso seco es del 4%. La concentración de NH_4-N llega a 7 kg/m^3 . Con una tasa de carga de 6 $kg_{oTM}/(m^3d)$, el tiempo de retención es de aproximadamente 16,7 días. El volumen de reactor del fermentador de lodo denso de la presente forma de realización es de alrededor de 20.000 m^3 .
- 50 **[0089]** En el fermentador de lodos de espesor 4, se producen más o menos 3,75 t/h de biogás. Las cantidades de efluentes de reactor ascienden a alrededor de 46,25 t/h, incluyendo un contenido de N de aproximadamente 5 t/h.
- [0090]** El contenido de reactor del fermentador de lodo denso 4 se hace circular continuamente mediante la rotación del agitador 4.1. El biogás producido durante la fermentación se acumula por debajo del techo fermentador de lodo denso 4.
- 55 **[0091]** A través del tramo de tubería 9.15 conectada en la sección superior del fermentador lodo denso 4, el biogás

generado en el fermentador de lodo fluido 4 pasa al tanque de almacenamiento 5.

[0092] El efluente de reactor del fermentador de lodo fluido 3 y del fermentador de lodo denso 4 se mezclan mutuamente en el tanque de almacenamiento 5. El efluente de reactor o lodo digerido resultante es de alrededor de 127 t/h, con un contenido de peso en seco orgánico del 3%. El contenido de nitrógeno es de alrededor de 1 t/h.

[0093] En el fermentador de lodos fluido 3 y en el fermentador de lodo denso 4 se producen aproximadamente 8 t/h de biogás. El biogás se recoge en el espacio de cabecera del depósito de almacenamiento 5 en donde se mezcla con el gas ácido procedente del colector de nitrógeno 6.

[0094] El efluente de reactor o lodo digerido procedente del tanque de almacenamiento 5 se alimenta a través del tramo de tubería 9.18 a la unidad de separación de lodo digerido 16. Además, un coadyuvante de separación es suministrado a la unidad de separación de lodo digerido 16 a través del tramo de tubería 9.19. La adición del coadyuvante de separación mejora las propiedades de separación de la unidad de separación de lodo digerido. Los gases nitrogenados liberados durante la separación, en particular, NH_3 , se extraen a través del tramo de tubería de 9.28.

[0095] La separación del lodo digerido en una fracción líquida, una fracción sólida y gases en la unidad de separación de lodo digerido 16 mejora con una mayor temperatura y valor de pH, y con caudal de gas más intenso procedente de la unidad de separación de lodo digerido 16.

[0096] El caudal gaseoso retirado es comprimido en el compresor 20 que está integrado en el tramo de tubería 9.28. El caudal volumétrico del gas puede ajustarse mediante la salida del compresor 20 y ajustando la temperatura en la unidad de separación de lodo digerido 16. Asimismo, puede estar previsto hacer inyectar aire y/o vapor de agua en la unidad de separación de lodo digerido 16, para ajustar de esta manera el caudal de gas.

[0097] De esta manera la unidad de separación de lodo digerido 16 en forma de una centrifuga realiza dos funciones, la separación de los sólidos del líquido, y la separación del líquido del gas. Para ayudar en la separación de los sólidos del líquido, se añaden coadyuvantes de floculación preferentemente catiónicos. Estos neutralizan la carga superficial de los gránulos que se forman durante la centrifugación, mejorando así las propiedades de separación sólido/líquido. Se pueden utilizar como coadyuvantes de floculación sales de hierro y aluminio, carbonato de calcio y/o polímeros. Para ayudar a la separación gas/líquido, se puede añadir un flujo gaseoso de aire o vapor de agua como un coadyuvante de separación. Puesto que mediante el compresor 20 la presión en la unidad de separación de lodo digerido 16 se reduce, el líquido de la unidad de separación de lodo digerido 16 hierve a temperaturas bastante bajas, lo que significa que todos los gases disueltos (CO_2 , H_2S , NH_3) son extraídos. Dependiendo de las proporciones de los gases disueltos puede ser razonable aumentar o disminuir el valor del pH. Con un valor de pH más alto, el equilibrio $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$ se desplaza hacia el componente volátil NH_3 . Con esta unidad de separación de lodo digerido 16 por lo tanto, es posible separar las fases individuales - sólida, líquida y gaseosa - unas de otras de manera muy eficaz, mientras que al mismo tiempo se puede ajustar específicamente la separación de amoníaco.

[0098] En la técnica anterior existen numerosos de intentos para eliminar el amoníaco. Sin embargo, estos no han podido ponerse en práctica, puesto que requerirían ya sea demasiada energía y/o demasiado coadyuvante de separación, en particular, NaOH , que conducen a un aumento considerable en los costos de procesamiento. El presente proceso difiere de los correspondientes procesos de la técnica anterior en que:

1. Se disuelven grandes cantidades de gases ácidos (CO_2 , H_2S) que en la extracción de gases, generan un caudal auxiliar que ayuda a extracción de amoníaco. Este caudal auxiliar ya está presente y no necesita ser añadido.

2. La eliminación de los gases ácidos eleva el valor de pH, desplazando el equilibrio hacia el amoníaco.

3. En el presente procedimiento hay una mayor cantidad de calor residual de baja temperatura, con una temperatura demasiado baja para el calentamiento de los reactores. Este calor residual de baja temperatura es sin embargo muy adecuado para calentar el lodo digerido y de esta manera ayudar a la extracción de amoníaco.

[0099] En el proceso aquí descrito no resulta necesario suministrar energía desde el exterior. Por otra parte, son suficientes pequeñas cantidades coadyuvante de separación (NaOH) para ajustar correctamente el valor de pH.

[0100] La parte sólida de los lodos digeridos o la fracción sólida asciende a aproximadamente 6,7 t/h, y tiene un contenido de peso en seco orgánico del 25% al 45%, preferiblemente alrededor del 35%. La fracción sólida se utiliza como fertilizante sólido. El fertilizante sólido llega al almacén de fertilizante sólido 17 a través de un tramo de tubería 9.29. Se produjo alrededor de 6/7 t/h de fertilizante sólido, con un

contenido de nitrógeno de aproximadamente 0,18 t/h.

[0101] La mayor parte de los lodos digestos, la fracción líquida, en la presente forma de realización 120,31 t/h, se suministra a una caldera de vaporización rápida 18 a través de un tramo de tubería 9.21. Este caudal de líquido tiene un contenido de peso en seco orgánico del 1,0%. La temperatura y la presión en la caldera de vaporización rápida 18 están reguladas por un controlador de temperatura de 16.1 y un regulador de presión 16.2. En la caldera de vaporización rápida 18, la porción líquida es provista de un agente de separación y ácido sulfúrico diluido a través de un tramo de tubería 9.22. Esta acidificación efectúa una extracción parcial de los gases ácidos CO₂ y H₂S disueltos. Los gases ácidos se retiran de la caldera de vaporización rápida flash a través de un tramo de tubería 9.23 y se introducen en el espacio de cabecera del depósito de almacenamiento 5, donde se mezclan con el biogás producido en los fermentadores 3, 4. Preferiblemente como agente de acidificación se utiliza H₂SO₄.

[0102] A través de la adición del gas ácido al biogás, que se quema en la planta de calor y energía combinada junto con el resto del biogás, y escapa al medio ambiente, principalmente en forma de CO₂. Antes de la combustión, el gas ácido es desulfurado junto con el biogás. Esto se explica en detalle a continuación. Alternativamente, el gas ácido puede también especialmente tratado. Sin embargo, esto provoca costos considerables y no ofrece resultado diferente alguno.

[0103] La temperatura en la caldera de vaporización rápida 18 debe ser tan alta como sea posible para obtener una separación óptima. Se añade ácido sulfúrico con el control del valor de pH. El valor de pH en la caldera de vaporización rápida se debe reducir a menos de 5. Cualquier otra reducción del valor de pH no produce mejora notable alguna en la separación. La cantidad de gas eliminado ya no aumenta notablemente, elevándose sólo el consumo de ácido. Si la transferencia de masa del gas disuelto del líquido en la fase gaseosa se limita, entonces la adición de una preparación enzimática con actividad de carboanhidrasa tal como por ejemplo, carboanhidrasa puede conducir a una mejor desgasificación. La preparación enzimática impide la sobresaturación de CO₂ local, que se desgasificaría súbitamente de manera espontánea. Aunque la carboanhidrasa purificada es muy cara, a menudo se produce en la purificación de proteínas en fracciones de residuos con alta actividad de carboanhidrasa. Preferiblemente, tales fracciones de residuos se alimentan a la caldera de vaporización rápida 18. Sólo una pequeña cantidad de carboanhidrasa (por ejemplo, unos pocos mg) es suficiente para llevar de nuevo a equilibrio a varios metros cúbicos de solución de CO₂ supersaturada. Alternativamente, agitadores u otros elementos de intercambio de líquido gas se pueden instalar para mejorar la desgasificación. De esta manera es posible mantener el tamaño de la caldera de vaporización rápida en un mínimo.

[0104] La descarga de líquido desgasificado y/o la fracción líquida de la caldera de vaporización rápida 18 pasa a través del tramo de tubería 9.24 a una unidad de espesamiento 19. Integrado en el tramo de tubería 9.24 se encuentra un compresor 20 o unidad de transportador/ elevación de presión. De esta manera, la fracción líquida restante se lleva a la unidad de espesamiento 19.

[0105] En la unidad de densificación 19, se producen 112,2 t/h de agua de proceso baja en nitrógeno purificada con un contenido de peso en seco orgánico de alrededor del 0,1%. A través de un tramo de tubería 9.26, 35 t/h de esta agua de proceso al tanque de agua de proceso 14, desde el cual a través del tramo de tubería 9.12 se suministra al tanque de almacenamiento de fracción gruesa 12, y otro tramo de tubería 9.5 al tanque de almacenamiento de la fracción fluida para dilución del nitrógeno. El resto pasa a través del tramo de tubería 9.27 a la planta de bioetanol 1, donde se utiliza para maceración.

[0106] En la unidad de densificación 19, después de la separación del agua de proceso, existe una fracción líquida de aproximadamente 7,65 t/h, que se concentra hasta un contenido de peso en seco del 10% al 20% y preferiblemente del 15%. El caudal de agua de proceso de la unidad de espesamiento 19 tiene un contenido de peso en seco del 0% al 1%. La fracción líquida puede ser utilizada como fertilizante líquido y pasa a través del tramo de tubería 9.25 al tanque de fertilizante líquido 21. En el tramo de tubería 9.25 el fertilizante líquido se enriquece a través del tramo de tubería 9.28 con los gases nitrogenados de la unidad de separación de lodos digestos, en particular, con amoníaco (NH₃). Esto aumenta el contenido de nutrientes del fertilizante líquido. El fertilizante líquido producido contiene el 81% del caudal de nitrógeno alimentado a la planta de biogás 25 a través de la vinaza de fermentación. De esta cantidad, el 90% está en la forma de amonio bio-disponible. El bajo valor de pH del fertilizante líquido asegura una baja volatilidad del amonio en la aplicación como fertilizante líquido, ya que el equilibrio de disociación se desplaza hacia el lado del ion amonio no volátil ((NH₄ +)).

[0107] El biogás producido en el fermentador de lodo fluido 3 y en el fermentador lodo denso 4 se encamina a través del espacio superior del tanque de almacenamiento 5. A través del tramo de tubería 9.23, el gas ácido procedente de la caldera de vaporización rápida 18 también entra en el espacio de cabecera del tanque de almacenamiento 5, donde ambos gases se mezclan mutuamente.

[0108] A través del tramo de tubería 9.17, el biogás pasa al compresor de biogás 13. En el compresor de biogás 13 el biogás es comprimido a, por ejemplo 0,3 bar y se alimenta a la fase líquida del tanque de agua de proceso 14 a través de un sistema de inyección de boquilla de distribución libre. La presión generada por

5 el compresor de biogás 13 corresponde a la presión ejercida por la columna de agua del tanque de agua de proceso 14. De esta manera el biogás es secado y enfriado. El caudal de masa seca asciende a alrededor de 8 t/h. La composición del biogás seco es de aproximadamente el 60% de metano y el 40% de dióxido de carbono. El tanque de agua de proceso 14 está diseñado de manera que la tasa de formación de gases es preferiblemente de 0,1 a 0,2 vvm (1 vvm = 1 volumen de gas por volumen de líquido por minuto). Con la alimentación de biogás a 55° C al agua de proceso a 20° C, se obtiene una reducción del contenido de vapor de agua de casi el 80%. Al mismo tiempo el agua de proceso se calienta hasta alrededor de 3° C. El valor de pH cae debido a la disolución parcial de CO₂ y H₂S en el agua de proceso. Trazas de amoníaco aún presentes en el biogás se disuelven casi completamente en el agua de proceso con un valor de pH ácido. Por lo tanto, no se requiere un subsecuente lavado de amoníaco.

10 **[0109]** El biogás enfriado pasa a través del tramo de tubería 9.29 a la unidad de desulfuración de biogás 23. Un proceso químico se introduce en la unidad de desulfuración 23 a través de la sección de tubería 30. En la unidad de desulfuración 23, el contenido de azufre del biogás se reduce alrededor desde 5.000 a 20.000 ppm (partes por millón) hasta alrededor de 100 ppm. Desulfuración se efectúa a través de un contra flujo H₂O₂. El caudal de ácido sulfúrico resultante ascienda a 0,42 t/h H₂SO₄ en solución acuosa. A través del tramo de tubería 9.31 el caudal de ácido sulfúrico llega al tubo de sección 9.22, donde se mezcla con el agente de separación y se alimenta a la caldera de vaporización rápida 18.

15 **[0110]** El caudal de biogás desulfurado puede ahora ser reciclado en su energía y llega a la unidad de reciclaje de biogás 8 a través del tramo de tubería 9.29. Aquí el biogás desulfurado se alimenta o bien a una planta de calor y electricidad combinada o un quemador o una combinación de ambos, para cumplir con los requerimientos energéticos de la planta de bioetanol 1 y/o la planta de biogás 25. También es posible alimentar el biogás a una etapa de purificación y compresión, para suministro a una red de gas local.

20 **[0111]** En una forma de realización simplificada, un reactor convencional puede ser utilizado en lugar del reactor de biogás de alto rendimiento.

25 **[0112]** Dependiendo de la demanda y el tamaño de la planta, también se puede proporcionar varios fermentadores de lodos fluido y fermentadores de lodo denso.

[0113] La planta de biogás también puede ser diseñada sin colector de nitrógeno, pero en este caso no es posible recircular el agua de proceso.

30 **[0114]** Debido al hecho de que la vinaza de fermentación se divide en una fracción fluida y una fracción densa, la fracción fluida puede ser fermentada de forma independiente de la fracción densa. La fracción fluida contiene una alta proporción de sólidos solubles y, o bien no tiene o bien contiene una proporción muy baja de sólidos solubles. Mediante la provisión de dos reactores, que están orientados de forma individual a su contenido, la fracción fluida se puede procesar con un alto rendimiento, y la fracción densa de forma independiente de la primera con el tiempo de retención necesario y correspondientemente menor rendimiento. Dado que la fracción fluida se convierte en biogás muy rápidamente en el reactor de biogás de alto rendimiento, un reactor con un volumen muy bajo resulta adecuado. Esto reduce la energía requerida para controlar la temperatura del reactor y hace todo el proceso muy eficaz en términos de energía. Por otra parte, en comparación con el aparato convencional, se necesita un volumen de reactor en conjunto más pequeño para el mismo rendimiento. Los tamaños de reactor menores reducen la superficie y por lo tanto la pérdida de calor. Además, la potencia térmica necesaria para regular el biorreactor a una temperatura predeterminada es significativamente menor. Preferiblemente, la temperatura del reactor se establece de manera que se encuentre justo por encima de la temperatura máxima de la entrada de reactor. La temperatura de la entrada de reactor es algo menor en invierno que en verano. Al establecer la temperatura deseada a un valor justo por encima de la temperatura máxima del flujo de entrada de reactor, la temperatura en el reactor se puede mantener a la temperatura objetivo únicamente por calentamiento. Entonces, no es necesario proporcionar equipo de enfriamiento alguno.

35 **[0115]** En el colector de nitrógeno, se produce un caudal de agua de proceso baja en nitrógeno a partir del efluente del reactor. Debido a esto, es posible retornar el caudal de agua de proceso baja en nitrógeno al reactor de biogás, con el fin de diluir la fermentación sin que al mismo tiempo aumente su valor de pH. Por un lado, esto ahorra el costo de agua de proceso dulce, mientras que por otro lado se evita la concentración de demasiado amoníaco en el reactor, ya que el amoníaco es tóxico para los microorganismos del reactor. Además la tasa de carga puede ser mayor que con la técnica anterior, ya que el reactor de biogás funciona de manera más eficaz. Por lo tanto, es posible proporcionar un volumen de reactor menor. Esto reduce la energía necesaria para la regulación de la temperatura del reactor de biogás, y hace todo el proceso altamente eficiente en términos de energía. En comparación con el aparato convencional, se necesita un volumen de reactor en conjunto más pequeño para el mismo rendimiento. Un beneficio adicional de la recuperación de agua de proceso es que se reduce la cantidad de efluentes para su eliminación, y la concentración de fertilizante en caudal efluente se eleva y se necesita desplazar menos agua.

55 **[0116]** Debido a las altas tasas de carga y la posibilidad de prescindir de sustrato CO diluido con bajo

5 rendimiento de metano bajo, el requerimiento de calor de la planta de biogás es tan baja que el ofrecimiento de caudal de biogás es suficiente para cubrir las necesidades de calor y de energía eléctrica de las plantas de biogás y de bioetanol. En comparación con la técnica anterior, el aparato según la invención requiere sólo menos de la mitad del volumen del reactor para la misma cantidad de vinazas de fermentación. A través de la incorporación de los colectores de nitrógeno en la separación de fangos digeridos y la densificación, se produce un caudal de agua de proceso baja en nitrógeno. Debido a la dilución de nitrógeno mediante el agua de proceso en los fermentadores, y la separación de las sustancias que pueden ser eliminadas por filtrado, incluso en el fermentador lodo denso, puede aplicarse una tasa de carga más alta que en fermentadores conocidos de la técnica anterior.

10 **[0117]** En la figura 2, las cifras citadas en la descripción de la realización se muestran en la forma de una tabla resumen de balance de masas. Representan un posible ejemplo realista. En la figura 2, FM representa el fermentador, TRH el tiempo de retención, VR el volumen del reactor y BV la tasa carga. Todos los porcentajes en la descripción anterior de la invención son porcentajes en peso. Dentro del alcance de la invención que sin embargo es también posible escalar el aparato en más o en menos, de modo que las masas y los caudales individuales pueden asumir valores diferentes.

15 **[0118]** En otra forma de realización de la invención, la fracción fluida obtenida después de la separación de etapa única se somete a una digestión anaeróbica en un fino fermentador de biogás de lodo fluido, mientras que la fracción densa se utiliza como fertilizante sólido, ya sea con o sin procesamiento adicional. Dicho proceso comprende las etapas en una unidad de separación de etapa única, un reactor de biogás de alto rendimiento y, opcionalmente, un colector de nitrógeno como se ha descrito anteriormente, pero sin digestión anaeróbica de la fracción densa. Preferiblemente, el fermentador de biogás de lodo fluido es un fermentador de biogás de alto rendimiento a resistencia, de mayor preferencia, con una trayectoria de flujo exenta de poros.

Ejemplo: Fermentación de vinaza de trigo fluida en una planta piloto de 9 m³

25 **[0119]** Después de decantar, una vinaza de trigo fluida que tiene un contenido de peso seco orgánico del 7% se digiere, sin tratamiento adicional, en un reactor de 9 m³ de tanque con agitación, que está equipado con una retención de biomasa según el documento DE 10005114 A1. La fermentación se lleva a cabo con un tiempo de retención hidráulica de 6 días a una tasa de carga de 10 kg_{oTM} / (m³d), mientras que el rendimiento de metano se mantiene estable también para altas velocidades de carga y el equivalente de ácido acético permanece bajo de 1g /L. Los datos se muestran en las figuras. 5 y 6 (el experimento se detuvo debido a que el substrato se consumió).

Lista de números de referencia

[0120]

- 1 planta de bioetanol
- 35 2 unidad de separación
- 3 fermentador de lodo fluido
- 3.1 elementos de separación
- 3.2 zona del reactor
- 3.3 pared del reactor
- 40 3.4 espacio de recogida de gas
- 3.5 válvula
- 3.6 borde de desbordamiento
- 3.7 tramo de tubería
- 3.8 separador de sólidos
- 45 3.9 tramo de tubería
- 4 fermentador de lodo denso

- 4.1 agitador
- 4.2 eje del agitador
- 4.3 mecanismo de accionamiento
- 4.4 paleta
- 5 4.5 varilla de paleta
- 5 tanque de almacenamiento
- 6 colector de nitrógeno
- 7 tubería de retorno de agua de proceso
- 8 unidad de reciclaje de biogás
- 10 9.1 a 9.31 tramo de tubería 09.01 a 09.31
- 10 depósito de compensación
- 11 tanque de almacenamiento de fracción fluida
- 12 tanque de almacenamiento de fracción densa
- 13 compresor de biogás
- 15 14 tanque de agua de proceso
- 15
- 16 unidad de separación de lodos digestos
- 16.1 control de temperatura
- 16.2 regulador de presión
- 20 17 almacén de fertilizante sólido
- 18 caldera de Vaporización rápida
- 19 unidad de densificación
- 20 compresor
- 21 tanque de fertilizante líquido
- 25 22 compresor
- 23 unidad de desulfuración

REIVINDICACIONES

1. Aparato para la conversión en biogás de vinazas de fermentación resultantes como producto de desecho de la fabricación de etanol que comprende:
- 5 - un reactor de biogás para la fermentación de la vinaza de fermentación en etanol;
 - un tanque de almacenamiento (5) para la recogida del biogás y del efluente de reactor producido en el reactor de biogás;
 - un colector de nitrógeno (6), siendo dicho colector de nitrógeno (6) una unidad de separación para proporcionar, a partir del efluente de reactor, agua de proceso con pocos compuestos nitrogenados y una
- 10 fracción con numerosos compuestos nitrogenados; y
 - una tubería de retorno (7) procedente del colector de nitrógeno (6) en el reactor de biogás y / o en el reactor para fermentación de etanol para así utilizar el agua de proceso para la dilución del contenido del reactor respectivo.
- 15 2. Aparato según la reivindicación 1, que comprende además:
 - Una unidad de separación (2) para separar de la vinaza de fermentación en una fracción fluida y una fracción densa, en el que la fracción diluida tiene un contenido de peso en seco menor que la fracción densa; y
 - al menos dos reactores de biogás (3, 4), donde el primer reactor de biogás (3) está diseñado para fermentar la fracción fluida, en adelante denominado fermentador de lodo fluido (3), y estando el segundo reactor de biogás (4)
- 20 diseñado para fermentar fracción densa a denominar en adelante como fermentador lodos de densos (4).
3. Aparato según la reivindicación 1 o 2, caracterizado porque la unidad de separación (2) comprende una centrífuga de decantación, una unidad de filtro de membrana, un separador de tornillo de prensa, un filtro de tambor y / o una criba de tambor.
- 25 4. Aparato según la reivindicación 2 o 3, caracterizado porque el fermentador de lodo fluido (3) es un reactor de biogás de gran capacidad.
5. Aparato de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, caracterizado porque el fermentador de lodo fluido (3) tiene una vasija de reactor y un separador de sólidos (3,8) dispuesto aguas debajo de la vasija de reactor para alimentar (suministrar) el efluente del reactor de la vasija de reactor, en el que el separador de sólidos (3.8) está diseñado para que el efluente del reactor del separador de sólidos (3.8) sea sometido a presión, de manera que la expulsión de los gases se reduzca al mínimo y que los sólidos pueden depositarse, en el que entre el separador de sólidos (3. 8) y la carcasa de reactor está prevista una sección de tubo (3.9)
- 30 para retorno de sedimentos de sólido del separador de sólidos (3.8) hasta la carcasa del reactor.
- 35 6. Aparato de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, caracterizado porque dicho aparato tiene una unidad de separación de lodos digestos (16) para separar compuestos nitrogenados gaseosos a partir de los efluentes del reactor.
- 40 7. Proceso para la conversión en biogás de vinazas de fermentación resultantes como producto de desecho de la fabricación de etanol, en el que la vinaza de fermentación es fermentada en un reactor de biogás, siendo recogidos el biogás generado y el efluente del reactor en un tanque de almacenamiento (5), en el que en una unidad de separación (6) en forma de colector de nitrógeno (6), el agua de proceso que contiene poco o nada de nitrógeno se separa del efluente del reactor, siendo suministrada el agua de proceso a través de una tubería de retorno (7) del reactor de biogás para diluir la vinaza de fermentación y / o a una planta de bioetanol (1).
- 45 8. Proceso de acuerdo con la reivindicación 7, en el que la vinaza de fermentación es separada por medio de una unidad de separación (2) en una fracción fluida y una fracción densa, fermentándose la fracción fluida en un primer reactor de biogás (3), en adelante llamado fermentador de lodo fluido (3), mientras que la fracción densa se fermenta en un segundo reactor de biogás (4), en adelante denominado fermentador de lodos densos (4), y siendo recogidos el biogás generado junto con los efluentes del reactor en un tanque de almacenamiento (5).
- 50 9. Proceso según la reivindicación 8, caracterizado porque la fracción fluida tiene un contenido de peso en seco de aproximadamente del 5 al 12% y teniendo la fracción densa con un contenido de peso en seco de aproximadamente el 20 al 35%.
- 55 10. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones 7 a 9, caracterizado porque en una unidad de separación de lodo digesto (16) que forma del colector de nitrógeno (6), se separan los compuestos gaseosos de nitrógeno, las porciones sólidas y las porciones líquidas de efluente del reactor.
- 60 11. Proceso de acuerdo con la reivindicación 10, caracterizado porque se suministra un coadyuvante a la unidad de separación de lodo digesto (16).

12. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 7 a 11, caracterizado porque en una caldera de vaporización rápida (18), se separa el biogás restante en la porción líquida del efluente de reactor.

5 **13.** Proceso según la reivindicación 12, caracterizado porque el agua de proceso con bajo contenido de nitrógeno es obtenida a partir del reactor efluente líquido en una unidad de densificación (19) situada aguas abajo de la caldera de vaporización rápida (18).

10 **14.** Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 7 a 13, caracterizado porque el biogás se desulfurado en una unidad de desulfuración mediante un proceso químico.

15. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 7 a 14, caracterizado porque al reactor de biogás (3, 4) se añade una solución de elementos de traza mineral, comprendiendo la solución de elementos traza, al menos, un oligoelemento y un agente de formación de complejos.

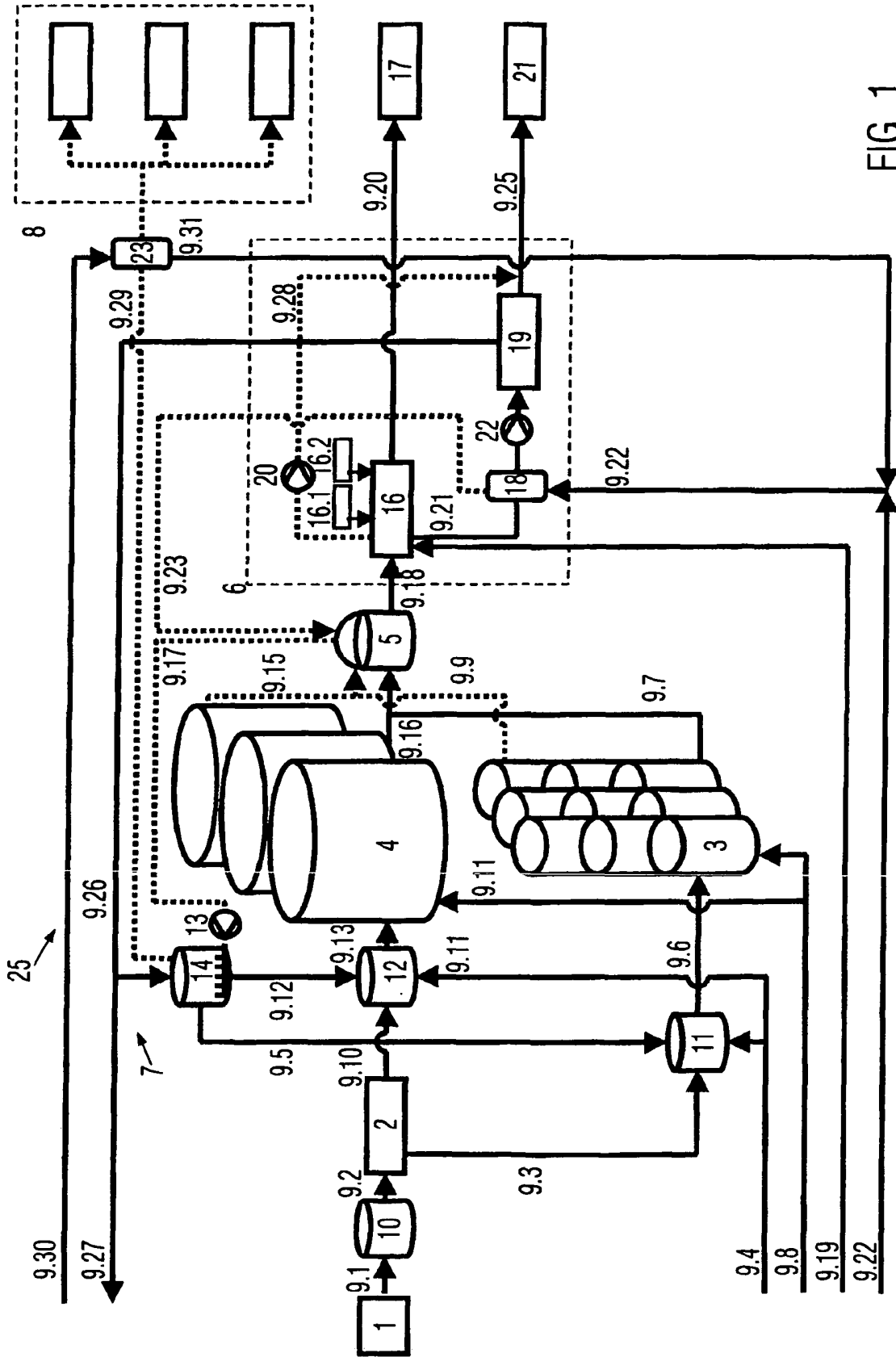


FIG. 1

	caudal fermentador		peso en seco orgánico		N	NH4-N		TN	NH4-N	tiempo de retención reactor [d]	volumen de reactor [m³]	tasa de carga [kg/(m³ d)]
	[l/h]	[t/h]	[kg/kg]	[t/h]		[t/h]	[kg/kg]					
Vinazas de fermentación	9.1	100,00	10,00	10%	1,00	0,00	0,010	0,000				
Fración fluida												
Agua de proceso reactor de biogás de alto rendimiento	9.3	80,00	5,00	6%	0,50	0,00	0,006	0,000				
Entrada reactor de biogás de alto rendimiento	9.5	5,00	0,00	0%	0,00	0,00	0,000	0,000				
Gas reactor de biogás de alto rendimiento	9.6	35,00	5,00	6%	0,50	0,00	0,006	0,000		2,94	6000	20
Gas reactor de biogás de alto rendimiento	9.9	4,25	4,25	100%	0,00	0,00	0,000	0,000				
Efluente reactor de biogás de alto rendimiento	9.7	80,75	1,60	2%	0,50	0,43	0,006	0,005				
Fración espesa												
Agua de proceso fermentador de lodos espesos	9.12	30,00	0,00	0%	0,00	0,00	0,000	0,000				
Entrada fermentador de lodos espesos	9.13	50,00	5,00	10%	0,50	0,00	0,010	0,000				
Gas fermentador de lodos espesos	9.15	3,75	3,75	100%	0,00	0,00	0,000	0,000				
Efluente fermentador de lodos espesos	9.16	46,25	2,00	4%	0,50	0,33	0,011	0,007		16,67	20000	6
Efluente total												
	9.18	127,00	3,60	3%	1,00	0,75	0,008	0,006				
Caudal de gas												
	9.28	0,50	0,00	0%	0,50	0,50	1,000	1,000				
Fertilizante sólido												
	9.20	6,69	2,34	35%	0,18	0,01	0,026	0,002				
Efluente líquido												
	9.21	120,31	1,26	1%	0,32	0,24	0,003	0,002				
Agua de proceso												
	9.26	112,16	0,11	0%	0,01	0,01	0,000	0,000				
Concentrado												
	7,65	1,15	1,15	15%	0,31	0,23	0,041	0,029				
Fertilizante líquido												
	9.25	8,15	1,15	15%	0,81	0,73	0,100	0,089				

Capacidad de degradación de fracción fluida **85%**
 Capacidad de degradación de fracción espesa **75%**

FIG. 2

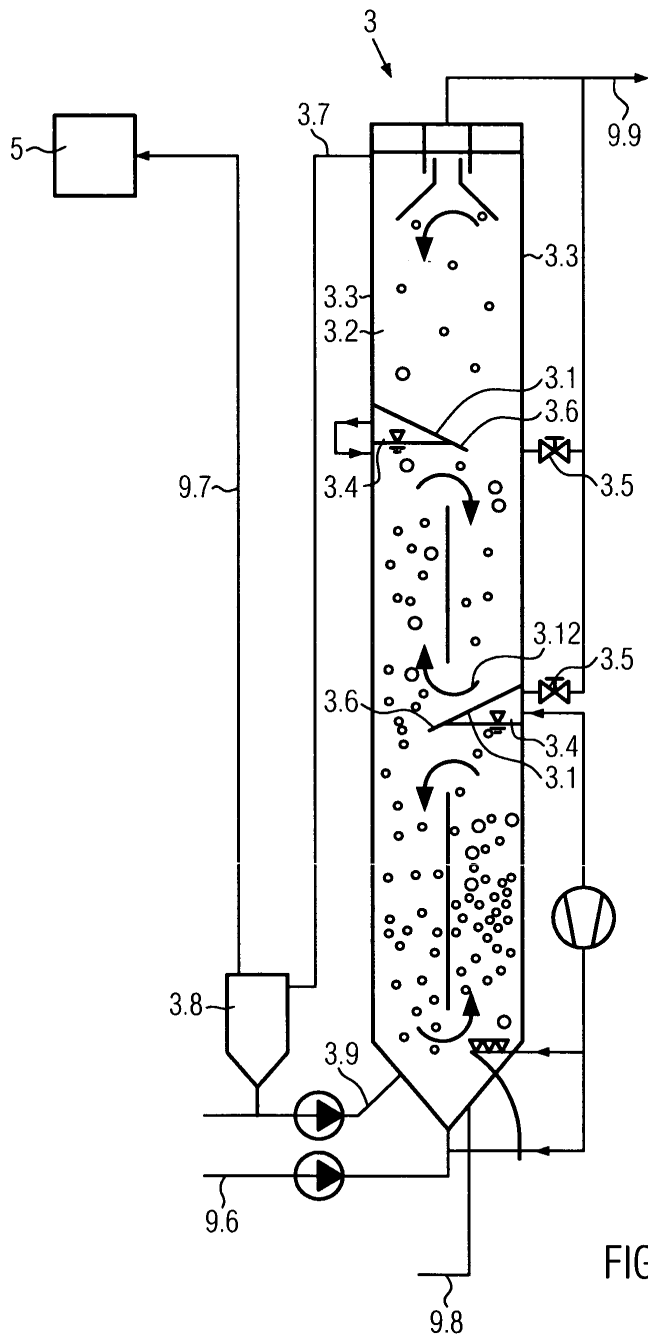


FIG. 3

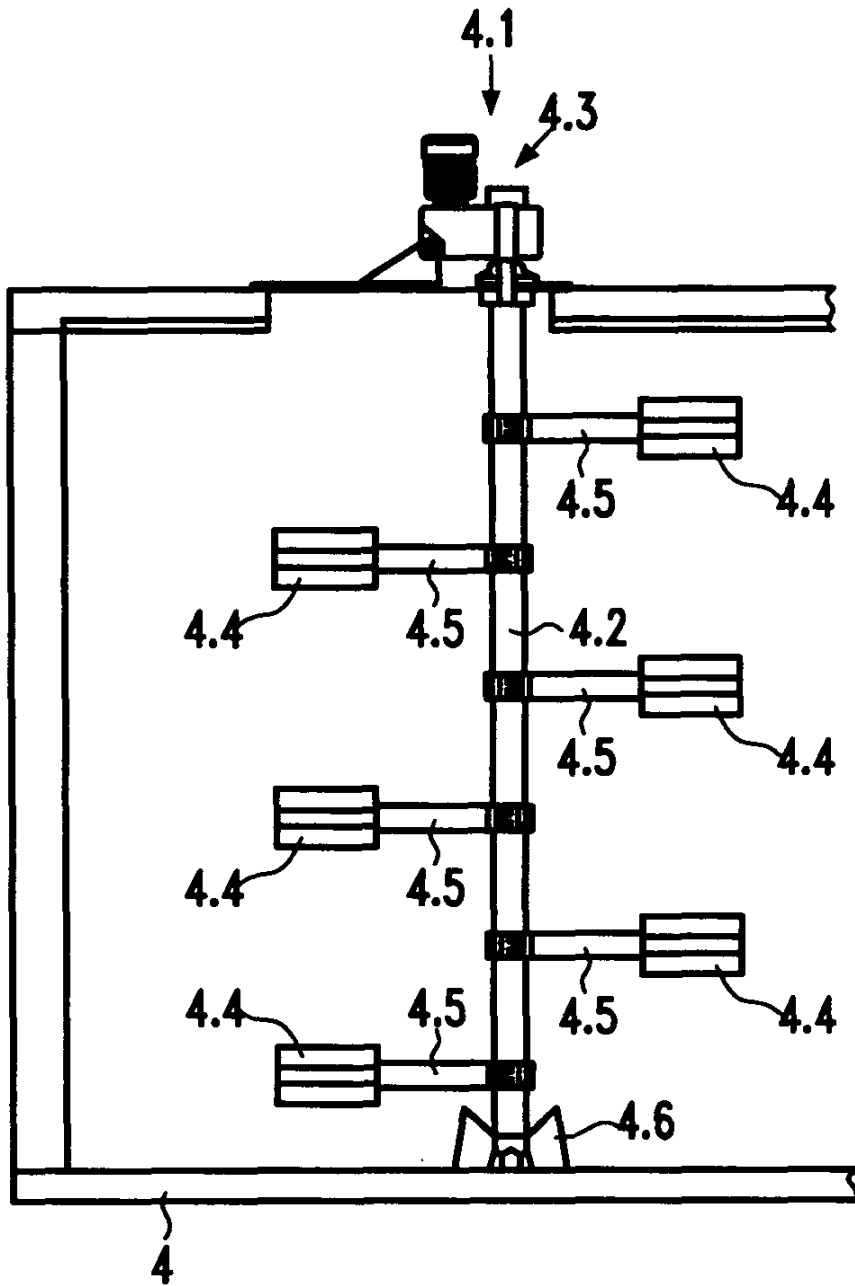


FIG. 4

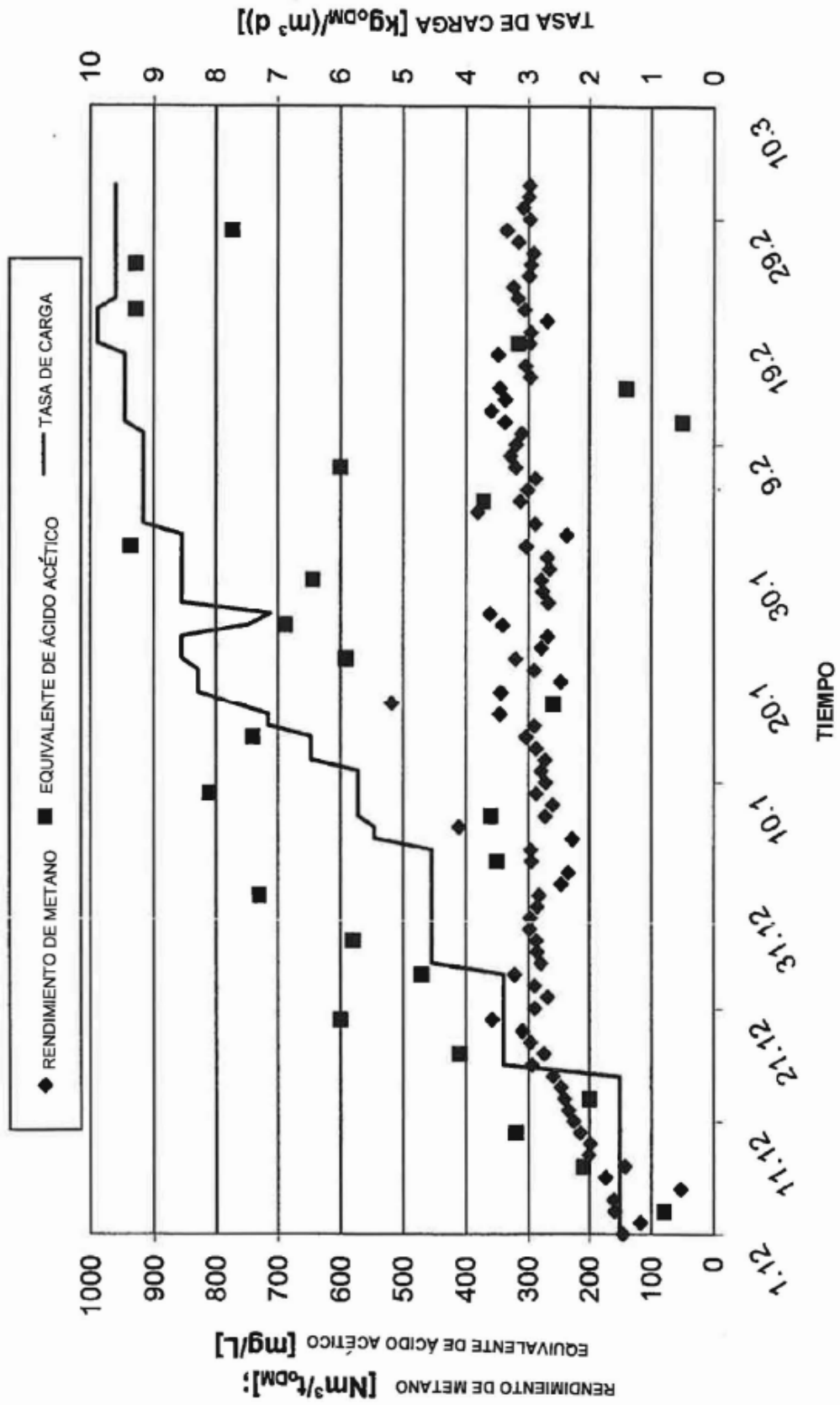


FIG. 5

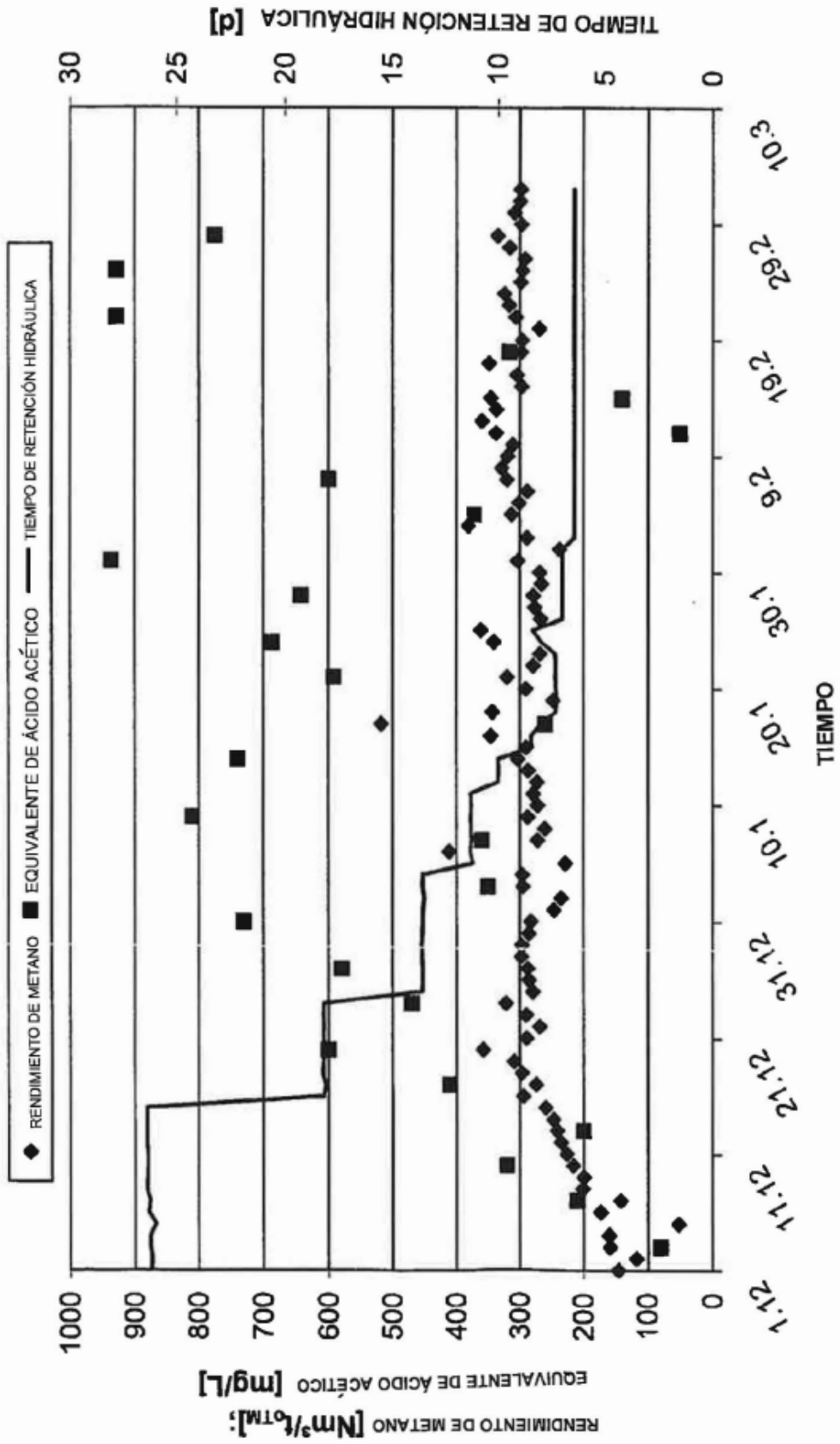


FIG. 6

REFERENCIAS CITADAS EN LA DESCRIPCIÓN

La lista de referencias citada por el solicitante lo es solamente para utilidad del lector, no formando parte de los documentos de patente europeos. Aún cuando las referencias han sido cuidadosamente recopiladas, no pueden excluirse errores u omisiones y la OEP rechaza toda responsabilidad a este respecto.

5

Documentos de patente citados en la descripción

- EP 1790732 A1 [0002] [0073]
- US 20070141691 A [0003]
- US 20060194296 A1 [0004]
- US 20060041153 A1 [0005]
- US 20050153410 A1 [0006]
- US 5250182 A [0007]
- US 5177009 A [0008]
- US 2595827 A [0008]
- DE 4213015 A1 [0009] [0038]
- DE 10005114 A1 [0010] [0040] [0119]
- WO 2007025739 A [0011] [0049] [0085]
- DE 10321607 A1 [0012] [0085]
- WO 2006021087 A [0013]
- US 20070254089 A [0014]
- WO 20060299 A [0015]
- DE 3035683 [0015]
- DD 246531 [0016]