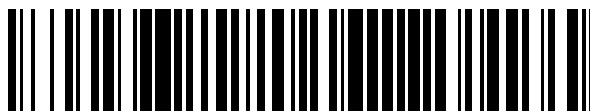


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 718 317**

51 Int. Cl.:

C02F 3/00 (2006.01)

C02F 3/28 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **11.09.2014 PCT/NL2014/050621**

87 Fecha y número de publicación internacional: **19.03.2015 WO15037989**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **11.09.2014 E 14777905 (2)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **16.01.2019 EP 3044172**

54 Título: **Digestión de lodos orgánicos**

30 Prioridad:

11.09.2013 EP 13183965

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

01.07.2019

73 Titular/es:

HASKONINGDHV NEDERLAND B.V. (100.0%)

Laan 1914 no 35

3818 EX Amersfoort, NL

72 Inventor/es:

KOORNNEEF, EDDIE

74 Agente/Representante:

TOMAS GIL, Tesifonte Enrique

Observaciones:

Véase nota informativa (Remarks, Remarques o Bemerkungen) en el folleto original publicado por la Oficina Europea de Patentes

ES 2 718 317 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

Digestión de lodos orgánicos

- 5 [0001] La invención se refiere a un proceso de tratamiento de sustancias orgánicas tales como lodos de tratamiento de aguas residuales, estiércol, etc. mediante digestión anaerobia.

Antecedentes

- 10 [0002] Las corrientes de desechos orgánicos o lodos, como los lodos de tratamiento de aguas residuales, flujos de desechos de biomasa, flujos de desechos de la industria alimentaria y similares, se tratan comúnmente mediante digestión anaerobia para reducir el contenido de materia orgánica y producir biogás. Como se usa en el presente documento, se entiende que "lodo" significa cualquier lechada o suspensión de material orgánico, generalmente considerado como residuo, en un medio acuoso, que tiene un contenido de sólidos secos entre el 2 y el 12% en peso, preferiblemente entre el 3 y el 9% en peso. Tales lodos más bien gruesos son difíciles de digerir en los reactores convencionales para la digestión anaerobia. El metano (del biogás) se puede usar como combustible para la entrada de energía en los procesos (de digestión) en las estaciones depuradoras de aguas residuales (EDAR), o se puede vender externamente.

- 20 [0003] El proceso de digestión anaerobia tiene cuatro etapas principales catalizadas por enzimas: (1) hidrólisis por enzimas hidrolíticas excretadas por los microorganismos, lo que resulta en la descomposición de estructuras poliméricas y glicéricas, en particular de proteínas y polisacáridos y grasas, respectivamente, en pequeños péptidos, y aminoácidos, azúcares monoméricos tales como la glucosa y ácidos grasos; (2) acidogénesis, que resulta en la conversión de los productos de hidrólisis en ácidos grasos más pequeños, ácido láctico, alcoholes (etanol, metanol) y otros; (3) acetogénesis, que resulta en la conversión de los ácidos grasos y alcoholes más pequeños en dióxido de carbono, hidrógeno y ácido acético; y (4) metanogénesis, que resulta en la conversión de hidrógeno, ácido propiónico y ácido acético en metano y dióxido de carbono. Las últimas tres etapas tienen lugar dentro de las células de las bacterias correspondientes. La primera etapa, la hidrólisis, suele ser el paso limitante de la velocidad del proceso de descomposición.

- 30 [0004] La digestión anaerobia se realiza convencionalmente en reactores de tanque agitado (CSTR). La forma y configuración de los reactores, así como las características adicionales del proceso, como la gestión del flujo, la mezcla, los tiempos de residencia, pueden variar ampliamente. El proceso puede ser mesofílico, es decir, a temperaturas de entre 25 y 45 °C, típicamente alrededor de 36 °C, o termofílico, a temperaturas de entre 45 y 35 60 °C o incluso más altas y típicamente alrededor de 55 °C.

- 40 [0005] Un inconveniente de realizar la digestión anaerobia en CSTR es que una parte de la biomasa que se va a digerir no está involucrada en todo el proceso y sale del reactor sin tratar. Además, las cuatro etapas de la digestión anaerobia, desde la hidrólisis hasta la metanogénesis, se realizan simultáneamente, dando como resultado condiciones de proceso subóptimas para la mayoría, si no todas, las etapas del proceso. Además, los tiempos de retención de lodos (SRT) y los tiempos de retención hidráulica (HRT) son necesariamente los mismos en CSTR, y como resultado, el tratamiento óptimo de todos los lodos generalmente no se puede lograr.

- 45 [0006] Los intentos de superar los inconvenientes del tratamiento en CSTR para la digestión anaerobia se centran principalmente en el tratamiento de flujo de pistón, o combinaciones de tratamiento de flujo de pistón y CSTR. Si bien tales configuraciones pueden resultar en mayores eficiencias o tasas de conversión, requieren costos de equipo relativamente elevados, debido a los altos índices de altura/profundidad (A/P) requeridos.

- 50 [0007] WO 03/006387 (= US 2004/0172878) describe una instalación para la conversión anaerobia de biomasa 'seca' en biogás en donde la hidrólisis y la fermentación con metano están separadas y la fermentación se realiza en dos tanques de fermentación, el primero que funciona a temperaturas mesofílicas y el segundo a temperaturas termofílicas. El flujo reciclado de este documento está relacionado con la salida de agua de los transportadores y la presión del agua del expulsor; no se recicla ningún lodo. WO 2011/112736 describe una instalación para producir biogás a partir de biomasa en reactor(es) anaerobio(s) CSTR. El potencial de oxidación-reducción (ORP), el pH, la temperatura y la producción de gas en el reactor se supervisan y se utilizan para controlar la cantidad de biomasa suministrada al reactor, y el tiempo de retención de biomasa dentro del reactor se incrementa por un reciclado de biomasa después de la separación de la fase líquida. No se sugieren otros medios, aparte del almacenamiento, para acomodar las fluctuaciones en el flujo entrante. Ninguno de los documentos permite la optimización de los diferentes pasos microbiológicos en la descomposición de sustratos orgánicos (complejos) principalmente en metano y dióxido de carbono. EP2345090 describe una combinación de medidores de pH y redox para controlar el tratamiento aerobio de aguas residuales para optimizar la eliminación de nitrógeno y no tiene como fin controlar diferentes etapas de la formación de metano. US6,015,496 describe un método de tratamiento de aguas residuales en una red de tuberías para recolectar y transportar aguas residuales que comprende la etapa de alimentar lodos acondicionados en dicha red de tuberías, por lo que dichos lodos acondicionados comprenden organismos

seleccionados del grupo que consiste en organismos nitrificantes, organismos aerobios, organismos facultativos, organismos anaerobios, organismos metanogénicos y combinaciones de los mismos.

Resumen de la invención

5

[0008] Se ha observado que la eficiencia general de la digestión anaerobia de lodo tal como se ha definido anteriormente se puede mejorar significativamente combinando las ventajas de un tratamiento en CSTR y un proceso de flujo de pistón, realizando la digestión anaerobia en un conjunto de al menos tres reactores, lo que permite realizar los procesos parciales de la digestión anaerobia (hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis) en condiciones más óptimas. Las condiciones se optimizan aún más combinando la configuración mejorada del reactor con un control de los flujos entre los reactores mediante la entrada de datos de reacción (pH, redox) y flujo (carga de lodo, producción de gas).

10

Descripción de la invención

15

[0009] Por lo tanto, la invención se refiere a un proceso y una instalación para tratar lodos por digestión anaerobia. En el proceso de la invención, el lodo se trata en serie en al menos tres reactores anaerobios que comprenden un primer, un segundo y un último reactor, en donde:

20

al menos el 50% en volumen de la corriente de lodo afluente se alimenta a dicho primer reactor, al menos el 85% en volumen del efluente líquido de dicho primer reactor se alimenta a dicho segundo reactor,

25

al menos el 85% en volumen del efluente líquido de dicho segundo reactor se alimenta directa o indirectamente a dicho último reactor, y

al menos el 85% en volumen del efluente líquido de dicho último reactor se desecha y/u opcionalmente se somete a otros tratamientos, y

en donde una parte variable controlada del efluente de dicho último reactor se alimenta a dicho primer reactor, y/o

30

una parte variable controlada de la corriente de lodo afluente se alimenta a dicho segundo reactor;

el nivel (volumen por unidad de tiempo) de dichas partes variables se controla por medio de los valores de pH y/o redox en al menos dicho primer reactor,

35

en donde la parte variable controlada del efluente del último reactor que se alimenta a dicho primer reactor aumenta cuando el pH en el primer reactor es 6,0 o menor y/o el valor redox en el primer reactor es superior a - 330 mV, y disminuye cuando el pH en el primer reactor está por encima de 6,8 y/o el valor redox en el primer reactor está por debajo de - 420 mV,

40

y/o en el que la parte variable controlada de la corriente de lodo afluente que se alimenta al segundo reactor aumenta cuando el pH en el primer reactor es 6,0 o menor y el flujo de reciclado al primer reactor está entre 60 y 100% del volumen de la producción, y el pH en el segundo reactor es de 6,8 o superior y/o el valor redox en el primer reactor es inferior a -330 mV, y en donde la parte variable controlada de la corriente de lodo de entrada que se alimenta al segundo reactor disminuye cuando el pH en el segundo reactor está por debajo de 6,0 y/o el valor redox en el segundo reactor está por encima de -300 mV o el valor redox en el primer reactor está por encima de - 330 mV, y disminuye cuando el pH en el primer reactor está por encima de 6,8 y/o el valor redox en el primer reactor está por debajo de - 420 mV.

45

[0010] El proceso y la instalación de la invención comprenden preferiblemente un tercer reactor entre dicho segundo reactor y dicho último reactor, donde una gran parte del efluente líquido de dicho segundo reactor se alimenta a dicho último reactor a través del tercer reactor, es decir, una gran parte del efluente líquido, en particular todo el efluente líquido, del segundo reactor se alimenta al tercer reactor, y una gran parte del efluente líquido del tercer reactor se alimenta al último reactor. Si se desea, se puede proporcionar un quinto e incluso un sexto reactor entre el tercer y el último reactor; sin embargo, tales reactores adicionales mejoran solo de manera marginal la eficiencia y/o la tasa de conversión anaerobia del conjunto de reactores.

50

[0011] Si bien todas las etapas de la digestión anaerobia pueden tener y tendrán lugar en cada uno de los reactores, la hidrólisis (etapa 1) tiene lugar predominantemente en el primer reactor y, en cierta medida, también en el segundo e incluso en el tercer reactor. La acidogénesis y la acetogénesis tienen lugar en todos los reactores y dependen en gran medida de la producción de productos intermedios formados por el proceso de hidrólisis. La acidogénesis y la acetogénesis también son fuertemente interdependientes. La metanogénesis se produce en todos los reactores porque el ácido acético se forma en todas las etapas, y es el proceso principal del último reactor.

60

[0012] El material orgánico o lodo, como se define en la parte introductoria anterior, que se trata en el proceso de la invención, puede ser, por ejemplo, lodo proveniente de una estación depuradora de aguas residuales (aerobia o anaerobia), estiércol, flujos de residuos de biomasa, flujos de residuos de la industria alimentaria y mataderos, y similares. El lodo puede comprender varios polisacáridos como celulosa, hemicelulosas, almidones, gomas y otras fibras, así como azúcares, proteínas y grasas inferiores, así como niveles más bajos de otros materiales biológicos

65

como alcoholes, ácidos orgánicos, hidrocarburos, ligninas, etc., todos los cuales se digieren al menos en cierta medida, dependiendo del grado de biodegradabilidad fácil.

[0013] En este documento, se entiende que el "efluente líquido" de un reactor significa el líquido y cualquier material sólido o semisólido suspendido o que flota en el líquido. Por lo tanto, el líquido incluye la mayor parte del lodo (orgánico/biológico, es decir, que comprende las bacterias y enzimas de la flora anaerobia) presente en el líquido. La transferencia de dicho material suspendido o (semi)sólido de un reactor a otro es importante en la presente invención. Dicho material suspendido o sólido (lodo) se distingue del material sólido, no digerible, que se depositará en el reactor a pesar de cierta mezcla.

[0014] Normalmente, el material sólido introducido en el sistema de digestión anaerobia, también de la invención, comprenderá dicho material no digerible, en gran parte inorgánico, como arena, materiales similares a la arcilla y precipitados, que no serán convertidos en el sistema de reactores. Esta parte puede variar desde aproximadamente el 10% hasta aproximadamente el 40% del total de sólidos secos del afluente. La parte más pesada del material inorgánico se puede extraer de cualquiera de los reactores, preferiblemente al menos del primer reactor, mediante sedimentación apropiada utilizando la densidad generalmente más alta de este material inorgánico. La parte no sedimentante del material inorgánico y los precipitados recién formados saldrán del último reactor junto con el efluente, y se pueden separar más adelante si se desea.

[0015] En el proceso y la instalación de la invención, el material sólido que se forma durante la digestión anaerobia, en particular la estruvita (fosfato de amonio y magnesio), también se puede recolectar en el fondo de uno o más de los reactores, preferiblemente el penúltimo reactor (por ejemplo, el tercero de cuatro). Si es necesario, se puede introducir magnesio, a niveles correspondientes a la estequiometría de la carga de fósforo del lodo tratado, en el/los reactor(es) para obtener una cantidad óptima de estruvita y, por lo tanto, para una recuperación óptima del fosfato. El magnesio se puede agregar adecuadamente como su sal, a saber, cloruro, hidróxido, óxido, acetato o sulfato de magnesio. Al reducir la concentración de fosfato durante el proceso de digestión mediante la formación de estruvita en el propio digestor, se puede prevenir la formación de estruvita no deseada después de los digestores.

[0016] Los reactores están provistos ventajosamente de dispositivos de mezcla controlables, lo que permite controlar la mezcla del lodo, pero también la proporción de SRT a HRT. Preferiblemente, al menos el primer y el segundo reactor están provistos de tales dispositivos de mezcla.

[0017] En una forma de realización ventajosa del proceso y la instalación de la invención, los al menos tres reactores son compartimentos separados verticalmente de un solo tanque. El tanque individual puede ser efectivamente un tanque de contenedor cilíndrico con tres o cuatro o incluso más compartimentos separados radialmente que constituyen los diversos reactores, pero son perfectamente posibles otras formas o incluso reactores separados para los diferentes compartimentos. La altura de los reactores y del tanque no es fundamental para el funcionamiento de la digestión anaerobia, aunque generalmente se prefiere una altura mínima de 4 m. Típicamente, las alturas están entre 5 y 15 m por razones prácticas, preferiblemente entre 6 y 11 m. La altura reducida sin ninguna reducción de la producción, en comparación con los digestores de flujo de pistón existentes de la técnica anterior, constituye una ventaja importante de la invención. El diámetro del tanque, para un tanque cilíndrico radialmente dividido, puede estar ventajosamente entre 10 y 25 m, preferiblemente entre 15 y 22 m, lo que permite un contenido total efectivo del reactor de entre 750 y 4000 m³, preferentemente entre 1500 y 3000 m³. Sin embargo, los equipos más pequeños y más grandes serán igualmente eficaces.

[0018] La "gran parte" (o "una" "gran parte", que es lo mismo) de un efluente que se alimenta de un reactor a otro reactor, como se ha definido anteriormente, es al menos el 85% (en volumen del efluente total del reactor relevante por unidad de tiempo), preferiblemente al menos 90%, lo más preferiblemente al menos 96%. La "gran parte" del efluente que se extrae del último reactor (y/u opcionalmente se somete a tratamientos adicionales) es al menos el 50% (en volumen de su efluente total, incluido cualquier reciclado), más preferiblemente al menos el 70%, en particular en al menos el 85%, incluso más en particular al menos el 90%. En condiciones de funcionamiento constantes, sin perturbaciones y con características de afluente constante, las partes principales pueden ser del 100% para algunos o todos los efluentes, es decir, sin reciclado. La parte variable controlada ("menor") que se alimenta desde un reactor posterior a un reactor anterior en el proceso, por lo tanto, preferiblemente es inferior al 15% (en volumen), preferiblemente inferior al 10%. Las partes variables controladas que se reciclan preferiblemente se mezclan, es decir, contienen esencialmente los mismos niveles de lodo que el contenido del reactor del que se descarga la parte; si es necesario, el contenido del reactor se mezcla antes o mientras la parte variable se alimenta a un reactor anterior; por otro lado, el reciclado de parte del efluente de un reactor a un reactor anterior se puede hacer sin mezclar por adelantado el contenido del reactor, dependiendo del material de alimentación, siempre y cuando al menos una parte del material semisólido (suspendido), incluidas las bacterias anaerobias, se transporte junto con el efluente reciclado. Cuando se hace referencia en este documento a volúmenes por unidad de tiempo o por día, debe entenderse como volúmenes promedio por unidad de tiempo durante un período más largo, por ejemplo, una o varias horas o días, lo que promedia las posibles diferencias a corto plazo que resultan de eventos de reciclado que son menos frecuentes que los eventos de carga.

[0019] La parte variable controlada del efluente de dicho último reactor que se alimenta a dicho primer reactor es preferiblemente algo más alta que otras corrientes de reciclado, en particular, es de al menos un 2% en volumen de dicha gran parte del efluente líquido que se está desechando y/o tratando adicionalmente, por unidad de tiempo, por ejemplo hasta el 10%. Más preferiblemente, por ejemplo, para permitir el acomodar corrientes de alimentación más exigentes y/o más fluctuantes, la parte variable controlada que se alimenta desde el último reactor al primer (y opcionalmente parcialmente al segundo) reactor está entre el 2 y el 50% (en volumen) del efluente total que sale del último reactor, incluso más preferiblemente entre el 5 y el 30%, más preferiblemente entre el 10 y el 20% del efluente total del último reactor. En términos del contenido total del reactor, la tasa de reciclado está preferiblemente entre 0 y 15% en volumen del contenido total del reactor por día, más preferiblemente 0,5-12,5% en volumen por día, de la manera más preferible entre 1,25 y 7,5% en volumen o incluso entre 2,5 y 5% vol por día.

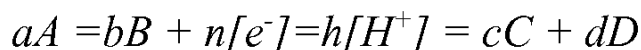
[0020] También una parte variable controlada del efluente de dicho último reactor puede alimentarse a dicho segundo reactor. Esa parte generalmente será más pequeña que la parte reciclada desde el último hasta el primer reactor, a menos que la acidez sea demasiado alta, no solo en el primer reactor (pH demasiado bajo, por ejemplo, inferior a 6,0, especialmente por debajo de 5,0), sino también en el segundo reactor (pH, por ejemplo, por debajo de 6,5, especialmente por debajo de 6,0). La parte reciclada del último al segundo reactor está preferiblemente entre 0 y 50% del volumen total reciclado desde el último reactor (al primer y segundo reactores juntos), más preferiblemente entre 0 y 25% del mismo, de la manera más preferible entre 0 y 10% del mismo, por unidad de tiempo, por ejemplo, por día. En términos del efluente total que sale del último reactor, la parte que se alimenta al segundo reactor está preferiblemente entre 0 y 30% (en volumen), más preferiblemente entre 0 y 10%, mientras que puede estar entre 5 y 30%, preferiblemente entre 10 y 25% en caso de una acidez demasiado alta del segundo reactor. En una definición alternativa, la parte alimentada desde el último hasta el segundo reactor está preferiblemente entre 0 y 25% en volumen, más preferiblemente entre 0 y 10%, en volumen de dicha gran parte del efluente líquido que se está desechando y/o sometiendo a tratamientos adicionales, más preferiblemente entre 0 y 4%. Más preferiblemente, esencialmente el 0% en volumen por unidad de tiempo (ya sea sobre la base del efluente total, el reciclado total, o la parte no reciclada, o sobre el contenido del reactor) se devuelve al segundo reactor, si todo el afluente se alimenta al primer reactor y si el pH en el segundo reactor no disminuye. No obstante, si el pH del segundo reactor disminuye, el efluente de dicho último reactor puede alimentarse a dicho segundo reactor hasta un máximo del 25% en volumen del reciclado total.

[0021] Alternativa o adicionalmente, una parte variable controlada del efluente de dicho penúltimo reactor (es decir, el reactor que precede al último reactor, que puede ser el segundo reactor, o, preferiblemente, el tercer reactor) puede alimentarse al primer reactor. Esta parte controlada puede estar, por ejemplo, entre 0 y 25% en volumen, preferiblemente entre 0 y 10% en volumen, preferiblemente entre 0 y 4% en volumen del efluente del penúltimo reactor.

[0022] Como excepción, la "gran parte" de la corriente de lodo de entrada que se alimenta al primer reactor puede ser tan baja como el 50%. La parte variable controlada de la corriente de lodo afluente que se alimenta a dicho segundo reactor varía en gran medida con las propiedades de volumen de la corriente de lodo afluente. Por ejemplo, si el lodo afluente ya ha sufrido hidrólisis en cierta medida o tiene una alta cantidad de material fácilmente degradable (carga máxima), la parte controlada que se alimenta directamente ("se desvía") al segundo reactor puede ser relativamente alta, tan alta como el 50%. Preferiblemente, en condiciones más estables, la gran parte que se alimenta al primer reactor y la parte variable controlada que se alimenta al segundo reactor son más del 75% y menos del 25%, respectivamente. Preferiblemente, la parte variable controlada ("parte menor") del afluente que se alimenta al segundo reactor es lo más baja posible, dependiendo de la cantidad que se pueda poner a través del primer reactor, que se controlará por medición de pH y/o redox.

[0023] Una característica importante del proceso y la instalación de la invención es el control del flujo de un reactor a otro, incluidos los desvíos y los reciclados, que se puede lograr midiendo el pH y/o el potencial redox (potencial de oxidación-reducción, ORP) en al menos los dos primeros reactores, pero preferiblemente en todos los reactores. Además, los caudales de afluentes y efluentes, en particular el caudal de los lodos entrantes (por volumen) y el (bio)gas saliente (por volumen), se pueden utilizar para controlar el flujo de los diversos reciclados y desvíos. Por lo tanto, el nivel de dichas partes variables que se alimentan desde un reactor a otro, en particular desde el último reactor al primer y/o segundo reactor, así como desde el afluente al segundo reactor, evitando así el primer reactor, son controlados por medio de los valores de pH y/o redox medidos en el primer y segundo reactor en combinación con la carga afluente medida que se desea tratar y, preferiblemente también sobre la base de la producción de gas medida de los reactores combinados, o de los reactores individuales. Los datos de entrada de pH, redox y tasas de flujo se introducen en un procesador de datos que, una vez ajustado a las características del conjunto de reactores y los tipos y cantidades de lodo que se desea tratar, traducirá la entrada a incrementos o disminuciones de uno o más de los flujos de desvío o de reciclado al abrir (ampliar) o al cerrar (estrechar) las válvulas respectivas o al controlar los diferentes flujos de la bomba.

[0024] En cuanto al pH y al potencial redox, se sabe que el E_h y el pH de una solución están relacionados. Para una ecuación de media celda, escrita convencionalmente como reducción (electrones en el lado izquierdo):



[0025] El potencial estándar de media celda E_0 es dado por:

$$E_0(\text{voltios}) = -\frac{\Delta G^\ominus}{nF}$$

en donde ΔG^\ominus es el cambio de energía libre de Gibbs estándar, n es el número de electrones involucrados, y F es la constante de Faraday. La ecuación de Nernst relaciona el pH y E_h :

$$E_h = E_0 - 0.05916/n * \log \left(\frac{\{A\}^a \{B\}^b}{\{C\}^c \{D\}^d} \right) - 0.05916h/n * \text{pH}$$

donde los corchetes indican actividades y los exponentes se muestran de la manera convencional. Esta ecuación es la ecuación de una recta para E_h en función del pH con una pendiente de $-0.05916h/n$ voltios (el pH no tiene unidades). Esta ecuación predice un E_h menor a valores de pH más altos. Esto se observa para la reducción de O_2 a OH^- y para la reducción de H^+ a H_2 .

[0026] Un rango normal para el pH en reactores anaerobios (CSTR) está en el rango de 6,0 a 8,0, donde un pH de 6,0 es bajo, lo que aumenta el riesgo de acidificación del reactor. Para evitar la pérdida de actividad por valores de pH demasiado bajos, el flujo de reciclado se controla para mantener la instalación en condiciones óptimas. Un problema de usar solo el pH para supervisar la producción y controlar los flujos es que los valores de pH están influidos por el equilibrio del carbonato en una dirección (alcalinidad de la mezcla de reacción) y en la dirección opuesta por las concentraciones de ácidos grasos, lo que hace que la medición del pH por sí sola no sea un valor muy fiable para controlar el proceso de digestión. La medición del potencial redox da una indicación de la cantidad total de iones oxidantes y reductores en el medio y es menos dependiente de los efectos de aplanamiento de algunos componentes. Dependiendo del flujo del afluente y la velocidad de degradación, se puede mantener un pH más bajo (inferior a 6,5 o incluso inferior a 6,0) durante algún tiempo en el primer y/o segundo reactor.

[0027] El control del pH de los flujos de reciclado y desvío se puede realizar, por ejemplo, de la siguiente manera: si el pH en el primer reactor no disminuye suficientemente en comparación con el pH del afluente, es decir, si es de alrededor de 7,3 o superior y el reciclado del último reactor es bajo, esto puede indicar que la capacidad de digestión del primer reactor es insuficiente, debido a los componentes afluentes demasiado complejos que necesitan más tiempo de hidrólisis. En tal caso, se puede aumentar la parte del afluente que se alimenta al segundo reactor ("desvío"). Cuando el pH disminuye muy por debajo de alrededor de 7,0, en particular por debajo de 6,8, se puede disminuir el flujo de desvío. Si, por otro lado, la disminución del pH en el primer reactor es demasiado grande, por ejemplo, a 6,5 o menos, el flujo de reciclado del último reactor (y opcionalmente, en un menor grado, del penúltimo, por ejemplo, el tercer reactor) se puede aumentar, por ejemplo, a alrededor del 25%, o al 43% o incluso hasta el 100% (por afluente de volumen por día), valores que corresponden a hasta el 20%, o hasta el 30%, o incluso hasta el 50%, respectivamente, del volumen de efluente total del último reactor. También son factibles niveles de 3-6% o incluso de 6-10% (en volumen del efluente total del último reactor). Cuando el pH sube por encima de 6,8, el flujo de la parte de reciclado del último reactor puede disminuir.

[0028] Típicamente, el pH del primer reactor se mantendrá entre 4,5 y 7,5, preferiblemente entre 5,0 y 7,3, en particular entre 6,0 y 7,3. El pH del segundo reactor estará típicamente entre 6,0 y 8,0, preferiblemente entre 6,5 y 7,5. El pH del tercer reactor (si lo hay) y de cualquier otro reactor antes del último estará típicamente entre 6,8 y 8,0, mientras que el pH del último reactor estará preferiblemente entre 7,0 y 8,0, idealmente entre 7,0 y 7,5. Sin embargo, los desvíos fuera de estos rangos típicos todavía pueden ser aceptables, al menos temporalmente, especialmente en el primer y el segundo reactor.

[0029] Si la producción de gas aumenta por encima de la cantidad máxima que se puede tratar por unidad de tiempo, el flujo de los lodos entrantes se puede reducir o el flujo entrante total se puede alimentar solo al primer reactor en lugar de a los dos primeros reactores. La degradabilidad y, por lo tanto, la producción de gas, disminuirá si la carga del primer reactor aumenta por encima de la carga óptima. Si el flujo entrante es demasiado alto para ser tratado solo en el primer reactor, parte del flujo se puede introducir en el segundo reactor. La reducción del flujo de lodos entrantes puede efectuarse desviando una parte de los lodos entrantes a un tanque de almacenamiento y devolviéndolos, por ejemplo, cuando la producción de gas ha disminuido por debajo del nivel máximo. De esta manera, los datos de producción de gas se utilizan para adaptar los distintos flujos, desvíos y reciclados. También se puede utilizar la composición del gas para este propósito. Por lo tanto, un contenido de metano relativamente alto de la producción total de gas, o especialmente del gas que sale del primer y segundo reactor, es indicativo de un proceso de degradación relativamente rápido, lo que permite que se reduzca el reciclado del último reactor al primer reactor, y/o el desvío del primer reactor que se ha de adaptar. A la inversa,

un contenido de metano relativamente bajo en comparación con, por ejemplo, el contenido de dióxido de carbono, de la producción total de gas, o especialmente del gas que sale del último reactor (y posiblemente del penúltimo), es indicativo de un proceso de degradación no óptimo, que puede mejorarse aumentando el reciclado del último al primer reactor(es).

5

[0030] El control redox de los flujos de reciclado y desvío se puede realizar de manera similar. Por ejemplo, si el potencial redox en el primer reactor es relativamente alto (= menos negativo, por ejemplo, > -330 mV, en particular > -300 mV), esto es una indicación de una capacidad anaerobia insuficiente del primer reactor y la proporción de reciclado del efluente del último reactor que se alimenta al primer reactor se incrementa, hasta aproximadamente el 20% o incluso hasta el 50% (basado en el efluente total del último reactor). Si, por otro lado, el potencial redox es demasiado bajo, por ejemplo, muy por debajo de -420 mV, en particular < -450 mV, el reciclado del último reactor puede disminuir y/o la velocidad de desvío al segundo reactor puede aumentar. Los niveles precisos del potencial redox, que deben usarse como un indicador y, por lo tanto, un criterio de control para ajustar los diversos flujos, dependerán de los tipos de lodo, y pueden ser determinados rutinariamente por el experto. Como se ha indicado anteriormente, una ventaja de usar el potencial redox es que es más directamente indicativo del proceso de digestión anaerobia, mientras que el efecto de pH (acidificación) puede compensarse con una mayor alcalinidad de la mezcla afluente. Por lo tanto, tanto el pH como el potencial redox se utilizan ventajosamente para controlar los flujos de reciclado y de desvío.

10

15

20

25

[0031] Por lo tanto, en el proceso de la invención, la parte variable controlada del efluente del último reactor que se alimenta al primer reactor puede aumentarse cuando el pH en el primer reactor es 6,0 o inferior y/o el valor redox en el primer reactor está por encima de -330 mV, especialmente cuando está por encima de -300 mV. Por otro lado, la parte variable controlada del efluente de dicho último reactor que se alimenta al primer reactor puede disminuir cuando el pH en el primer reactor está por encima de 6,8 y/o el valor redox en el primer reactor está por debajo de -420 mV, especialmente cuando está por debajo de -450 mV.

30

35

[0032] De manera similar, la parte variable controlada de la corriente de lodo afluente que se alimenta al segundo reactor (es decir, evitando el primer reactor) se puede aumentar cuando el pH en el primer reactor es de 6,0 o inferior y el flujo de reciclado al primer reactor es de entre 60 y 100%, especialmente entre 80 y 100% de la producción (es decir, del mismo volumen que el efluente que se desecha o se somete a tratamientos adicionales) y el pH en el segundo reactor es de 6,8 o superior y/o el valor redox en el primer reactor está por debajo de -330 mV o por debajo de -300 mV. La parte variable controlada de la corriente de lodo afluente que se alimenta al segundo reactor disminuye cuando el pH en el segundo reactor es inferior a 6,0 y/o el valor redox en el segundo reactor es superior a -300 mV o superior a -330 mV.

40

[0033] Es posible, pero generalmente innecesario o incluso no deseado, proporcionar un control del pH en el primer reactor mediante la adición de sustancia cáustica o ácido. Sin embargo, se prefiere encarecidamente controlar el pH en los diversos reactores, especialmente el primero y el segundo, ajustando los flujos de desvío y/o reciclado como se ha descrito anteriormente.

45

[0034] Los flujos de afluentes y flujos de efluentes y, cuando corresponda, los flujos de desvío y/o reciclado, se ajustan de tal manera que el tiempo total de retención hidráulica (TRH) en la serie de reactores (tres, preferiblemente cuatro o más) esté entre 3 y 10 días, preferentemente entre 4 y 8 días. El TRH en cada reactor (o compartimento) está entre 1 y 3 días, preferiblemente entre 1,25 días (30 h) y 2 días. Por lo tanto, un aumento del reciclado, por ejemplo, desde el último hasta el primer reactor, se efectúa descargando un flujo adicional del último reactor para reciclar, y manteniendo la velocidad de flujo de la parte no reciclada del efluente (para ser desechada o tratada posteriormente) esencialmente constante.

50

[0035] El proceso de la invención se puede realizar en un modo continuo, semicontinuo o por lotes. Preferiblemente, el proceso se lleva a cabo en un modo semicontinuo, que comprende una etapa de carga y una etapa de reacción. En la etapa de carga, se carga un volumen predeterminado de afluente en el primer reactor, y opcionalmente también en el segundo reactor, y como resultado, se transfiere un volumen similar de un reactor al siguiente reactor y se descarga un volumen similar del último reactor. En una primera parte de la etapa de reacción, el contenido de los reactores se puede mezclar, especialmente en el primer y segundo reactor. En una segunda parte de la etapa de reacción, la mezcla se puede interrumpir y los sólidos se dejan sedimentar; sin embargo, al menos parte del fango bacteriano permanecerá en suspensión a pesar de la interrupción de la mezcla, y se transferirá durante la siguiente etapa de carga. La longitud de las diferentes etapas puede variar; por ejemplo, la etapa de carga puede durar entre un minuto o menos, por ejemplo, 10 minutos, la etapa de mezcla puede ser tan corta como, por ejemplo, 5 minutos o tan larga como, por ejemplo, una hora, y la etapa de asentamiento puede variar desde, por ejemplo, 10 minutos a una hora. Durante la etapa de asentamiento, los sólidos pesados, a diferencia de los lodos más ligeros (bacterianos), se recolectarán en la parte inferior del reactor y se pueden desechar de forma continua o periódica, por ejemplo antes o durante la etapa de carga. Esto se aplica particularmente a la estruvita (que tiene una densidad específica del orden de 1,5 a 1,7 g/cm³), que preferiblemente se precipita, con la ayuda de sales de magnesio agregadas, en el último, o más preferiblemente el penúltimo

55

60

(tercer) reactor. Las operaciones de reciclado pueden ser continuas, pueden coincidir con las etapas de carga o pueden ser más frecuentes o menos frecuentes que las etapas de carga.

5 [0036] El efluente del último reactor puede tratarse de varias maneras, ya sea anaerobiamente en un reactor de tanque agitado (CSTR) para pulirlo o directamente al tratamiento final del lodo, como la instalación de deshidratación. También es factible alimentar el efluente del último reactor al primer reactor de un segundo conjunto de al menos tres reactores de digestión anaerobia como se describe en el presente documento, es decir, utilizando dos conjuntos de reactores de la invención en serie. Sin embargo, se prefiere el uso de un reactor de tipo CSTR para pulir y acomodar los niveles excedentes de lodo afluente. En muchos casos, es posible mejorar las instalaciones de digestión existentes cambiando uno de los tanques digestores a una configuración del nuevo concepto de digestor, especialmente en la forma de realización donde los cuatro (o tres o cinco) reactores son compartimentos de un solo tanque.

15 [0037] La instalación para llevar a cabo la digestión anaerobia de lodos orgánicos de la invención puede comprender una serie de al menos un primer reactor, un segundo reactor y un último reactor. El primer reactor está provisto de una entrada de lodo, un mezclador controlable, un medidor de pH y/o un medidor redox, una salida de gas, una salida de líquido (rebosadero) a dicho segundo reactor, una entrada de rebosamiento de líquido de dicho último reactor y una salida de sólidos en la parte inferior. El segundo reactor está provisto de una entrada de lodo, una entrada de rebosamiento de líquido de dicho primer reactor, un mezclador controlable, un medidor de pH y/o redox, una salida de gas, una salida de rebosamiento de líquido a un tercer reactor o a dicho último reactor y preferiblemente una salida de sólidos en la parte inferior. El último reactor está provisto de una entrada de líquido (rebosadero) de dicho segundo reactor o de un tercer reactor intermedio o adicional, un mezclador controlable, una salida de gas, una salida de rebosamiento de líquido a dicho primer reactor, una salida de rebosamiento de líquido para desechar líquido y una salida de sólidos en la parte inferior. Se proporcionan dispositivos de regulación para regular el flujo de al menos una de dichas salidas de rebosamiento de líquido utilizando la entrada de información sobre el pH y/o redox de dichos medidores de pH y/o redox, y preferiblemente también la entrada de datos de flujo de lodo entrante y de datos de flujo de (bio)gas expulsado. El sistema de recolección de gas de diferentes compartimentos se puede combinar y puede estar provisto de un dispositivo de medición de flujo de gas.

30 [0038] Todos los reactores pueden ser reactores o compartimentos separados en uno o más tanques. Por ejemplo, el conjunto de reactores es ventajosamente un contenedor cilíndrico y dicho primer reactor, segundo reactor, opcionalmente terceros reactores intermedios adicionales y un último reactor son compartimentos separados verticalmente de dicho contenedor cilíndrico. Las líneas de conexión (salida del primer reactor a la entrada al segundo reactor; salida del segundo reactor a la entrada al siguiente (tercer) reactor; etc.) pueden ser subsectores verticales o tuberías adyacentes a los dos reactores respectivos, en donde la salida del reactor anterior es un rebosadero en la parte superior y la entrada al siguiente reactor se encuentra en la parte inferior, como se muestra en la Figura 2.

40 [0039] La instalación como se define preferiblemente comprende además, en dicho conjunto, un tercer reactor provisto de una entrada de rebosamiento de líquido de dicho segundo primer reactor, un mezclador controlable, una salida de gas, una salida de rebosamiento de líquido a dicho último reactor y una salida de sólidos en el fondo. Las salidas de sólido en la parte inferior de los diversos reactores, especialmente el primer y el último reactor, pueden ser simplemente aberturas en el punto más bajo de la parte inferior del reactor, que pueden ser planas o, preferiblemente inclinadas, y pueden estar provistas de dispositivos para mover los sólidos a la abertura de salida, como bombas o corrientes en chorro, si se desea.

50 [0040] La instalación también puede estar provista ventajosamente de un tanque de almacenamiento que se puede conectar a la línea de suministro de lodo por medio de válvulas controlables para desviar parte del lodo entrante que se almacenará en el tanque de almacenamiento y, posteriormente, devolver el fango almacenado a la línea de suministro para alimentar el conjunto de reactores.

Descripción de las figuras

55 [0041] La figura 1 muestra un conjunto de reactores de acuerdo con la invención. La figura muestra una instalación que tiene cuatro reactores anaerobios, 1, 2, 3, 4. Cada reactor está equipado con una unidad de mezcla (11, 21, 31, 41), una entrada de líquido/lodo (12, 22, 32, 42), una salida de líquido/lodo (13, 23, 33, 43), una salida de sólidos en la parte inferior (14, 24, 34, 44), que puede estar provista de medios para dirigir los sólidos hacia la salida, como una corriente de chorro (no mostrada), una salida de gas (15, 25, 35, 45), conectada a líneas de gas (16, 26, 36, 46), un medidor de pH y/o redox (17, 27, solo se muestra para los reactores 1 y 2), y líneas de líquido/lodo (10, 19-20, 29-30, 39-40, 49) que alimentan y descargan las partes principales del lodo hacia y desde los reactores. Las salidas de líquido/lodo 13, 23, 33, 43 están dispuestas como tuberías de rebosamiento en la Figura, que pueden estar ubicadas dentro o fuera del reactor.

[0042] El lodo entrante 7 se alimenta al primer reactor a través de la línea 71 después de pasar el medidor de flujo 75. Pueden proporcionarse líneas de desvío 72, 73 y 74 para pasar una parte menor del fango entrante al segundo, y opcionalmente el tercer y cuarto reactor, siendo controlados los diversos flujos por las válvulas 99. Las líneas de salida 29, 39 y 49 están provistas de líneas secundarias 91, 92, 95, para reciclar una parte menor del efluente del segundo, tercer y cuarto reactor, respectivamente, al primer y opcionalmente al segundo reactor, donde las líneas 92 y 95 pueden dividirse en líneas 93, 94 y 96, 97, respectivamente.

[0043] Los sólidos del primer reactor, y opcionalmente del segundo (y excepcionalmente el tercero, no mostrado), expulsados de las salidas 14 y 24 respectivamente, consisten en gran parte en arena y otros sólidos inorgánicos presentes en el lodo de partida, y se llevan a través de las líneas 81 y 82 a una evacuación de sólidos inorgánicos 85 o al almacenamiento de lodo digerido. Los sólidos del cuarto y/o tercer (y excepcionalmente el segundo reactor, que no se muestra) expulsados de las salidas 34 y 44 respectivamente, consisten en gran parte en estruvita formada en el/los reactor(es) respectivo(s), típicamente el tercer reactor, y se llevan a través de líneas 83 y 84, hasta una evacuación de estruvita 86. Un suministro de sal de magnesio (por ejemplo, cloruro de magnesio) 87 se alimenta al tercer reactor a través de la línea 88. En lugar de combinarse con la línea de alimentación 40 del reactor 3, puede entrar en el reactor 3 por otra parte, o puede alimentarse al reactor 4, por ejemplo en combinación con la línea de alimentación 40.

[0044] El gas que sale de los diversos reactores se transporta a través de las líneas 16, 26, 36 y 46 y, después de combinarse, pasa a través de un medidor de flujo (64), que también puede contener una unidad para analizar la composición del gas, y se alimenta a una unidad de recolección de biogás 67. Tanto los caudales de gas como las composiciones de gas también pueden medirse para las corrientes de gas de los reactores individuales, es decir, mediante medidores de flujo y unidades de análisis de composición de gas en las líneas individuales 16, 26, 36 y 46 (no se muestra).

[0045] Los datos de los medidores de pH y redox 17, 27, el indicador de flujo de lodo entrante 75, los indicadores de flujo de efluente de gas (y opcionalmente de la composición) 64 (que también pueden ser indicadores en las líneas individuales 16, 26, 36 y 46) y opcionalmente 66 y, opcionalmente, el indicador de flujo de efluente líquido 62, se alimentan a través de las conexiones 18, 28, 76, 63, 65, respectivamente (que pueden ser cableadas o inalámbricas) a la unidad de control y procesamiento de datos 6. Señales de control para las diferentes válvulas 99 y dispositivos de mezcla 11, 21, 31, 41 se transmiten desde la unidad de procesamiento y control 66 a través de las salidas 61 (líneas hasta las válvulas no mostradas).

[0046] A continuación del conjunto de reactores anaerobios puede proporcionarse un reactor de acabado, tal como un reactor CSTR 5. Tiene una línea de alimentación 50, dispositivo de mezcla 51, entrada de líquido 52, salida de líquido 53, salida de gas 55 conectada a la unidad de recolección de biogás 67 a través de la línea 56 y un indicador 66. El líquido tratado se descarga a través de la línea 59, y se trata posteriormente o se desecha.

[0047] La figura 2 muestra una vista en sección transversal de una configuración alternativa de la instalación de la invención, en la que los reactores 1, 2, 3 y 4 son compartimentos de un tanque cilíndrico 9. Los números iguales a los de la figura 1 representan las mismas partes. Por lo tanto, cada compartimento está equipado con un dispositivo de mezcla 11, 21, 31, 41 y, además, con entradas, salidas, líneas, válvulas, medidores y dispositivos similares a los de la Figura 1 (no se muestran por separado en la Figura 2). El lodo entrante a través de la línea de suministro 10 se introduce en la columna 12, que sirve como entrada de lodo para el reactor 1 a través de un rebosadero, o a través de una línea externa que incluye una bomba. Las salidas de rebosamiento 13, 23 y 23 proporcionan la conexión entre los reactores, evitando así la separación (líneas externas). El reactor 4 está provisto de una salida de lodo en forma de caño 43, desde donde el lodo se transporta a un amortiguador de lodo que precede a una instalación/unidad de deshidratación a través de la línea 49.

[0048] La Figura 3 muestra los resultados comparativos en términos de composición de lodos (% de materia seca orgánica: ODS) durante 9 semanas de funcionamiento del proceso de la invención (■), un proceso de referencia que utiliza un CSTR solo (◆) y un digestor con una unidad de hidrólisis de presión térmica (▲). Las curvas se dibujan usando medias móviles durante 4 días.

Ejemplo

[0049] Desde 2011, la solicitante ha estado probando el nuevo concepto de digestor de la invención con muchos lodos diferentes en comparación con un reactor de referencia sin ningún tratamiento adicional. Las pruebas comparativas se realizaron en circunstancias totalmente controlables. Cada prueba consiste en un período de estabilización en el que se comparan reactores de laboratorio CSTR de 20 litros con la instalación a gran escala en la EDAR. Para lograr un HRT de, por ejemplo, 20 días en los reactores de laboratorio CSTR, 1 litro de lodo de alimentación procedente de un digestor de una EDAR se bombea diariamente a los reactores de forma semicontinua. Si los resultados del reactor de laboratorio CSTR son comparables con los resultados de CSTR a escala completa, el nuevo concepto de digestor se coloca frente a uno de los dos reactores de laboratorio CSTR. Este nuevo concepto de digestor con una TRH de 6 días se llena de lodo digerido del período de estabilización

anterior. El reactor de referencia se mantiene en las mismas condiciones durante todo el período de prueba. Después de colocar el nuevo concepto de digestor de 8,5 l frente al CSTR, el flujo de alimentación se incrementa a 1,43 l/d para mantener el HRT general en 20 días.

5 [0050] Los resultados se presentan en la Figura 3. Durante este período de prueba, también se probó el efecto de la hidrólisis de presión térmica (TPH) en un tercer reactor paralelo, donde los lodos se trataron previamente a 160 °C a 6-8 bar durante 2 horas. La tecnología TPH para el tratamiento reductivo de desechos orgánicos se describe, por ejemplo, en WO96/09882 (Cambi). Como se puede ver en el gráfico, los resultados del nuevo concepto de digestor son similares a los del tratamiento con TPH. La ventaja del nuevo concepto de digestor en comparación con la TPH es que no son necesarias altas presiones o altas temperaturas, lo que es altamente deseable para un balance energético positivo.

10 [0051] Durante el período de prueba, la descomposición promedio en el reactor de referencia fue del 42% y, en la combinación del nuevo concepto de digestor y un CSTR, del 50%. En el reactor de TPH, la reducción de materia orgánica ascendió al 53%. Si estos resultados se trasladan a una instalación a gran escala, solo el nuevo concepto de digestor brinda una contribución positiva para reducir significativamente los costos operacionales de la EDAR, ya que no se necesita energía adicional como para la TPH.

REIVINDICACIONES

1. Proceso para tratar lodos orgánicos por digestión anaerobia, que comprende tratar en serie el lodo en al menos tres reactores anaerobios que comprenden un primer, un segundo y un último reactor, en donde al menos el 50% en volumen de la corriente de lodo afluente se alimenta a dicho primer reactor, al menos el 85% en volumen del efluente líquido de dicho primer reactor se alimenta a dicho segundo reactor, al menos el 85% en volumen del efluente líquido de dicho segundo reactor se alimenta directa o indirectamente a dicho último reactor, y al menos el 85% en volumen del efluente líquido de dicho último reactor se desecha y/u opcionalmente se trata adicionalmente, y en donde una parte variable controlada del efluente de dicho último reactor se alimenta a dicho primer reactor, y/o una parte variable controlada de la corriente de lodo afluente se alimenta a dicho segundo reactor; el nivel (volumen por unidad de tiempo) de dichas partes variables se controla por medio de los valores de pH y/o redox en al menos dicho primer reactor, en donde la parte variable controlada del efluente del último reactor que se alimenta a dicho primer reactor aumenta cuando el pH en el primer reactor es de 6,0 o menor y/o el valor redox en el primer reactor es superior a - 330 mV, y disminuye cuando el pH en el primer reactor está por encima de 6,8 y/o el valor redox en el primer reactor está por debajo de - 420 mV, y/o donde la parte variable controlada de la corriente de lodo afluente que se alimenta al segundo reactor aumenta cuando el pH en el primer reactor es de 6,0 o menor y el flujo de reciclado al primer reactor está entre 60 y 100% del volumen de la producción, y el pH en el segundo reactor es de 6,8 o superior y/o el valor redox en el primer reactor es inferior a -330 mV, y en donde la parte variable controlada de la corriente de lodo de entrada que se alimenta al segundo reactor disminuye cuando el pH en el segundo reactor está por debajo de 6,0 y/o el valor redox en el segundo reactor está por encima de -300 mV o el valor redox en el primer reactor está por encima de - 330 mV, y disminuye cuando el pH en el primer reactor está por encima de 6,8 y/o el valor redox en el primer reactor está por debajo de - 420 mV.
2. Proceso según la reivindicación 1, en el que dichos al menos tres reactores son cuatro o más reactores y comprenden un tercer reactor entre dicho segundo reactor y dicho último reactor, en donde el al menos 85% en volumen del efluente líquido de dicho segundo reactor se alimenta a dicho tercer reactor, y en el que al menos 85% en volumen del efluente líquido de dicho tercer reactor se alimenta directa o indirectamente a dicho último reactor.
3. Proceso según la reivindicación 1 o 2, en el que dichos al menos tres reactores son compartimentos separados verticalmente de un solo tanque.
4. Proceso según la reivindicación 3, en el que dicho tanque individual tiene una altura de entre 5 y 15 m, preferiblemente entre 6 y 11 m.
5. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que los niveles de dichas partes variables se controlan adicionalmente por medio de los valores de pH y/o redox en dicho segundo reactor.
6. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que el nivel de dichas partes variables se controla adicionalmente por medio de la carga de la corriente de lodo afluente y/o el caudal del gas recogido de los reactores combinados o individuales.
7. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que al menos uno de dichos reactores está provisto de dispositivos de mezcla controlables.
8. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que se recoge estruvita en el fondo de dicho último y/o tercer reactor.
9. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que dicha parte variable controlada del efluente de dicho último reactor que se alimenta a dicho primer reactor está entre el 2 y el 10% en volumen de dicho al menos 50% en volumen del efluente líquido que se está desechando y/o sometiendo a tratamientos adicionales, por unidad de tiempo.
10. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que el efluente de dicho último reactor se trata en un reactor de tanque agitado.
11. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que el tiempo total de retención hidráulica (HRT) en la serie de reactores es de entre 3 y 10 días, preferiblemente entre 4 y 8 días.
12. Instalación para la digestión anaerobia de lodos orgánicos, que comprende un conjunto de al menos un primer reactor, un segundo reactor y un último reactor,

5 donde dicho primer reactor está provisto de una entrada desde el suministro de lodo, un mezclador controlable, un
 10 medidor de pH y/o un medidor redox, una salida de gas, una salida de rebosamiento de líquido hacia dicho segundo
 reactor, una entrada de líquido desde dicho último reactor y una salida de sólido en el fondo; dicho segundo reactor
 15 está provisto de una entrada de lodo, una entrada de rebosamiento de líquido de dicho primer reactor, un mezclador
 controlable, un medidor de pH y/o un medidor redox, una salida de gas, una salida de rebosamiento de líquido
 hacia un tercer reactor o a dicho último reactor y una salida de sólidos en la parte inferior;
 dicho último reactor está provisto de una entrada de rebosamiento de líquido de dicho segundo reactor o de un
 tercer reactor o más, un mezclador controlable, una salida de gas, una salida de líquido a dicho primer reactor, una
 salida de rebosamiento de líquido para desechar líquido y una salida de sólidos en el fondo; en donde se
 proporcionan dispositivos de regulación, los cuales regulan el flujo de al menos dicha entrada de líquido desde
 dicho último reactor en dicho primer reactor y dicha entrada de líquido desde el suministro de lodo en dicho segundo
 reactor, en donde dichos dispositivos regulan el flujo de dicha entrada de líquido desde dicho último reactor en
 dicho primer reactor basándose en la entrada de información de pH y/o redox del medidor de pH y/o redox del
 primer reactor, y en donde dichos dispositivos regulan el flujo de dicha entrada de líquido desde el suministro de
 lodo en dicho segundo reactor en función de la entrada de información de pH y/o redox del medidor de pH y/o
 redox del primer reactor y el segundo reactor.

13. Instalación según la reivindicación 12, que comprende además en dicho conjunto un tercer reactor provisto de
 una entrada de rebosamiento de líquido de dicho segundo reactor, un mezclador controlable, una salida de gas,
 una salida de rebosamiento de líquido hacia dicho último reactor y una salida de sólidos en la parte inferior.

14. Instalación según la reivindicación 12, en la que dicho conjunto es un tanque cilíndrico y dicho primer reactor,
 segundo reactor, tercer reactor opcional y un último reactor son compartimentos separados verticalmente de dicho
 tanque cilíndrico.

25

Fig. 1

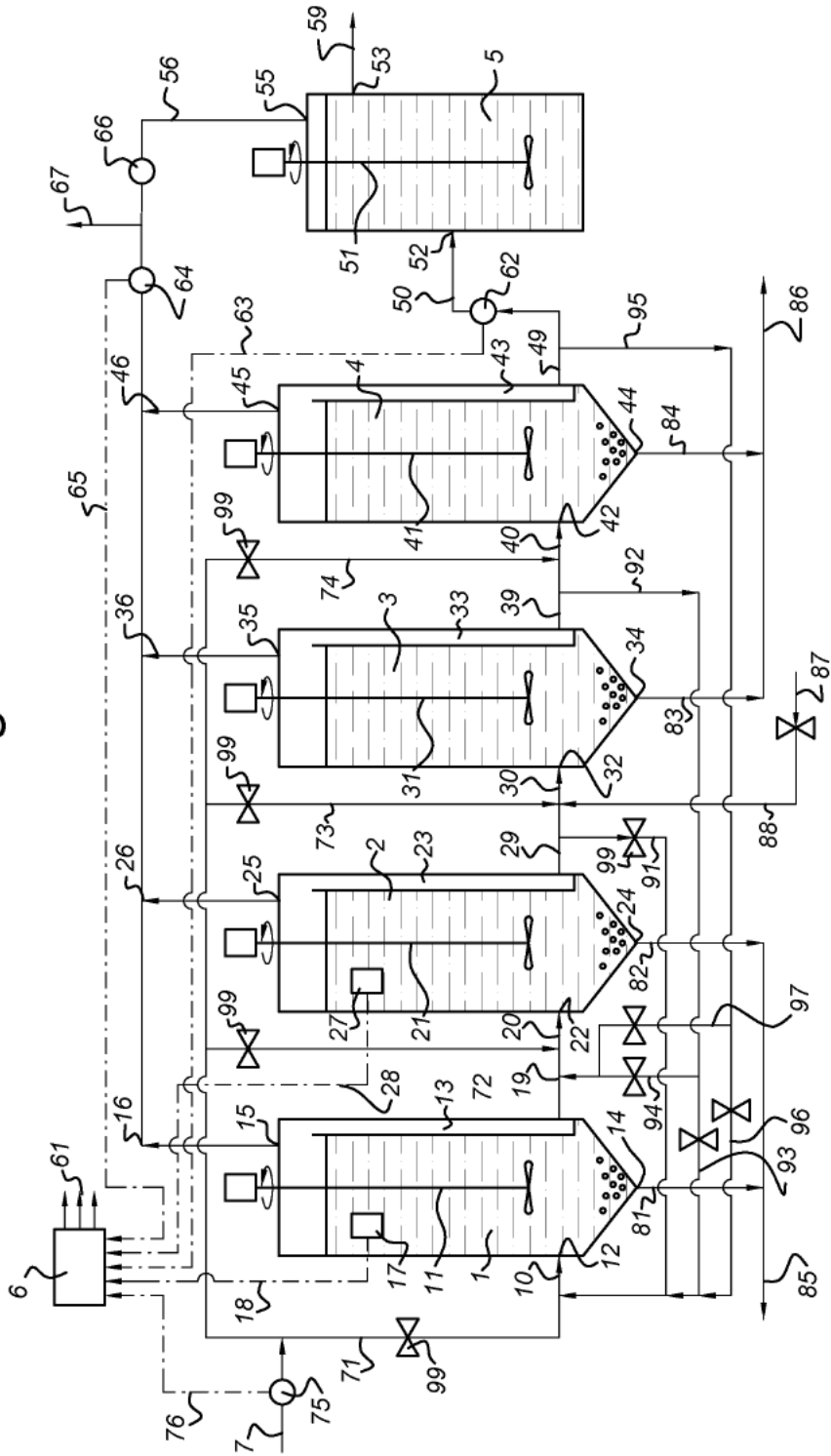


Fig. 2

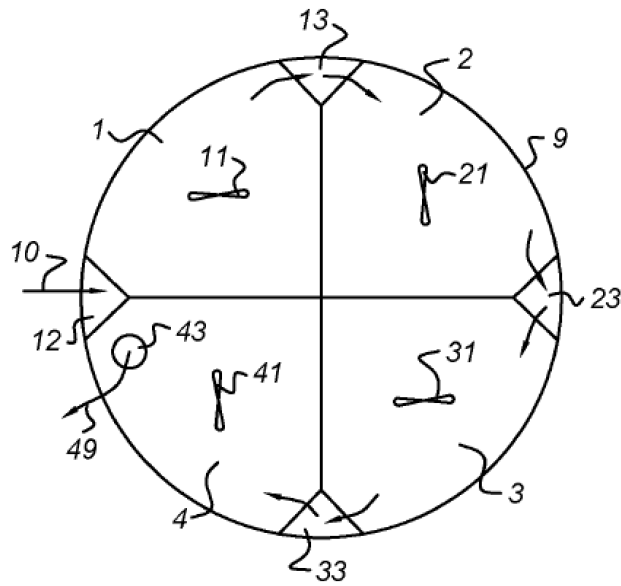


Fig. 3

