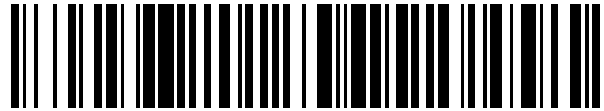


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 530 790**

51 Int. Cl.:

C02F 3/30 (2006.01)

C02F 3/12 (2006.01)

C02F 3/00 (2006.01)

B01D 65/02 (2006.01)

C02F 1/52 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **06.10.2006 E 06790342 (7)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **10.12.2014 EP 1931603**

54 Título: **Control dinámico de sistema de biorreactor de membrana**

30 Prioridad:

06.10.2005 AU 2005905520

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

05.03.2015

73 Titular/es:

**EVOQUA WATER TECHNOLOGIES LLC (100.0%)
4800 North Point Parkway, Suite 250
Alpharetta, GA 30022 , US**

72 Inventor/es:

**ZHA, FUFANG;
LIU, WENJUN;
JORDAN, EDWARD, JOHN y
KUZMA, MATTHEW**

74 Agente/Representante:

VALLEJO LÓPEZ, Juan Pedro

ES 2 530 790 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

Control dinámico de sistema de biorreactor de membrana

5 **Campo técnico**

La presente invención se refiere a sistemas de biorreactores de membrana y, más especialmente, a métodos para el control dinámico del funcionamiento de tales sistemas.

10 **Antecedentes de la invención**

Los sistemas de biorreactores de membrana (MBR) tienen muchas ventajas sobre los sistemas de lodos activados tradicionales, tales como un tamaño pequeño, la mejor calidad del agua tratada y el no abultamiento del lodo. Estos sistemas, sin embargo, tienen una serie de problemas, tales como el alto consumo de energía para suministrar oxígeno al biorreactor con una alta concentración de licor mezclado, las dificultades en el manejo de grandes variaciones del flujo de influente y el bajo potencial de eliminación biológica de fósforo.

El MBR es un sistema dinámico que nunca alcanza un estado estacionario. Los factores dinámicos incluyen:

- 20 • La variación estacional durante todo el año de la temperatura del influente y del licor mezclado.
- La variación diurna, semanal y estacional del caudal de influente.
- La variación diurna, semanal y estacional de la concentración de contaminantes.
- La permeabilidad de la membrana antes y después de la limpieza de la membrana.

25 El documento EP1376276 A1 desvela un sistema de control de inteligencia artificial para controlar factores variables tales como el oxígeno disuelto (DO), el tiempo de retención de sólidos (SRT), la temperatura y los sólidos en suspensión en el licor mezclado (MLSS), dependiendo de propiedades como el agua de entrada.

30 El documento US 6.616.843 B1 desvela un biorreactor de membrana que comprende un tanque de licor mezclado en el que se mide el nivel de oxígeno disuelto y los valores medidos se usan para controlar el suministro de burbujas de oxigenación.

Divulgación de la invención

35 La presente invención pretende superar al menos alguno de los problemas anteriores proporcionando un algoritmo de control, que pretende optimizar dinámicamente los parámetros de funcionamiento del sistema MBR con el fin de reducir el consumo de energía, manejar cualquier variación del flujo de influente de una manera rentable y mejorar el potencial de eliminación biológica de fósforo.

40 La presente invención proporciona un método para controlar el flujo de gas de aireación en el sistema y la velocidad de circulación del licor mezclado de un sistema de biorreactor de membrana de acuerdo con las reivindicaciones 1-3.

Breve descripción de los dibujos

45 A continuación, se describirán las realizaciones preferidas de la invención, solo a modo de ejemplo, con referencia a los dibujos adjuntos en los que:

La figura 1 muestra una gráfica de las variaciones de la temperatura del agua de entrada, el SRT aeróbico y el coste de suministro de oxígeno para un sistema de biorreactor de membrana típico durante un período anual;

50 La figura 2 muestra una gráfica de un factor contra los sólidos en suspensión en el licor mezclado que usa un inyector y aireación de burbuja fina;

La figura 3 muestra una gráfica de los MLSS, la relación de circulación de membrana y el coste del bombeo de circulación durante un período anual para un sistema de biorreactor de membrana típico;

55 Las figuras 4a y 4b muestran un diagrama esquemático del funcionamiento de un sistema de biorreactor de membrana en verano y en invierno, respectivamente, en el que la eliminación biológica de fósforo se desconecta durante los meses de invierno; y

Las figuras 5a y 5b muestran un diagrama esquemático de otra realización del funcionamiento de un sistema de biorreactor de membrana en verano y en invierno, respectivamente, en el que la eliminación biológica de fósforo se desconecta durante los meses de invierno.

60 **Descripción de las realizaciones preferidas**

La mayoría de las velocidades de las reacciones biológicas son muy sensibles a la temperatura del agua. Por ejemplo, la tasa de crecimiento específico de las bacterias nitrificantes puede describirse como

65
$$\mu = \mu_{20C} A^{\text{temperatura}-20} \dots\dots\dots (1)$$

Donde A es un coeficiente de corrección de temperatura. En términos generales, la tasa de nitrificación a 10 °C es solo la mitad o menos que a 20 °C.

5 La temperatura del agua influente y la temperatura del licor mezclado varían estacionalmente. En la parte norte de Norteamérica, Europa y Asia, la temperatura del influente en invierno puede ser muy fría, por lo tanto, la tasa de nitrificación lenta se convierte, normalmente, en el factor determinante cuando se calcula la concentración de licor mezclado, el SRT y el volumen del biorreactor de membrana.

10 Aunque el sistema de biorreactor de membrana, que incluye el equipo mecánico y el volumen del biorreactor, se diseña habitualmente basándose en la peor situación posible, la presente invención pretende proporcionar un sistema de control dinámico para optimizar los parámetros de funcionamiento para reducir los costes de funcionamiento y mejorar la calidad del efluente.

15 En la figura 1, se muestra el efecto de la variación estacional de la temperatura del influente entre 10 °C y 27 °C en un sistema de biorreactor de membrana típico, asumiendo el influente una demanda bioquímica de oxígeno (BOD) = 200 mg/l, un nitrógeno total Kjeldahl (TKN) = 45 mg/l y unos sólidos en suspensión totales (TSS) = 150 mg/l.

20 Con el fin de nitrificar completamente el influente, los parámetros de funcionamiento se establecen en sólidos en suspensión en el licor mezclado (MLSS) = 10.000 mg/l, tiempo de retención de sólidos aeróbico (SRT_{ox}) = 14 días y tiempo de retención hidráulico aeróbico (HRT_{ox}) = 6,1 horas. Después se determina el volumen del biorreactor de membrana, el tiempo medio de retención hidráulico (HRT_{ox}) no cambia. Sin embargo, usando el modelo biológico, el algoritmo de control calcula el SRT_{ox} aeróbico optimizado y la concentración de MLSS basándose en la temperatura del influente. En este ejemplo, las ecuaciones preceptivas para el algoritmo de control son las siguientes:

25 **Volumen de tanque aeróbico $V_{ox} = Q \cdot HRT_{ox} = Q \cdot (S_o - S) / (U \cdot MLVSS)$ (2)**

donde

Q: caudal de agua residual influente

30 S_o y S : concentración de sustratos en el agua residual influente y los MLVSS de efluente tratados: sólidos en suspensión volátiles en el licor mezclado

U: factor de utilización de sustrato y

$U = (1/SRT_{ox} + k_d) / Y$ (3)

35 Donde k_d e Y son, respectivamente, el coeficiente de decaimiento endógeno y el coeficiente de rendimiento máximo.

$SRT_{ox} = f / (\mu - k_d)$ (4)

Donde f es el factor de seguridad.

40 Cuando aumenta la temperatura, la tasa de crecimiento específico, μ , aumenta de acuerdo con la ecuación (1). Esto da como resultado una reducción del SRT_{ox} requerido para lograr la nitrificación y la oxidación BOD (ecuación 4). Si el tiempo de retención de sólidos (SRT) se ajusta a un valor inferior, en consecuencia, se aumentará el factor de utilización de sustrato (ecuación (3)). Debido a que el diseño del sistema se basa en el peor escenario posible (la temperatura más baja) y el volumen de tanque o el tiempo de retención hidráulico (HRT) es fijo, la ecuación (2) muestra que los MLVSS pueden reducirse para un factor U de utilización mayor. Por lo tanto, durante las estaciones más calurosas, el SRT y la concentración de MLSS pueden reducirse usando el control dinámico de esta realización de la invención. Una menor concentración de MLSS en el biorreactor reduce el requisito de suministro de aire, la velocidad de circulación del licor mezclado y la carga de filtración en las membranas. Esto se describe con detalle a continuación.

Las realizaciones de la presente invención permiten una reducción en el consumo de energía requerido para transferir oxígeno al biorreactor de membrana.

55 Como un proceso de alta tasa de carga, los procesos de biorreactores de membrana usan habitualmente un difusor de burbuja fina para transferir oxígeno al biorreactor para mantener la actividad de los microorganismos aeróbicos, de modo que los contaminantes orgánicos y el amoníaco puedan oxidarse biológicamente. La cantidad de gas (normalmente aire) que contiene oxígeno que el soplador del bioproceso necesita suministrar, se determina principalmente mediante el coeficiente de transferencia de masa de carga orgánica y oxígeno del sistema. El coeficiente de transferencia de oxígeno en un entorno de licor mezclado es diferente del coeficiente de transferencia de oxígeno en un entorno de agua limpia, y se describe en la ecuación 5.

$k_{La} = \alpha \times k_{La_agua_limpia}$ (5)

65

Recientemente, se ha descubierto una estrecha correlación entre la velocidad de transferencia de oxígeno (α) y los sólidos en suspensión en el licor mezclado (MLSS), como se muestra en la figura 2.

Basándose en la temperatura del agua, el algoritmo de control calcula el tiempo de retención de sólidos aeróbico optimizado (SRT_{ox}) y orienta a los operadores de sistemas para aumentar o disminuir gradualmente el agua de lodo. Debido a que la concentración de MLSS se reduce en los meses más calurosos, el valor α y el coeficiente de transferencia de oxígeno aumentarán, por ejemplo, de 0,46 en los meses de invierno a 0,79 en los meses de verano. A medida que aumenta el coeficiente de transferencia de oxígeno, disminuirán los requisitos de flujo de aire del soplador del bioproceso, dando como resultado un ahorro significativo de energía para el funcionamiento del soplador del bioproceso.

También se ha descubierto que un efecto positivo adicional se proporciona por el bajo caudal de aire que, por sí mismo, aumenta el coeficiente de transferencia de oxígeno. Cuando se reduce el caudal de aire suministrado por los sopladores del bioproceso, también se reduce el caudal de aire por metro cuadrado del difusor de burbuja fina. En esta situación, disminuye el tamaño de las burbujas de aire que salen del aireador de burbuja fina, y se proporciona un área de superficie mayor para aumentar aún más el coeficiente de transferencia de oxígeno.

Para la mayoría de los sistemas de biorreactor de membrana, el soplador del bioproceso es el equipo más grande en el sistema, por lo que cualquier ahorro de energía en el uso del soplador del bioproceso puede generar un beneficio económico significativo para los usuarios finales.

Un beneficio adicional proporcionado por las realizaciones de la presente invención es una reducción en el consumo de energía de la bomba de circulación de la membrana.

El objetivo principal de la circulación del licor mezclado entre el biorreactor y un tanque de membrana (MT) es reducir la concentración de MLSS en el tanque de membrana, ya que el permeado de la membrana casi no contiene sólidos suspendidos. Si la relación de circulación de membrana se define como el caudal que entra en el tanque de membrana dividido por el caudal diario promedio, esta relación puede calcularse basándose en el balance de masa de sólidos en estado estacionario del tanque de membrana como se muestra en la ecuación 6 (no asumiendo o ignorando los lodos residuales).

$$\text{Relación circulación membrana} = \frac{\text{Max_MLSS_MT}}{\text{Max_MLSS_MT_MLSS}} \dots\dots\dots (6)$$

Suponiendo que la concentración máxima de MLSS en el tanque de membrana es 12.000 mg/l, el algoritmo de control calcula la relación de circulación de membrana basándose en la concentración de MLSS en diferentes meses del año, como se muestra en la figura 3. Suponiendo que se usa una unidad de flujo variable (VFD) para accionar la bomba(s) de circulación de membrana, que bombea licor mezclado en el tanque de membrana, la energía de bombeo se reducirá cuando disminuya el caudal.

Al medir el efecto del sistema de control, la relación mínima de circulación de membrana se establece en el 190 %, por lo tanto, la concentración de MLSS de junio a octubre es solo de 6.544 mg/l, en comparación con los 12.000 mg/l si no hay un control de $SRT/MTSS$. La baja concentración de sólidos en el tanque de membrana también puede reducir el riesgo de ensuciamiento de la membrana, y/o ayudar a la disminución en el consumo de energía del soplador de membrana.

El sistema de control de acuerdo con las realizaciones de la invención también puede usarse para aumentar la eliminación biológica de fósforo. El mecanismo de eliminación biológica de fósforo es para proporcionar un entorno favorable para los organismos de acumulación de fósforo y aumentar la cantidad de lodos residuales, de tal manera que el fósforo se elimina finalmente en la corriente de lodos activados residuales (WAS). El sistema de control de acuerdo con las realizaciones de la invención disminuye el tiempo de retención de sólidos (SRT) cuando la temperatura del influente es caliente. Por lo tanto, también mejorará la eliminación biológica de fósforo. La eliminación biológica de fósforo es sensible a la concentración de ácidos grasos volátiles (VFA) de influente, que no se mide en la mayoría de las circunstancias. La concentración de VFA es mayor en los meses más calurosos, por lo tanto, es deseable disminuir el SRT y comenzar la eliminación biológica de fósforo.

Una realización del proceso, en la que el proceso de eliminación biológica de fósforo se conecta y se desconecta durante el año dependiendo de las condiciones estacionales, se muestra en las figuras 4a y 4b. El biorreactor de membrana ilustrado en las figuras 4a y 4b está compuesto de tres zonas, una zona de desaireación 5, una zona anóxica 6, y una zona aeróbica 7, alimentando la zona aeróbica 7 un filtro de membrana 8. Las zonas están conectadas en serie y el lodo activado se alimenta desde la zona aeróbica 7 de vuelta al sistema a través de una zona de desaireación 5 que sirve para retirar de la mezcla el gas que contiene oxígeno. La alimentación se hace circular desde la zona aeróbica 7 a través del filtro de membrana 8 que elimina el efluente. En los meses fríos, como se muestra en la figura 4a, el influente entra en la zona anóxica 6, y se elimina el fósforo por precipitación química en la zona aeróbica 7. En los meses más calurosos, como se muestra en la figura 4b, parte del influente entra en la

segunda parte de la zona de desaireación 5 haciendo que se convierta en una zona anaeróbica. El fósforo se elimina mediante la eliminación biológica de fósforo y la precipitación química en la zona aeróbica 7, si fuera necesario. Puesto que parte del fósforo se elimina mediante un mecanismo biológico, se reduce la cantidad de dosificación del producto químico y el lodo químico generado, incluso si la precipitación química sigue siendo necesaria.

5

Las figuras 5a y 5b ilustran otra realización en la que se hace circular el licor mezclado desde el filtro de membrana 8 directamente a la zona de desaireación 5. La zona de desaireación 5 ayuda a reducir el oxígeno disuelto (DO) y estimula la desnitrificación en la zona anóxica 6.

10

El algoritmo de control también puede tener en cuenta las variaciones de flujo de influente. Cuando el flujo de influente es bajo, tanto el suministro de aire como la velocidad de circulación del licor mezclado se reducen usando una VFD (unidad de flujo variable) de acuerdo con el requisito biológico. La filtración de membrana también puede establecerse en un modo intermitente. Durante el período de descanso, el aire de limpieza por arrastre usado para limpiar las membranas solo se requiere para pulsar las membranas durante un corto período de tiempo, y el flujo de licor mezclado hacia el filtro de membrana 8 no se requiere en la realización mostrada en la figura 4, y a una velocidad reducida en la realización mostrada en la figura 5, para cumplir el requisito de desnitrificación.

15

Debe apreciarse que pueden usarse algoritmos de control sofisticados, tales como los algoritmos de redes neuronales, para perfeccionar aún más los algoritmos de control descritos. Un algoritmo de este tipo puede usarse para predecir la temperatura y el caudal del influente basándose en los datos de previsión meteorológica. Los parámetros predichos pueden entonces introducirse en el algoritmo de control para optimizar el funcionamiento del sistema de biorreactor de membrana.

20

REIVINDICACIONES

1. Un método para controlar el flujo de gas de aireación en el sistema y la velocidad de circulación del licor mezclado de un sistema de biorreactor de membrana, incluyendo el método las etapas siguientes:

- 5 a) determinar un algoritmo de control que calcula un SRT aeróbico optimizado y una concentración de MLVSS basándose en una temperatura de influente y
- b) controlar el flujo de gas de aireación en el sistema y la velocidad de circulación del licor mezclado usando el algoritmo de control determinado,
- 10 en el que un volumen de tanque o el tiempo de retención hidráulico (TRH) son fijos y en el que cuando la temperatura aumenta, se reduce el suministro de aire, la velocidad de circulación del licor mezclado y una carga de filtración en las membranas, y en el que las ecuaciones preceptivas para el algoritmo de control son
- Volumen de tanque aeróbico $V_{OX} = QHRT_{OX} = Q*(S_0 - S)/(U*MLVSS)$
- 15 donde Q es el caudal de agua residual influente, S_0 y S son la concentración de sustrato en el agua residual influente y el efluente tratado, MLVSS es la concentración de sólidos en suspensión volátiles en el licor mezclado, U es un factor de utilización del sustrato definido como

$$U = (1/SRT_{OX} + k_d) / Y$$

20 donde k_d e Y son, respectivamente, el coeficiente de decaimiento endógeno y el coeficiente de rendimiento máximo y SRT_{OX} se define como

$$SRT_{OX} = f / (\mu - k_d)$$

25 donde f es el factor de seguridad y μ se define como

$$\mu = \mu_{20} A^{temperatura-20}$$

30 donde μ es la tasa de crecimiento específico de las bacterias nitrificantes, y A es un coeficiente de corrección de temperatura.

2. Un método de acuerdo con la reivindicación 1, en el que la temperatura del influente se determina usando un algoritmo de predicción.

35 3. Un método de acuerdo con la reivindicación 2, en el que el algoritmo de predicción determina la temperatura del influente basándose en los datos de previsión meteorológica.

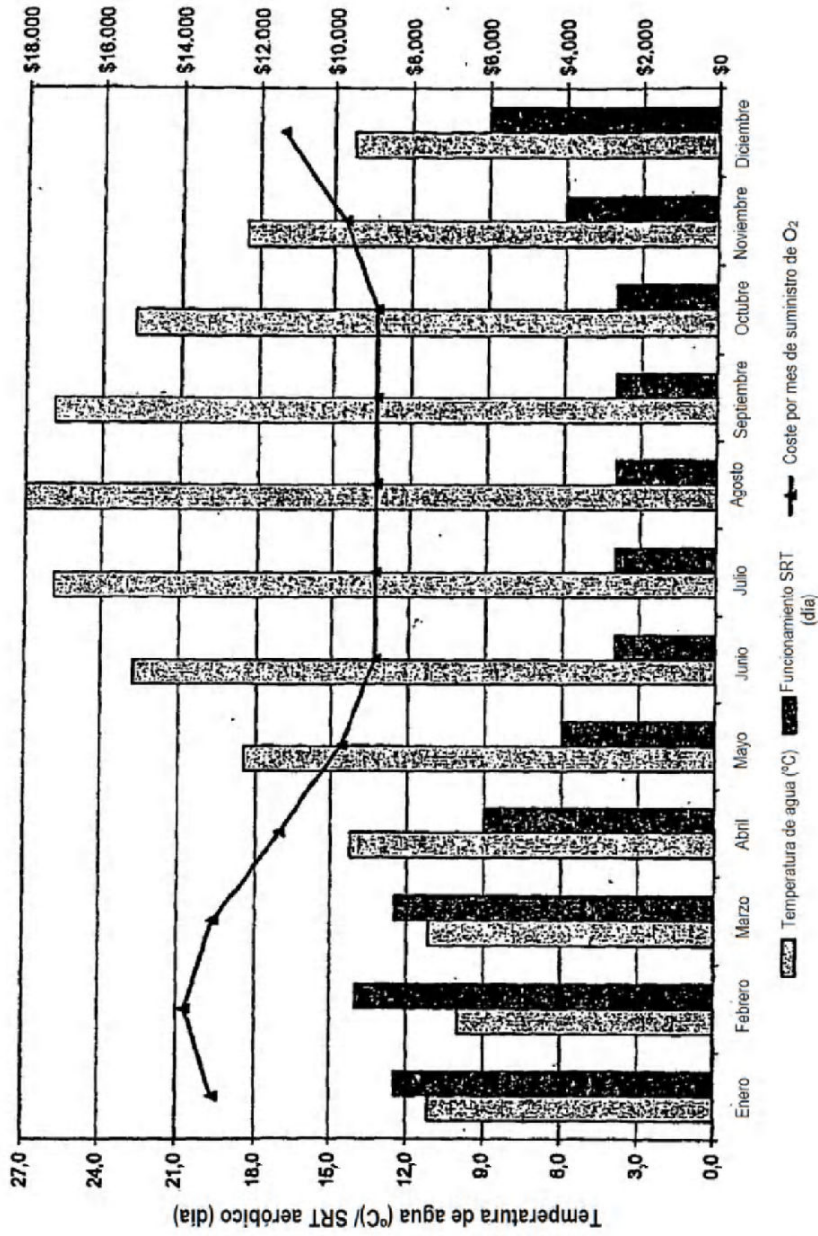


Fig. 1

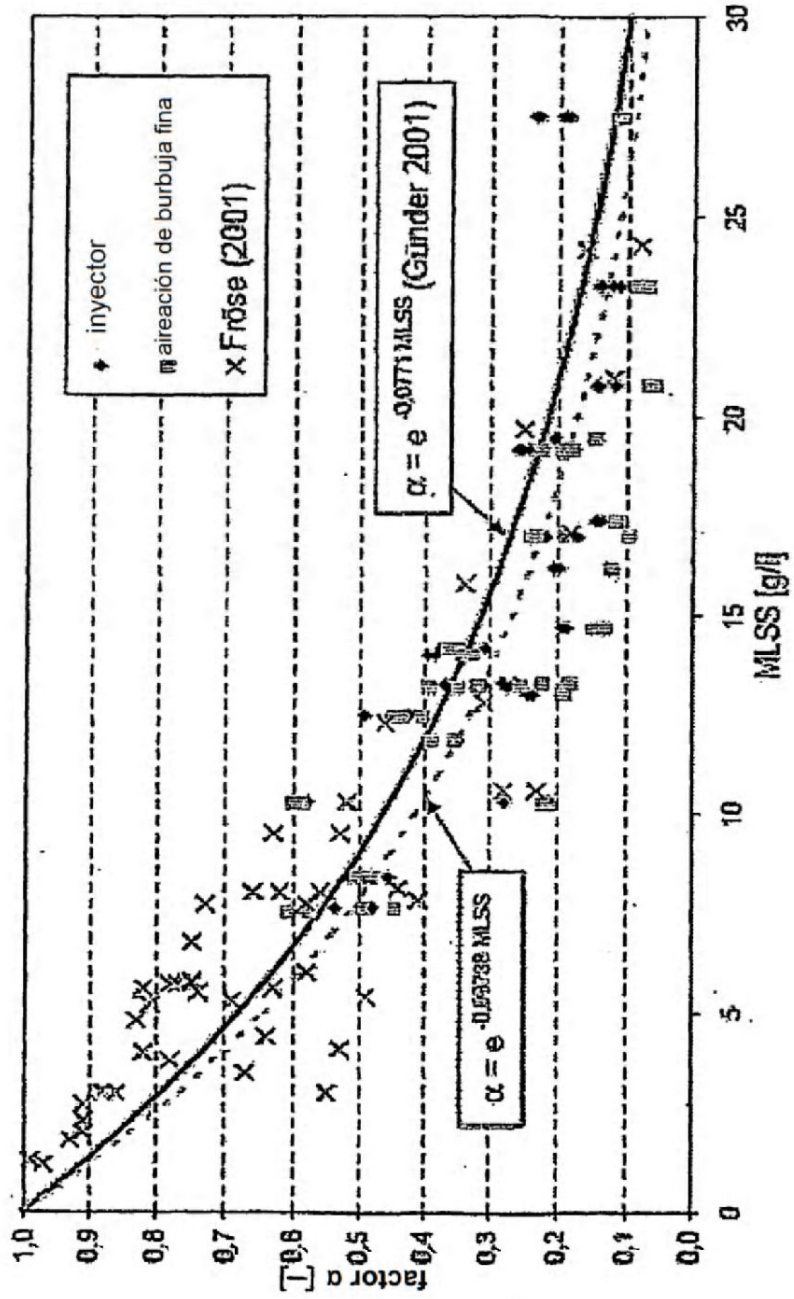


FIG. 2

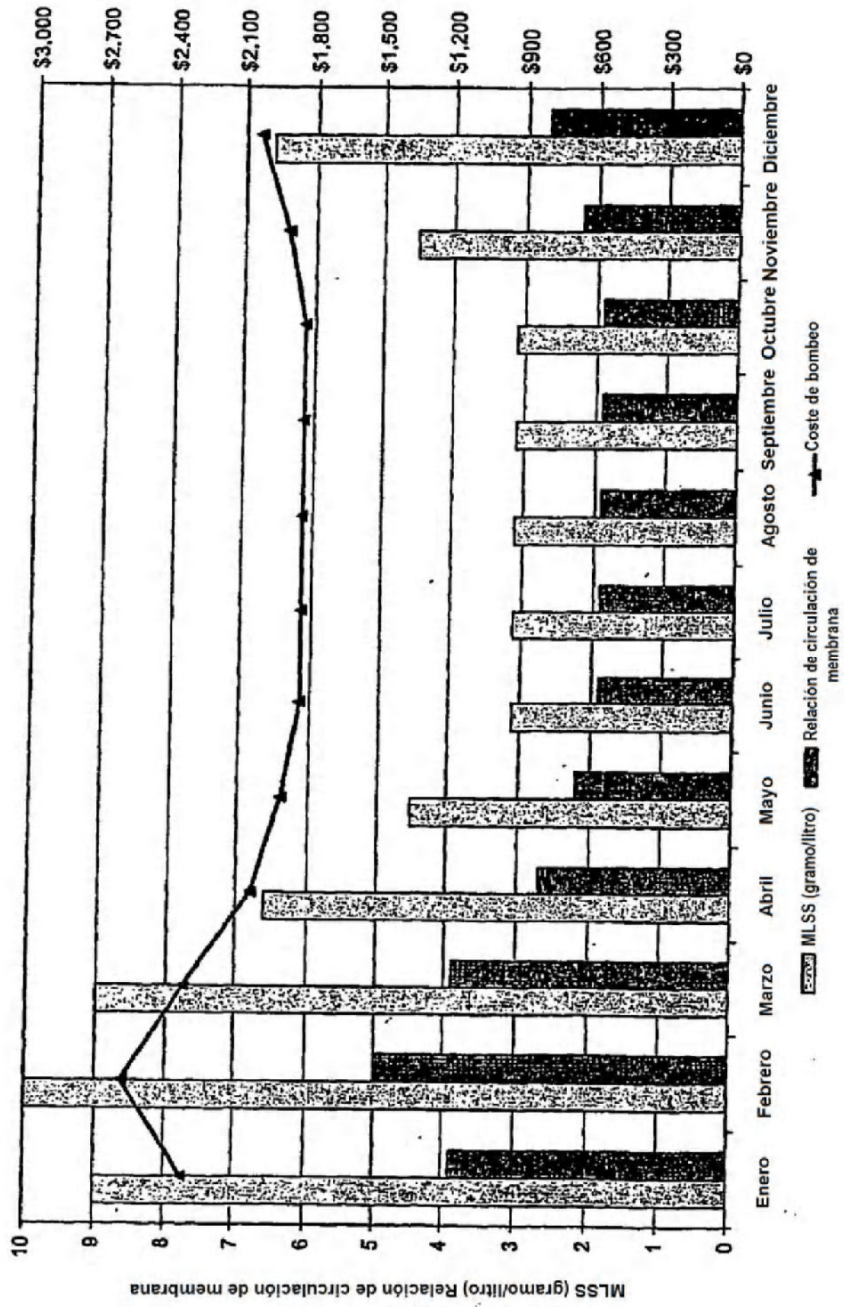


Fig. 3

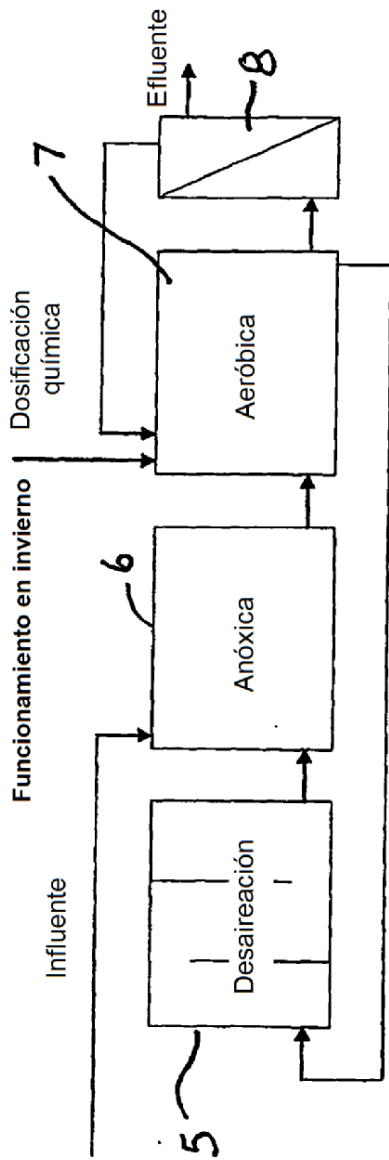


Fig. 4a

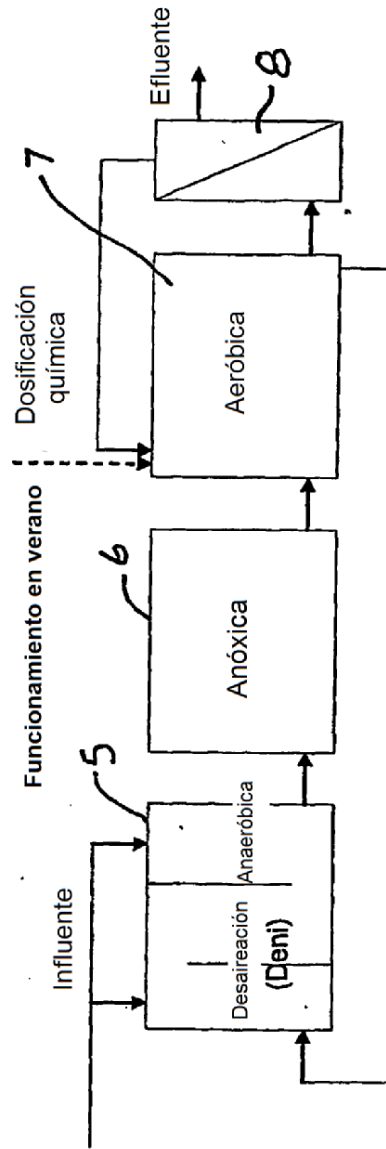


Fig. 4b

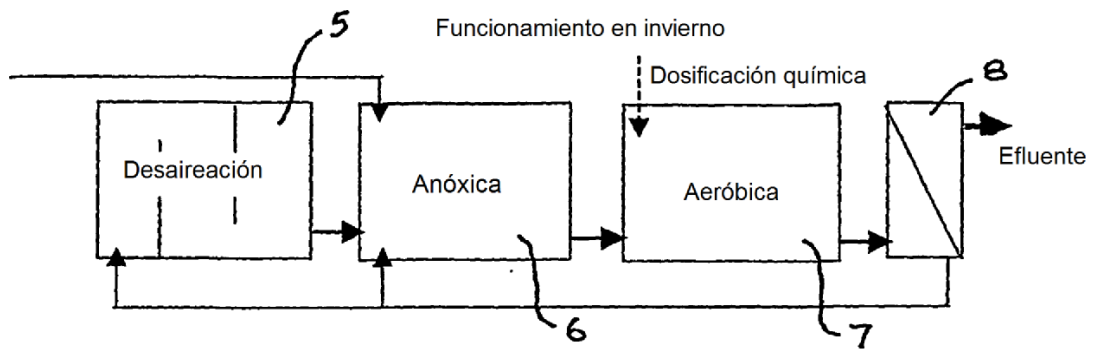


FIG. 5a

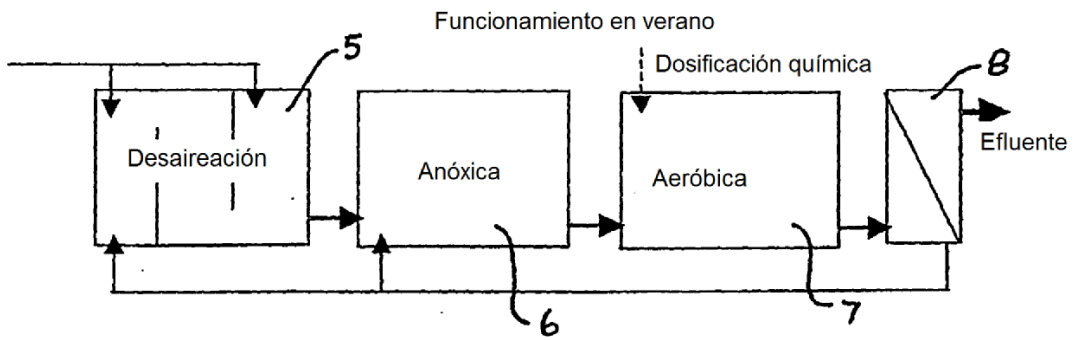


FIG. 5b