

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 377 458**

51 Int. Cl.:
C02F 3/12 (2006.01)
C02F 3/20 (2006.01)
B01F 13/00 (2006.01)
B01F 3/04 (2006.01)
B01F 7/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 96 Número de solicitud europea: **07004390 .6**
96 Fecha de presentación: **02.03.2007**
97 Número de publicación de la solicitud: **1925597**
97 Fecha de publicación de la solicitud: **28.05.2008**

54 Título: **Método para mezclar líquidos sumamente viscosos con gas**

30 Prioridad:
21.11.2006 US 602519

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
27.03.2012

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
27.03.2012

73 Titular/es:
**PRAXAIR TECHNOLOGY, INC.
39 OLD RIDGEBURY ROAD
DANBURY, CT 06810-5113, US**

72 Inventor/es:
**Fabiyi, Malcolm Ezekiel y
Novak, Richard A.**

74 Agente/Representante:
de Elzaburu Márquez, Alberto

ES 2 377 458 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

Método para mezclar líquidos sumamente viscosos con gas.

5 Referencia cruzada con solicitudes relacionadas
Ninguna

Campo de la invención

10 La presente invención se refiere a operaciones de mezcla gas-líquido, y más en particular a un método para realizar elevada transferencia másica de un gas a líquidos sumamente viscosos.

Antecedentes

15 Existe una amplia variedad de técnicas y sistemas conocidos en la técnica para conseguir la mezcla o reacciones de líquidos con gases. En algunos casos se emplea una simple columna de burbujas, en donde el gas inyectado asciende a través del cuerpo de líquido en el depósito. Al ser inyectados, el oxígeno, hidrógeno, u otro gas reactivo, o bien reaccionan directamente cuando están en forma de burbujas, o bien se disuelven en el líquido y después reaccionan, o bien ambas cosas.

20 También se emplean comúnmente reactores de depósito agitado (en inglés Stirred Tank Reactors, STR) para intensificar el proceso de mezcla gas-líquido. En un sistema STR, normalmente se alimenta gas a un borboteador situado en el fondo de un recipiente, y se utiliza una turbina Rushton de palas planas u otro agitador mecánico similar para cizallar el gas a fin de conseguir una dispersión mejorada en la fase líquida. Además, en sistemas STR se emplean comúnmente impulsores de flujo axial con el fin de facilitar la disolución del gas.

25 En otras operaciones de mezcla gas-líquido se emplea un impulsor que bombea hacia abajo, situada dentro de un tubo de aspiración hueco en un recipiente de mezcla, para crear un patrón de flujo de recirculación del líquido contenido en el recipiente. Debido a dicha recirculación del líquido hacia abajo en el tubo de aspiración hueco y hacia arriba en el recipiente fuera del tubo de aspiración, se forman vórtices en la zona superior de entrada al tubo de aspiración que arrastran gas de alimentación desde un espacio gaseoso de cabeza dentro del recipiente hacia el
30 líquido recirculante que entra hacia abajo en el tubo de aspiración.

El documento US 6,135,430 divulga un método para oxigenar aguas residuales en una balsa de aireación abierta e incluye un tubo de aspiración que tiene una entrada, una salida y un conducto, en donde está dispuesto un agitador y a través del cual el líquido fluye en un sentido descendente. Los documentos EP 0 099 078 A1 y US 4,919,849
35 divulgan sistemas que son adecuados para emplear líquidos oxigenantes en recipientes cerrados. En el documento WO 99/07460 se describe un sistema de reactor para gas, que es muy adecuado para el uso con el fin de disolver un gas en líquidos en recipientes cerrados o depósitos.

40 En muchas aplicaciones de mezcla gas-líquido, en particular aquellas en los sectores de productos químicos especiales y farmacéuticos, la viscosidad de las disoluciones tiende a ser mayor que la del agua limpia y puede tender a variar con el tiempo. En particular, los procesos de mezcla en el sector de productos químicos especiales y el sector farmacéutico se realizan frecuentemente en condiciones de viscosidad media hasta alta de la disolución, originadas comúnmente por la inclusión de sólidos en la corriente líquida (por ejemplo, suspensiones), o por determinadas características químicas de los líquidos que dan lugar a que exhiban características de fluidos no
45 newtonianos.

Las soluciones de la técnica anterior a la mezcla líquido-gas para soluciones sumamente viscosas incluye el uso de una pluralidad de mezcladores, boquillas u orificios para dispersar mejor el gas en el seno del líquido viscoso o bien, de manera alternativa, la circulación forzada del líquido en atomizadores y boquillas rociadoras. De manera
50 desventajosa, el equipo y los pasos de procedimiento adicionales empleados en la mezcla de disoluciones sumamente viscosas se traduce con frecuencia en el consumo de grandes cantidades de energía. Además, la inclusión de mezcladores, boquillas, atomizadores, etc., adicionales, puede incrementar la superficie horizontal ocupada por el sistema de proceso subyacente, así como incrementar los costes de capital y de funcionamiento asociados con el proceso de mezcla.

55 Sumario de la invención

La presente invención puede ser caracterizada como un método para tratar líquido con alto contenido de sólidos en una balsa de aireación de un sistema para aguas residuales, en donde la balsa tiene una estructura hidrodinámica, por ejemplo un tubo de aspiración, en asociación operativa con un agitador dispuesto en la misma. El método
60 comprende los pasos de: (a) disponer el líquido con alto contenido de sólidos dentro de la balsa de aireación; (b) introducir oxígeno en la balsa en un lugar próximo al agitador; (c) agitar el líquido con alto contenido de sólidos y oxígeno para producir burbujas de gas dentro del líquido con alto contenido de sólidos en la proximidad de la estructura hidrodinámica, en donde las burbujas de gas tienen un diámetro medio de entre aproximadamente 0,3 mm y 3,0 mm; y (d) expulsar el líquido con alto contenido de sólidos que incluye las burbujas de gas hacia fuera
65 de la estructura hidrodinámica en el seno de la balsa de aireación con el fin de dispersar las burbujas de gas dentro de la balsa de aireación e incrementar el tiempo de permanencia de las burbujas de gas dentro de la balsa de

aireación.

La eficacia de transferencia másica asociada con los presentes métodos es intensificada o aumentada como consecuencia del efecto combinado del tamaño de burbuja, de la disolución del gas en el líquido sumamente viscoso cerca del agitador, y el mayor tiempo de permanencia de la burbuja, de las burbujas de gas dentro del líquido sumamente viscoso en la balsa.

Breve descripción de los dibujos

Los aspectos, características y ventajas precedentes de la presente invención, y otros, serán más evidentes a partir de la descripción más descriptiva de la misma, que sigue, presentada juntamente con los siguientes dibujos, en los cuales:

la Figura 1 es una vista esquemática del presente sistema mezclador gas-líquido aplicado a una balsa de aireación en un sistema de tratamiento de aguas residuales;

la Figura 2 es una representación gráfica del efecto de la concentración de sólidos sobre la viscosidad del lodo activado en un proceso de tratamiento de aguas residuales;

la Figura 3 es una representación gráfica de la correlación entre el tamaño medio de la burbuja de gas y el coeficiente de transferencia másica en un sistema mezclador gas-líquido; y

la Figura 4 es una representación gráfica que compara los factores alfa para sistemas convencionales de difusor de burbuja fina y el sistema de contactor mecánicamente agitado del tipo plasmado en la presente invención.

Descripción detallada

La Figura 1 muestra una realización de la invención aplicada a una balsa de aireación de un sistema 100 de tratamiento de aguas residuales. Tal como se ve en la misma, el sistema incluye un conjunto flotante 102 que tiene un anillo de anclaje 104 que está colocado en una balsa de aireación 106 de un sistema 100 de tratamiento de aguas residuales. En la presente solicitud, el líquido dentro de la balsa de aireación 106 es un líquido con alto contenido de sólidos 120, típicamente con un contenido de sólidos del orden de más de 10 gramos por litro. Extendiéndose con una orientación descendente desde el conjunto flotante 102 se encuentra un tubo de aspiración 110. El tubo de aspiración 110 tiene preferiblemente aberturas circunferenciales 122 situadas debajo de la superficie superior 124 del líquido con alto contenido de sólidos 120 en la balsa de aireación 106. Están dispuestos deflectores 126 equilateralmente espaciados y de manera simétrica en torno a las aberturas 122 que están próximas a la entrada 128 al tubo de aspiración 110. Pueden estar situados deflectores 126 adicionales en la proximidad de la salida 129 del tubo de aspiración 110. Está dispuesto un impulsor helicoidal 130 dentro del tubo de aspiración 110 y comprende generalmente una o más palas 132 que están unidas al eje 134 del impulsor para girar, junto con el eje 134 del impulsor, por medio del motor 136, que preferiblemente está situado en la parte superior del conjunto flotante 102.

El motor está adaptado para accionar el eje 134 del impulsor en el sentido contrario a las agujas del reloj de la flecha 138, y éste mueve a su vez el líquido y el gas dentro del tubo de aspiración 110 en el sentido descendente de la flecha 142.

El gas oxígeno es introducido preferiblemente a través de la entrada de gas 140 que descarga el oxígeno gas cerca de la entrada 128 del tubo de aspiración 110. Se produce recirculación del líquido con alto contenido de sólidos 120 como consecuencia de la agitación mecánica dentro del tubo de aspiración 110 y la correspondiente fuerza hacia abajo del líquido con alto contenido de sólidos 120, en el tubo de aspiración 110. A medida que el líquido con burbujas de gas es expulsado por la salida 129 del tubo de aspiración 110, un volumen adecuado de líquido de reposición 120 que contiene cierta masa de gas es ingerido a través de aberturas 122 cercanas a la entrada 128 del tubo de aspiración 110.

El impulsor 130 define un intersticio radial entre la punta de la pala del impulsor y la pared interior del tubo de aspiración 110. El intersticio radial es menos que el 10% del diámetro del impulsor. Cuando se utiliza con líquidos de alto contenido de sólidos en aplicaciones para aguas residuales, la disposición ajustada del impulsor 130 con respecto a la pared interior del tubo de aspiración 110 u otra estructura hidrodinámica tiende a impartir mayores fuerzas de cizalladura con el fin de conseguir la distribución óptima del tamaño de burbujas, en concreto de 0,3 mm a 3,0 mm. Tal como se explica más adelante, la distribución optimizada del tamaño de burbujas de oxígeno dentro del líquido con alto contenido de sólidos intensifica la eficacia de transferencia másica del proceso de mezcla.

Habitualmente existen diferencias significativas en la eficacia de la transferencia gas-líquido en cualquier sistema mezclador a medida que cambia la viscosidad del líquido. En sistemas mezcladores gas-líquido convencionales, los especialistas en la técnica entienden generalmente que la eficacia de la transferencia másica es inversamente proporcional a la viscosidad de la disolución. Se cree que uno de los factores primarios responsables de la baja eficacia de transferencia másica en sistemas mezcladores convencionales reside en el efecto de la viscosidad de la disolución sobre la distribución del tamaño de burbujas. Además, la disminución de la eficacia de la transferencia másica en sistemas mezcladores gas-fluido convencionales a medida que aumenta la viscosidad de la disolución es típicamente más pronunciada con caudales de gas y de líquido mayores.

En procesos de tratamiento de aguas residuales, el impacto de la viscosidad de la disolución sobre la eficacia del proceso de transferencia másica puede ser estudiado utilizando diversas medidas paramétricas. En particular, la tasa estándar de transferencia de oxígeno (en inglés Standard Oxygen Transfer Rate, SOTR) se determina realizando ensayos de aireación normalizados, en los que se utiliza agua limpia en condiciones de ensayo normalizadas, concretamente 20°C, nada de oxígeno disuelto, y una presión de 101,3 kPa (760 mm de mercurio). Las tasas de transferencia másica obtenidas en condiciones de ensayo de campo distintas de las condiciones específicas del ensayo de SOTR son denominadas tasa real de transferencia de oxígeno (en inglés Actual Oxygen Transfer Rate, AOTR).

Es sabido que a medida que aumenta la viscosidad de las aguas residuales, bien sea debido a un incremento en el nivel de sólidos de las aguas residuales o bien debido a un incremento en los componentes viscosos de la corriente de residuos, la tasa real de transferencia de oxígeno o AOTR desciende a un valor, cuando se utilizan esquemas convencionales de aireación de aguas residuales, que es inferior a la SOTR determinada empíricamente. La variación en las AOTR y SOTR son debidas generalmente a diferencias en el coeficiente de transferencia másica ($K_L a$) entre las condiciones de proceso normalizadas o controladas y las condiciones de proceso reales. La relación entre el coeficiente de transferencia másica en condiciones reales respecto al coeficiente de transferencia másica en condiciones normalizadas viene dada por un parámetro conocido como el factor alfa (α), en donde:

$$\alpha = \frac{K_L a \text{ (sistema real)}}{K_L a \text{ (agua limpia)}}$$

La relación entre el coeficiente de transferencia másica, $K_L a$, y la tasa real de transferencia de oxígeno está representada generalmente por la siguiente ecuación:

$$AOTR = SOTR \left(\frac{\beta C_{S,T,H} - C_L}{C_{S,20}} \right) (1.024^{T-20}) (\alpha) (F)$$

en donde β es el factor de corrección de la tensión superficial por la salinidad, F es el factor de ensuciamiento, y $C_{S,T,H}$ es la concentración media de oxígeno disuelto en agua limpia en un depósito de aireación o reactor a temperatura T (°C), y altitud H (m). Cuando todas las demás variables permanecen constantes, el factor alfa proporciona una medida de la relación entre la AOTR y la SOTR.

Todos los ensayos se han llevado a cabo en un recipiente de prueba acrílico de 757 litros (200 galones), utilizando muestras de prueba de aproximadamente 600 litros de disolución de carboximetilcelulosa sódica (CMC). Se ha utilizado CMC como disolución de prueba para simular disoluciones de lodo activado de diversas viscosidades. Se ha establecido una curva de conversión para transformar medidas de viscosidad de la disolución de CMC a las de lodo activado equivalentes. Para crear la curva de conversión de CMC a lodo y determinar la relación entre la viscosidad y la concentración de sólidos en la disolución de aguas residuales se utilizó lodo activado procedente de una instalación de tratamiento de aguas residuales industriales que trata el guar.

En las diversas experiencias de prueba se utilizó un sistema de contactor mecánicamente agitado (en inglés Mechanically Agitated Contactor, MAC) consistente en un impulsor de 7,6 cm (3") dispuesto en un tubo de aspiración de diámetro interno 8,4 cm (3,3") y accionado por un motor de corriente continua de 1,1 kW (1,5 CV). Se introdujo en el recipiente de prueba una fuente de oxígeno cercana a la entrada del tubo de aspiración. Los resultados de ensayo con el contactor agitado mecánicamente fueron comparados después con los resultados de ensayo obtenidos utilizando (i) un difusor de disco de 6 x 20 μm y 15,2 cm (6") y (ii) difusores comerciales de 3 x 150 μm de aire difundido en burbuja fina unidos a una fuente de aire comprimido y situados en el recipiente de prueba.

La Figura 2 representa gráficamente el efecto de la concentración de sólidos sobre la viscosidad del lodo activado. En la presente gráfica, la viscosidad del lodo activado aumenta a medida que aumenta la acumulación de sólidos. En particular, los datos de la Figura 2 muestran una relación exponencial entre la viscosidad aparente del lodo activado y la concentración de sólidos dentro del lodo. En la gráfica ilustrada, la relación exponencial está caracterizada como:

$$y = 0,9757e^{0,1019x}$$

en donde "y" es la viscosidad aparente en centipoises (1 centipoise = 10^{-3} kg/ms) y "x" es la concentración de sólidos o la concentración equivalente de sólidos suspendidos de aguas mixtas (en inglés Mixed Liquor Suspended Solids, MLSS) del lodo activado, en gramos por litro.

Volviendo ahora a la Figura 3, se muestra una representación gráfica de la correlación entre el tamaño medio de las

burbujas de gas y el coeficiente de transferencia másica. Como se ve en la misma, el coeficiente global de transferencia másica se ve afectado de manera significativa por el diámetro medio de las burbujas de gas. Resulta concebible, por tanto, que se podría optimizar la transferencia de masa en un sistema en el cual se modifica el diámetro (d_b) de la burbuja de gas, bien sea por coalescencia o por ruptura, hasta que se sitúa dentro del intervalo óptimo de entre aproximadamente 0,3 mm y aproximadamente 3,0 mm de diámetro. La modificación del diámetro de las burbujas de gas se consigue en los sistemas y método divulgados en la presente memoria por medio del control del modo de suministro de gas y por el diseño y características de funcionamiento del impulsor.

La Tabla 1 proporciona un resumen de los resultados de los ensayos de transferencia de masa llevados a cabo para comparar el sistema de contactor mecánicamente agitado de la presente invención frente a sistemas mezcladores gas-líquido basados en difusores de burbuja fina convencionales. Tal como se ve en la Tabla 1 y en la Figura 4 asociada, los presentes sistema y método para una mezcladura gas-líquido intensificada presentan una tendencia de factor alfa que es sustancialmente diferente de la que presentan los sistemas mezcladores de aire difundido convencionales. Los resultados de ensayo han identificado también un intervalo de condiciones en donde el factor alfa asociado en el sistema de contactor mecánicamente agitado es mayor que 1,0. Esto sugiere que la eficacia de transferencia másica en el tratamiento de aguas residuales mediante el empleo del sistema de contactor mecánicamente agitado (MAC) y la inyección directa de oxígeno supera la eficacia de transferencia másica de los sistemas mezcladores de aire difundido convencionales en casi todos los casos, y es en algunos casos mejor que la eficacia de transferencia másica del sistema de contactor agitado, cuando se utiliza agua limpia. Estos resultados se traducirán a una necesidad muy reducida de energía para aireación para conseguir la oxigenación pretendida, y permite hacer trabajar al sistema de tratamiento de aguas residuales con una carga de sólidos superior. Esto significa en la práctica una disminución de los costes de funcionamiento, menos problemas de residuos sólidos, más flexibilidad para los sistemas de tratamiento de aguas residuales existentes, y permite la construcción de sistemas de tratamiento de aguas residuales que ocupan menor superficie horizontal.

Además, parece que, para sistemas de aguas residuales que tengan una concentración de sólidos de aproximadamente 1 hasta aproximadamente 10 g/L, los coeficientes de transferencia másica asociados con la inyección de oxígeno y el sistema de contactor mecánicamente agitado (MAC) de la presente invención en general aumentan cuando se produce un aumento correspondiente de la concentración de sólidos. Sin embargo, tal como se deduce de los ensayos antes mencionados, cuando la concentración de sólidos en la disolución o el MLSS equivalente aumentan por encima de 10 g/L, los coeficientes de transferencia másica asociados con el sistema de contactor mecánicamente agitado en general han disminuido cuando ha aumentado la concentración de sólidos.

| Viscosidad (cP) (10^{-3} kg/ms) | MLSS (g/l) | Factor alfa (α) de sistema de difusor | Factor alfa (α) de sistema MAC |
|---------------------------------------|------------|---|--|
| 1,0 | 0 | 1 | 1 |
| 1,2 | 2 | 0,85 | 1,02 |
| 1,5 | 4 | 0,72 | 1,04 |
| 1,8 | 6 | 0,61 | 1,06 |
| 2,2 | 8 | 0,51 | 1,08 |
| 2,7 | 10 | 0,44 | 1,10 |
| 3,3 | 12 | 0,37 | 1,18 |
| 4,1 | 14 | 0,31 | 1,17 |
| 5,0 | 16 | 0,27 | 1,15 |
| 6,1 | 18 | 0,22 | 1,12 |
| 7,5 | 20 | 0,19 | 1,10 |
| 9,2 | 22 | 0,16 | 1,08 |
| 11,3 | 24 | 0,14 | 1,05 |
| 13,8 | 26 | 0,12 | 1,03 |
| 16,9 | 28 | 0,10 | 1,01 |
| 20,7 | 30 | 0,08 | 0,98 |
| 25,4 | 32 | 0,07 | 0,96 |
| 31,2 | 34 | 0,06 | 0,94 |
| 38,2 | 36 | 0,05 | 0,91 |
| 46,9 | 38 | 0,04 | 0,89 |
| 57,5 | 40 | 0,04 | 0,87 |

Tabla 1. Datos de ensayos de Transferencia de masa

Para el sistema de aire difundido, los datos de la Tabla 1 indican, cuando se consideran juntamente con la Figura 3, que los diámetros de burbuja de gas eran mayores de 2 mm ó 3 mm a niveles típicos de concentración de sólidos, o niveles de MLSS equivalentes, mayores de aproximadamente 10 g/L. Tal como se ha descrito más arriba con referencia a la Figura 3, un diámetro de burbuja de gas mayor que aproximadamente 2 mm ó 3 mm contribuye a la menor eficacia de transferencia másica en tales sistemas mezcladores gas-líquido convencionales. Hay que tener en cuenta que la viscosidad de la disolución de de aguas residuales y la concentración de sólidos en la disolución de aguas residuales están estrechamente relacionadas (véase la Figura 2).

A la inversa, el empleo de un sistema de contactor mecánicamente agitado del tipo plasmado en la presente invención, dentro de ciertos límites, definidos como 1-12 g/L de sólidos en el caso de aguas residuales, el tamaño de burbuja en general disminuye a medida que aumenta la viscosidad de la disolución, lo que da como resultado características de transferencia de masa superiores en comparación con sistemas de difusores de burbuja fina convencionales.

Se ha observado también durante los ensayos del presente sistema de contactor mecánicamente agitado que la profundidad a la cual desciende la pluma de burbujas antes de separarse de la corriente de chorro es mayor cuando aumenta la viscosidad de la disolución de aguas residuales. Se sabe que la velocidad de flotación de la burbuja de gas se ve afectada por la fuerza de arrastre impartida a la burbuja de gas por la solución. La fuerza de arrastre impartida a la burbuja de gas es, a su vez, una función de la viscosidad de la disolución. Por tanto, al aumentar la viscosidad de la disolución de aguas residuales, aumenta la fuerza de arrastre sobre las burbujas de gas, lo que hace que las burbujas sean retenidas en la corriente de chorro. En general, la corriente de chorro y la pluma de burbujas de gas atrapadas descienden más abajo en el recipiente, lo que da como resultado un arrastre más prolongado de burbujas de gas en la corriente de chorro expulsada desde el tubo de aspiración, lo que contribuye adicionalmente a la eficacia mejorada de transferencia másica del sistema de contactor mecánicamente agitado.

Aunque en la presente memoria se ha descrito la invención por medio de realizaciones específicas y procesos asociados con las mismas, los especialistas en la técnica pueden realizar en ellas numerosas modificaciones y variaciones sin salir del alcance de la invención tal como se expone en las reivindicaciones.

Por ejemplo, el impulsor o agitador proporcionado en las realizaciones divulgadas puede tener diversas configuraciones o tipos de impulsor, entre ellos una turbina de aletas de flujo axial, pala inclinada de flujo axial, hélice de flujo axial, tornillo centrífugo, vano radial abierto, vano radial semiabierto, vano radial cerrado, ánclora de flujo radial, paleta de flujo radial, turbina de flujo radial, u otro tipo no especificado de impulsor. Además, el sistema divulgado podría ser configurado para utilizar una pluralidad de contactores mecánicamente agitados dentro del recipiente, teniendo cada uno un impulsor encerrado dentro de un tubo de aspiración. La pluralidad de contactores mecánicamente agitados pueden estar distribuidos regularmente dentro del recipiente, o bien pueden estar orientados en una configuración apilada. La configuración apilada es particularmente útil en aplicaciones en las cuales el nivel de líquido varíe significativamente durante el proceso.

Preferiblemente, el sistema y procedimiento divulgados en la presente memoria resultan muy ventajosos cuando son utilizados en un proceso de mezcla gas-líquido en el cual la viscosidad de la disolución supere el valor de 10^{-2} kg/ms (10 centipoises), y más preferiblemente cuando la viscosidad de la disolución se sitúe entre 10^{-2} kg/ms (10 centipoises) y 0,1 kg/ms (100 centipoises). Los gases introducidos pueden estar seleccionados de oxígeno, nitrógeno, gas enriquecido con ozono, aire, hidrógeno, dióxido de carbono, argón, o cualquier combinación de los mismos, o cualesquiera otros gases que se utilicen en procedimientos de mezcla gas-líquido industriales.

Aplicabilidad industrial

Cuando los sistemas y métodos divulgados en la presente memoria se utilizan para una mezclado gas-líquido intensificada en disoluciones sumamente viscosas, los métodos divulgados en la presente memoria permiten un contacto gas-líquido más eficaz y características de transferencia másica superiores, como consecuencia de la mayor área superficial total del gas ingerido y del tiempo de permanencia incrementado de las burbujas de gas dentro de la balsa.

En comparación con los sistemas y métodos de mezcla gas-líquido de la técnica anterior, las superiores propiedades de transferencia másica obtenidas con el empleo de los sistemas y métodos divulgados en la presente memoria se traducen en el uso de menos equipos de mezcla, una superficie horizontal ocupada potencialmente menor, y sustancialmente menos tiempo y energía necesarios para conseguir el mismo nivel de mezclado gas-líquido.

La aplicación de la presente invención a un sistema de biorreactor de membrana utilizado como parte de un proceso de tratamiento de aguas residuales proporciona varias ventajas notables. Tales ventajas incluyen la capacidad de hacer trabajar el sistema de biorreactor de membrana con concentraciones de biomasa significativamente mayores, el empleo de menos energía de aireación para conseguir los niveles de oxigenación deseados, un tiempo de permanencia en la celda incrementado, y una reducción global de la producción de lodo de desecho.

Además, los sistemas y métodos divulgados en la presente memoria permiten operaciones de mezcla gas-líquido a

- niveles de viscosidad superiores sin necesidad de equipo y energía adicionales, y sus costes asociados. Esta capacidad de mezcla gas-líquido incrementada resultaría útil en aplicaciones que hasta la fecha han estado limitadas por la eficacia del proceso de mezcla gas-líquido o que se beneficiarían económicamente de funcionar con altos niveles de sólidos o altos niveles de viscosidad. Tales procesos podrían incluir, por ejemplo, procesos de fermentación o procesos químicos que tengan mayores concentraciones de reaccionantes o de productos; y, tal como se ha descrito antes, procesos de tratamiento de aguas residuales que tengan una elevada concentración de sólidos.
- 5
- 10
- Los métodos y sistemas identificados en lo que antecede para mezcladura gas-líquido intensificada de líquidos sumamente viscosos pueden ser utilizados solos o juntamente con otras técnicas de mezcla gas-líquido. Además, cada uno de los pasos específicos implicados en el procedimiento preferido, descrito en la presente memoria, y cada uno de los componentes de los sistemas preferidos, son fácilmente modificados o adaptados para satisfacer los requisitos peculiares de diseño y de funcionamiento de la aplicación particular en la cual se estén usando.

REIVINDICACIONES

- 5 1.- Un método para tratar aguas residuales con alto contenido de sólidos en una balsa de aireación (106) de un sistema (100) para aguas residuales, en donde la balsa de aireación tiene un tubo de aspiración (110) dispuesto en la misma, en donde el tubo de aspiración tiene una entrada (128), una salida (129) y un impulsor (130) dispuesto dentro del tubo de aspiración (110), siendo el intersticio radial entre la punta de la pala del impulsor (130) y la pared interior del tubo de aspiración (110) menos que el 10% del diámetro del impulsor, y en donde a través del tubo de aspiración (110) el agua residual con alto contenido de sólidos fluye en un sentido descendente (142), en donde el método comprende los pasos de:
- 10 disponer el agua residual con alto contenido de sólidos que tiene una carga de sólidos superior a 10 gramos por litro dentro de la balsa de aireación (106);
 introducir oxígeno en el tubo de aspiración (110);
- 15 agitar el agua residual con alto contenido de sólidos y oxígeno para producir burbujas de gas dentro del agua residual con alto contenido de sólidos dentro del tubo de aspiración (110), en donde las burbujas de gas tienen un diámetro medio de entre aproximadamente 0,3 mm y 3,0 mm; y
- 20 expulsar el agua residual con alto contenido de sólidos que incluye las burbujas de gas hacia fuera de la salida (129) del tubo de aspiración (110) en el seno de la balsa de aireación (106) con el fin de dispersar las burbujas de gas dentro de la balsa de aireación (106) e incrementar el tiempo de permanencia de las burbujas de gas dentro de la balsa de aireación (106).
- 2.- El método según la reivindicación 1, en donde el agua residual con alto contenido de sólidos tiene una carga de sólidos de entre 10 gramos por litro y 40 gramos por litro.
- 25 3.- El método según la reivindicación 1, en donde el sistema de aguas residuales es un sistema de aguas residuales de biorreactor de membrana.

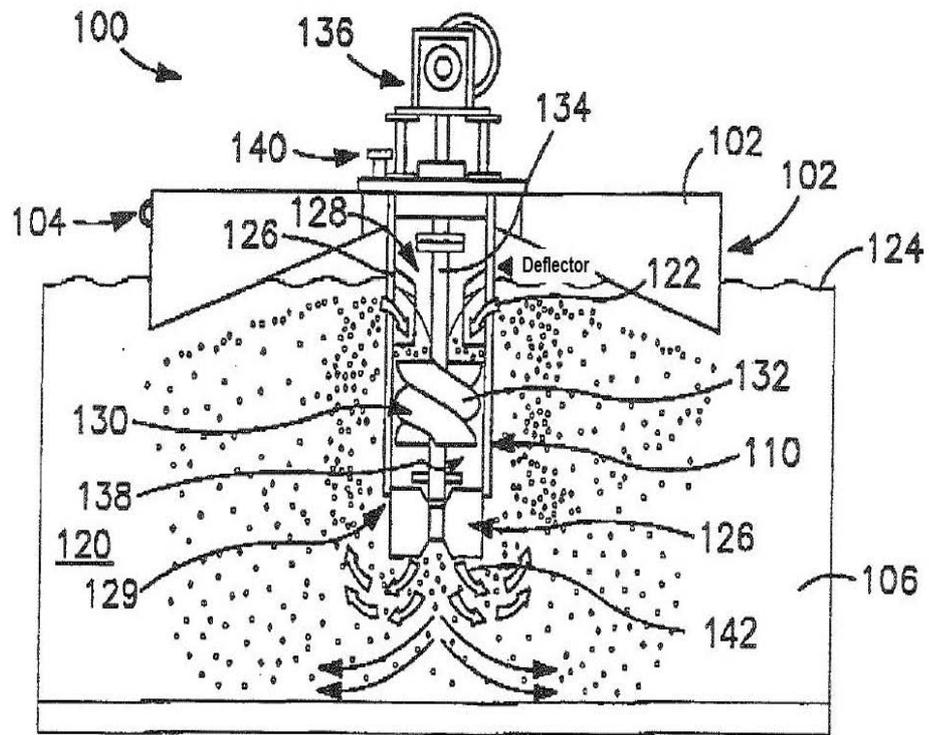


FIG. 1

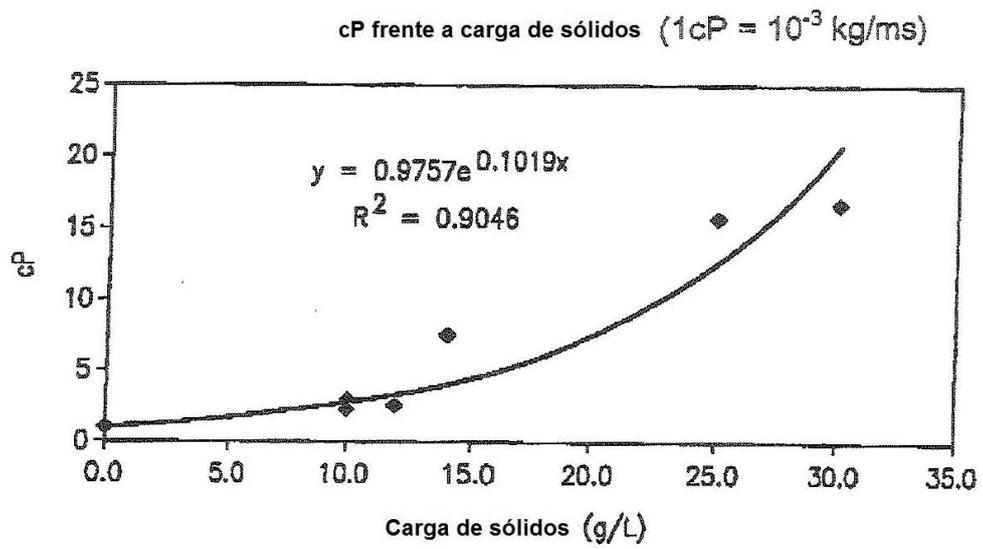


FIG. 2

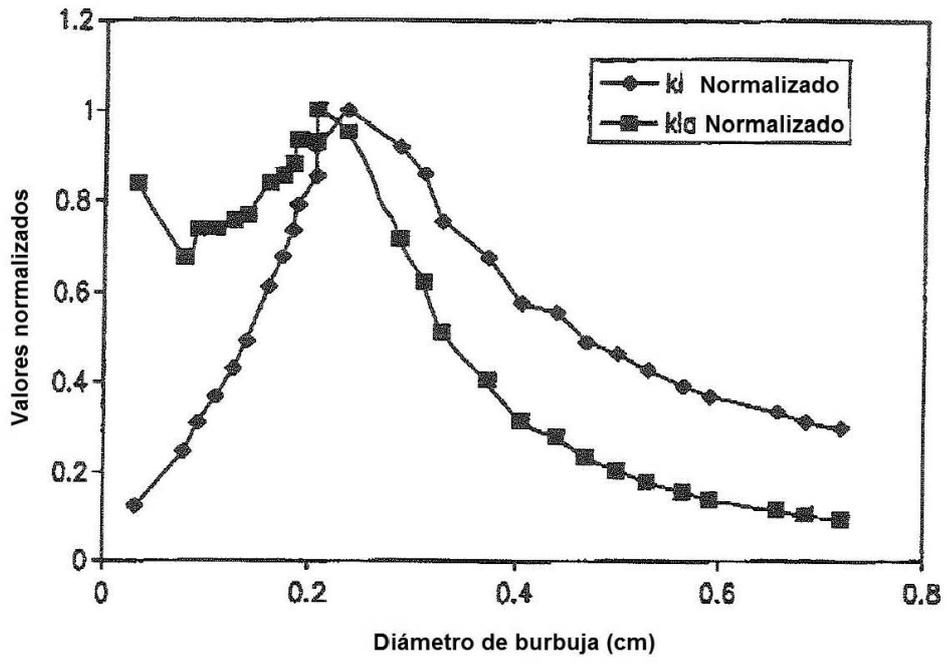


FIG. 3

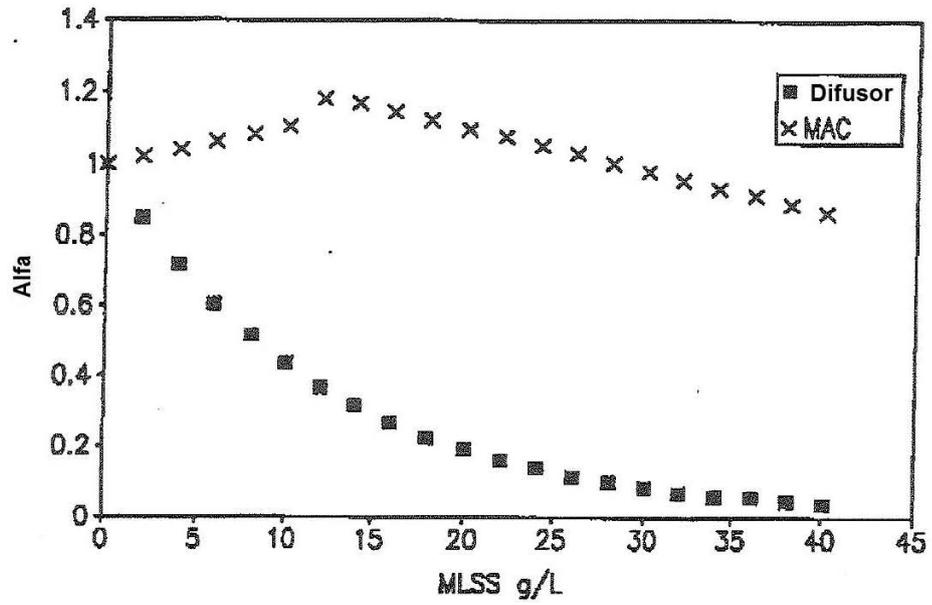


FIG. 4