

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 396 241**

51 Int. Cl.:

C02F 3/30 (2006.01)

B01D 53/22 (2006.01)

C02F 3/06 (2006.01)

C02F 3/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **24.07.2006 E 06761180 (6)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **24.10.2012 EP 1910234**

54 Título: **Procedimiento para el tratamiento de agua de purga de FGD**

30 Prioridad:

25.07.2005 US 701996 P

26.08.2005 CA 2517322

16.11.2005 US 736859 P

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

20.02.2013

73 Titular/es:

**ZENON TECHNOLOGY PARTNERSHIP (100.0%)
THE CORPORATION TRUST COMPANY
CORPORATION TRUST CENTRE, 1209 ORANGE
STREET
WILMINGTON, DELAWARE 19801, US**

72 Inventor/es:

**PEETERS, JEFFREY GERARD;
BONKOSKI, WILLIAM A.;
COTE, PIERRE LUCIEN;
HUSAIN, HIDAYAT y
PICKETT, TIMOTHY MICHAEL**

74 Agente/Representante:

CARPINTERO LÓPEZ, Mario

ES 2 396 241 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín europeo de patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Procedimiento para el tratamiento de agua de purga de FGD

Campo

5 La presente invención se refiere al tratamiento de agua que incluye el tratamiento biológico de agua y tratamiento de alimentaciones que contienen contaminantes inorgánicos, por ejemplo, selenio, nitratos o metales pesados, por ejemplo agua de purga de lavador de una operación de desulfuración de gas de combustión (FGD) en una central eléctrica de combustión de carbón.

Antecedentes

10 La siguiente descripción de antecedentes no implica ni admite que cualquier procedimiento o aparato descrito a continuación sea técnica anterior o parte del conocimiento de los especialistas en la técnica país alguno.

15 El agua de purga de lavadores de una operación de desulfuración de gas de combustión en una central eléctrica de combustión de carbón contiene una amplio intervalo de contaminantes inorgánicos eliminados del gas de combustión. El agua de purga puede contener también contaminantes orgánicos, tales como ácido dibásico (DBA), y amoniaco añadido como parte de o para mejorar el proceso FGD. El agua de purga del lavador de FGD puede tener muy alto contenido en sólidos disueltos donde los aniones principales son cloruros y los cationes principales son calcio, magnesio y sodio. Se puede controlar la velocidad de purga para mantener una concentración de cloruro deseada que provoca que el agua de purga tenga una alta, pero en general estable, concentración de cloruro. La concentración de otros contaminantes puede variar de forma amplia según se vea influenciada, por ejemplo, quemando carbón de distintas fuentes incluso en una misma central eléctrica. Sin embargo, la concentración de 20 TDS, TSS, dureza por Ca y Ma, nitrato, amoniaco y azufre, por ejemplo, como sulfato son todas ellas probablemente altas, y pueden estar presentes distintos metales pesados, haciendo que el agua de purga sea muy difícil de tratar, en particular para conseguir niveles muy bajos de contaminantes. Otras aguas residuales, tales como agua residual eliminada de operaciones de minería, drenaje agrícola o agua de escorrentía, otras aguas industriales o incluso agua potable, pueden presentar también concentraciones no aceptables de algunos o todos de estos contaminantes inorgánicos. 25

30 Los procedimientos actuales de tratamiento de agua de purga se basan fundamentalmente en procesos físicos y químicos para eliminar contaminantes inorgánicos. Los procesos físicos y químicos implican productos químicos costosos y producen grandes cantidades de lodos. También pueden estar presentes arsénicos, mercurio y metales pesados en el agua de purga a niveles superiores a los regulados. Además algunas jurisprudencias han regulado recientemente las concentraciones de selenio en efluentes vertidos al ambiente. La concentración permitida de selenio puede ser de 0,5 ppm o inferior o 200 ppb o inferior mientras que el agua de purga puede contener 1-20 o 2-20 ppm de selenio que no se elimina en plantas de tratamiento convencionales.

35 En la patente de Estados Unidos nº 6.183.644, titulada Method of Selenium Removal y expedida el 6 de Febrero de 2001 a D. Jack Adams y Timothy M. Pickett, se elimina el selenio disuelto del agua contaminada mediante tratamiento del agua en un reactor que contiene organismos endémicos seleccionados y otros organismos reductores de selenio. Los microbios pueden aislarse del agua específica o ser importados de otra agua contaminada con selenio. Los microbios se tamizan luego en relación a su capacidad para reducir selenio en las condiciones ambientales específicas del lugar. Los microbios seleccionados son optimizados para la reducción de selenio, luego se establecen en una biopelícula de alta densidad dentro de un reactor. El agua contaminada con 40 selenio se pasa a través del reactor con mezcla de nutrientes optimizada según sea necesario. El selenio elemental es precipitado y se elimina del agua. Productos que usan este o un proceso similar pueden encontrarse disponibles con el nombre comercial ABMet[®] de Applied Biosciences Corp de Salt Lake City, Utah, EEUU.

45 El documento WO 87/00161 divulga un procedimiento en el que se elimina selenio disuelto del agua mediante tratamiento en un reactor que contiene biomasa microbiana para provocar que el selenio hexavalente sea transformado en formas de selenio que se puedan eliminar fácilmente del agua, y provocar o dejar que las formas eliminables de selenio sean eliminadas del agua. Ejemplos de formas eliminables de selenio incluyen compuestos de selenio orgánico volátiles, compuestos de selenio inorgánico volátiles, selenio elemental, compuestos de selenio complejados orgánicamente retenibles, compuestos de selenio tetravalente retenibles, y compuestos de selenio bivalente retenibles. Los compuestos de selenio volátiles se pueden eliminar y recuperar como un gas, mientras que 50 las formas retenibles de selenio pueden ser retenidas por partículas grandes y separarse, por ejemplo, mediante filtración.

Sumario

El siguiente sumario se pretende que introduzca al lector a una o más invenciones descritas en esta invención pero que no define ninguna de ellas. Las invenciones pueden consistir en cualquier combinación de uno o varios de los elementos de aparatos o etapas de proceso descritas en cualquiera de ellas en este documento.

- 5 Es un objeto de la invención descrita en el presente documento mejorar, o al menos proporcionar una alternativa útil respecto a la técnica anterior. Es un objeto de la invención descrita en el presente documento proporcionar un procedimiento de tratamiento de agua residual para el tratamiento de agua de purga de FDG que tiene selenio o nitrato o ambos. El procedimiento puede incluir eliminación biológica de contaminantes inorgánicos, por ejemplo, nitrógeno, selenio, arsénico, mercurio o azufre del agua residual. El agua residual puede ser un agua residual bruta o un agua residual que ha sido pretratada.

15 La presente invención se define en la reivindicación 1. Se describe en el presente documento un procedimiento que presenta etapas de tratamiento anóxico para desnitrificar una corriente de residuo, tratamiento anóxico para eliminar selenio y tratamiento anaeróbico para eliminar metales pesados o azufre o ambos. La eliminación de metales pesados es posible debido a que SO_4 está presente y se transforma en sulfuro mediante bacterias que reducen SO_4 anaeróbicas. El procedimiento incluye adicionalmente (a) separación con membrana de la corriente de residuo aguas arriba de la digestión anóxica para eliminar selenio, (b) de forma opcional dilución aguas arriba de la etapa de tratamiento biológico, (c) pretratamiento físico/químico aguas arriba de los procedimientos biológicos o etapa de dilución para eliminar TSS y ablandar la corriente de residuo, por ejemplo, mediante la adición de cal o sulfuros y la eliminación de precipitados, (d) extracción de amoníaco aguas arriba de las etapas de tratamiento biológico o etapa de dilución y (e) de forma opcional tratamiento aeróbico para eliminar COD y nitrificar la corriente de residuo aguas arriba del tratamiento anóxico. Algunas de las etapas de tratamiento biológico se pueden llevar a cabo en un reactor de película fija, por ejemplo, un lecho de carbono activado granular. Se pueden llevar a cabo una o varias de las etapas de tratamiento biológico en un reactor de crecimiento suspendido tal como un bioreactor de membrana. Cada etapa de tratamiento biológico se puede llevar a cabo en un reactor distinto optimizado para realizar una etapa o bien se puede llevar a cabo dos o más de las etapas de tratamiento biológico en un reactor de uso múltiple.

25 Se describe en el presente documento un aparato que presente uno o más reactores configurados para proporcionar nitrificación, desnitrificación, eliminación de selenio y metales pesados y eliminación de azufre mediante tratamiento biológico. El aparato puede presentar adicionalmente un reactor para proporcionar tratamiento aeróbico de COD. Los reactores pueden incluir un bioreactor de membrana o un reactor de película fija. El reactor de película fija puede comprender un lecho de carbono activado u otros materiales soporte. El aparato puede presentar además uno o más de una entrada para la dilución del agua de alimentación a los procesos biológicos, un sistema para la adición de cal o sulfuros al agua residual aguas arriba de los reactores biológicos, uno o más sistemas de pretratamiento físico o químico, un eliminador de precipitados, o un aparato de extracción de amoníaco.

35 Se describen también en la presente invención un aparato o procedimiento para la eliminación de nitratos en un bioreactor de película fija. Se describe también en esta invención un aparato o procedimiento para proporcionar un bioreactor de película fija que presenta dos o más zonas. Las zonas se pueden adaptar para eliminar diferentes contaminantes y pueden presentar diferente potencial de reducción de oxígeno (ORP). Se describen también en esta invención un aparato o procedimiento para uso de localización de nutrientes o velocidad de alimentación para controlar ORP en un bioreactor de película fija o de medio. Se describe también en esta invención un aparato o procedimiento para agitar un bioreactor de película fija o de medio para liberar sólidos o burbujas de gas desde el lecho de medio.

45 Se pueden usar un procedimiento o aparato descrito en la presente invención para el tratamiento de agua de purga de FGD o agua de purga de FGD pretratada para producir un efluente con concentraciones bajas de selenio, por ejemplo, 1 ppm o menos o 10 ppb o menos, y bajas concentraciones de nitrógeno total, por ejemplo 1 mg/l o menos o 10 ppm o menos, en el efluente. Sin embargo, un aparato o procedimiento descrito en la presente invención puede presentar también aplicaciones en el tratamiento de agua de purga cuando la concentración de selenio en el efluente no es un problema. Puede ser también útil un aparato o procedimiento descritos en la presente invención para el tratamiento de otras aguas residuales que presentan selenio o nitrato, por ejemplo, de minería, escorrentías de agricultura o corrientes residuales, corrientes de agua subterráneas o de superficie contaminadas, o corrientes residuales de refinerías de petróleo, en particular cuando la corriente de agua también presenta concentraciones significativas de uno o más de COD, nitrato, amonio, TDS, TSS, dureza, CaSO_4 , o sulfato.

Breve descripción de los dibujos

Se describen a continuación ejemplos de realizaciones de una o más invenciones con referencia a las figuras descritas más adelante.

La figura 1 es un diagrama de flujo de proceso esquemático de un aparato y procedimiento para el tratamiento de agua.

La figura 2 es un diagrama de flujo de proceso esquemático de otro sistema para el tratamiento de agua.

5 La figura 3 es un diagrama esquemático que muestra una realización alternativa de parte del sistema y proceso de la figura 1 ó 2.

La figura 4 es una sección transversal de un bioreactor.

La figura 5 es un diagrama de resultados experimentales que usan un bioreactor multi-fase.

La figura 6 es un diagrama de resultados experimentales relativos al número de organismos reductores de selenio frente a la temperatura.

10 La figura 7 es un diagrama de reducción de selenio en agua de purga de FGD que usa DBA como una fuente de carbono.

La figura 8 es un diagrama que muestra intervalos de ORP para diversas reacciones.

La figura 9 es un diagrama de flujo de proceso esquemático de otro sistema para el tratamiento de agua.

Descripción detallada

15 Se describirán a continuación diversos procedimientos para proporcionar un ejemplo de una realización de cada invención. Ninguna realización descrita a continuación limita la invención reivindicada y la invención reivindicada puede cubrir procedimientos que no se describen a continuación. La invención reivindicada no se ve limitada a procedimientos que presenten todas las características de cualquier procedimiento descrito a continuación. Es posible que un aparato o procedimiento descrito a continuación no sea una realización de la invención reivindicada.

20 Los solicitantes, inventores y propietarios se reservan todos los derechos en la invención descrita en un procedimiento descrito a continuación que no se reivindique en este documento y no se abandona, desreivindica o se deja para uso público cualquier invención que parta de la descripción en este documento.

La tabla 1 muestra los contaminantes y sus concentraciones, supuestos para agua de purga de lavador de FGD en el diseño de un ejemplo de un aparato y procedimiento descrito a continuación. El agua de purga de FGD puede existir con otros contaminantes u otras concentraciones de contaminantes. La composición del agua de purga de FGD puede también variar en gran medida en el tiempo para una central eléctrica de combustión de carbón específica según se ve influenciada, por ejemplo, por cambios en la fuente de carbón. Sin embargo, el agua de purga de FGD se caracteriza por lo general por muy alto contenido en sólidos disueltos (TDS) siendo el anión principal cloruro y siendo los cationes principales calcio, magnesio y sodio. El agua de purga también contiene concentraciones significativas de sólidos finos suspendidos, incluyendo finos de CaSO₄. El agua de purga también contiene un amplio intervalo de contaminantes inorgánicos, incluyendo amoníaco, que se añade para la reducción catalítica selectiva en el procedimiento de lavado. El agua de purga puede contener también algunos compuestos orgánicos, de forma particular DBA (ácido dibásico) que puede haberse añadido para mejorar la eficiencia del lavador. En el aparato y procedimiento descrito a continuación el efluente se pretende que tenga un contenido en nitrógeno total (TN) de 10 ppm o menos y concentraciones de selenio de 0,4 ppm o menor.

25

30

35

Tabla 1: agua de purga de FGD típica

Parámetro	Valor típico	Mín. – máx.
Cloruros	30.000 ppm	20 – 40.000 ppm
pH	> 5,0 < 6,0	
TDS	75.000 mg/l	15.000 – 150.000 mg/l
TSS	2% en peso seco	1 - 5% en peso seco
Aluminio total	960 ppm	80 – 3700 ppm
Antimonio	12 ppm	0,03 – 49,0 ppm

ES 2 396 241 T3

(cont.)

Amoniaco – N	31 ppm	0,25 – 64 ppm
Nitrato – N	350 ppm	200 – 450 ppm
Nitrógeno total	200 ppm	50 – 400 ppm
Arsénico – total	15 ppm	0,27 – 100 ppm
Bario – total	100 ppm	2,0 – 770 ppm
Berilio	2,1 ppm	0,06 – 6,9 ppm
Boro	----	20 – 40 ppm
Cadmio – total	0,8 ppm	0,12 – 1,5 ppm
Calcio	18.000 ppm	10.000 – 30.000 ppm
Cromo – total	23 ppm	0,5 – 210 ppm
Cromo VI	---	3 – 12 ppm
Cobalto	---	0,05 – 4 ppm
Cobre – total	1,7 ppm	0,3 – 6,6 ppm
CO ₃ /HCO ₃	1500 ppm	1 – 3.000 ppm
Fluoruro	360 ppm	61 – 1600 ppm
Hierro – total	1400 ppm	116 – 6400 ppm
Plomo – total	19 ppm	0,2 – 140 ppm
Litio	---	2 – 3 ppm
Magnesio	15.000 ppm	10.000-20.000 ppm
Manganeso	10 ppm	3,6 – 200 ppm
Mercurio – total	0,38 ppm	0,5 – 1,4 ppm
Níquel – total	10 ppm	0,5 – 74 ppm
Fosfato – total	1,0 ppm	0 – 10 ppm
Potasio	6800 ppm	5000 – 10.000 ppm
Selenio – total	17 ppm	1,5 – 100 ppm
Plata – total	10,0 ppm	0,002 – 20 ppm
Sodio	15.000 ppm	10.000 – 20.000 ppm
Sulfato (SO ₄)	60.000 pm	40.000 – 80.000 ppm
Talio	0,76 ppm	0,02 – 2,2 ppm
Vanadio	---	1,0 – 11,0 ppm
Zinc total	15,0 ppm	1,7 – 50,0 ppm
Temperatura	(130° F) 54° C	(125-130° F) 52 – 54° C

Con mayor detalle, el tratamiento del agua de purga da lugar a varios desafíos que un procedimiento o aparato pueden acometer de una variedad de formas, como se describe en general a continuación y luego mediante la

descripción de uno o más ejemplos de sistemas de tratamiento y procedimientos. En la siguiente descripción, pre-tratamiento se refiere a tratamiento que tiene lugar aguas arriba de las etapas de proceso biológico.

5 Altas concentraciones de TDS hacen difícil mantener la actividad del tratamiento biológico. Esta cuestión puede abordarse mediante dilución de la corriente residual aguas arriba del tratamiento biológico. El alto contenido en TDS también hace difícil flocular y sedimentar biomasa en un procedimiento de lodos activos. Esta cuestión es abordada con el uso de bioreactores de película fija o bioreactores de membrana que pueden operar con concentraciones de TDS en la que la sedimentabilidad es baja.

10 En general, la elevada dureza provoca el incrustamiento debido a la sobresaturación de Ca o Mg y cualquier desplazamiento de pH o temperatura puede provocar la precipitación de sulfatos o carbonatos de calcio o de magnesio. FGD y otra agua residual industrial puede contener altos niveles de sulfato, calcio y magnesio lo que da lugar a un riesgo de condiciones de incrustación, que son exacerbadas con aumento de la alcalinidad. Cuando se elimina nitrato por desnitrificación biológica, se produce alcalinidad que tiende a incitar la incrustación en algunos procesos. Estas cuestiones se pueden acometer mediante un pre-tratamiento de ablandamiento, por ejemplo ablandamiento con cal, y de forma opcional añadiendo ácido para ajuste del pH aguas arriba del proceso biológico.

15 La incrustación puede abordarse también o de forma adicional llevando a cabo la desnitrificación biológica en un reactor de película fija como se describe más adelante. El pH puede reducirse en la dirección del flujo de alimentación mediante un reactor de este tipo, haciendo así tales reactores resistentes al incrustamiento. En particular la reducción de selenio u otros microbios que pueblan el reactor puede producir ácidos orgánicos de la fermentación de los nutrientes que se alimentan al sistema, con lo que se neutraliza la alcalinidad y se inhibe la

20 incrustación.

El elevado TSS, en particular debido a que es esencialmente inorgánico, provoca problemas con el desarrollo y control de una biomasa suspendida y con el bioreactor y la obstrucción de la membrana. Esta cuestión se puede acometer mediante pre-tratamiento de la corriente de agua para coagular o flocular y luego eliminar físicamente (por ejemplo, sedimentado o por flotación) sólidos suspendidos.

25 Altas concentraciones de nitrato son un problema debido a que el nitrato es un aceptor de electrones preferido para la reducción biológica frente a selenato. Esta cuestión se puede acometer mediante reducción de la concentración de nitrato aguas arriba de una etapa de reducción de selenato. La etapa de reducción de nitrato puede tener lugar en una parte aguas arriba de un reactor de reducción de selenato como parte de un proceso biológico multi-etapa o reactor de película fija multi-parte aguas arriba de un proceso de reducción de selenato o parte, o como parte de un

30 proceso distinto o reactor.

El amoníaco en el agua de purga es un problema debido a que la concentración en el efluente final puede estar regulado y debido a la oxidación de amoníaco puede aumentar la concentración de nitrato. Esta cuestión es abordada con la eliminación del amoníaco, por ejemplo, mediante extracción del amoníaco como NH_3 en un proceso de pre-tratamiento o mediante eliminación de amoníaco biológicamente mediante un proceso de nitrificación /

35 desnitrificación bien en un proceso en serie o bien con flujos recirculantes. La desnitrificación, bien como una etapa de desnitrificación en un proceso de nitrificación / desnitrificación o para eliminar nitratos creados de otra forma mediante oxidación de amoníaco puede llevarse a cabo en un bioreactor de película fija que puede ser parte de un bioreactor de reducción de selenio simple o múltiple.

40 La presencia de diversos metales pesados, por ejemplo, Cu, As o Hg, o contaminantes oxidados relacionados son un problema debido a que pueden ser regulados en el efluente pero son difíciles de eliminar a concentraciones bajas. Esta cuestión puede ser abordada en parte precipitando estos elementos en una etapa de ablandamiento pre-tratamiento. La cuestión se puede abordar además reduciendo biológicamente SO_4 y precipitando estos contaminantes como sulfuros de metal tras eliminación de nitrato y selenato y selenito. Esta precipitación puede tener lugar en un bioreactor de película fija que puede ser parte de un bioreactor de reducción de selenio simple o

45 múltiple.

La presencia de selenio, como selenato o selenito, es un problema debido a la reciente regulación de las concentraciones de selenio en el efluente directa o indirectamente, por ejemplo mediante concentraciones en tejido de pescado en el cuerpo receptor. El selenio es difícil de eliminar debido a su baja concentración y a su tendencia a formar selenato o selenito y disolverse en agua lo que hace difícil, costosa o ineficiente la eliminación física o

50 química. El selenio es abordado en el proceso y aparato reduciéndolo biológicamente a selenio elemental y luego precipitándolo para la eliminación. Esto puede realizarse en un bioreactor de película fija que se puede usar también para eliminar otros contaminantes.

La figura 1 muestra un sistema de tratamiento 10 que presenta una zona de pretratamiento 12 aguas arriba de una zona de tratamiento biológico 14. La alimentación 16, que puede ser agua de purga de FGD fluye a la zona de

55 pretratamiento 12. En la zona de pretratamiento 12 se elimina una gran parte del TSS en la alimentación y se

5 eliminan Ca y Mg para ablandar la alimentación 16. La zona de pretratamiento 12 usa procedimientos físicos/químicos para tratar la alimentación 16. Por ejemplo se puede añadir cal o sulfuros o ambos a la alimentación 16 para precipitar calcio, magnesio y metales. Los precipitados se pueden eliminar mediante clarificadores, por ejemplo, clarificadores de fase única o de doble fase. La sedimentación se puede mejorar con la adición de coagulantes o polímeros.

10 El efluente de pre-tratamiento abandona la zona de pretratamiento 12 por un conducto de efluente de pretratamiento 20. El agua de dilución 18 se añade al efluente de pretratamiento. El agua de dilución 18 reduce la concentración de sólidos disueltos totales (TDS) del efluente de pretratamiento para hacerlo aceptable para el tratamiento biológico aguas abajo. Se puede añadir suficiente agua de dilución 18 para hacer la concentración de TDS como la del agua de mar, por ejemplo, con un TDS de 35 g/l o menos. Se puede usar cualquier agua con bajo contenido de TDS para agua de dilución 18, por ejemplo agua de purga del circuito de refrigeración de una central eléctrica. El agua de dilución 18 también enfría el agua de purga de FGD, por ejemplo de 50° C o más a aproximadamente 43° C o menos o 40° C o menos, para facilitar el tratamiento biológico posterior. Como se muestra en la figura 6, la salud de organismos que reducen el selenio se reduce por encima de aproximadamente 43° C. En general se puede operar un reactor de película fija a temperaturas de aproximadamente 4° C (40° F) a aproximadamente 4° C (105° F). Un reactor instalado puede también tolerar mayor temperatura durante periodos cortos de tiempo, por ejemplo una temperatura de 43° C (110° F) hasta durante 24 horas.

20 El efluente de pretratamiento diluido fluye luego hasta la zona de tratamiento biológico 14. La zona de tratamiento biológico 14 tiene cuatro zonas: una zona aeróbica 22; una primera zona anóxica 24; una segunda zona anóxica 26; y, una zona anaeróbica 28. Estas zonas 22, 24, 26, 28 se muestran unidas en serie en la figura 1 si bien una o varias de ellas pueden estar conectadas de forma alternativa con bucles de recirculación. Las zonas 22, 24, 26, 28 puede también encontrarse en reactores separados o una o varias zonas 22, 24, 26, 28 pueden estar combinadas en un reactor único. Una o varias de las corrientes de nutrientes 30, 32, 34 se pueden usar para añadir nutrientes a cualquier zona 24, 26, 28 aguas abajo de una corriente de nutrientes 30, 32, 34, bien directamente o mediante zonas de intervención 24, 26. Por ejemplo, se pueden añadir nutrientes en la corriente 30 o corriente 32 para soportar el crecimiento de las bacterias en zonas 26 o zona 28 o ambas.

30 La zona aeróbica 22 se usa para nitrificar, asimilar o eliminar amoníaco, hasta el punto que el amoníaco no tiene que ser extraído en la zona de pretratamiento 12, y para oxidar carbono orgánico. Se puede añadir también una zona aeróbica suplementaria opcional aguas abajo de la zona anaeróbica 28 para eliminar nutrientes residuales añadidos antes o en zonas 24, 26, 28 y para oxidar compuestos residuales de la zona anaeróbica 28. Si no hay límite de vertido de TN para el efluente, o si el amoníaco se extrae en la zona de pretratamiento 12 tal que TN en el efluente será aceptable, la zona aeróbica 22 puede omitirse, o ser reemplazada con una zona aeróbica aguas abajo de la zona anaeróbica 28.

35 En la primera zona anóxica 24 el nitrato actúa como un aceptor de electrones preferido y se elimina por desnitrificación. El nitrato se puede eliminar hasta una concentración que facilita la reducción biológica de selenio en la segunda zona anóxica 26, considerando que el nitrato se usará en alta concentración como un aceptor de electrones en concentraciones bajas de selenato o selenito. Por ejemplo, se puede reducir NO₃ hasta 10 mg/l como N o menos o 1 mg/l como N o menos o 10 ppm como N o menos en la corriente que deja la primera zona anóxica 24.

40 En la segunda zona anóxica 26 el selenio se elimina mediante reducción y eliminación biológica, por ejemplo, por precipitación en agua en flujo o lodos residuales. Estas etapas pueden tener lugar, por ejemplo, de acuerdo con el procedimiento descrito en la patente de Estados Unidos nº 6.183.644 o en otros reactores de lecho fijo o suspendidos. Los reactores se pueden sembrar con organismos reductores de selenio.

45 En la zona anaeróbica 28, las bacterias que reducen sulfato reducen sulfatos y producen sulfuros en la forma de H₂S o HS⁻. Parte del HS⁻ puede reaccionar con metales solubles para formar sulfuros de metal insolubles que pueden precipitar de la solución. De este modo la zona anaeróbica elimina metales pesados. El gas desprendido en la etapa anaeróbica 28 se puede reciclar a la etapa aeróbica 22 o a una etapa aeróbica aguas abajo para reducir la producción de olores asociados con H₂S.

50 En general las zonas 22, 24, 26, 28 pueden estar dispuestas en uno o más reactores. Cada zona 22, 24, 26, 28 puede ocupar su propio reactor, por ejemplo, un CSTR optimizado para reducir el contaminante diana primario de cada zona 22, 24, 26, 28. De forma alternativa, por ejemplo, las zonas 22 y 24 se pueden combinar en un reactor de nitrificación/desnitrificación combinado que puede tener 1, 2 o más tanques. Las zonas 24, 26 y 28 o 26 y 28 se pueden combinar en un ABMet u otro reactor de película fija que presenta uno o más tanques. Se pueden usar también otros reactores. Para reactores de crecimiento suspendidos, las concentraciones límite de los contaminantes diana pueden ser bajas y la presencia de otros contaminantes puede hacer difícil la separación de biomasa y de este modo se prefieren los bioreactores de membrana. De forma alternativa se pueden usar reactores

de película fija, por ejemplo, bioreactores de lecho móvil, por ejemplo, como los fabricados por Anox Kaldnes de Noruega, reactores de lecho fluidizado, por ejemplo como los fabricados por Shaw Envirogen de Nueva Jersey, EEUU, biofiltros como los fabricados por Degremont de Francia con el nombre comercial BIOFOR, reactores de carbono activado granular, por ejemplo como los fabricados por Applied Biosciences Corp. de Utah, EEUU con el nombre comercial ABMet, o en reactores de biopelícula soportada con membrana (MSBR) como se describe en las publicaciones PCT n° WO 2004/071973 o WO 2005/016826. En función de la zona, el MSBR puede operar autotróficamente o heterotróficamente opcionalmente usando un procedimiento de desnitrificación heterotrófica como se describen en la solicitud de patente de Canadá n° CA 2.477.333. La separación con membrana se pueden usar opcionalmente con o tras cualquier reactor de película fija.

La figura 2 muestra un diagrama de flujo de proceso de una planta de tratamiento 50 usada para, por ejemplo, tratar la purga de FGD como se describe en la tabla 1. En la zona de pretratamiento 12, el pretratamiento es el ablandamiento con cal, opcionalmente con adición de sulfuro y sedimentación de 1 ó 2 fases en clarificadores. Tal procedimiento se puede proporcionar por WesTech de Utah, EEUU u otros. El PH se ajusta en el efluente de pretratamiento 20 cuando se añade el agua de dilución 18 hasta un pH de menos de 8,5, por ejemplo entre 6 y 8 para mejorar el tratamiento biológico. En la zona aeróbica 22 se pueden usar para nitrificación un bioreactor de membrana que presenta un tanque de aireación y un tanque de membrana que contiene membranas ZeeWeed™ de GE Water and Process Technologies, Zenon Membrane Solutions de Ontario, Canadá. La zona aeróbica 22 puede omitirse alternativamente. La primera y segunda zonas anóxica y anaeróbica 24, 26, 28 pueden estar provistas en un sistema reactor ABMet® de Applied Bioscience Corp. de Utah, EEUU, o un sistema similar o modificado que puede comprender una configuración de reactor en 2 o más fases. Este reactor es un reactor de película fija de flujo superior que usa un lecho de GAC operado en flujo de tapón de modo que se pueden establecer secuencialmente 3 zonas biológicas correspondientes a las zonas anóxica primera, anóxica segunda y anaeróbica 24, 26, 28. Se puede usar alternativamente un reactor de flujo inferior. Se puede usar una corriente de nutrientes 30 única aguas arriba del reactor ABMet. De forma alternativa si se usa un reactor de dos o más fases se puede proporcionar una entrada para nutrientes aguas arriba de uno o más de, o de cada fase, si bien los nutrientes no necesariamente se proporcionan desde cada entrada en cualquier momento. Los precipitados se eliminan de este reactor mediante fluidificación periódica del lecho GAC hasta las cubetas de sobreflujo. El lodo de la zona de pretratamiento 12 y la zona de tratamiento biológico 14 se alimenta a un espesador de lodos y deshidratador. El lodo espesado y deshidratado se envía a residuo. El efluente del espesamiento y deshidratación de lodos se devuelve a un tanque de equilibrio para ser mezclado con el agua alimentada 16 de purga de FGD. Se describe a continuación descripción adicional del uso de un proceso o aparato ABMet, o filtro medio en general, que puede incluir modificaciones o mejoras para un proceso o aparato de este tipo.

Se puede describir un reactor ABMet® como un sistema o bioreactor de filtro biológico, basado en carbono activado u otro medio soportado, de crecimiento fijo simple o fluidizado, de flujo superior o inferior. Se muestra un reactor muestra 100 en sección transversal en la figura 4. Se proporciona un lecho de medio 101 en el que crecerá una población de microorganismos seleccionados y serán retenidos dentro del sistema. Se puede emplear carbono activado como el medio y proporciona una superficie muy grande disponible para el crecimiento microbiano. El carbono activado se puede proporcionar, por ejemplo, en la forma de carbono activado granular o carbono activado peletizado. Se podría usar otros medios, por ejemplo, fibras poliméricas, piedra molida, piedra pómez, arena, medio plástico o grava. Con carbono activado mucha de la superficie está protegida en hendiduras dentro de cada partícula de carbono, guarneciendo así la biomasa de la cizalla y de fuerzas abrasivas. El lecho de medio 101 puede ocupar una zona h2 del reactor 100.

La gravedad específica de una partícula de carbono activado con biomasa unida es ligeramente mayor de 1,0. Las partículas pueden tener una velocidad de sedimentación en agua en reposo de aproximadamente 48,8 m/h (160 ft/hora). Los inventores han observado que la velocidad de sedimentación es similar a la del lodo granular en sistemas blanco de lodo anaeróbico de flujo superior (UASB) y entonces el sistema de distribución de influente y el régimen hidráulico dentro del lecho de carbono durante las condiciones de flujo de avance normal pueden ser similares a los sistemas UASB.

El reactor puede tener un puerto superior 106 y un puerto inferior 102 y un puerto de relavado 103, cada uno de ellos puede estar conectado con un sistema de distribución o recogida 105, por ejemplo, uno o más conductos horizontales. De forma opcional, para algunos sistemas, el puerto inferior 102 y el puerto de relavado 103 pueden estar ambos conectados con el mismo sistema de distribución o recogida 105 o ser reemplazados por un puerto único y sistema de distribución o recogida 105. Se pueden localizar orificios uniformes en la parte inferior de estos conductos a intervalos espaciados de forma apropiada. Los orificios pueden estar diseñados a aproximadamente una caída de presión de 6,9 Pa (1,0 psi), lo que se traduce en pérdidas por fricción a lo largo de cada conducto insignificantes y asegura distribución de flujo uniforme. Se pueden conectar múltiples conductos juntos mediante diversos cabezales o boquillas. Se pueden instalar uno o más niveles de agregado 104 en torno y sobre el sistema o sistemas de distribución o recogida 105 en una capa h1 subimplementada. El agregado 104 ayudará en la distribución de flujo mientras que previene a la vez la ruptura con los medios para un sistema de distribución o recogida 105. El sistema 105 conectado al puerto superior 106 se puede cubrir en una pantalla o presentar

pequeños orificios para evitar que el medio entre si es requerido. El agua residual puede entrar en el lecho de medio 101 desde la parte superior o desde el fondo. El agua residual puede entrar al reactor 100 mediante el puerto superior 106, fluye hacia abajo a través del lecho de medio 101 y es extraído por el puerto inferior 102. De forma alternativa, el agua residual puede entrar a través del puerto de fondo 102, fluir hacia arriba a través del lecho de medio 101 y salir por el puerto superior 106. La velocidad de flujo ascendente en condiciones normales de flujo de avance puede ser mantenida a aproximadamente 1,52 m/h (5 ft/h), bien por debajo de la velocidad de sedimentación de carbono activado de 48,8 m/h (160 ft/h).

Durante el curso de operación normal, los sólidos se acumularán dentro del lecho de medio 101. Estos sólidos pueden ser de uno o más de tres tipos, 1) TSS que entra en el reactor 100 y es retenido, 2) biomasa que se fija al medio que crece y ocupa el espacio adicional, y 3) contaminantes inorgánicos que se transforman biológicamente en formas sólidas y son retenidas dentro de un lecho.

Cuando los sólidos se acumulan la caída de presión a través del lecho de medio 101 aumentará. En un intervalo de tiempo seleccionado o punto de presión, el lecho de medio puede ser lavado por arrastre. Esta operación se puede realizar usando el puerto de relavado 103 y su sistema de distribución o recogida 105 asociado. En este caso se puede mantener una velocidad de flujo ascendente de aproximadamente 24,4 m/h (80 ft/h) de alimentación o agua para lavar por arrastre el lecho de medio 101. Se pueden usar otras velocidades, por ejemplo en un intervalo que se usaría en sistema de lecho fluidizado de carbono activado.

La velocidad de flujo ascendente aplicada durante la fluidificación puede dar lugar a una expansión hacia arriba del lecho de hasta el 30% en una capa de expansión del lecho h3. Con esta velocidad las partículas del medio se pueden lavar por arrastre, dando lugar a la desagregación de TSS influente atrapado, excesivo crecimiento de la biomasa unido al medio y contaminantes inorgánicos asociados que se han eliminado de o precipitado del agua residual. La velocidad de flujo ascendente usada está aún bastante por debajo de la velocidad de sedimentación de las partículas del medio. Así pues, no se desbordarán cantidades no aceptables de medio, en su caso, de los bioreactores durante esta operación. El agua de lavado por arrastre y los sólidos introducidos se pueden eliminar por las bandejas 108. El puerto superior 106 o puerto inferior 102, cualquiera de ellos, se usa para extraer el efluente tratado, pueden ser cerrados durante el lavado por arrastre.

Se proporciona una capa de espacio superior h4 por encima de la capa de expansión h3 y por debajo de una cubierta de reactor 109 en la capa h5. Los gases liberados por los microorganismos pueden recogerse en la capa de espacio superior h5. Se puede usar una válvula o salida de gas 110 en el espacio superior h4 o cubierta h5 para liberar estos gases a la atmósfera o recogerlos para el tratamiento posterior, por ejemplo, en un proceso derivado aguas abajo o por recirculación a una parte aguas arriba del sistema.

Desde un punto de vista del diseño hidráulico, el reactor 100 puede operar en condiciones similares a los sistemas UASB durante periodos de flujo de alimentación ascendente, en su caso, y similar a lechos biológicos fluidizados durante el lavado por arrastre. Con función apropiada de etapas de tratamiento aguas arriba, y dada la baja velocidad de crecimiento de la biomasa dentro del lecho de medio 101, el lavado por arrastre puede requerir entre una vez cada dos semana a solo unas veces cada año, por ejemplo, una vez al mes. El lavado por arrastre puede ser una operación discontinua durante un periodo de 30 minutos. El agua consumida para el lavado puede ser devuelta a la cabecera de la planta desde donde, por ejemplo, los sólidos sedimentarán en clarificadores de contacto de sólidos y en última instancia son entremezclados con sólidos primarios para la deshidratación y eliminación. De forma alternativa, el agua de lavado por arrastre se puede tratar por separado para separar los sólidos durante el post-tratamiento separado o eliminación de los sólidos ya que los sólidos arrastrados desde el reactor 100 pueden contener selenio y metales pesados.

Además de, o alternativamente en lugar de, el lavado por arrastre como se describió anteriormente, el reactor 100 puede ser "soplado" o brevemente fluidizado o relavado, periódicamente o de vez en cuando. El soplado se puede realizar con agua en flujo, por ejemplo, agua de alimentación del reactor 100, agua de refrigeración o agua de red, o una mezcla de gas, por ejemplo, aire, burbujas y agua, a través del puerto de relavado 103 a una velocidad mayor que la velocidad de alimentación de flujo ascendente normal. El soplado se puede realizar a una velocidad entre aproximadamente 40,75 a 570 l/min/m² (1 gpm/ft² a 14 gpm/ft²) durante un periodo de tiempo corto, por ejemplo, de 10 minutos o menos o 5 minutos o menos. El soplado se puede realizar a una frecuencia entre, por ejemplo, una vez por hora a una vez a la semana, por ejemplo entre 1 y 4 veces al día. El soplado expande el lecho de medio 101, permite que algunos sólidos sean eliminados del sistema y también libera burbujas de gas que se acumulan en el lecho de medio 101. Las burbujas de gas o sólidos en el lecho de medio 101 pueden impedir el flujo a través del lecho de medio 101. La principal finalidad del soplado es por tanto controlar la pérdida de cabeza de control y proporcionar un flujo más uniforme de agua a través de todo el lecho de medio 10, en particular con la liberación de burbujas de gas del lecho de medio 101. El soplado puede aumentar el nivel de agua en el reactor hasta por encima de las bandejas 108. El agua efluente de soplado recogida en las bandejas 108 se puede manipular como se describe para el efluente de arrastre. Esto proporciona la eliminación de TSS y puede reducir o eliminar la necesidad de arrastres más ruidosos como se describe anteriormente. De forma alternativa el efluente de algo o todo el

soplado se puede reciclar al puerto inferior 102. A su vez pueden disponerse los sólidos en una parte no deseada del reactor 100, los flujos de soplado son pequeños y los sólidos reciclados se pueden eliminar en arrastres completos como se describió adicionalmente anteriormente. Además, una parte de los sólidos en el efluente soplado es biodegradable. Reciclar estos sólidos puede permitir su biodegradación y reducir así la cantidad total de lodo que necesita ser desechado del sistema como un todo. La frecuencia y duración de soplado deseada se relaciona con la eliminación de gases o sólidos y de este modo está relacionada con la concentración de sólidos suspendidos o nivel de nitrógeno o ambos en la entrada al reactor 100.

Con referencia a la figura 9 se muestra otro sistema 200 para el tratamiento de una alimentación 202 que puede ser agua de purga de FGD. La alimentación 202 es pretratada en un primer aparato de pretratamiento 204 y, de forma opcional, un segundo aparato de pretratamiento 206 o más etapas de pretratamiento. Este aparato 204, 206 puede ser, por ejemplo, físico o químico o etapas de tratamiento físicas y químicas tales como unidades de mezclador y clarificador combinadas usadas, por ejemplo, para precipitación de cal o sulfuro o cualquiera de las etapas de pretratamiento descritas en este documento. El efluente de pretratamiento 208 fluye a un bioreactor de dos fases 210 que presenta dos de los reactores 100 de la figura 4 operando en configuración de purga en serie. El efluente de pretratamiento 206 fluye hasta el puerto superior 106 del primer reactor 100, luego desde el puerto inferior 102 del primer reactor 100 al puerto superior 106 del segundo reactor y fuera del puerto inferior 102 del segundo reactor. El efluente tratado 212 que abandona el segundo reactor 100 puede fluir opcionalmente hasta un aparato de post-tratamiento aeróbico 214 para producir el efluente final 216. Los reactores 218 pueden ser arrastrados o soplados haciendo fluir agua de relavado desde el tanque de alimentación de relevado 218 hasta el puerto de relavado 103 del reactor 100. El agua de soplado o de arrastre recogido en las bandejas 108 se puede tratar en un aparato de separación 220 líquido/sólido de relevado, tal como un estanque o clarificador. El agua de relavado clarificada se puede devolver a la cabecera de la planta. Todo el lodo se puede enviar a un sistema de almacenamiento de lodo común 224 o el lodo de agua de relavado se puede enviar a un sistema de almacenamiento de lodo tóxico separado 226. Los nutrientes se pueden añadir al efluente de pretratamiento 208, el conducto entre el puerto inferior 102 del primer reactor 100 y el puerto superior 106 del segundo reactor 100 o ambos.

Los microorganismos que desarrollarán las diversas funciones descritas anteriormente requerirán una alimentación o fuente de carbono. Se puede usar una mezcla de nutrientes basada en melazas. El nutriente se puede seleccionar para proporcionar una relación de carbono:nitrógeno:fósforo (CNP), por ejemplo, de 100:10:1, cuando se mezcla con la alimentación. Por ejemplo, la alimentación puede contener ya suficiente fósforo y así puede no haber necesidad de fósforo en la solución de nutriente. El nutriente puede ser suministrado, por ejemplo, a una velocidad de 157 a 1514 cm³ (de 0,2 a 0,4 galones) de nutriente por 3,78 m³ (1000 galones) de agua de alimentación. Esta mezcla básica se puede suplementar con micronutrientes y otros componentes mostrados para promover el crecimiento estable para la población microbiana diana. El nutriente se puede añadir al bioreactor de plomo y/o a la segunda celda o posterior en un reactor de dos o más fases.

DBA, si se usa en el sistema FGD para mejorar la eliminación de azufre, dejará una concentración de DBA en el agua residual. Algo o todo el DBA permanecerá en el agua residual tras pretratamientos físicos o químicos e incluso en alguna extensión tras una etapa de tratamiento biológica aeróbica, si la hubiera. El DBA está basado en carbono y se puede usar por los microbios como un nutriente. Como se muestra en la figura 7 el DBA se puede usar en cantidades suficientes como la única fuente de carbono para microorganismos que reducen selenio. El DBA presente en cantidades menores puede tenerse en cuenta para la reducción de la cantidad de carbono nutriente o tasa de alimentación. Un exceso de DBA, si inhibe el crecimiento de organismos deseados en comparación con organismos no deseados o interfiere con el control de gradiente de ORP, se puede reducir con la oxidación aguas arriba del reactor 100. En general la extensión en la que se puede usar DBA en las secciones anóxicas o anaeróbicas de los lechos se puede gestionar con control redox o de nutriente o procesos aguas arriba.

Cuando el reactor 100 se usa para proporcionar la primera y segunda zonas anóxicas 24, 26 y zona anaeróbica 28, hay tres reacciones primarias bioquímicas, que pueden tener lugar dentro de la biomatriz.

- se reducen los nitratos que quedan dando gas nitrógeno, que se liberará subsiguientemente a la atmósfera.

- se reduce el selenio desde un estado oxidado a forma elemental. El selenio elemental formará las denominadas "nanoesferas" que se unirán las paredes celulares de los microbios llevando a cabo la función reductora. Cuando los microbios se unen al medio, el selenio será probablemente retenido dentro del lecho del medio hasta que sea lavado por arrastre.

- los sulfatos presentes se reducen a sulfuro de hidrógeno. Además los sulfuros generados en el complejo de biomatriz como precipitados de sulfuro metálico que son retenidos. Los sulfuros son efectivos en la complejación con cinc, cobre, níquel, plomo y un conjunto de otros metales primarios. Aunque la eliminación de los metales requeridos se puede conseguir en las etapas de tratamiento primario, el reactor 100 puede proporcionar además tratamiento y limpieza en la eliminación de metales.

Una configuración del bioreactor puede implicar múltiples trenes de dos o más reactores 100 en serie u otras configuraciones. Se puede mantener en general un régimen de flujo de tapón ya que el agua residual fluye a través de cada tren de dos o más reactores 100 sucesivos. Esta disposición puede facilitar el control de intervalos de potencial redox asociados con cada una de estas tres reacciones bioquímicas descritas anteriormente u otras. Se puede usar también un bioreactor simple 100 y controlado de forma similar.

Cada una de las reacciones descritas anteriormente tiene lugar principalmente en diferentes intervalos redox, si bien posiblemente se solapan, como se muestra en la figura 8. El agua residual que entra en el reactor 100 de cabecera en cada tren tendrá un nivel redox positivo o ligeramente negativo. Debido a que el flujo progresa a través del lecho, el nivel redox se reducirá gradualmente. Debido a que el nivel redox cae en territorio negativo, los nitratos que quedan se reducirán primero. Como se puede observar a partir de la figura 8, los nitratos se reducirán a niveles de hasta -150 mV.

El selenio se reducirá luego cuando el redox progrese hacia -200 mV. Finalmente tendrá lugar la reducción de sulfato a sulfuro hasta -300 mV. Si bien el intervalo de ORP para la reducción de sulfato y la reducción de selenio se solapan en gran medida, la reducción de selenio puede tener lugar primero y en preferencia frente a la reducción de sulfato y así la reducción de sulfato puede no alcanzar altos niveles o ser completa hasta después de que la reducción de selenio sea casi completa.

Con un régimen en general de flujo de tampón se desarrolla un gradiente redox a través del lecho o lechos. Este gradiente se puede controlar mediante ajuste de la velocidad de adición de nutrientes o tiempo de retención hidráulico (HRT) o ambos en el lecho o lechos. En general HRT puede verse alterado en la fase de diseño seleccionando las dimensiones del lecho en relación a la alimentación bien cambiando las dimensiones del lecho o el número de lechos en serie o en paralelo. HRT en uno o más lechos en serie pueden estar, por ejemplo, en el intervalo de 2 horas a 12 horas. Una vez constituido un sistema los cambios en caudal de alimentación al reactor 100 alterarán el HRT. Sin embargo la adición de nutrientes puede ser más fácil de variar una vez que se constituya un sistema y funcione. Mayores niveles de adición de nutriente conducirán a menores redox, reducir la adición de nutriente provocará que el nivel redox aumente. La adición de nutrientes inter-fase opcional entre reactores 100 en serie puede proporcionar flexibilidad adicional en control redox. Los sensores ORP pueden ser proporcionados a la salida de cada uno de los dos reactores 100 en un sistema de dos fases. Se puede proporcionar un sensor de ORP también en la alimentación a un reactor 100. Los sensores de ORP pueden proporcionarse también en puntos intermedios en una o más fases de un reactor. Un operador o sistema automatizado puede registrar los valores de ORP en un intervalo de muestreo y mantener un registro de los valores. Los valores se pueden usar para determinar un parámetro de entrada para un controlador o tabla de decisión. Por ejemplo, los valores de ORP a la salida de cada una de las dos fases de un reactor de dos fases se pueden registrar en una tasa de muestreo, que puede variar por ejemplo de 1 a 24 veces al día. Se calcula un promedio de los valores en un periodo promedio, por ejemplo de 0,5 a 2 días. Las medias normales se usan y consideran en la determinación, manual o automática, de cómo el suministro de nutrientes en fase superior de cualquiera o ambas fase deberían alterarse para producir un nivel redox más deseado.

Siendo capaz de controlar el nivel redox el sistema puede ser ajustado para optimizar la eliminación de ciertos contaminantes. De forma específica la adición de nutrientes se puede controlar para mantener el nivel redox óptimo para la reducción de selenio (de -50 a -200 mV) en al menos una zona del reactor. Por ejemplo, la adición de nutrientes aguas arriba de un primer reactor 100 en un sistema de dos fases se puede calcular para producir un ORP de -50 a -200 mV a la salida del primer reactor. La adición de nutrientes aguas arriba de un segundo reactor 100 puede controlarse para proporcionar un ORP de -200 a -350 mV a la salida del segundo reactor 100 para mejorar la producción de sulfuro en el segundo reactor 100. Como un ejemplo alternativo, en una aplicación en la que los metales eliminados del reactor es menos importante, la adición de nutrientes se puede controlar para proporcionar un ORP de -50 mV o menor, por ejemplo de -150 mV a -200 mV a la salida del segundo reactor 100 de un sistema de dos fases.

El régimen general de flujo de tapón permite a poblaciones específicas residir en zonas un poco dedicadas dentro de los lechos de carbono y así cada zona puede contener múltiples tipos de organismos, si bien los niveles redox de diversas funciones pueden solaparse. No obstante la eliminación se puede conseguir para un conjunto de contaminantes.

La influencia de gradiente de ORP en la eliminación de contaminante se demuestra en la figura 5. El agua que entra en un reactor 100 contiene oxígeno disuelto, y especies oxidadas de contaminantes (es decir, nitrato, selenato, selenito), y tiene un ORP positivo de +100 en este ejemplo. Se recogieron muestras en distintos puntos a través de un bioreactor multi-fase y se midieron para ORP, selenio, sulfato y nitrato-N. Se eliminaron contaminantes en sus respectivas fases a lo largo de este gradiente de ORP que se había establecido en el lecho del bioreactor.

Se puede controlar el ORP mediante el sistema por liberación de nutriente inter-fase, y mediante control del HRT de cada fase, lo que se realiza aumentando o reduciendo el caudal de influente. El ORP se puede controlar dentro del intervalo de +150 mV a - 400 mV.

5 En el ejemplo de la figura 5 se dividió un reactor en seis fases. El nitrato-N se elimina en la primera fase, reduciendo sólo el 25% del selenio. Nada del sulfato se reduce. La eliminación en fases posteriores es como se muestra en la figura. Mediante el control del gradiente de ORP se puede configurar un sistema para eliminar, por ejemplo, solo eliminación de nitrato-N, eliminación de nitrato-N con eliminación de selenio, y/o eliminación de contaminantes múltiples mediante reducción directa y precipitación con sulfuro.

10 La desnitrificación puede llevarse a cabo concurrentemente con o antes de la reducción de sulfato y selenio. Cuando la biomasa que lleva a cabo estas reacciones se fija al medio soporte (lo que será retenido dentro del sistema), la evolución de gas nitrógeno no impactará materialmente en la retención de biomasa. Los gases generados en un reactor se pueden eliminar con soplado como se describe anteriormente según sea requerido.

15 La biomasa que crecerá en las celdas del bioreactor puede encontrarse de forma natural en nuestro entorno. Los reductores de sulfato y desnitrificadores pueden crecer de forma natural requiriendo poco estímulo. Dado que la eliminación de metales requerida puede llevarse a cabo en las etapas de tratamiento primario, el control de niveles redox puede ser opcionalmente tal que se minimice la reducción de sulfato (y formación de sulfuro).

20 Los microbios que han demostrado la capacidad de reducir selenio oxidado a la forma elemental se han aislado de diversas localizaciones en el Oeste de los EEUU, por ejemplo por parte de Applied Biosciences Corp. de Utah EEUU. Se pueden aislar y cultivar diversas especies de estos microorganismos. En el arranque de la planta se puede suministrar una carga de inóculo de estos microbios para sembrar el lecho. Por ejemplo, el bioreactor 100 puede sembrarse con una carga inicial de microbios. La carga inicial puede contener una mezcla de 2 a 6 cepas de microbios del género *Pseudomonas*, *Shewanella*, *Alcaligenes* u otros microbios del ambiente, que se han seleccionado en base a, o en previsión de, su crecimiento y reducción de contaminantes en el agua de interés. Se puede cultivar una población suficientemente grande para sembrar el reactor 100 en el sitio a partir de un suministro de microbios centrifugados y liofilizados preparados remotamente. Estos microbios se unen rápidamente a carbono activado u otros medios, y proliferan después de esto en presencia de material nutriente. Tras la carga de inóculo, las células del bioreactor pueden ser operadas en un modo de recirculación durante varios días para permitir que los microbios se unan. Un procedimiento de siembra alternativo es humedecer primero el lecho en una solución nutriente. Después de este pretratamiento se dispone en el reactor aproximadamente un valor de reactor de una mezcla de microorganismo semilla en agua, que contiene opcionalmente algo de solución nutriente. Se deja luego reposar el reactor durante un periodo de tiempo, por ejemplo, de 1 a 3 días, para permitir que los microorganismos se unan al medio antes de comenzar el flujo de alimentación a través del reactor. Después de esto se puede introducir el flujo de alimentación normal y puede tener lugar la puesta en servicio de la planta.

35 Tras finalizar la puesta en servicio se puede llevar a cabo una evaluación periódica del bioensayo. Esta evaluación puede implicar la recogida de muestras de carbono a diversas profundidades en cada celda del bioreactor. En cada muestra puede medirse el nivel redox y los microbios examinados para desarrollar un perfil de comunidad biológica. Este estudio puede generar un basal de información para asegurar que se mantiene la mezcla de microbios apropiada dentro del sistema en el tiempo y se puede considerar, por ejemplo, en combinación con medidas de ORP on line o para ajustar intervalos de ORP diana, en el control de la adición de nutrientes.

40 Se pueden llevar a cabo dos o más evaluaciones de bioensayos tras la puesta en servicio de una planta. En el caso de que una evaluación de bioensayos muestre que los microbios específicos necesarios para la reducción de selenio no se encuentren presentes en números apropiados, se puede proporcionar una carga de inóculo suplementaria. Se pueden llevar a cabo evaluaciones de bioensayos adicionales de vez en cuando para controlar el rendimiento del reactor y los resultados se pueden considerar en la modificación de intervalos de ORP deseados en uno o varios puntos en el reactor. Se puede usar un reactor como se describe anteriormente para proporcionar uno o más de las zonas primera y segunda anóxica y anaeróbica 24, 26, 28.

50 La figura 3 muestra un reactor de nitrificación / desnitrificación 80 usado para proporcionar las zonas aeróbica y primera anóxica 22, 24 de la figura 1. El reactor de nitrificación / desnitrificación 80 puede usarse también para reemplazar el tanque del bioreactor y tanque de ZeeWeed de la figura 2 para proporcionar las zonas aeróbicas y primera anóxica 22, 42 y permitir que el reactor ABMet sea operado con las segunda zona anóxica y anaeróbica 26, 28 con un mínimo o sin la primera zona anóxica 24.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para el tratamiento de una corriente de residuo líquido que comprende agua de purga (202) de la desulfuración de gas de combustión que comprende
 - (a) pretratamiento físico y/o químico del líquido para eliminar sólidos suspendidos y para ablandar el líquido;
 - (b) extracción de amoníaco del líquido;
 - (c) tratamiento anóxico para eliminar nitrato;
 - (d) un segundo tratamiento anóxico tras la etapa (c) para eliminar selenio y tratamiento anaeróbico para eliminar metales pesados; y
 - (e) separación con membrana de la corriente aguas arriba de líquido de la etapa (d).
- 5 2. El procedimiento de la reivindicación 1, que comprende además la etapa de dilución de la corriente de residuo líquido aguas arriba de la etapa (b).
- 10 3. El procedimiento de la reivindicación 1 ó 2, en el que el procedimiento se lleva a cabo en una serie de reactores, y al menos uno de ellos es un bio-reactor de membrana.
- 15 4. El procedimiento de la reivindicación 3, en el que uno de los reactores es un reactor de película fija.
- 15 5. El procedimiento de la reivindicación 4, en el que el reactor de película fija presenta un lecho de carbono activado granular.
- 20 6. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que el potencial de reducción de oxígeno (ORP) de la corriente de residuo (202) aguas arriba de la etapa de tratamiento anóxico para desnitrificar se mantiene entre +100 y 0 mV y el ORP de la corriente de residuo aguas abajo de la etapa de tratamiento anóxico para eliminar el selenio se mantiene por debajo de 0 mV.
- 20 7. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que el ORP de la corriente de residuo (202) que sale del proceso (216) presenta un ORP de -50 mV o inferior.
- 25 8. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que el ORP se mantiene mediante control de lugar o velocidad de una alimentación de nutriente al procedimiento.
- 25 9. El procedimiento de cualquier reivindicación precedente que comprende además contar con la presencia de ácido dibásico (DBA) en la corriente de residuo (202) en la determinación de una velocidad de adición de nutriente de carbono.

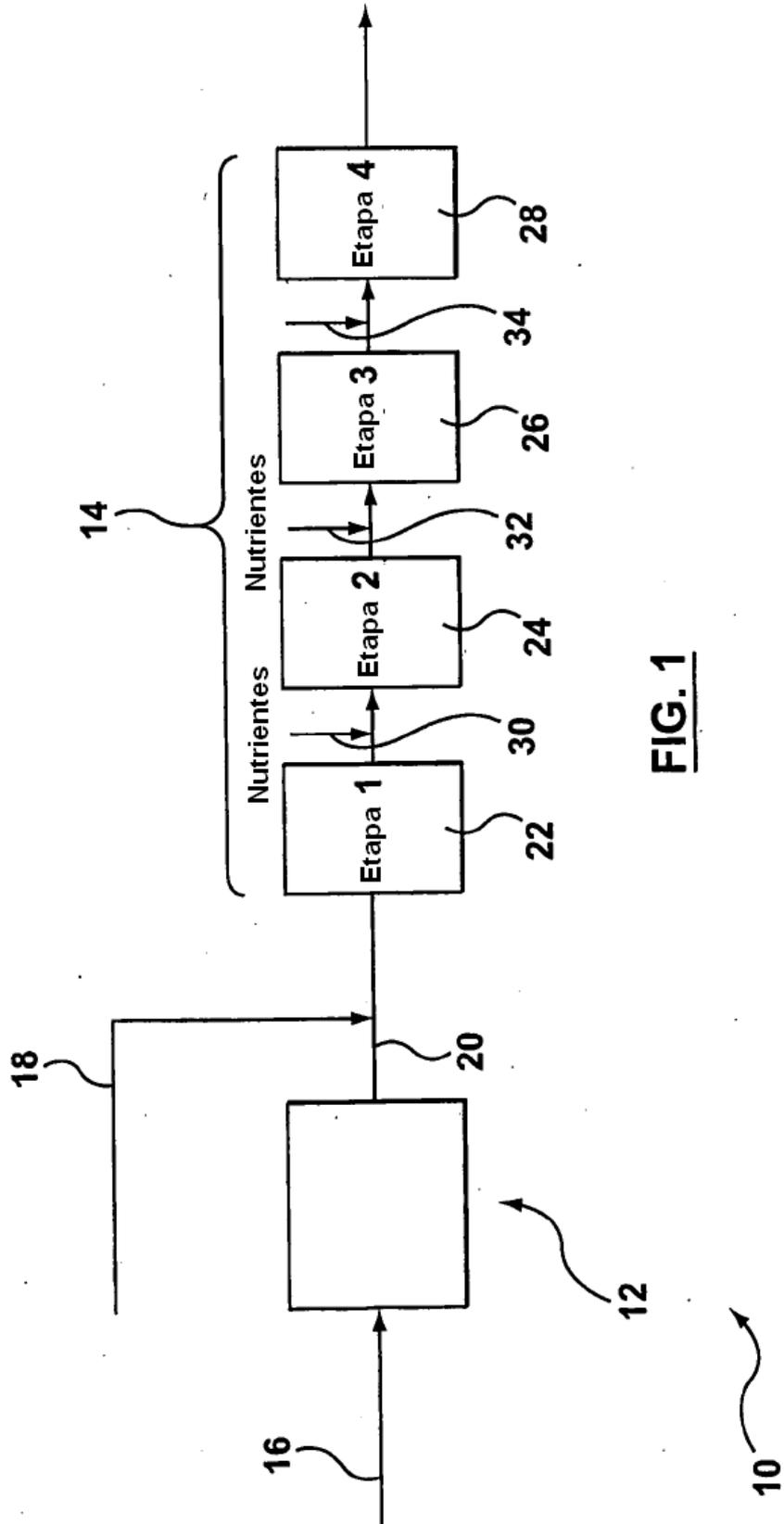


FIG. 1

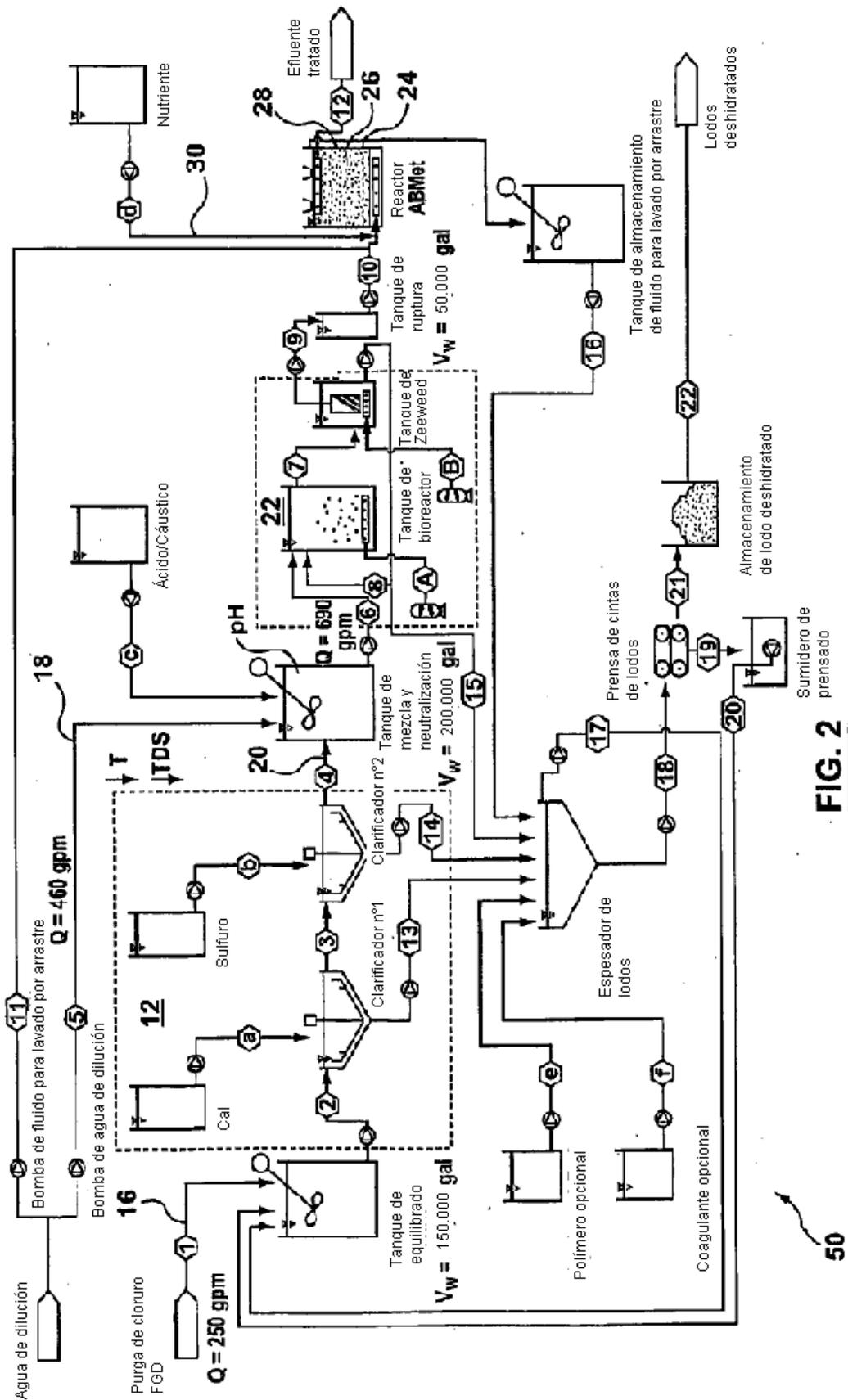


FIG. 2

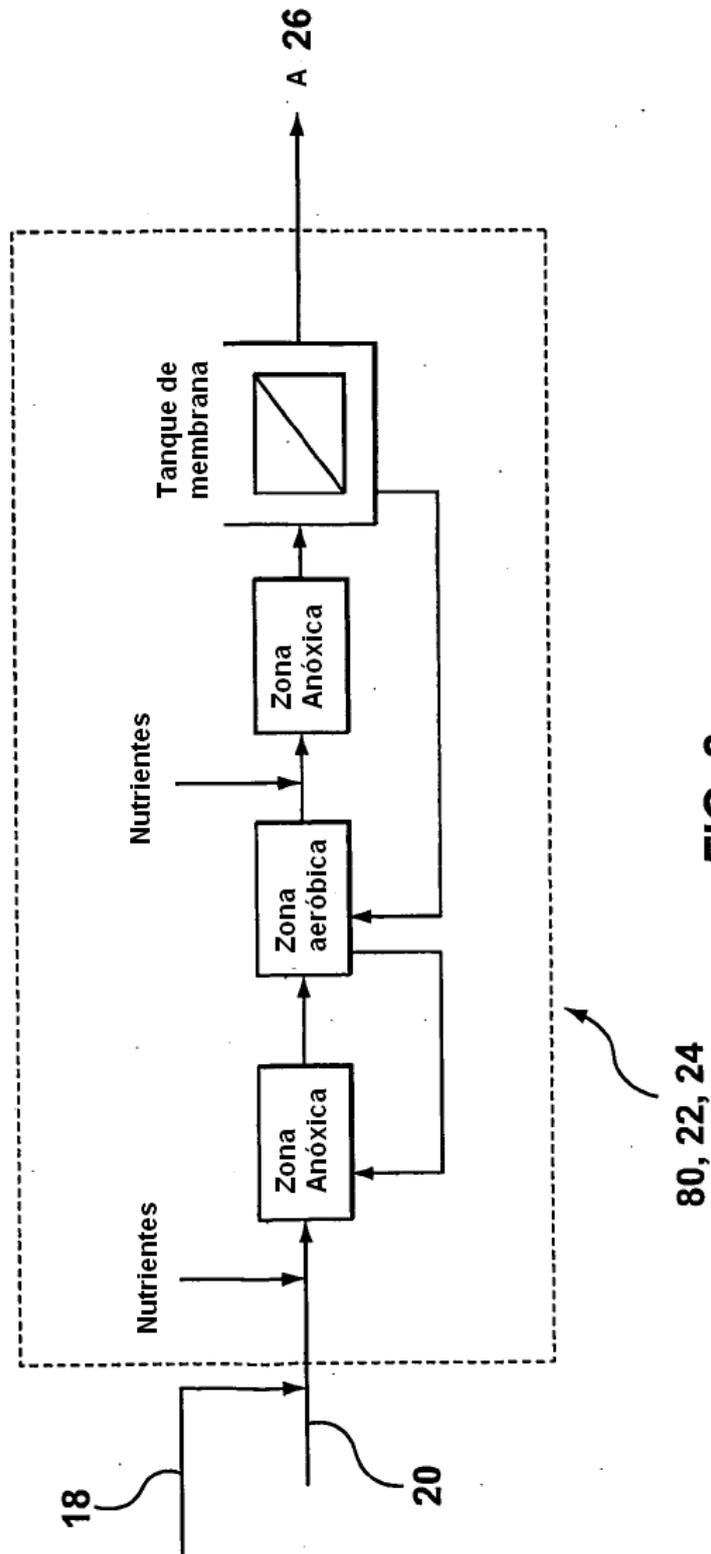


FIG. 3

80, 22, 24

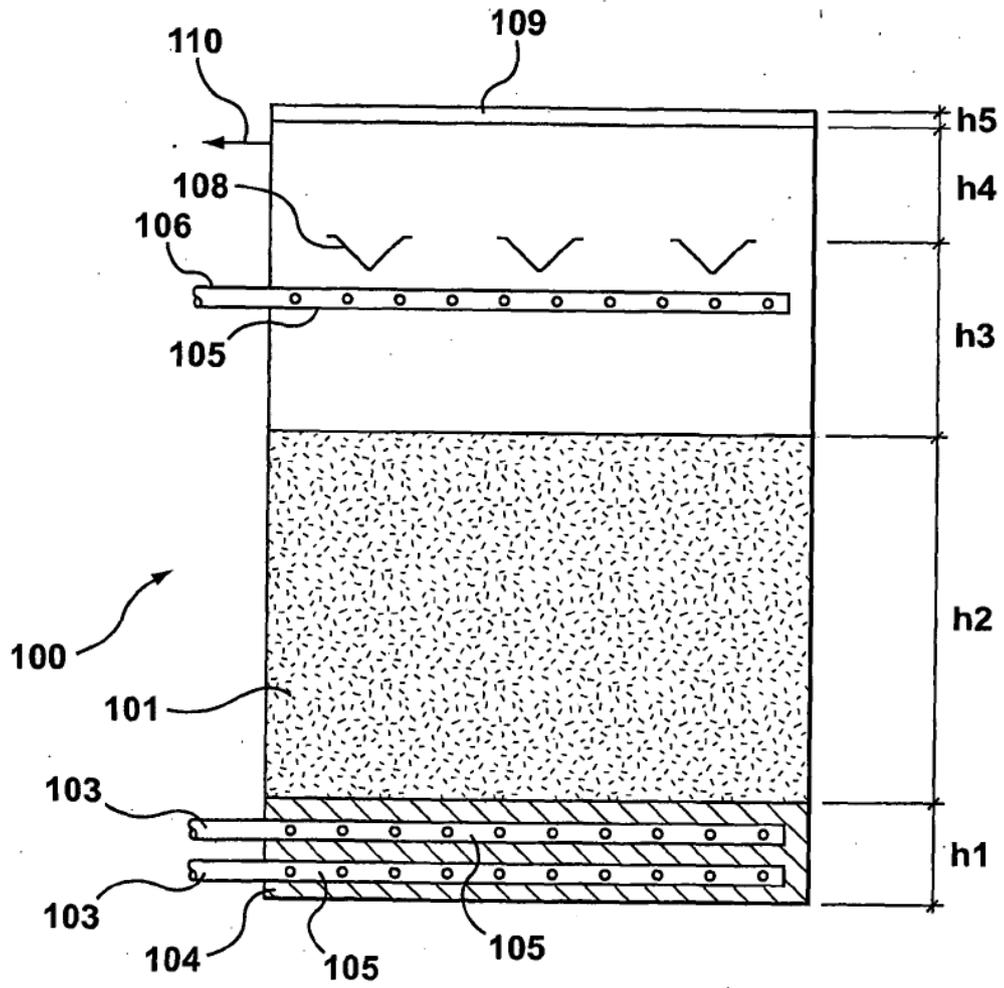
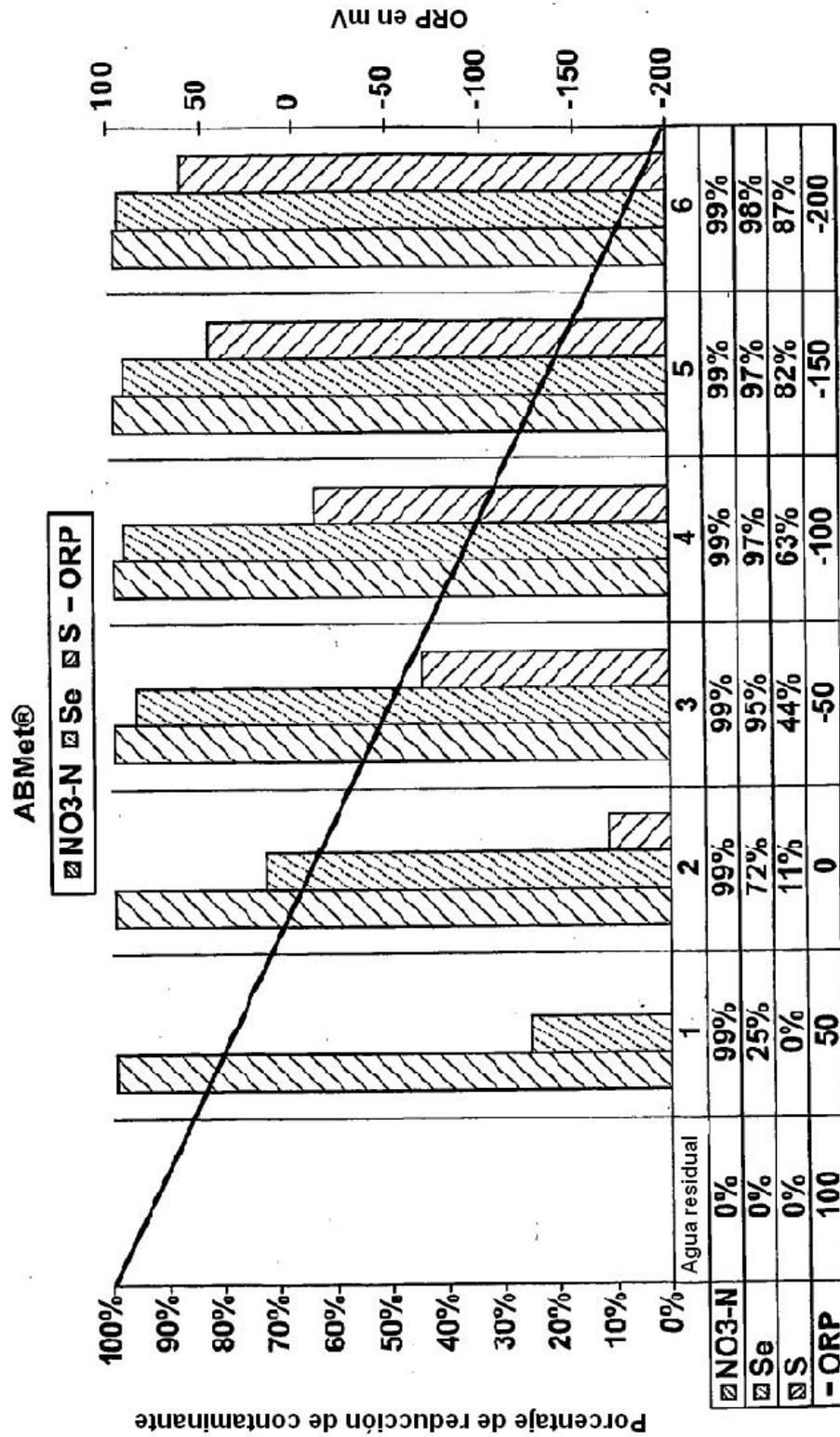


FIG. 4

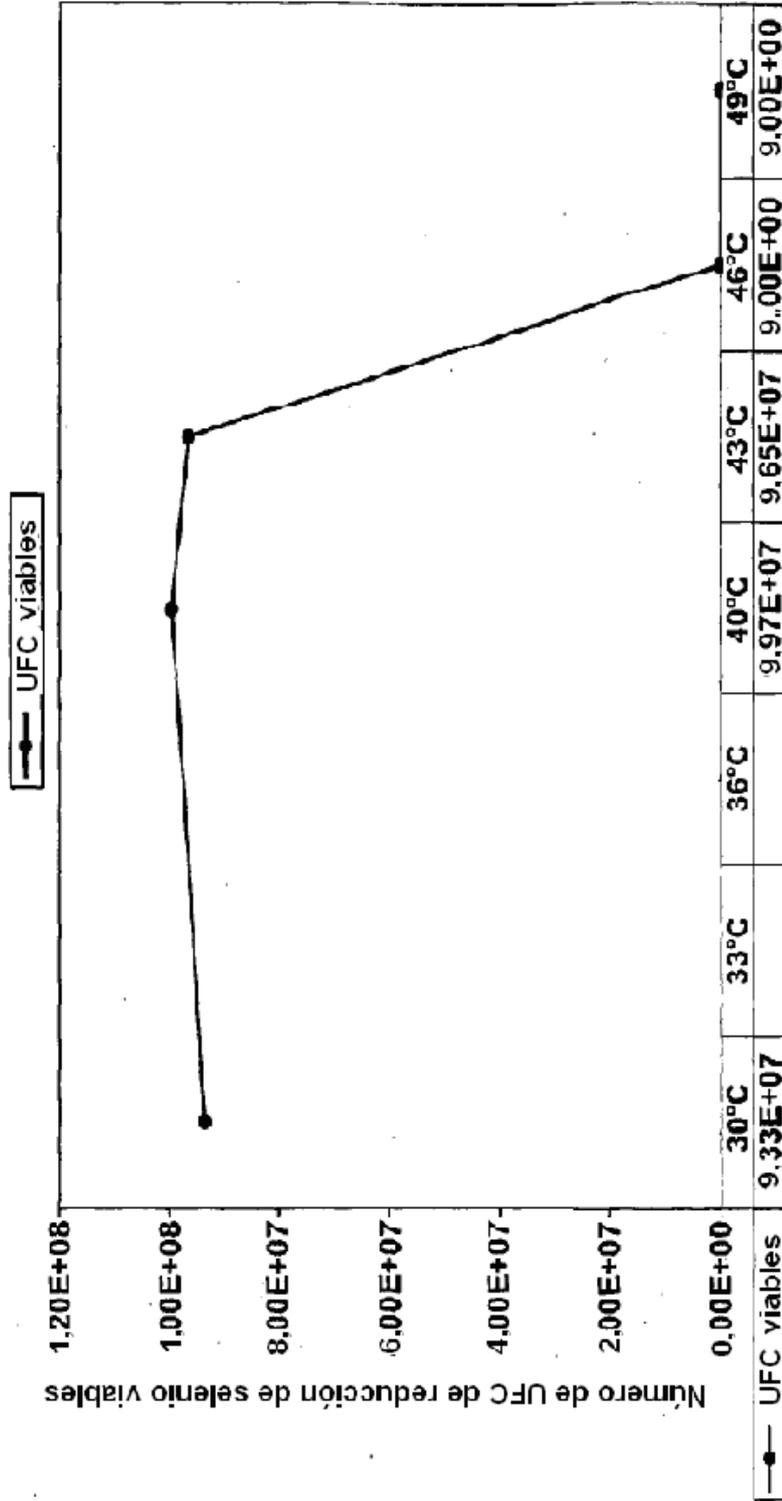
Porcentaje de reducción de contaminantes y ORP correspondiente en un bioreactor graduado



Zona de bioreactor

FIG. 5

Número de UFC ABMet® y de reducción de selenio viables a temperaturas de bioreactor elevadas



Temperatura en grados Celsius

FIG. 6

Eliminación de TOC y selenio en agua residual de FGD con DBA como la única fuente de carbono

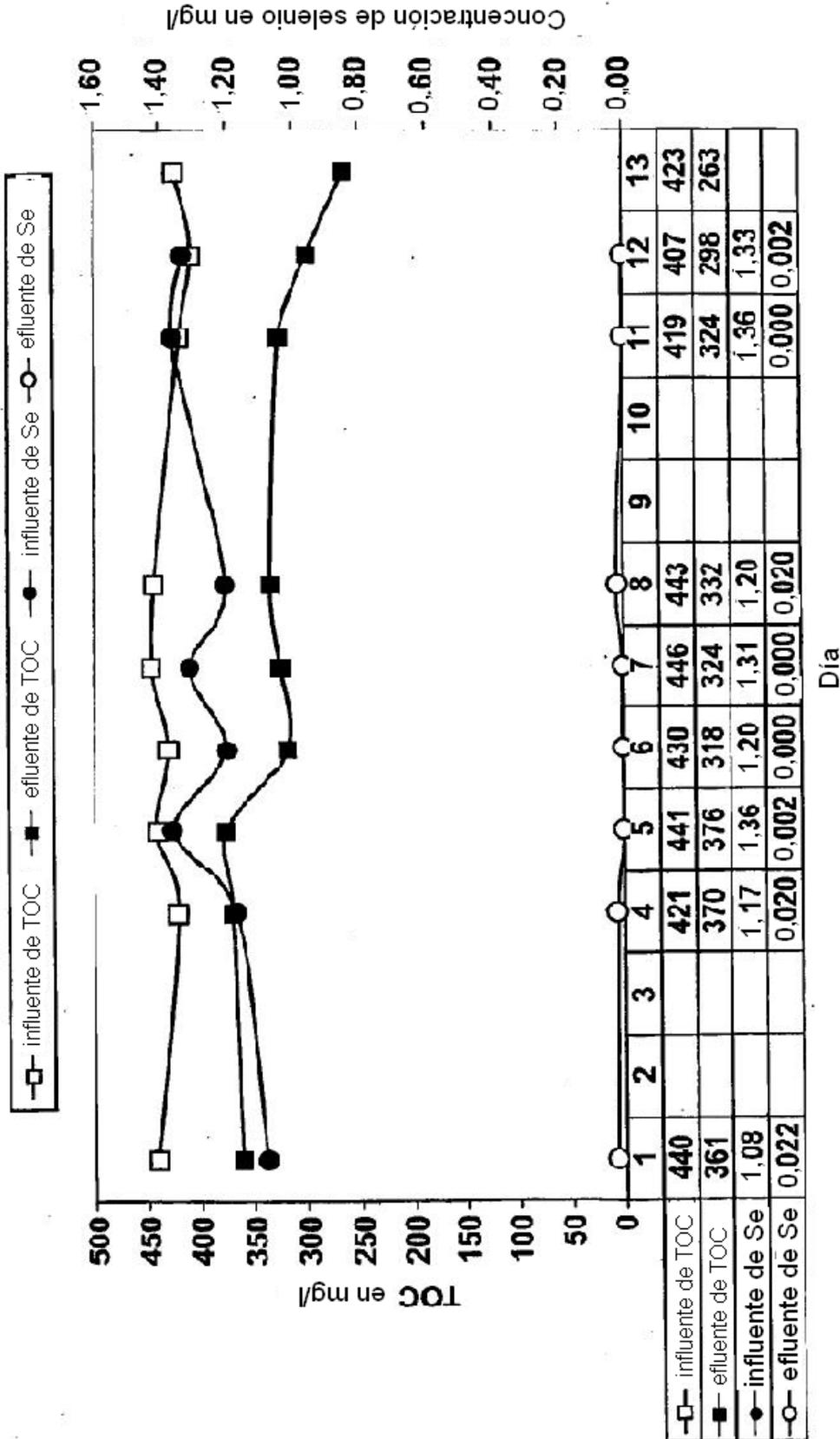
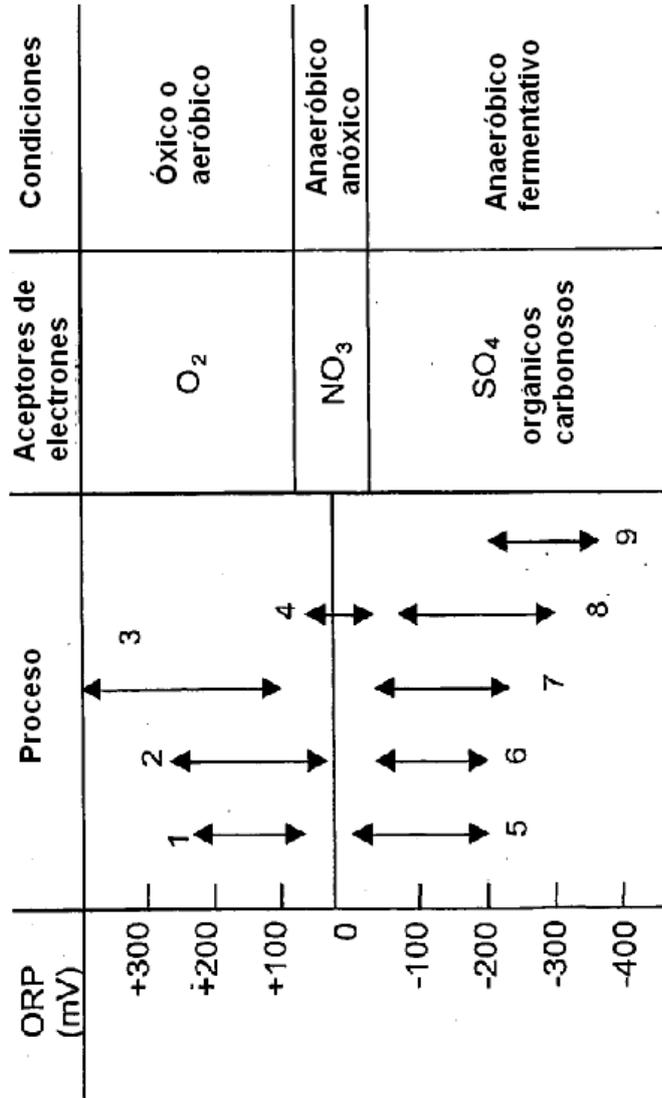


FIG. 7



- 1- Oxidación de carbono orgánico
- 2- Desarrollo de polifosfato
- 3- Nitrificación
- 4- Desnitrificación
- 5- Ruptura de polifosfato
- 6- Reducción de selenio
- 7- Formación de sulfuro
- 8- Formación de ácido
- 9- Formación de metano

FIG. 8

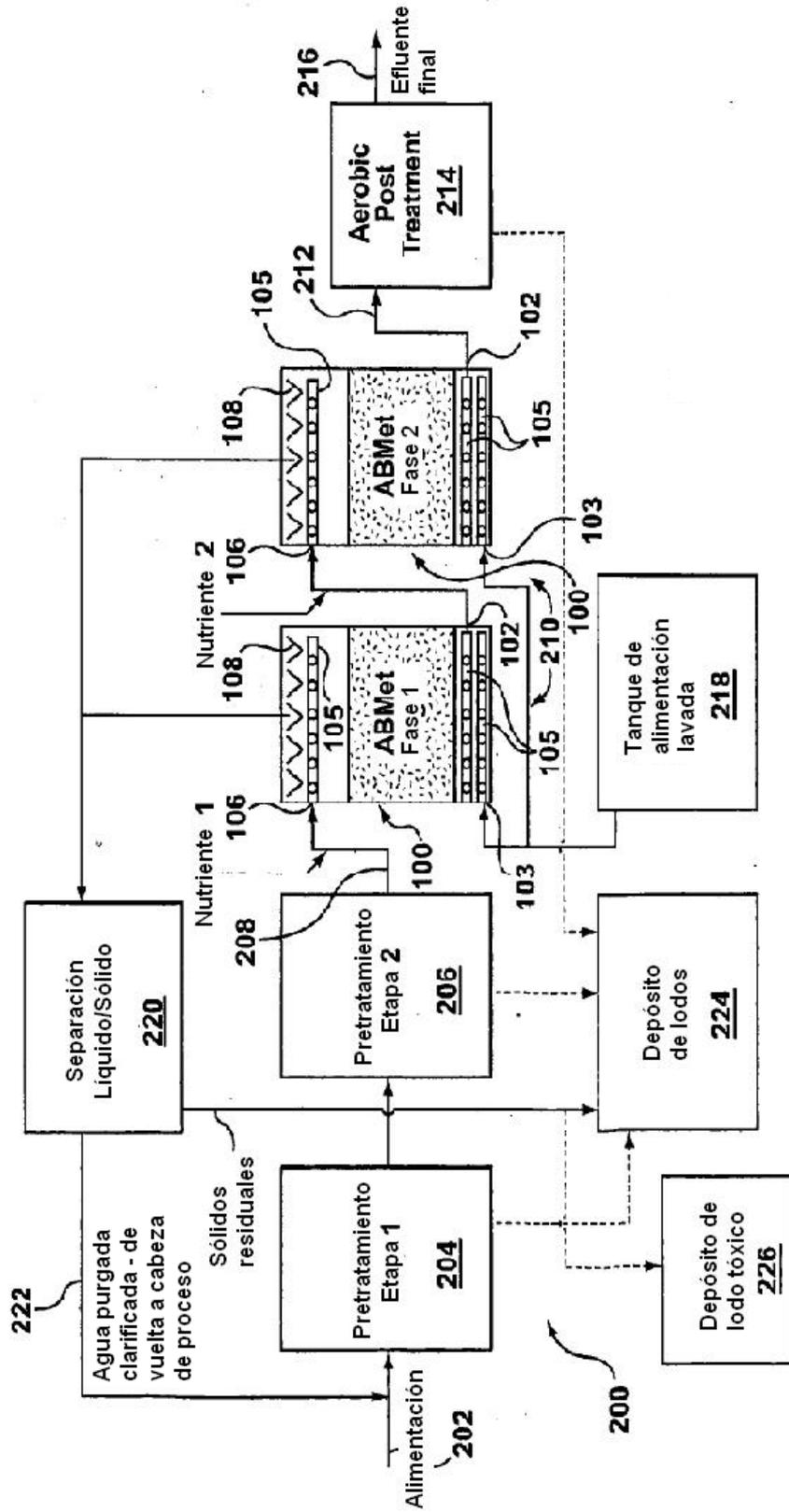


FIG. 9