

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 655 969**

51 Int. Cl.:

C02F 1/461 (2006.01)

C02F 1/28 (2006.01)

C02F 1/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **21.03.2011 PCT/IB2011/000594**

87 Fecha y número de publicación internacional: **14.06.2012 WO12076940**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **21.03.2011 E 11719631 (1)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **25.10.2017 EP 2649014**

54 Título: **Electrolizador de lecho de carbón para el tratamiento de efluentes líquidos y un proceso del mismo**

30 Prioridad:

06.12.2010 IN 2888DE2010

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

22.02.2018

73 Titular/es:

**COUNCIL OF SCIENTIFIC & INDUSTRIAL
RESEARCH (100.0%)
Anusandhan Bhawan Rafi Marg
New Delhi 110 001, IN**

72 Inventor/es:

**NETI, NAGESWARA, RAO y
NANDY, TAPAS**

74 Agente/Representante:

IZQUIERDO BLANCO, María Alicia

ES 2 655 969 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).

Electrolizador de lecho de carbón para el tratamiento de efluentes líquidos y un proceso del mismo**Descripción****5 CAMPO DE LA INVENCION**

La presente invención se refiere a proporcionar una unidad de electrolizador de lecho de carbón (CBE) para tratamiento electroquímico. Más particularmente la presente invención se refiere al tratamiento de aguas residuales recalcitrantes, por ejemplo de la industria química. Además la mencionada unidad CBE es útil para el tratamiento electrolítico de efluente líquido que tiene concentraciones muy altas de Demanda Química de Oxígeno (COD), Nitrógeno total Kjeldahl (TKN), Demanda Bioquímica de Oxígeno (BOD), Sólidos Disueltos Totales (TDS), y para mejorar la biodegradabilidad del efluente. La presente invención se refiere particularmente a un proceso de intensificación para el proceso electrolítico eficiente y efectivo con relación a la velocidad de electrolisis y por lo tanto la velocidad de tratamiento del efluente. Más particularmente, la presente invención se refiere a un proceso de electro oxidación en donde el lecho de carbón se regenera in situ continuamente.

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

Las aguas residuales industriales contienen una gran cantidad de contaminantes, de tipo orgánico e inorgánico. La complejidad de la composición de las aguas residuales requiere a menudo la aplicación de procesos avanzados para lograr la calidad de efluente deseable y para mejorar la eficiencia del tratamiento de una o más etapas intermedias del proceso. Entre los muchos enfoques, los métodos electroquímicos se han considerado adecuados para los objetivos de tratamiento de los diferentes tipos de aguas residuales. Se ha demostrado que muchas impurezas orgánicas en fase acuosa pueden eliminarse eficazmente por oxidación electroquímica directa o indirecta. Las aplicaciones de electro oxidación implican principalmente reacción anódicas muy específicas para generar oxidantes específicos como radicales hidroxilo en los electrodos polarizados (ánodo) que es referida como oxidación 'directa'. El radical libre hidroxilo es una especie oxidante no específica, muy potente que ataca a la mayoría de moléculas orgánicas así como moléculas e iones inorgánicos oxidables. Los radicales hidroxilo pueden producirse por irradiación con luz ultravioleta de partículas de dióxido de titanio dispersadas en agua o por la reacción de peróxido de hidrógeno con sales de hierro disueltas en solución ligeramente ácida, denominado reacción de Fenton. Las especies redox como Cl_2/OCl^- también pueden provocar un tipo de oxidación denominada oxidación 'indirecta'.

Se ha descubierto que la electro-oxidación de contaminantes en celda bi-polar que comprendida de materiales de ánodo diferentes era de lejos el sistema más estudiado. En este tipo de células, las placas de ánodo y cátodo están dispuestas paralelas entre sí a una distancia específica, denominada espaciado inter-electrodos, permitiéndoles que entren en contacto con el efluente líquido y aplicando potencial durante un periodo específico para permitir la eliminación de contaminantes. En este tipo de diseño de placa en paralelo, la estabilidad de los materiales del ánodo, la transferencia de masa pobre así como las velocidades de reacción, y tiempos de reacción más largos son de primordial importancia. La falta de ánodos estables y baratos y la necesidad de mezclar dispositivos y los costes más altos acompañantes son más preocupantes en la configuración de placa en paralelo. Entre los muchos enfoques para superar las limitaciones de la transferencia de masa en tales reactores es conocido el uso de electrodos que comprenden materiales particulados. Como estos electrodos poseen mayor área superficial, los reactores que los incluyen se espera que tengan una proporción de área superficial a volumen alta, y por lo tanto pueden dar lugar a velocidades más altas de reacción. Estos electrodos son referidos como 'electrodos 3-D' en la bibliografía. Más recientemente, se usaron células que emplean electrodos en tres dimensiones, como electrodos a granel/en bloque, para mejorar la eficiencia del tratamiento. Los reactores de electrodos tridimensionales pueden producir una eficiencia de tratamiento mayor debido a la mayor proporción de área superficial a volumen. Sin embargo, el estado de la técnica que usa electrodos 3-D fue desarrollado para abordar principalmente los procesos catódicos para la recuperación de metales por depósito de un metal de una solución acuosa. Como estos electrodos 3-D comprendían principalmente materiales particulados, por ejemplo, grafito, carbón, y metales en diferentes conformaciones y formas considerando las restricciones del proceso dictadas por el ambiente catódico. Los mismos electrodos 3-D no pueden ser usados para conducir procesos anódicos con alta eficiencia de energía y eficiencia de eliminación de contaminantes, particularmente bajo corriente aplicada alta. Los estudios fundamentales en las cinéticas y mecanismos de la purificación de aguas residuales en diferentes tipos de reactores electroquímicos pueden encontrarse en la bibliografía. La investigación se refiere principalmente al desarrollo de electrodos, dispositivos y métodos para producir electroquímicamente oxidantes, desinfectantes, hidróxidos de metal, etc. para eliminar o descomponer los compuestos químicos y contaminantes microbianos específicos.

Se hizo una búsqueda de antecedentes del estado de la técnica en patentes así como en bibliografía no de patentes. Las siguientes referencias son referidas debido a su relevancia en el campo de la presente invención.

La Patente U.S. 3.793.173 (1974) describe "tratamientos de aguas residuales usando electrolisis con cátodo de carbón activado", para la producción de peróxido de hidrógeno mediante la reducción de oxígeno en el

5 cátodo de carbón poroso hueco. El peróxido de hidrógeno reacciona con contaminantes orgánicos en aguas residuales que de este modo son tratadas. El sistema requiere la inyección de oxígeno en la región del cátodo o requiere mantener alta concentración de oxígeno disuelto en las aguas residuales para obtener velocidades más altas de eliminación de contaminantes orgánicos. En esta técnica, sólo la región del cátodo es de naturaleza tridimensional.

10 La Patente U.S. 3.919.062 (1975) describe "secciones de lecho poroso graduado de sistema electroquímico", que se reclama para ser útil para el control de la contaminación, la síntesis electroquímica y la recuperación de metales. De acuerdo con esta invención, la zona de reacción contiene partículas eléctricamente conductoras, como pellets de carbón dispuestos entre los electrodos primarios y los flujos de electrolitos en una dirección paralela al gradiente de voltaje entre los electrodos primarios. El reactor tiene secciones graduadas de lecho poroso que tienen grosores diferentes; las secciones se separaron por espaciadores aislantes. Sin embargo, se reivindica que el reactor es capaz de manejar grandes cantidades de soluciones de electrolitos diluidos, especialmente eficaces para la eliminación de iones de metales de las soluciones acuosas diluidas.

15 La Patente U.S. 3.915.822 (1975) describe "sistema electroquímico con secciones de lechos que tiene gradiente variable" de acuerdo con lo que las zonas de reacción electroquímicas se construyeron usando tres electrodos primarios y partículas eléctricamente conductoras discretas contenidas en las zonas de reacción. El sistema establece tres gradientes de voltaje diferentes a través de secciones adyacentes de las zonas de reacción. El electrolito puede circular a través de las secciones en serie y puede obtenerse el tratamiento homogéneo de los residuos para la recuperación de metales. Este tipo de reactor de lecho tiene la desventaja principal de que requiere más de una fuente de CC para crear secciones que tienen gradiente de voltaje variable. Además, no se ha probado el uso del reactor para tratar aguas residuales que contienen altas concentraciones de impurezas orgánicas.

20 La Patente U.S. 4.585.539 (1986) divulga "reactor electrolítico", según la cual un reactor de volumen sellado en donde dos cámaras separadas están asociadas con el cátodo y el ánodo, las dos cámaras separadas por un tabique eléctricamente aislante micro-poroso, una de las cámaras llena con bolas de acero inoxidable de material particulado eléctricamente conductoras que actúan como extensiones del electrodo en esa cámara. El dispositivo puede usarse para la recuperación de impurezas de metales de soluciones diluidas. Sin embargo, debido al uso del tabique aislante (cerámico) para separar las cámaras del sistema el sistema requeriría la aplicación de voltajes más altos y el uso de bolas de acero inoxidable en la región del ánodo puede llevar a su disolución. Además, la invención no consideró el potencial del dispositivo para degradar contaminantes orgánicos.

25 La Patente U.S. 5.549.812 (1996) describió "proceso y aparatos para procesar aguas residuales industriales por electrolisis" según la cual una disposición tipo cascada de electrodos se proporcionó para el tratamiento de contaminantes solo susceptibles para la precipitación y floculos sedimentables. El principio de funcionamiento depende principalmente de la 'electroflotación'. Esta técnica emplea placas de electrodos A1 o Fe definidas por costillas o tiras en una placa frente a las que puede fijarse la superficie plana de la otra placa. Estos electrodos experimentan disolución que libera iones de metal como agentes floculantes que adsorben compuestos orgánicos y posteriormente/se sedimentan como pueda ser el caso. El propósito principal de tal disposición de electrodos con espaciamiento inter electrodos estrecho no es sólo permitir que el líquido fluya en una trayectoria sinuosa, pero también aumentar la velocidad del flujo restringiendo el flujo con la ayuda de costillas y las tiras de guía aislantes. Además la técnica requiere la aplicación de corriente CC de pulso y también flujo de pulso de agua.

30 La Patente U.S. 5.690.806 (1997) trató "célula y método para la recuperación de metales de soluciones diluidas", según la cual la célula comprende un material de fibra de carbón poroso colocado en un soporte tubular poroso como cátodo. Esto junto con un ánodo tubular encajonado en una carcasa exterior no porosa funciona para recuperar metales valiosos de los residuos. De nuevo, esta invención se refiere a la recuperación de metales de soluciones diluidas y no aborda la eliminación de contaminantes orgánicos. La posibilidad de usar material de fibra de carbón relleno en soporte tubular poroso como un ánodo 3-D no fue previsto en esta técnica.

35 La Patente U.S. 5.702.587 (1997) divulga un método para "la regeneración química y electroquímica de carbón activo" en donde se describe un aparato para la regeneración de carbón activo posteriormente a la saturación pero el uso y un método para aumentar la capacidad de adsorción del carbón activo. De acuerdo con esta invención la reacción de iones ferrosos con peróxido de hidrógeno electro generado en una célula electrolítica que tiene cátodo de carbón que contiene materiales orgánicos, oxidables, adsorbidos y un ánodo metálico convencional que permite la oxidación de los oxidables. El método emplea sales de metales de transición o quelado de un ion de metal de transición para ayudar a la formación de radicales hidroxilo a partir del peróxido de hidrógeno electro generado y requiere el suministro externo de oxígeno y ánodos caros. El sistema sufre de ciertos problemas como la limitación de la velocidad por la difusión del oxígeno, probado con agua destilada que tiene concentración baja de fenol, requiere ajuste de pH intermitente, requiere tiempos de funcionamiento más largos tan grandes como de 60 horas, e implica múltiples ciclos de operaciones separadas, a saber, adsorción, desorción y destrucción.

40 La Patente U.S. 5.744.028 (1998) describe "aparato para tratar agua" que incorpora una célula electrolítica que incluyen un ánodo, cátodo y un electrodo de carbón tridimensionales proporcionado entre el ánodo y el cátodo

en un aparato de dispensación de agua. Este sistema se probó útil para la eliminación de microorganismos y de este modo el agua se esteriliza. Sin embargo, el sistema sufre de la necesidad de mantener la fuente de alimentación continuamente encendida para obtener el efecto de esterilización. El sistema no se puede escalar con facilidad para sistemas de tratamiento efluentes que tienen que tratar concentraciones grandes de compuestos orgánicos.

La Patente U.S. 5.770.037 (1998) describe "método de procesamiento de agua", usando una célula electrolítica que incluye un ánodo, un cátodo y un electrodo de carbón tridimensional proporcionado entre el ánodo y el cátodo, para esterilizar agua. Se afirma que el agua a ser tratada debería tener por lo menos 10 M Ω .cm de resistividad y la separación inter-electrodos no es más de 1,0 mm. Sin embargo, el tipo de reactor de lecho fijo 3-D no se ha probado para la eliminación de contaminantes de los efluentes. Además, debido a su muy menor separación inter-electrodos el tamaño del lecho de carbón 3-D también está limitado, limitando de este modo el volumen del caudal del agua tratada.

La Patente U.S. 6.298.996 (2001) trata un "electrodo tridimensional para la eliminación electrolítica de contaminantes de corriente de desechos acuosos". De acuerdo con esta invención, partículas de metal cargadas con alta área superficial están constantemente en movimiento en el área del cátodo con chorro, en esta área un chorro de corriente que contiene los contaminantes de metales pesados de traza se introduce por lo que tiene lugar el depósito de metales pesados en las partículas de metal cargadas. Aunque el diseño de electrodo con chorro proporcionado para disminuir las limitaciones de transferencia de masa y aumentar las densidades de corriente geométrica, el uso de partículas de metal como ánodos cargados en el área del ánodo, similar a los del área del cátodo está seriamente limitada debido a la posibilidad de corrosión y disolución anódica y por lo tanto las reacciones anódicas no pueden llevarse a cabo eficazmente usando tales sistemas de electrodos con chorro y por lo tanto no puede hacerse la eliminación oxidante de los contaminantes orgánicos usando el aparato descrito en esta patente.

La Patente U.S. 6.274.028 (2001) divulga "método y aparato de tratamiento de aguas residuales electrolítico" y describe un método y aparato para purificar corrientes de efluente acuosas para reducir la contaminación como se mide por la demanda química de oxígeno, donde el método comprender oxidación directa de sustancias orgánicas solubles en agua e inorgánicas oxidables en una células de oxidación electrolítica que incorpora electrodos de acero inoxidable, y en donde la estabilidad y la vida útil del ánodo se aumentan por la incorporación de virutas metálicas. Aunque se reivindica que el sistema es útil para aguas residuales que tienen demanda química de oxígeno en el intervalo de 200-2000 ppm, el uso de ánodos de acero inoxidable y virutas de hierro lleva a generación de lodo y flóculos que necesitan ser separados. Como una parte de los compuestos orgánicos se elimina adsorbida en la superficie del lodo y flóculos, esta tendrá que ser tratada como cualquier otro lodo peligroso que requiere métodos de eliminación especiales.

La patente WO 2004/079840 A2 (2004) trata "electrodo de flujo pasante tridimensional y células electroquímica" útil para tratamiento de aguas, y limpieza ambiental. El electrodo de flujo pasante tridimensional incluye un mecanismo de alimentación de corriente eficiente que incluye alimentadores de corriente que comprenden varillas de material conductor, como grafito, que se insertan en un bloque de fieltro de grafito. La invención aborda específicamente el método de alimentar corriente eléctrica en un electrodo tridimensional compuesto de un fieltro de grafito y no se dirige a lograr proporciones de área superficial mayores a los volúmenes requeridos para el tratamiento eficiente de efluentes.

La US 2004/0188246 divulga células electroquímicas eléctricamente regenerables (baterías) para la desionización capacitiva y la purificación electroquímica y regeneración de electrodos. La célula incluye dos placas finales, una en cada extremo de la célula, así como dos electrodos finales que están dispuestos en cada extremo de la células, adyacentes a las placas finales. Una capa aislante está interpuesta entre cada placa final y el electrodo final adyacente.

Para superar los problemas asociados con el estado de la técnica, hay una necesidad para la intensificación del proceso de tratamiento electrolítico de efluentes líquidos que evitará o minimizará los problemas anteriormente descritos. La intensificación tendrá deseablemente una o muchas características como sigue: i) materiales del ánodo relativamente económicos, a saber, carbón activado granular de alta área superficial, en lugar de ánodos de titanio estabilizados con óxido de metal noble o de otra manera ii) diseño relativamente simple, a saber, un reactor tipo tanque en lugar de diseños de electrodos sellados, cilíndricos concéntricos y con chorro iii) un único flujo de canal de efluente líquido que tiene trayectoria de flujo suficientemente más larga, iv) tanto el ánodo como el cátodo son del tipo 3-D, en lugar de sólo uno v) sin ninguna barrera de plástico o cerámica aislante entre el ánodo y el cátodo, y deberían ser adecuadas sólo la separación espacial y contacto y resistencia electrolítica en las zonas de reacción vi) alta velocidad de eliminación de contaminantes de efluentes de alta fuerza orgánica, vii) bajo consumo de potencia, viii) huella del reactor más pequeña en comparación con los procesos de unidades convencionales en el tratamiento del efluente, por ejemplo, preparación química, clarifloculación, biooxidación, etc. Ningún estado de la técnica presentado anteriormente es capaz de oxidar altas concentraciones de sustratos orgánicos, u oxidar de una manera no específica una amplia variedad de sustancias químicas presentes en las aguas residuales actuales llevando la mejora general en la calidad del efluente. Además, no se ha explorado el

potencial de un método electroquímico, particularmente electro oxidación para tratar las aguas residuales reales como las aguas residuales de la industria química que comprenden grandes concentraciones de varios contaminantes no específicos y que tienen altas concentraciones de de Demanda Química de Oxígeno (COD), Demanda Bioquímica de Oxígeno (BOD), Nitrógeno total Kjeldahl (TKN), y Sólidos Disueltos Totales (TDS).

5

OBJETIVOS DE LA INVENCION

El objetivo principal de la presente invención es proporcionar un electrolizador de lecho de carbón útil para el tratamiento electroquímico de aguas residuales como de la industria química, pulpa y papel, textil, cuero, farmacéutica, operaciones de unidades de galvanoplastia, etc.

10

Otro objetivo más de la presente invención es incorporar una mejora en la forma del lecho de carbón 3-D en el reactor tipo tanque. El lecho de carbón constituido de carbón activado granular de alta área superficial de grado de conducción que está en el campo eléctrico generado alimentando el ánodo de la placa de carbón principal y el cátodo de acero inoxidable principal actúa como un electro 3-D, es decir el lecho de carbón alrededor del ánodo de carbón define la zona de reacción del ánodo, y ese cátodo de acero inoxidable alrededor define la zona de reacción del cátodo en el electrolizador de lecho de carbón.

15

Otro objetivo de la presente invención es incorporar una mejora en términos de crear varias de tales zonas de reacción en la forma de cascada en el mismo reactor de tanque usando una pluralidad de electrodos en el electrolizador de lecho de carbón.

20

Otro objetivo más de la presente invención es incorporar una mejora en términos de un flujo de canal único de efluente líquido que asegure mayor oportunidad para las moléculas contaminantes orgánicas para la reacción con los reactivos generados in situ en el reactor desde el momento de su entrada en el electrolizador de lecho de carbón hasta su salida del mismo.

25

Otro objetivo más de la presente invención es usar el electrolizador de lecho de carbón para el tratamiento electrolítico de efluente líquido que tenga muy altas concentraciones de carbón orgánico total, nitrógeno total Kjeldahl, sólidos disueltos totales, sulfatos, demanda bioquímica de oxígeno, y metales pesados.

30

Otro objetivo más de la presente invención es insertar el electrolizador de lecho de carbón propuesto como una nueva unidad de proceso en un esquema de tratamiento convencional o interceptar el esquema de tratamiento convencional en la forma de unidad de pre-tratamiento y para mejora luego la eficiencia del tratamiento biológico descendente y lograr la eficiencia de tratamiento general deseada.

35

Otro objetivo más de la presente invención es usar el electrolizador de lecho de carbón ya sea en individual o en pluralidad o ya sea en serie o en paralelo para lograr el grado deseado de tratamiento del efluente.

40

SUMARIO DE LA INVENCION

Por consiguiente, la presente invención proporciona una unidad de electrolizador de lecho de carbón (CBE) de acuerdo con la reivindicación 1.

45

En otro aspecto de la presente invención se proporciona un proceso de acuerdo con la reivindicación 9 para el tratamiento de efluente líquido usando la unidad de CBE, que comprende los pasos siguientes de: (a) eliminar los sólidos suspendidos del efluente bruto mediante procesos de coagulación/floculación conocidos o micro filtración, o método de filtro de prensa o combinaciones de los mismos; (b) añadir 2,0-4,0 kg de NaCl por metro cúbico de efluente alimentado para inducir el proceso de electro oxidación indirecta; (c) alimentar el efluente bruto libre de sólidos suspendidos y que tiene una alta concentración de contaminantes orgánicos e inorgánicos en el electrolizador de lecho de carbón hasta que se sumerjan los electrodos y el lecho de carbón, (d) cerrar la entrada y la salida de la unidad para comenzar un modo de funcionamiento por lotes, (e) permitir que el efluente del paso (c) permanezca en contacto con el lecho de carbón durante 1-2 horas, (f) repetir los pasos (c) a (e) para alcanzar la sorción por saturación, en donde la sorción por saturación se alcanza por 4-6 repeticiones de los pasos (c) a (e) y el periodo de tiempo requerido total está en el intervalo de 8-10 horas, (g) conectar el rectificador, y establecer 6,0-7,0 V y 200-250 A para asegurar la electrolisis inicialmente en un modo por lotes mientras las válvulas de entrada y salida están cerradas, (h) observar visiblemente la evolución del gas de las superficies de los electrodos como consecuencia de electrolisis y ajustar la corriente para aumentar la velocidad de electrolisis (i) recolectar las muestras de la última sección del electrolizador lejos de la válvula de entrada y evaluar las muestras de prueba para la reducción en los parámetros de contaminación, particularmente Demanda Química de Oxígeno (COD), Nitrógeno total Kjeldahl (TKN) y Demanda Bioquímica de Oxígeno (BOD), (j) hacer funcionar el electrolizador en modo por lotes hasta que se alcance una eliminación de COD mayor del 60-70%, (k) cambiar el reactor del modo por lotes a modo continuo, abriendo las válvulas de entrada y salida y alimentando el electrolizador a un caudal fijo que permita el tiempo de residencia mínimo para que el efluente reaccione en el electrolizador, (l) hacer funcionar el electrolizador bajo alimentación continua del efluente pre-tratado a la velocidad de alimentación especificada y

60

65

monitorizar los parámetros deseados periódicamente para evaluar el rendimiento del reactor, (m) drenar el efluente tratado para tratamiento adicional en una unidad de tratamiento biológico para obtener el efluente tratado deseado.

BREVE DESCRIPCION DE LAS TABLAS

- 5
 Tabla 1: Características fisicoquímicas principales del efluente bruto de la industria química
 Tabla 2: Reducción en el COD debido a la oxidación electroquímica del efluente de la industria química en el CBE (modo por lotes)
 Tabla 3: Prueba de rendimiento del CBE en modo por lotes - por cámara
 10
 Tabla 4: Oxidación electroquímica del efluente de la industria química en el CBE (funcionamiento por lotes en modo de flujo vertical)
 Tabla 5: Reducción en COD y TKN durante la oxidación electroquímica del efluente de la industria química en el CBE (modo por lotes)
 15
 Tabla 6: Electro oxidación del efluente de la industria química en el CBE (continuo)
 Tabla 7: Oxidación electroquímica de muestra de efluente coagulada en el CBE (continuo)
 Tabla 8: Características fisicoquímicas principales del efluente tratado tras la coagulación y electro oxidación

BREVE DESCRIPCION DE LOS DIBUJOS ACOMPAÑANTES

- 20
 Figura 1A: representa esquemas del CBE de acuerdo con la presente invención
 Figura 1B: representa vista en corte lateral del CBE de acuerdo con la presente invención
 Figura 1C: represente una vista en perspectiva de un flujo de canal único del CBE de acuerdo con la presente invención
 25
 Figura 2: representa una vista en perspectiva del CBE en la forma de un lecho de carbón 3-D
 Figura 3: representa una vista en perspectiva de una sección transversal vertical de la disposición alternativa del reactor
 Figura 4: representa una ilustración gráfica del funcionamiento de la unidad de CBE para la eliminación de la demanda química de oxígeno (COD)
 30
 Figura 5: representa una ilustración esquemática de la eficiencia del CBE hacia la eliminación de la demanda química de oxígeno (COD)
 Figura 6: representa una ilustración esquemática de la inclusión de un par de unidades de CBE (7) y (8) en serie

DESCRIPCION DETALLADA DE LOS DIBUJOS ACOMPAÑANTES

- 35
 Figura 1A: representa esquemas del CBE que incorporan detalles de las mejoras según esta invención. El reactor (1) con provisiones de electrodos (2, 3), lecho de carbón (4), barras colectoras de electrodos (5, 6), entrada (7), cámara de tampón (8), entrada (9) en cámara de tampón, drenaje de salida (10), abertura cerrada (11) en la parte inferior del reactor (1), bastidor de GI (12) y rectificador (13) constituye el reactor.
 40
 Figura 1B: representa una vista en corte lateral del CBE que incorpora detalles de las mejoras según la Figura 1A. El reactor (1) con provisiones de electrodos (2), cierres a prueba de fugas (14), barra colectoras de electrodo (5), lecho de carbón (4), entrada (7), cámara del tampón (8), entrada (9) en cámara del tampón, y drenaje de salida (10) y abertura cerrada (11) en la parte inferior del reactor (1) para extraer el carbón gastado en el caso de cualquier necesidad, como se describe en la Figura 1 del CBE.
 45
 Figura 1C: representa una vista en perspectiva de la mejora en términos de flujo de canal único de efluente líquido que asegura mayor oportunidad de la molécula contaminante orgánica para su reacción con los reactivos generados in situ in el reactor desde el momento de su entrada en el CBE hasta que sale del mismo. La vista esquemática ilustra la disposición alternativa de los electrodos; ánodos (2) y cátodos (3) verticalmente en el reactor y debido al hecho de que las placas del ánodo (2) y el cátodo (3) con más cortas que la anchura del reactor ($w < W$) como se muestra en la Figura 1A, el efluente de alimentación entre en el reactor (1) a través de la entrada (7) y fluye desde una zona de reacción (15) a la siguiente zona de reacción (16) y así sucesivamente hasta que sale de la salida (10) lo que puede describirse como un flujo de canal único de efluente de alimentación en la trayectoria indicada por las flechas curvadas (17) según el CBE de la Figura 1.
 50
 55
 Figura 2: representa una vista en perspectiva de la mejora en el electrolizador en la forma del lecho de carbón 3-D en el reactor de tanque abierto y considerando un sección del reactor que representa un par individual de electrodos extraídos para ilustrar que como las partículas de carbón polarizan bajo el campo eléctrico uniforme (4) desarrollado entre el ánodo (2) y el cátodo (3) polarizados considerando un par de electrodos y un lecho fijo de carbón entre ellos, conectados eléctricamente con la fuente de alimentación (13) como se emplea en el CBE de la Figura 1. Las líneas del campo eléctrico convergen en los bordes exteriores de los electrodos representado por las flechas circulares (5). Puede observarse que las partículas de carbón en la proximidad del ánodo (2) se comportan como 'ánodos de partículas' (6) y las de alrededor del cátodo (3) actúan como 'cátodos de partículas' (7). La línea (8) representa la barrera hipotética equidistante de los electrodos primarios y comprende partículas neutras a lo largo de
 60
 65

la línea, ya que estas partículas experimentan campo eléctrico positivo como negativo.

Figura 3: representa un vista en perspectiva de una sección transversal vertical del reactor en la que la disposición de los electrodos está hecha para permitir el flujo vertical del efluente líquido. Los cátodos SS (2) están fijados a la parte inferior del reactor, donde como los ánodos (3) están desplazados verticalmente de la parte inferior por una distancia de 2-4", dejando un hueco entre la parte inferior del ánodo y la parte inferior del reactor (4). Alternativamente, los ánodos pueden estar fijados en la parte inferior del reactor y los cátodos SS pueden elevarse verticalmente por una distancia de desplazamiento de 2-4" desde la parte inferior del reactor. Debido a esta disposición de los electrodos, el efluente líquido que entra en el reactor a través de la entrada (1) fluye hacia arriba verticalmente y luego cambio su curso sobre el cátodo para fluir hacia abajo, como se indica por las flechas en esta figura, y esta secuencia se repite a través de todas las secciones del reactor hasta que el líquido sale de la salida (5).

Figura 4: representa una ilustración gráfica del funcionamiento de la unidad de CBE para la eliminación de demanda química de oxígeno (COD) bajo tres condiciones experimentales diferentes, a saber, electrolisis sin lecho de carbón (6) en la Figura 1A, lecho de carbón sin electrolisis (desconectando el rectificador (13) en la Figura 1A) y con tanto lecho de carbón y electrolisis. Esta figura ilustra el efecto sinérgico de aplicar electricidad al lecho de carbón según esta invención como se ilustra en la Figura 1A.

Figura 5: representa una ilustración esquemática de la eficiencia del CBE como se ilustra en la Figura 1 hacia la eliminación de la demanda química de oxígeno (COD) como se muestra en la Figura 5(A), y también la mejora en la proporción de demanda bioquímica de oxígeno (BOD) y COD como se muestra en la Figura 5(B) que indica biodegradabilidad mejorada del efluente tratado usando el CBE según esta invención.

Figura 6: representa una ilustración esquemática de la inclusión de un par de unidades de CBE (7) y (8) en serie en el esquema de tratamiento de efluente exhaustivo. De acuerdo con esta ilustración, se recolectó un efluente con COD alto en el tanque de equalización (1), que pasa luego a través de una unidad mezcladora instantánea (2) en la que se añaden un coagulante y un ayudante del coagulante en dosis específicas desde tanques de dosificación (3). El efluente tratado de (2) se lleva a un clarifloculador (4) seguido por filtro de arena (6). El lodo de la parte inferior de (4) se envía a los lechos de secado de lodo (5). El efluente libre de sólidos suspendidos entra luego en la etapa I (7) del CBE seguido por la etapa II (8). El efluente de la etapa II (8) del CBE se mezcla luego con otras corrientes del COD bajas disponibles (9 y 10), que entra luego en la unidad de tratamiento biológico (11), concretamente, proceso de lodos activados (aireación extendida) antes de la descarga final.

DESCRIPCION DETALLADA DE LA INVENCION

Aunque la invención es susceptible de varias modificaciones y formas alternativas, se han mostrados aspectos específicos de la misma a modo de ejemplo y gráficos y se describirá con detalle a continuación.

A los solicitantes les gustaría mencionar que los ejemplos se mencionan para mostrar sólo aquellos detalles específicos que son pertinentes para comprender los aspectos de la presente invención para no oscurecer la divulgación con detalles que serán fácilmente aparentes para los expertos en la técnica habiéndose beneficiado de la descripción de la presente.

Los términos "comprende", "comprendiendo", o cualquier otra variación de los mismos, se pretende que cubran una inclusión no exclusiva, de tal manera que un proceso, composición de catalizador que comprende una lista de componentes no incluye sólo esos componentes si no que puede incluir otros componentes no enumerados expresamente o inherentes a tal proceso. En otras palabras, uno o más elementos en un sistema o proceso precedido por "comprende..." no excluye, sin más restricciones, la existencia de otros elementos o elementos adicionales en el sistema o proceso.

En la siguiente descripción detallada de los aspectos de la invención, se hace referencia a los dibujos y gráficos acompañantes que forman parte de la presente y en los que se muestran a modo de ilustración aspectos específicos en los que se puede poner en práctica la invención. Los aspectos se describen con detalles suficientes para permitir a los expertos en la técnica poner en práctica la invención, y debe entenderse que pueden utilizarse otros aspectos y que pueden hacerse cambios sin salirse del alcance de las presentes reivindicaciones. La siguiente descripción no debe, por lo tanto, tomarse en un sentido limitativo, y el alcance de la presente invención se define sólo por las reivindicaciones añadidas.

Por consiguiente se proporciona una unidad de electrolizador de lecho de carbón (CBE) de acuerdo con la reivindicación 1 para el tratamiento de efluentes líquidos que comprende un reactor (1) que tiene un conjunto de placas de ánodo de carbón (2) estando fijadas en un lado de dicho reactor y un conjunto de placas de cátodo de acero inoxidable (3) estando fijadas en el lado opuesto de dicho reactor; en donde dichos electrodos de ánodo y cátodo están hechos de una anchura más corta que la anchura de dicho reactor y estando espaciadas paralelos entre sí en una disposición alterna tipo cátodo-ánodo-cátodo-ánodo para forzar que el líquido fluya en una única

trayectoria de canal, un rectificador (13) para proporcionar corriente continua a dichos electrodos (2) y (3) estando conectado externa y separadamente con las barras colectoras correspondientes (5) y (6), un carbón activado granular (GAC) (4) con área superficial alta estando proporcionado en el espacio entra cada par de dichos electrodos para formar un lecho de carbón fijo en cada compartimento para la adsorción así como electrodos de partículas, el mencionado reactor teniendo una entrada (7) para llevar el efluente, una cámara de tampón (8) para mantener el efluente líquido que adopta una trayectoria de flujo de canal único a través de otra válvula de entrada (9) dentro de dicha cámara de tampón y una válvula de salida (10) para llevar el efluente tratado desde el mencionado reactor, también el mencionado reactor estando provisto con una cubierta larga y apertura a prueba de fugas (11) en la parte inferior a lo largo de la longitud para eliminar convenientemente el carbón gastado, proporcionándose una estructura soldada de Hierro Galvanizado (GI) (12) para asegurar el mencionado reactor.

En otro aspecto más de la invención en el que el lecho de carbón activado granular (GAC) se regenera in situ continuamente y permite el uso prolongado de carbón sin ser regenerado externamente.

En otro aspecto más de la invención en el que la unidad de CBE reduce eficazmente la Demanda Química de Oxígeno (COD), la Demanda Bioquímica de Oxígeno (BOD), Nitrógeno Total Kjeldahl (TKN), amoníaco, incluyendo constituyentes orgánicos.

En otro aspecto más de la invención en el que la corriente aplicada varía a medida que se ajusta el consumo de potencia eléctrica dependiendo del área superficial del electrodo, distancia de separación ánodo-cátodo, conductividad eléctrica de las partículas de carbón activado granular (GAC), conductividad eléctrica del efluente y concentraciones inicial y objetivo de los parámetros de contaminación.

En otro aspecto más de la invención en el que el reactor (1) está hecho de hormigón de cemento armado (RCC), plástico reforzado con fibras (FRP), o polipropileno o combinaciones de los mismos. Una persona experta en la técnica puede seleccionar cualquier otro material para hacer el reactor.

En otro aspecto más de la invención en el que las barras colectoras (5) y (6) están hechas de materiales altamente conductores de la electricidad como aluminio o cobre o combinaciones de los mismos. Una persona experta en la técnica puede seleccionar cualquier otro material conductor.

En otro aspecto más de la invención en el que todas las placas de ánodos se fijan a un lado del reactor a distancias especificadas, preferiblemente con una distancia centro a centro en el intervalo de 0,25 - 0,35 m y todas las placas de cátodos se fijan al lado opuesto del reactor a una distancia inter-cátodo centro a centro de 0,25 - 0,35 que permite una trayectoria de flujo de canal único para el efluente líquido para asegurar mayor oportunidad de que la molécula de contaminante orgánico reaccione con los oxidantes generados en el alimentador y electrodos del lecho de carbón en el reactor desde el momento de su entrada en el reactor hasta que sale del reactor.

En otro aspecto más de la invención en el que todos los cátodos se fijan en la parte inferior del reactor mientras que los ánodos pueden elevarse por una distancia de desplazamiento en el intervalo de 0,05 a 0,1 m (2 a 4 pulgadas) o viceversa en una disposición de electrodos alternativa para permitir el modo vertical de flujo de canal único de efluente líquido desde una sección a la siguiente sección hasta que el efluente tratado sale a través de la salida.

En otro aspecto más de la invención en el que la altura de los electrodos se ajusta de tal manera que está en el intervalo del 25-35% menos que la altura del reactor de plástico permitiendo de este modo tablero libre que permite mantener cualquier escoria o espuma que se pueda formar durante el funcionamiento y evitar así el rebose y derrame del efluente.

En otro aspecto más de la invención en el que el tablero libre, $1/4^\circ$ a $1/3^\circ$ de la altura del reactor, se proporciona para mantener líquido extra en el reactor en el caso de cualquier obstrucción del flujo libre de líquido a través del reactor debido a una presión de retorno que puede tener lugar si el efluente alimentado no está adecuadamente libre de sólidos suspendidos y cuando los espacios vacíos en el lecho de carbón se bloquean por sólidos suspendidos.

En otro aspecto más de la invención en el que el tamaño de partícula del carbón activado granular (GAC) es al menos el 60-80% del volumen geométrico del reactor; el intervalo de tamaño de partícula preferido está en el intervalo de 2-10 mm, y el área de superficie es lo más grande posible y preferiblemente por lo menos 500 m²/g.

En otro aspecto más de la invención en el que el lecho de carbón activado granular (GAC) ofrece un volumen de efluente líquido efectivo que es equivalente al volumen de poro drenable, que es aproximadamente el 25-30% del volumen del reactor.

En otro aspecto más de la invención se proporciona una provisión, en la forma de una abertura cubierta y a prueba de fugas larga en el parte inferior del reactor a lo largo de su longitud para vaciar el carbón del reactor.

En otro aspecto más de la invención en el que la unidad está ensamblada en pluralidad en serie para lograr un grado mayor deseado de tratamiento o en paralelo para lograr mayor velocidad volumétrica de tratamiento cuando se incluye en cualquier esquema de tratamiento funcional de efluentes para proporcionar mayor eficiencia de tratamiento a través de una planta de tratamiento biológico funcional.

En otro aspecto más de la invención en el que el proceso para el tratamiento de efluente líquido usando la unidad de CBE comprende los pasos siguientes de: (a) eliminar los sólidos suspendidos del efluente bruto mediante procesos de coagulación/floculación conocidos o micro filtración, o método de filtro de prensa o combinaciones de los mismos; (b) añadir 2,0-4,0 kg de NaCl por metro cúbico de efluente alimentado para inducir el proceso de electro oxidación indirecta; (c) alimentar el efluente bruto libre de sólidos suspendidos y que tiene una alta concentración de contaminantes orgánicos e inorgánicos en el electrolizador de lecho de carbón hasta que se sumerjan los electrodos y el lecho de carbón, (d) cerrar la entrada y la salida de la unidad para comenzar un modo de funcionamiento por lotes, (e) permitir que el efluente del paso (c) permanezca en contacto con el lecho de carbón durante 1-2 horas, (f) repetir los pasos (c) a (e) para alcanzar la sorción de saturación, en donde la sorción de saturación se alcanza por 4-6 repeticiones de los pasos (c) a (e) y el periodo de tiempo requerido total está en el intervalo de 8-10 horas, (g) conectar el rectificador, y establecer 6,0-7,0 V y 200-250 A para asegurar la electrolisis inicialmente en un modo por lotes mientras las válvulas de entrada y salida están cerradas, (h) observar visiblemente la evolución del gas de las superficies de los electrodos como consecuencia de electrolisis y ajustar la corriente para aumentar la velocidad de electrolisis (i) recolectar las muestras de la última sección del electrolizador lejos de la válvula de entrada y evaluar las muestras de prueba para la reducción en los parámetros de contaminación, particularmente Demanda Química de Oxígeno (COD), Nitrógeno total Kjeldahl (TKN) y Demanda Bioquímica de Oxígeno (BOD), (j) hacer funcionar el electrolizador en modo por lotes hasta que se alcance una eliminación de COD mayor del 60-70%, (k) cambiar el reactor del modo por lotes a modo continuo, abriendo las válvulas de entrada y salida y alimentando el electrolizador a un caudal fijo que permita el tiempo de residencia mínimo para que el efluente reaccione en el electrolizador, (l) hacer funcionar el electrolizador bajo alimentación continua del efluente pre-tratado a la velocidad de alimentación especificada y monitorizar los parámetros deseados periódicamente para evaluar el rendimiento del reactor, (m) drenar el efluente tratado para tratamiento adicional en una unidad de tratamiento biológico para obtener el efluente tratado deseado.

En otro aspecto más de la invención en donde el efluente de alimentación se pre-trata para eliminar sólidos suspendidos sustancialmente a un valor final de <50 mg/l, lo que también elimina preferiblemente >10% del COD simultáneamente mediante cualquiera de los procesos conocidos de coagulación/floculación, micro filtración, sedimentador de tubos, o filtro de prensa o combinaciones de los mismos.

En otro aspecto más de la invención en donde se proporciona un tiempo de retención hidráulico efectivo en el intervalo de 1-4 horas, para el tratamiento efectivo de efluentes ajustando la velocidad de alimentación del efluente en el electrolizador.

En otro aspecto más de la invención, una unidad de electrolizador de lecho de carbón (CBE) y un proceso del mismo útil para el tratamiento electro oxidante de efluentes líquidos que degradan contaminantes y aumentan sustancialmente la biodegradabilidad del efluente como se describe en la presente con referencia a los ejemplos.

Los efluentes industriales contienen una variedad de compuestos orgánicos e inorgánicos. Una variedad de compuestos orgánicos entre ellos ejercen toxicidad microbiana y por lo tanto no pueden ser fácilmente biodegradables. Las estructuras químicas de estos compuestos pueden ser complejas que contienen las fracciones aromáticas que contienen anillos de benceno, naftaleno, o antraceno, incluyendo funcionalidades diferentes, azo (-N=N-), Carbonilo (=C=O), Carbono-Carbono (=C=C=); Carbono-Nitrógeno (>C=NH, -CH=N-); Nitroso (-NO, N-OH); Nitro (-NO₂ o =NO-OH) y Azufre (>C=S y otros grupos carbono-azufre). La presente invención se origina del hecho que las estructuras químicas pueden modificarse fácilmente, o destruirse usando oxidantes primarios generados mediante la aplicación de un potencial eléctrico entre dos electrodos adecuados sumergidos en la muestra de aguas residuales seleccionada. El sistema lleva a la transformación y degradación de moléculas orgánicas diferentes mediante los pasos de reacción repetidos que implican los oxidantes generados in situ en el sistema. La presente invención se refiere a la polarización de gránulos de carbono activado de grado de conducción comprimidos entre los electrodos primarios en un reactor tipo tanque abierto, gránulos de carbón que cuando en el campo eléctrico generado alimentando el ánodo de la placa de carbono principal y el cátodo de acero inoxidable principal se polarizan y actúan como 'electrodos de partículas' y por lo tanto el lecho de carbón completo como un 'electrodo 3-D', es decir, el lecho de carbón alrededor del ánodo de carbón define la zona de reacción del ánodo, y que alrededor del cátodo de SS define la zona de reacción del cátodo. La presente invención se refiere a combinar medios electrolíticos de generación de agentes oxidantes y adsorción de contaminantes orgánicos en el lecho de carbón para lograr mineralización mayor y más rápida de los contaminantes orgánicos que incluye la eliminación de varios otros contaminantes, a saber, carbón orgánico total, nitrógeno total kjeldhal, sólidos disueltos totales, sulfatos, demanda bioquímica de oxígeno y metales pesados llevando a una mejora general en la calidad del efluente.

La presente invención también se refiere a la incorporación de nuevas ideas para permitir el tratamiento de

concentraciones altas de contaminantes orgánicos en los efluentes, por ejemplo, industria química, papel, textil, cuero, farmacéutica, galvanoplastia, etc., usando un CBE como se describe en la presente. La presente invención se refiere al electrolizador de lecho de carbón y proceso de (pre)-tratamiento electrolítico para efluentes complejos. El CBE proporciona el proceso de adsorción-regeneración de carbón en una cámara y permite el uso prolongado de carbón sin tener que regenerarlo externamente.

El esquema del CBE se da en la Figura 1 y la descripción de varias partes del reactor se proporciona en el párrafo siguiente.

La Figura 1 presenta una vista superior esquemática del electrolizador de lecho de carbón según esta invención. El material de construcción (MOC) del reactor tipo tanque (1) puede ser de hormigón de cemento armado (RCC), plástico reforzado con fibras (FRP), polipropileno (PP), etc. El RCC puede preferirse como MOC para reactores de tamaño grande para ser usado para aplicaciones de tratamiento en el sitio de volumen grande. Por otro lado, el FRP y el PP son preferibles para tanques de reactor transportables tipo modulares. El PP es más preferible en vista de su idoneidad para técnica de sellado y soldadura. No deberían usarse láminas de metal para la fabricación del reactor ya que el metal es propenso a la corrosión y también tiene riesgo de descarga eléctrica que puede tener lugar en el presente contexto de unidad electrolizadora. Según esta invención, el uso de ánodos de placa de carbón es esencial. El material del ánodo (2) debe ser carbón o grafito eléctricamente conductor. Reemplazar los ánodos de la placa de carbón con ánodos metálicos lleva la disolución anódica de los ánodos metálicos. Esto lleva la formación de lodo considerable que perjudica a las funciones del electrolizador según esta invención. El material del cátodo puede elegirse de metales de bajo coste como hierro fundido, acero inoxidable (SS 304, 316, etc.). El número de electrodos en un reactor depende del tamaño del reactor a ser fabricado. Tanto las placas de ánodo como de cátodo son de anchura más corta que la anchura del reactor ($w < W$), y todos los cátodos están fijados a un lado del reactor de tanque a distancias especificadas usando cierres de PVDF a prueba de fugas. Esto permitiría el flujo horizontal de líquido en el reactor. Pueden usarse tiras de aluminio o cobre como materiales de las barras colectoras (6) para conexión eléctrica, sin embargo, se prefiere el cobre sobre el Al ya que el Cu es más conductor y menos vulnerable a daño bajo ambiente químico. No deberían usarse cierres metálicos ya que cortocircuitarán los electrodos a la barra colectora eléctricamente y las barras colectoras pueden sufrir daño además de que existe riesgo de descarga eléctrica. De manera similar, todos los ánodos están fijados en el lado opuesto del reactor usando barras colectoras del ánodo (5) que conforman con la disposición alternativa de los electrodos en el reactor, por ejemplo cátodo-ánodo- cátodo-ánodo y así sucesivamente. Todos los electrodos se colocan verticalmente en el reactor y paralelos entre sí y se deslizan en los canales de PP fijados en el interior de las paredes laterales del cuerpo del reactor. Esta disposición constituye una actividad inventiva que permite simplemente deslizar los electrodos en los canales con facilidad y reemplazar fácilmente uno o muchos electrodos cuando se requiera sin tener que provocar daño o rotura a los mismos. Alternativamente, todos los cátodos pueden fijarse a la parte inferior del reactor mientras que los ánodos pueden elevarse a una distancia de desplazamiento adecuada o vice versa para permitir el flujo vertical de líquido desde una sección a la siguiente sección. En una actividad inventiva, la mencionada disposición de electrodos permite el flujo de canal único de efluente líquido que asegura mayor oportunidad para la molécula contaminante orgánica para su reacción en el reacción desde el momento de su entrada en el reactor hasta que sale del reactor. La conexión eléctrica de los ánodos con el polo positivo del rectificador se asegura mediante la barra colectora del ánodo; de manera similar todos los cátodos están conectados eléctricamente con el polo negativo del rectificador mediante la barra colectora del cátodo. Ambas barras colectoras son tiras de cobre de 0,003 m de grosor de longitud suficiente para conectar todos los electrodos de cada tipo en cualquier lado del reactor. Alternativamente, pueden usarse también tiras de Al. En otra actividad inventiva, el espacio entre cada par de electrodos está relleno con carbón activado granular (4). El lecho de carbón en cada compartimento ofrece tantas zonas de reacción como pares de electrodos. Puede cargarse carbón activado granular que tiene 0,002-0,01 m de tamaño de partícula y aproximadamente 500 m²/g o mayor área de superficie en el espacio entre los pares de ánodos y cátodos. La altura del lecho de carbón se mantiene aproximadamente a la de los electrodos, de tal manera que todos los electrodos están posicionados adecuadamente en el lecho de carbón y la presencia de electrodos apenas puede verse desde la parte superior del reactor.

Según esta invención, el uso del lecho de carbón es esencial. Sin el lecho de carbón el sistema llevará a velocidades de reacción muy bajas, tiempos de retención hidráulica más largos, y gran número de unidades de reactor en comparación con el dispositivo según esta invención. No debería hacerse el uso de bolas, chatarra, limaduras, polvos, pedazos de metal en lugar de partículas de carbón ya que sufren una disolución anódica severa. En el lado de la entrada (7) al efluente, se proporciona una cámara de tampón (8) de aproximadamente 1/10^o del volumen del reactor como cámara de pre-sedimentación así como para permitir examinar la alimentación para calidad adecuada en términos de concentración de sólidos suspendidos y en el caso de que la alimentación sea de pobre calidad la entrada (7) puede cerrarse. Dentro de la cámara de tampón hay otra válvula de entrada (9) a través de la cual la alimentación entra en la zona de reacción principal definida por las secciones del lecho de carbón. Tras fluir a través de las secciones del lecho de carbón, según la trayectoria de flujo de canal único diseñada, el efluente líquido tratado deja el reactor a través de la salida (10). Se proporciona una provisión (11) para vaciar el carbón del reactor en la parte inferior del reactor, en el caso de reemplazo eventual de carbón gastado. Consiste de una abertura larga, cubierta y a prueba de fugas en la parte inferior del reactor a lo largo de la longitud de tal manera que el carbón de todas las secciones puede vaciarse fácilmente. EL reactor tipo tanque completo está asegurado en una

estructura soldada de GI (12) que soporta el cuerpo del reactor desde el exterior y evita cualquier abertura accidental del cuerpo del reactor de plástico mientras mantiene cantidades grandes de GAC y efluente líquido. El reactor se alimenta conectando las barras colectoras respectivas a los polos apropiados del rectificador (13), la barra colectoras del ánodo con el polo positivo y la barra colectoras del cátodo con el polo negativo. La potencia nominal de las conexiones eléctricas/cables que unen las barras colectoras con el rectificador debería ser tal que soporten paso de corriente alto a través de ellas.

El proceso para el tratamiento de un efluente líquido usando la unidad de CBE comprende los pasos siguientes: a) eliminar los sólidos suspendidos del efluente bruto mediante procesos de coagulación/floculación bien conocidos o micro filtración, o método de filtro de prensa o combinaciones de los mismos, b) añadir sal común al efluente en una cantidad prescrita para inducir el proceso de electro oxidación indirecta, c) alimentar el efluente bruto libre de sólidos suspendidos y que tiene una alta concentración de contaminantes orgánicos e inorgánicos en el CBE hasta que los electrodos y el lecho de carbón, d) cerrar la entrada y la salida del CBE inicialmente para comenzar un modo de funcionamiento por lotes, e) permitir que el efluente permanezca en contacto con el lecho de carbón durante algún tiempo, lo que habitualmente lleva 1 hora, f) repetir los pasos (d) y (e) hasta alcanzar la sorción por saturación, lo que puede llevar aproximadamente 4-6 veces, y el periodo de tiempo total puede ser de aproximadamente 8-10 horas, g) conectar el rectificador, y establecer el voltaje y corrientes apropiados para asegurar la electrolisis inicialmente en el modo por lotes mientras las válvulas de entrada y salida están cerradas, h) observar visiblemente la evolución del gas de las superficies de los electrodos como consecuencia de electrolisis y ajustar la corriente para aumentar la velocidad de electrolisis como pueda requerirse, i) recolectar las muestras de la última sección del CBE lejos de la válvula de entrada y evaluar las muestras de prueba para la reducción en los parámetros de contaminación, particularmente COD, BOD, TKN, etc.), j) hacer funcionar el CBE en modo por lotes hasta que se alcance una eliminación de COD satisfactoria y mayor del 60-70%, k) cambiar el reactor del modo por lotes a modo continuo, abriendo las válvulas de entrada y salida y alimentando el CBE a un caudal fijo que permita un tiempo de residencia mínimo para que el efluente reaccione en el CBE, l) hacer funcionar el CBE bajo alimentación continua del efluente pretratado a la velocidad de alimentación especificada y monitorizar para los parámetros deseados periódicamente para evaluar el rendimiento del reactor, y m) drenar el efluente tratado para tratamiento en una unidad de tratamiento biológico.

ACTIVIDADES INVENTIVAS IMPLICADAS EN LA PRESENTE INVENCION

1. El CBE está construido sobre la integración de dos funciones: i) oxidación electroquímica de agua y otros aniones (por ejemplo Cl⁻) en el ánodo para generar varios oxidantes (radicales hidroxilo, oxiclورو, etc.), y ii) adsorción de varios compuestos orgánicos en carbón activado. Proporcionar corriente eléctrica a los electrodos en el electrolizados ayuda a polarizar las partículas de carbón que luego se comportan como electrodos de 'partículas'. Debido a esto, los compuestos orgánicos adsorbidos se oxidan bajo la influencia del campo eléctrico. Por lo tanto, la regeneración de la superficie de carbón tiene lugar in situ, y en aplicación continuada de potencial a los electrodos, los procesos de tanto adsorción como electro regeneración tienen lugar simultáneamente llevando a eficiencia de tratamiento del efluente mejorada.
2. La selección del tamaño así como la disposición específica de electrodos en el reactor, por ejemplo, cátodo-ánodo-cátodo-ánodo y así sucesivamente que permite una trayectoria de flujo de canal único lo que también asegura mayor oportunidad para la molécula contaminante orgánica para su reacción en el reactor desde el momento de su entrada en el reactor hasta que deja el reactor lo que obvia la trayectoria de flujo corta directa y sin la que el dispositivo da lugar a eficiencia de tratamiento muy pobre.
3. El uso de un lecho de granulos de carbón activado con área de superficie alta en el espacio entre el ánodo de la placa de carbón y el cátodo de inoxidable cuando en el campo eléctrico generado alimentando el ánodo de la placa de carbón principal y el cátodo de acero inoxidable principal actúa como un electrodo 3-D con mayor proporción área de superficie a volumen y sobrepasa el rendimiento de los reactores basados en la configuración de placa en paralelo general desarrollados con propósito similar. Sin el lecho de carbón el sistema llevará a velocidades de reacción muy lentas, tiempos de retención hidráulica más largos, y gran número de unidades de reactor en comparación con el dispositivo según esta invención.
4. Creación de varias de tales zonas de reacción en forma de cascada en el mismo reactor de tanque usando una pluralidad de electrodos que permite el tratamiento de mayores volúmenes de efluente lo que es de lo contrario una limitación sería con los reactores basados en configuración de placa en paralelo general desarrollados con propósito similar.
5. Proporcionar tratamiento de CBE para efluente recalcitrante de fuerza alta para inducir la biodegradabilidad de los efluentes.

EJEMPLOS

Los siguientes ejemplos se dan a modo de ilustración de la presente invención y por lo tanto no debe considerarse que limitan el alcance de la presente invención. Además, debe entenderse que el CBE y el proceso de tratamiento por CBE descrito en la presente podrían extenderse a otros tipos de aguas residuales adecuadas también, en principio, particularmente si el efluente contiene contaminantes orgánicos y cloruro juntos en cantidades significativas.

Todos los ejemplos descritos a continuación se refieren a una unidad de CBE fabricada según esta invención y que tienen una longitud 1,83 m; ancho, 0,915 m; y altura 0,915 m de tamaño de reactor y volumen de tanque aproximadamente igual a 1,53 m³. Se usaron cinco números de cada uno de ánodos de carbón (0,0254 m de grosor y 0,52 m² de área geométrica) y cátodos de acero inoxidable (SS) (0,002 m de grosor y 0,52 m² de área geométrica). La altura de los electrodos se elige para que sea aproximadamente un 25% menor que la altura del reactor para permitir un tablero libre suficiente para evitar derrame durante el funcionamiento y para mantener la escoria/espuma, si se forma. La distancia centro a centro entre dos placas de ánodo o placas de cátodo puede estar en el intervalo de 0,25 m; sin embargo se prefiere una distancia más corta ya que reduce la resistencia interna y por lo tanto el requisito de voltaje. Se proporciona un tablero libre de 1/4^o de la altura del reactor para mantener líquido extra en el reactor en el caso de cualquier obstrucción al flujo libre de líquido a través del reactor. Se usa un rectificador que tiene una clasificación de diseño de salidas de corriente de 0-25V y máximo 500 A para suministrar la potencia eléctrica requerida al reactor. Se carga carbón activado granular que tiene un tamaño de partícula de 0,01 m y 500 m²/g en el espacio entre los pares de ánodos y cátodos. La cantidad de GAC requerida era aproximadamente 650 kg y el volumen del lecho de carbón era aproximadamente de 1,02 m³. El volumen del lecho de carbono puede estar en el intervalo del 80% del volumen geométrico del reactor. Esto proporciona un volumen de poro drenable igual al 30% del volumen del reactor. Este reactor tiene un 'volumen de poro drenable' (volumen de trabajo medido de aproximadamente 0,4 m³. Esto es igual al volumen del efluente que puede tratarse en el modo por lotes. Como un ejemplo, la disposición de los electrodos en el CBE se altera para comprobar su aplicabilidad para el tratamiento cuando el efluente líquido fluye en dirección vertical siguiendo una trayectoria de flujo de canal único. En esta disposición alternativa, como se describe en la Figura 3, todos los cátodos están fijados a la parte inferior del reactor mientras que los ánodos están elevados por una distancia de desplazamiento adecuada o viceversa para permitir el flujo vertical de líquido desde una sección a la siguiente sección siguiendo la trayectoria de flujo de canal único.

EJEMPLO 1

En este ejemplo el papel de la combinación del lecho de carbón y electrolisis se ilustra a modo de comparación para la eliminación de COD bajo ciertas condiciones de control, a saber, electrolisis sin lecho de carbón (6) en la Figura 1, lecho de carbón sin electrolisis (fuente de alimentación del rectificador (12) discontinuada). El efluente segregado de las industrias químicas se llena en el electrolizador del lecho de carbón, las conexiones eléctricas del electrolizador se conectaron al rectificador y el rectificador se encendió y se aplicaron 244 A. El voltaje observado fue 6,8 V. El inicio de las reacciones electrolíticas en los ánodos y cátodos podía verse visiblemente a través de generación de gas. El reactor se hizo funcionar durante 6 h con muestreos intermitentes de la salida tras cada 30 minutos. La reducción observada en COD se presenta en la Figura 4. Se descubrió que la electrolisis sin lecho de carbono resulta en <10% de reducción de COD. Además, el COD inicialmente declina rápidamente por adsorción sobre el lecho de carbón y gradualmente el lecho de carbón se satura con los orgánicos adsorbidos en ausencia de campo eléctrico aplicado. Por el contrario, se mantiene una eficiencia de eliminación de COD del 70% en relación al COD inicial por la aplicación de combinación de lecho de carbón y electrolisis según la actividad inventiva del electrolizador de lecho de carbón. Los datos indican aproximadamente un 70% de eliminación de COD durante un periodo de contacto de 4 horas en el CBE en relación al COD inicial.

EJEMPLO 2

Características fisicoquímicas de efluente bruto segregado de industrias químicas - Oxidación electroquímica del efluente diluido:

Se consideró para tratamiento en el CBE en modo por lotes efluente bruto segregado del grupo que industrias químicas que fabrican una variedad de productos químicos. Las características fisicoquímicas del efluente bruto segregado se presentan en la Tabla 1. El efluente tiene altas concentraciones de COD, TKN y TDS junto con muchos otros contaminantes. El índice de biodegradabilidad como se define por la proporción BOD:COD es bajo indicando biodegradabilidad pobre del efluente.

Tabla 1: Características fisicoquímicas principales del efluente bruto de la industria química

Sr. N°	Parámetro	Efluente
1	pH	7.9
2	Alcalinidad	1,557
3	COD	31,200
4	BOD	7,488
5	TKN	23,800
6	Amoniaco Total (NH ₃ -N)	8,260
7	Cloruros	18,410
8	Sólidos Suspendidos	2,780
9	Sólidos Disueltos Totales	1,18,880
10	Sulfatos	600
	BOD:COD	0.24

Nota: Todos los valores se dan en mg/l excepto pH y BOD: COD.

Inicialmente, se consideró efluente diluido 2 veces para el tratamiento con una concentración de COD inicial de 15660 mg/l se preparó de forma separada y se sometió a tratamiento en el CBE en modo por lotes. Se permitió primero que el lecho de carbón alcáncese la adsorción por saturación de compuestos orgánicos para tener en cuenta la eliminación de adsorción de COD. Se añadieron 2,0 kg de NaCl por m³ de efluente como una fuente para iniciar la electro oxidación indirecta. El efluente se alimentó en la unidad de CBE a través de la cámara de tampón y tras algún tiempo, salió efluente casi incoloro a través de la salida del reactor. Tras varios ciclos de llenado-reacción-extracción, el lecho de carbón alcanzó la saturación por adsorción. En esta etapa de adsorción de estado estable, la calidad del efluente en la salida y en la entrada es casi comparable. Inicialmente el reactor se hizo funcionar en el modo por lotes, apagando la bomba de entra y cerrando las válvulas de entrada y salida.

Las conexiones eléctricas del CBE se conectaron al rectificador y el rectificador se encendió y se aplicaron 244 A. El voltaje observado era de 6,8 V. El inicio de las reacciones electrolíticas en los ánodos y cátodos podía verse visiblemente a través de la generación de gas. El CBE se hizo funcionar durante 4 horas con muestreos intermitentes de la salida después de cada 30 minutos. La reducción observada en el COD se presenta en la Tabla 2. Los datos indican aproximadamente un 70% de eliminación de COD durante 4 horas de periodo de contacto en el CBE en relación al COD inicial.

Tabla 2: Reducción en COD debida a oxidación electroquímica de efluente de industria química en CBE (Modo por lotes)

Condiciones de funcionamiento: Corriente: 244 A, Voltaje: 6.8 V, Tiempo: 4 h, pH _{inicial} 8.4, pH _{final} : 8.9		
Tiempo (min)	COD	% de Reducción de COD
0	15660	-
30	7569	51.7
60	4248	72.9
90	4248	72.9
120	4794	69.4
150	4416	71.8
180	4624	70.5
210	4624	70.5
240	4690	70.1

EJEMPLO 3**Prueba por cámara para el rendimiento de CBE:**

5 En un experimento por lotes similar al descrito en el Ejemplo 2, se monitorizó la eliminación de COD en diferentes cámaras ánodo-cátodo en diferentes intervalos temporales para evaluar si la eliminación del COD era uniforme en todas las cámaras Tabla 3. Se descubrió que la eliminación de COD de todas las cámaras ánodo-cátodo era comparable, con la excepción de la primera cámara que indicó valores de COD más altos que está inmediatamente seguida a la entrada. Las eliminaciones de COD porcentuales comparables en todas las cámaras confirma que el lecho de carbón en el CBE se comporta uniformemente como un sistema de electrodos de 'partículas'.

Tabla 3: Prueba de rendimiento del CBE en modo por lotes - por cámara

Condiciones de funcionamiento: Corriente: 244 A, Voltaje: 6.8 V, Tiempo: 4h, pH_{inicial}: 8.4			
	(COD)_{1h}	(COD)_{2h}	(COD)_{3h}
Inicial	15660	15660	15660
Cámara 1	6500	7506	7250
2	6250	7006	6500
3	6250	6750	6500
4	6750	6750	6500
5	6750	6500	6500
6	6750	6500	6500
7	6750	6250	6250
8	6750	6500	6250
9	6750	5750	6250
COD medio	6610	6612	6500
% de eliminación de COD	57.7	57.7	58.5

EJEMPLO 4**Eliminación de COD en CBE que tiene flujo vertical de líquido de sección a sección:**

45 Este ejemplo ilustra la aplicabilidad de CBE que tiene disposición alternativa de electrodos para facilitar el flujo vertical de efluente líquido de sección a sección según la descripción en la Figura 3. Las aguas residuales segregadas de un grupo de industrias químicas con una concentración de COD inicial de 21300 mg/l se trató en CBE que tiene flujo vertical de líquido de sección a sección en modo por lotes. Las conexiones eléctricas del CBE se conectaron al rectificador y el rectificador se encendió y se aplicaron aproximadamente 600 A. El voltaje observado fue de 6,0 V. El reactor se hizo funcionar durante 8 horas con muestreos intermitentes de la salida después de cada 24 horas. La reducción observada en el COD se presenta en la Tabla 4. Los datos indican que aproximadamente el 52% del COD puede eliminarse durante el periodo de contacto de 8 horas.

Tabla 4: Oxidación electroquímica del efluente de la industria química en el CBE (modo de flujo vertical, operación por lotes)

Condiciones de funcionamiento: Corriente: 600A, Voltaje: 6.0 V, NaCl: 2.0 kg/m³, Volumen de aguas residuales: 0.4 m³		
Tiempo (hrs)	COD (mg/l)	% de Reducción
Inicial	21300	-
2	17200	19.2
4	10180	52.2

EJEMPLO 5**Eliminación simultánea de COD y Nitrógeno Total Kjeldahl (TKN) del efluente durante el tratamiento en CBE:**

5 Se trataron aguas residuales segregadas de un grupo de industrias químicas con una concentración de COD inicial de 16500 mg/l en el CBE en modo por lotes. Las conexiones eléctricas del CBE se conectaron al rectificador y el rectificador se encendió y se aplicaron aproximadamente 244 A. El voltaje observado fue de 6,4 V. El reactor se hizo funcionar durante 4 horas con muestreos intermitentes de la salida después de cada 30 minutos. La reducción observada en COD y TKN se presenta en la Tabla 5. Los datos indican que se puede eliminar aproximadamente el 61% de COD y el 50% de TKN durante el periodo de contacto de 4 horas en el CBE en relación a las concentraciones de COD y TKN iniciales.

Tabla 5: Reducción en COD y TKN durante la oxidación electroquímica del efluente de la industria química en el CBE (modo por lotes)

Condiciones de funcionamiento: Corriente: 244A, Voltaje: 6.4 V, NaCl: 2.0 kg/m ³ , Volumen de aguas residuales: 0.4 m ³					
Sr. No.	Tiempo (min)	COD (mg/l)	% de Reducción de COD	TKN (mg/l)	% de Reducción de TKN
1	0	16500	-	8745	-
2	30	9222	44.1	3780	56.8
3	60	6552	60.3	4340	50.4
4	90	6310	61.8	4340	50.4
5	120	6310	61.8	4340	50.4
6	150	6310	61.8	3780	56.8
7	180	6310	61.8	4480	48.8
8	210	6554	60.3	4340	50.4
9	240	6310	61.8	4060	53.6

EJEMPLO 6**Demostración de la unidad de CBE en modo de funcionamiento continuo:**

40 El CBE proporciona rendimiento satisfactorio en tiempos de retención hidráulica (HRT) de 2 horas. Los tiempos de retención más bajos implican menor eficiencia de eliminación de contaminantes y consumo de potencia eléctrica más baja. HRT más altos significa mayor eliminación de contaminantes pero a consumo de potencia eléctrica más alto.

45 En este ejemplo, el CBE se hizo funcionar en modo continuo a un caudal de 0,23m³/h a 245 A y 6,8 V. Este caudal proporcionó aproximadamente 2 horas de HRT. Los datos de eliminación de COD y TKN se presentan en la Tabla 6. La eficiencia de eliminación de COD era del 57,9%, mientras que el TKN también se redujo durante 2 horas. La reducción de COD es comparable con muchos volúmenes de lecho nuevo de efluente compuesto. Cuando el caudal se redujo a la mitad a 0,10 m³/h lo que da 4 horas de tiempo de retención hidráulica, la eficiencia de eliminación de COD fue del 70% y también se eliminó un 42% de TKN. Cuando el caudal se aumentó a 0,36 m³/h lo que da un tiempo de retención hidráulica de 1 hora, la eficiencia de eliminación de COD fue del 48% y también se eliminó un 28% de TKN durante 2 horas. A caudal mucho más alto (0,54 m³/h, 40 minutos de HRT) la reducción de COD fue menor (23,8%) a 200A (7,2 V).

Tabla 6. Electro oxidación de efluente de industria química en CBE (Continuo)

Condiciones de Funcionamiento: Corriente: 245A, Voltaje: 6.8 V , NaCl: 2 kg/m ³ , HRT: 2 h Caudal: 0.20 m ³ /h					
Sr. N°	Tiempo (min)	COD (mg/l)	% de Reducción de COD	TKN (mg/l)	% de Reducción de TKN
1	0	18445	-	9513	-
2	60	7766	57.9	6020	36.7
3	120	7766	57.9	6300	33.8
4	180	8251	55.3	5040	47.0
5	240	8009	56.6	5989	37.0
6	300	8733	52.7	5460	42.6

También se evaluó el rendimiento del CBE respecto a cambios en la corriente aplicada. La eficiencia de eliminación de COD fue del 60,0% a 245 A (1 hora de HRT); 50,0% a 400 A /! hora de HRT); y 39,0% a 100 A (1 hora de HRT). Por lo tanto la aplicación de 245 A da la eliminación de COD óptima. Sin embargo, mantener el HRT (por ejemplo, 2 horas, 0,20 m³/h) da lugar a mejor eliminación de TKN. La concentración inicial de COD en la alimentación puede esperarse que afecte al rendimiento del CBE. En estos experimentos, las eliminaciones de COD porcentuales son: 30,0% (200 A, 2 horas de HRT, COD Inicial = 5500 mg/l); 60,0% (245 A, 2 horas de HRT, COD Inicial = 16500 mg/l); y 48% (245 A, 2 horas de HRT, COD Inicial = 25000 mg/l). La unidad de CBE puede tolerar concentraciones de COD iniciales más altas, por ejemplo, 25.000 mg/l.

EJEMPLO 7**Electro oxidación del efluente en el CBE tras pretratamiento de coagulación:**

Generalmente el efluente debería estar libre de sólidos suspendidos preferiblemente o reducirlos sustancialmente antes de alimentar al CBE. Existen varias opciones para reducir la concentración de sólidos suspendidos, a saber, procesos de coagulación/floculación, coagulación en tubo, micro filtración, y filtro de prensa. En este ejemplo se trató inicialmente el efluente inicial que tenía un COD inicial de 312000 mg/l con coagulante FeCl₃ y luego se sometió al sobrenadante de este proceso a electro oxidación en el CBE. Se tomó un metro cúbico del efluente bruto y se realizó el tratamiento de coagulación con cal (20 l de 0,5 g de cal/l), 40% de FeCl₃ (51) y 500 ml de polielectrolito (0,2%) bajo mezclado mecánico. El tratamiento de coagulación redujo el COD inicial en un 16% mientras que la concentración de sólidos suspendidos se redujo a aproximadamente 50 mg/l desde 2200 mg/l. Este efluente pre-tratado se alimentó en el CBE para tratamiento adicional a Corriente: 200A, Voltaje: 6,2 V, NaCl: 2 kg/m³, HRT: 1 hora. Caudal: 0,36 m³/h. La oxidación electroquímica redujo el COD a 11355 mg/l que asciende a un 50,0% de eficiencia de eliminación mostrada en la Tabla 7 en 4 horas, simultáneamente también se redujo el TKN el 36,6% durante 1 hora. El análisis detallado de varios parámetros de efluentes de tratamiento con coagulación, y coagulación + electro oxidación se comparan en la Tabla 8. Los resultados sugieren una eliminación de COD total del 78% y eliminación de TKN del 30% en comparación con sus concentraciones en el efluente bruto. Las eliminaciones de COD y TKN acompañan también una reducción del BOD del 41,8%, mientras que la proporción BOD/COD aumentó de 0,24 a 0,63. Estos datos sugieren que la electro oxidación de los efluentes de la industria química en el CBE lleva a un aumento significativo en la biodegradabilidad.

Tabla 7: Oxidación electroquímica de muestra de efluente coagulada en CBE (Continuo)

Condiciones de Funcionamiento: Corriente: 200A, Voltaje: 6.2 V, NaCl: 2 kg/m ³ , HRT: 1 h, Caudal: 0.36 m ³ /h					
Sr. N°	Tiempo (min)	COD (mg/l)	% de Reducción de COD	TKN (mg/l)	% de Reducción de TKN
1	Efluente bruto	31200	-	9700	
2	Tras Coagulación	26000	16.0	9300	4.1
3	60	14500	36.9	5893	36.6
4	120	12750	44.5	6160	33.8
5	180	12107	47.4	6500	30.1
6	240	11355	50.6	6200	33.3

(Cal 0,5 g/l), FeCl₃ (40%) 5 l, electrolito 500 ml (0,2%) para el 1000 de aguas residuales).

Tabla 8: Características fisicoquímicas principales de efluente tratado tras coagulación y electro oxidación

Sr. N°	Parámetro	Efluente Bruto	Tras Coagulación*	Tras Electro oxidación**
1	pH	7.9	8.1	7.8
2	Alcalinidad	1,557	3,600	16,380
3	COD	31,200	26,000	6,900
4	BOD	7,488	6100	4,357
5	TKN	23,800	23,550	16,380
6	Amoniaco Total (NH ₃ - N)	8,260	525	1,020
7	Cloruros	18,410	16,600	10,810
8	Sólidos Suspendidos	2,780	24	10
9	Sólidos disueltos totales	1,18,880	1,12,000	49,306
10	Sulfatos	600	400	184
11	BOD:COD	0.24	0.23	0.63

Nota: Todos los valores se dan en mg/l excepto pH.
 * Se tomo el 1000 l de efluente bruto y la coagulación se realizó con cal (20 l of 0.5 g cal/l), 5 l de 40% FeCl₃ y 500 ml de 0.2% polielectrolito).
 ** HRT-2 h; corriente aplicada 200 A, Voltaje 6.2 V

EJEMPLO 8

Estabilización del rendimiento del CBE:

El rendimiento del CBE se monitorizó en términos de eliminación de COD porcentual y proporción de BOD/COD del efluente electro oxidado como una función de los volúmenes de lecho tratados bajo las condiciones optimizadas (200A, 2 horas de HRT, Figura 5). La estabilización del rendimiento del CBE con respecto a la reducción de COD se representa en la Figura 5A considerando el número de volúmenes de lecho del efluente tratado en el reactor. La eliminación de COD porcentual promedia el 62% según lo examinado en 30 volúmenes de lecho tratados. La proporción de BOD/COD del efluente tratado también aumentó y se estabilizó bastante a un valor medio de 0,56 como se representa en la Figura 5B.

EJEMPLO 9

CBE como unidad de pre-tratamiento en una planta de tratamiento de efluente a escala completa:

Este ejemplo ilustra la utilidad del CBE hecho funcionar en serie en dos etapas en una opción de tratamiento a escala completa considerando que el volumen del efluente compuesto es 400 m³/d. Según los esquemas mostrados en la Figura 6, Coagulación + Electro oxidación (Etapa I) + Electro oxidación (etapa II) + Bio oxidación ilustra la opción de tratamiento. La incorporación de dos unidades de CBE tras el tratamiento fisicoquímico y antes de la unidad de bio-oxidación asegura una reducción del COD del 70% bajo las condiciones especificadas (2 horas, HRT, 200 A). La proporción de BOD/COD del efluente electro oxidado (0,56) es significativamente alta en comparación con 0,22 del efluente alimentado haciendo el efluente apto para la bio oxidación.

Alrededor de 200 m³/d de aguas residuales y 1500 m³/d de corriente de COD baja (2000 mg/l) siendo tratados actualmente en un CETP funcional existente están disponibles para la dilución del efluente electro oxidado para tratamiento adicional combinado en el proceso de bio-oxidación. Como se espera que el efluente electro oxidado reciba dilución con corrientes de COD bajas identificadas, será posible lograr reducción de COD mayor en el proceso de bio-oxidación. Considerando el tratamiento combinado de efluente electro oxidado, la corriente de COD baja y las aguas residuales domésticas es alcanzable una eliminación de COD del 80% del efluente recalcitrante de las industrias químicas. Las ventajas de la invención divulgada se alcanzan por lo tanto de una manera económica, práctica y fácil. Aunque se han mostrado y descrito aspectos preferidos y configuraciones ejemplares, debe entenderse que varias modificaciones adicionales y configuraciones adicionales serán aparentes a los expertos en la técnica. Se pretende que las realizaciones y configuraciones específicas divulgadas en la presente sean ilustrativas de la naturaleza preferida y mejor modo de poner en práctica la invención, y no deben interpretarse

como limitaciones en el alcance de la invención.

VENTAJAS

5 Las ventajas principales del electrolizador de lecho de carbón para el tratamiento de efluente líquido según la presente invención son:

- 1) El uso preferido del CBE es para degradar contaminantes orgánicos e inducir la biodegradación en efluentes recalcitrantes.
- 10 2) El CBE es aplicable a efluentes que tienen concentraciones altas de compuestos orgánicos.
- 3) El CBE es adecuado para controlar la concentración de contaminantes orgánicos en efluentes industriales.
- 4) La reacción de electro oxidación de contaminantes orgánicos en efluentes se establece fácilmente en las superficies del electrodo polarizadas en el CBE.
- 15 5) Adicionalmente a los electrodos de placa paralelos, el uso de lecho de carbón de área de superficie alta como en el CBE lleva a proceso de intensificación ya que permite una mayor adsorción de contaminantes orgánicos.
- 6) En el presente aparato los agentes oxidantes generados in situ en el CBE son potentes y descomponen compuestos orgánicos complejos que tienen enlaces C - C, C - S, C - N, C - X (X = halógeno) y C - O saturados así como insaturados en fragmentos moleculares.
- 20 7) El proceso de electro oxidación del CBE mineraliza una parte de los contaminantes orgánicos en sus subproductos inorgánicos, a saber, CO₂, SO₄²⁻, NO₃⁻ etc. Los otros usos incluyen: síntesis electroquímica, recuperación de metales, y pre- y post- tratamientos para efluentes.
- 8) El proceso de electro oxidación del CBE lleva a la eliminación de carbón orgánico y nitrógeno simultáneamente y aumenta potencialmente la biodegradación del efluente tratado.
- 25 9) El CBE es modular y puede usarse en pluralidad, ya sea en serie o en paralelo, y puede incluirse en cualquier esquema de tratamiento funcional para lograr una mayor eficacia del tratamiento.
- 10) El proceso de electro oxidación del CBE implica la oxidación de compuestos orgánicos adsorbidos en la superficie del electrodo u oxidantes producidos en la superficie del electrodo difundirse en la masa del efluente y atacar los compuestos orgánicos.
- 30 11) La única característica del CBE es la regeneración in-situ del lecho de carbón. Como los compuestos orgánicos adsorbidos están expuestos continuamente a ambiente de oxidación fuerte alrededor de la superficie del electrodo incluyendo la superficie del electrodo de partículas, el lecho de carbón se regenera bajo las condiciones de funcionamiento. Por lo tanto, el lecho de carbón en el reactor puede ofrecer usabilidad más larga y raramente puede requerir reemplazo.
- 35 12) En el proceso de electro oxidación del CBE, la velocidad de agotamiento de los ánodos/cátodos se muy lenta y por lo tanto no requerirá su reemplazo frecuente.
- 13) El proceso de CBE no utiliza reactivos peligrosos y la generación de lodo es casi insignificante.
- 14) El consumo de energía eléctrica por el CBE depende de la concentración de COD de alimentación y el COD objetivo en el efluente tratado. El proceso puede controlarse ajustando la corriente de alimentación a un valor deseado.
- 40 15) El proceso de CBE es respetuoso con el medio ambiente ya que tiene lugar a temperatura ambiente y a presión atmosférica y es seguro de operar.
- 16) El proceso del CBE es rentable para el tratamiento de efluentes recalcitrantes en comparación con los tratamientos térmicos predominantes, a saber, incineración y evaporación.

45

50

55

60

65

Reivindicaciones

1. Una unidad de electrolizador de lecho de carbón (CBE) para el tratamiento de efluente líquido que comprende:

- 5 un reactor (1) hecho de hormigón de cemento armado (RCC), plástico reforzado con fibras (FRP), o polipropileno o combinaciones de los mismos que tiene válvulas de entrada (7) y de salida (10), la válvula de salida (10) llevando el efluente tratado desde el mencionado reactor (1), una cámara de tampón (8) para mantener el efluente líquido que adopta una trayectoria de flujo de canal único a través de una válvula de entrada (9) dentro de la mencionada cámara de tampón,
- 10 un conjunto de placas de ánodo de carbón (2) que están fijadas en un lado del mencionado reactor y un conjunto de placas de cátodo de acero inoxidable (3) que están fijadas en el lado opuesto del mencionado reactor; en donde los mencionados electrodos de ánodo y cátodo están hechos de una anchura más corta que la anchura del mencionado reactor y están colocados verticalmente en el reactor y paralelos entre sí en una disposición alterna tipo cátodo-ánodo-cátodo-ánodo.
- 15 todas las placas de ánodo fijadas en un lado del cuerpo del reactor a distancias especificadas paralelas entre sí, con distancia centro a centro en el intervalo de 0,25 - 0,35 m y todas las placas de cátodo están fijadas en el lado opuesto del reactor a una distancia centro a centro inter-cátodos de 0,25 - 0,35 m que permite la trayectoria de flujo de canal único para efluente líquido, todos los cátodos están fijados a la parte inferior del reactor mientras que los ánodos pueden levantarse por una distancia de desplazamiento en el intervalo de 0,05 a 0,1 m (2 a 4 pulgadas) o viceversa en una disposición de electrodos alternativa para permitir el modo vertical del flujo de canal único del efluente líquido desde una sección a la sección siguiente hasta que el efluente tratado fluya a través de la salida, la altura de los electrodos se ajusta de tal manera que esté en el intervalo del 25-35% menos que la altura del reactor permitiendo de este modo el tablero libre que permite mantener cualquier escoria o espuma que se pueda formar durante el funcionamiento y evitar así el rebose y derrame del efluente,
- 20 se usan barras colectoras, hechas de aluminio o cobre o una combinación de los mismos, para conectar todos los ánodos o cátodos de manera separada, y conectadas a polos positivo (ánodo) y negativo (cátodo) de un rectificador eléctrico,
- 25 un carbón activado granular (GAC) (4) con área de superficie grande estando provisto en el espacio entre cada par de dichos electrodos para formar un lecho de carbón fijo en cada compartimento para la adsorción así como electrodos de partículas, una apertura larga cubierta a prueba de fugas (11) en la parte inferior a lo largo de la longitud del reactor para eliminar convenientemente el carbón gastado,
- 30 una estructura soldada (12) de hierro galvanizado (GI).
- 35
2. La unidad de CBE como se reivindica en la reivindicación 1, en donde el lecho de carbón activado granular (GAC) se regenera in situ continuamente y permite el uso prolongado de carbón sin tener que regenerarse externamente.
- 40
3. La unidad de CBE como se reivindica en la reivindicación 1, que reduce eficazmente la Demanda Química de Oxígeno (COD), la Demanda Bioquímica de Oxígeno (BOD), el Nitrógeno total Kjeldahl (TKN), amoniaco, incluyendo los constituyentes orgánicos.
- 45
4. La unidad de CBE como se reivindica en la reivindicación 1, en donde la corriente aplicada varía a medida que el consumo de potencia eléctrica se ajusta dependiendo del área de superficie del electrodo, la distancia de separación ánodo-cátodo, la conductividad eléctrica de las partículas de carbón activado granular (GAC), conductividad eléctrica del efluente y concentraciones inicial y objetivo de los parámetros de contaminación.
- 50
5. La unidad de CBE como se reivindica en la reivindicación 1, en donde el tablero libre, $1/4^\circ$ a $1/3^\circ$ de la altura del reactor, se proporciona para mantener líquido extra en el reactor en caso de cualquier obstrucción del flujo libre de líquido a través del reactor debido a la presión de retorno que puede tener lugar si el efluente de alimentación no está adecuadamente libre de sólidos suspendidos y cuando los espacios vacíos en el lecho de carbón se bloquean por sólidos suspendidos.
- 55
6. La unidad de CBE como se reivindica en la reivindicación 1, en donde el tamaño de partícula del carbón activado granular (GAC) es por lo menos el 60-80% del volumen geométrico del reactor; el intervalo de tamaño de partícula preferido está en el intervalo de 2-10 mm, y el área de superficie tan grande como sea posible y preferiblemente por lo menos 500 m²/g.
- 60
7. La unidad de CBE como se reivindica en la reivindicación 1, en donde el lecho de carbón activado granular (GAC) ofrece un volumen de efluente líquido efectivo que es equivalente al volumen de poro drenable, que es aproximadamente el 25-30% del volumen del reactor.
- 65
8. La unidad de CBE como se reivindica en la reivindicación 1, en donde la unidad se ensambla en pluralidad en serie para lograr un grado mayor deseado de tratamiento o en paralelo para lograr mayor velocidad volumétrica de tratamiento cuando se incluye en cualquier esquema de tratamiento funcional de efluentes para proporcionar mayor

eficiencia de tratamiento a través de un planta de tratamiento biológico funcional.

9. Un proceso para la preparación de efluente líquido usando la unidad de CBE como se reivindica en la reivindicación 1, que comprende los pasos siguientes de:

- 5 a. eliminar los sólidos suspendidos del efluente bruto mediante procesos de coagulación/floculación conocidos o micro filtración, o método de filtro de prensa o combinaciones de los mismos;
- b. añadir 2,0-4,0 kg de NaCl por metro cúbico de efluente alimentado para inducir el proceso de electro oxidación indirecta;
- 10 c. alimentar el efluente bruto libre de sólidos suspendidos y que tiene una alta concentración de contaminantes orgánicos e inorgánicos en el electrolizador de lecho de carbón hasta que se sumerjan los electrodos y el lecho de carbón;
- d. cerrar la entrada y la salida de la unidad para comenzar un modo de funcionamiento por lotes;
- e. permitir que el efluente del paso (c) permanezca en contacto con el lecho de carbón durante 1-2 horas;
- 15 f. repetir los pasos (c) a (e) para alcanzar la sorción por saturación;
- g. conectar el rectificador, y establecer 6,0-7,0 V y 200-250 A para asegurar la electrolisis inicialmente en un modo por lotes mientras las válvulas de entrada y salida están cerradas;
- h. observar visiblemente la evolución del gas de las superficies de los electrodos como consecuencia de la electrolisis y ajustar la corriente para aumentar la velocidad de electrolisis
- 20 i. recolectar las muestras de la última sección del electrolizador lejos de la válvula de entrada y evaluar las muestras de prueba para la reducción en los parámetros de contaminación, particularmente Demanda Química de Oxígeno (COD), Nitrógeno total Kjeldahl (TKN) y Demanda Bioquímica de Oxígeno (BOD)
- j. hacer funcionar el electrolizador en modo por lotes hasta que se alcance una eliminación de COD mayor del 60-70%;
- 25 k. cambiar el reactor del modo por lotes a modo continuo, abriendo las válvulas de entrada y salida y alimentando el electrolizador a un caudal fijo que permita el tiempo de residencia mínimo para que el efluente reaccione en el electrolizador;
- l. hacer funcionar el electrolizador bajo alimentación continua del efluente pre-tratado a la velocidad de alimentación especificada y monitorizar los parámetros deseados periódicamente para evaluar el rendimiento del reactor;
- 30 m. drenar el efluente tratado para tratamiento adicional en una unidad de tratamiento biológico para obtener el efluente tratado deseado.

35 **10.** El proceso del CBE como se reivindica en la reivindicación 9, en donde el paso (f) sorción por saturación se alcanza por 4-6 repeticiones de los pasos (c) a (e) y el periodo de tiempo requerido total está en el intervalo de 8-10 horas.

40 **11.** El proceso del CBE como se reivindica en la reivindicación 9, en donde el efluente de alimentación se pre-trata para eliminar sólidos suspendidos sustancialmente para un valor final de <50 mg/l, que también elimina preferiblemente >10% del COD simultáneamente mediante cualquiera de los procesos conocidos de coagulación-floculación, micro filtración, sedimentador de tubos, o filtro de prensa o combinaciones de los mismos.

45 **12.** El proceso del CBE como se reivindica en la reivindicación 9, en donde el tiempo de retención hidráulico se proporciona en un intervalo de 1-4 horas, para el tratamiento efectivo de efluentes ajustando la velocidad de alimentación del efluente en el electrolizador.

50

55

60

65

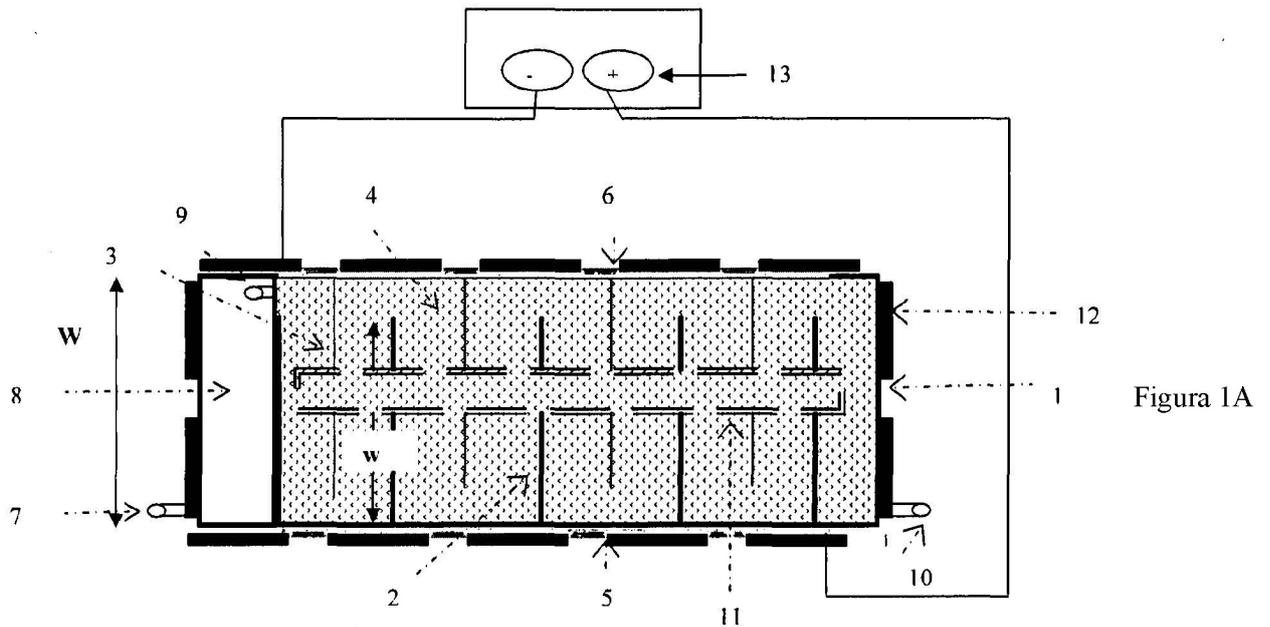


Figura 1A

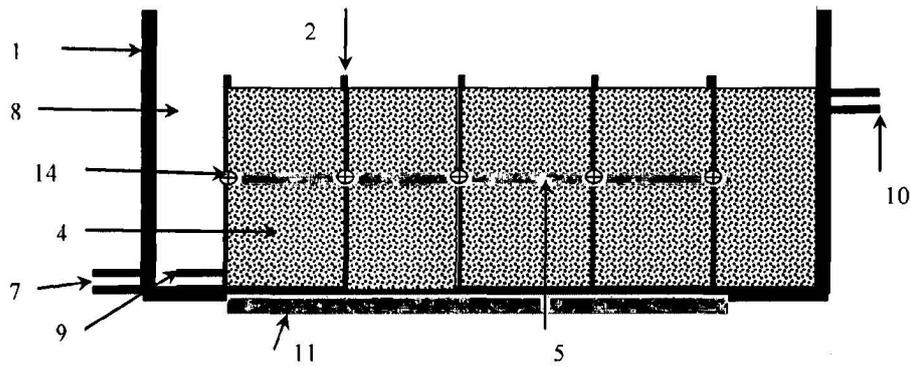


Figura 1B

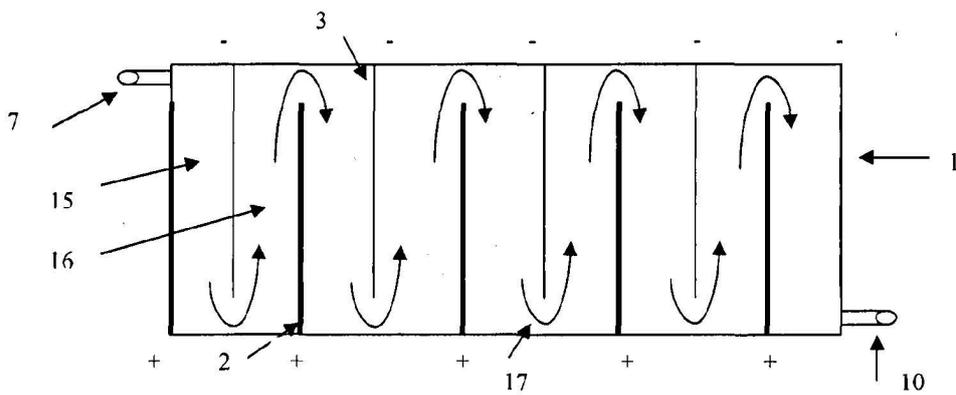


Figura 1C

Figura 1

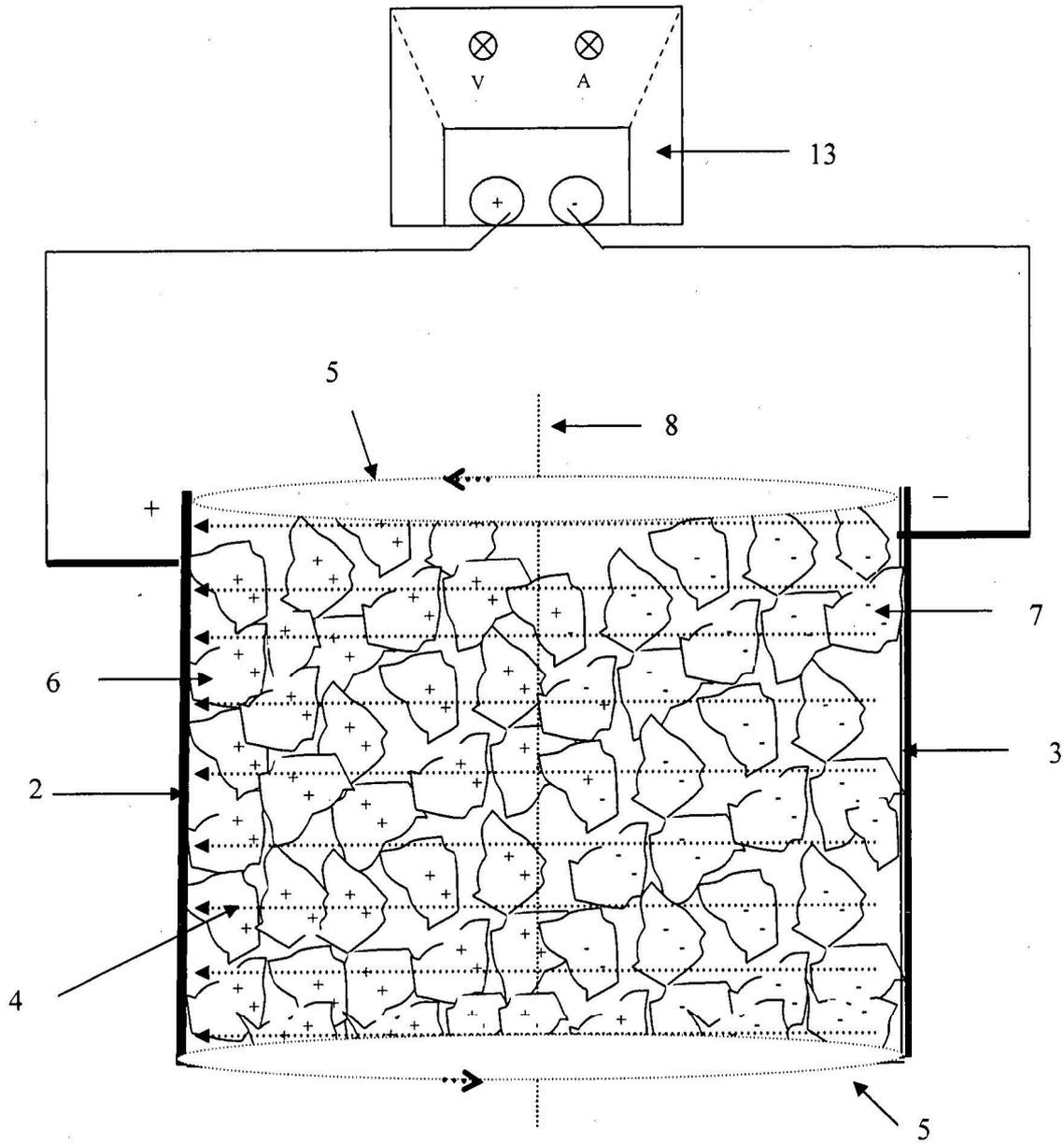


Figura 2

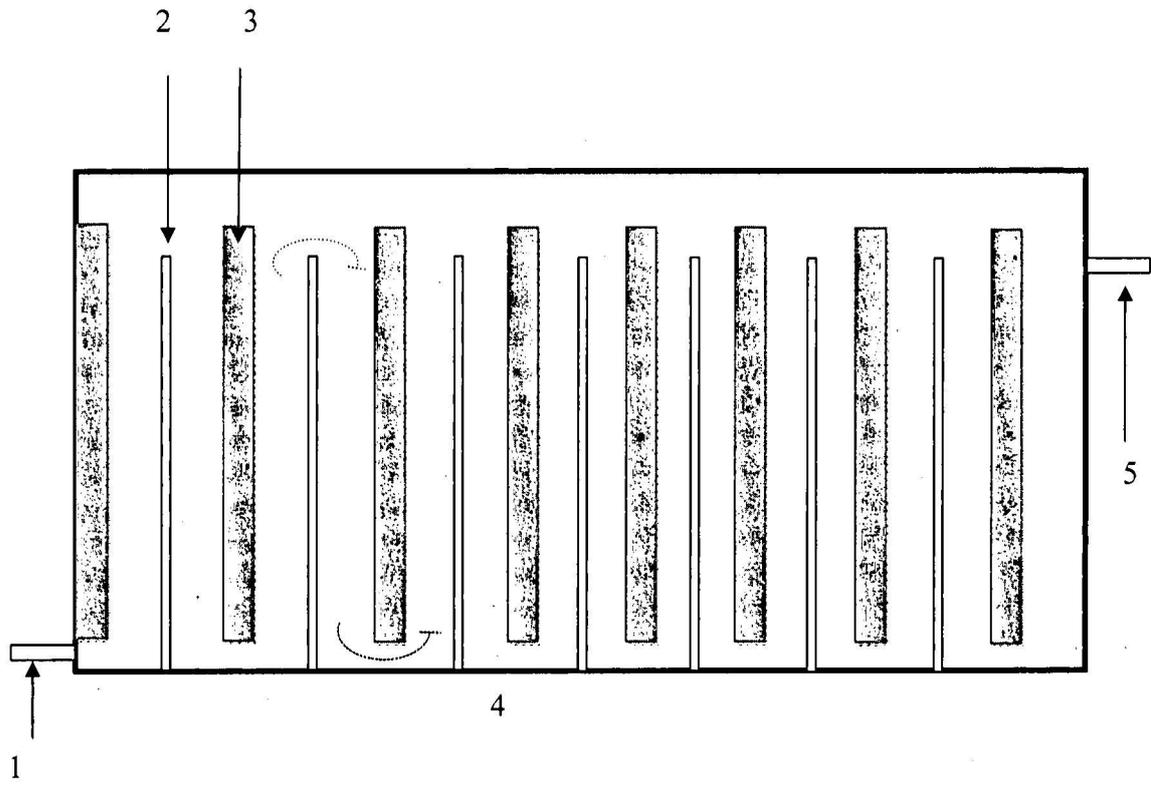


Figura 3

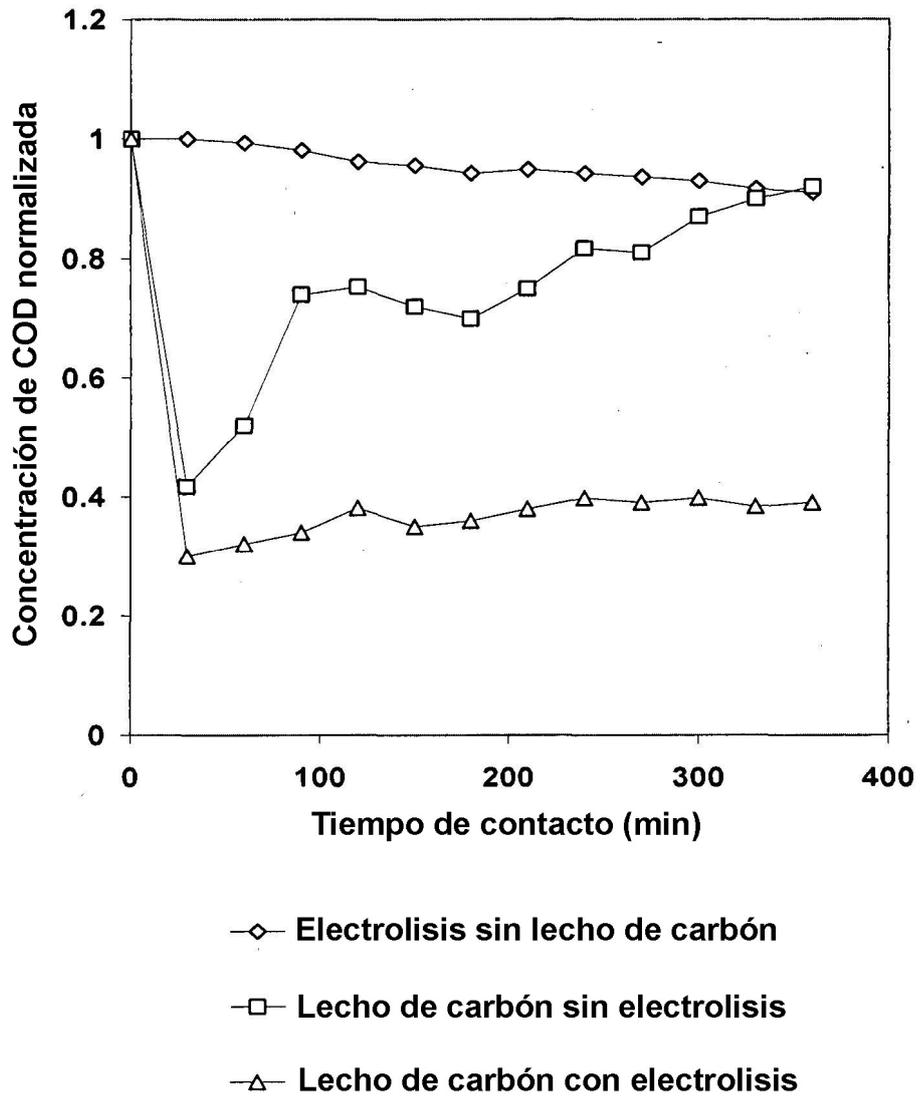


Figura 4

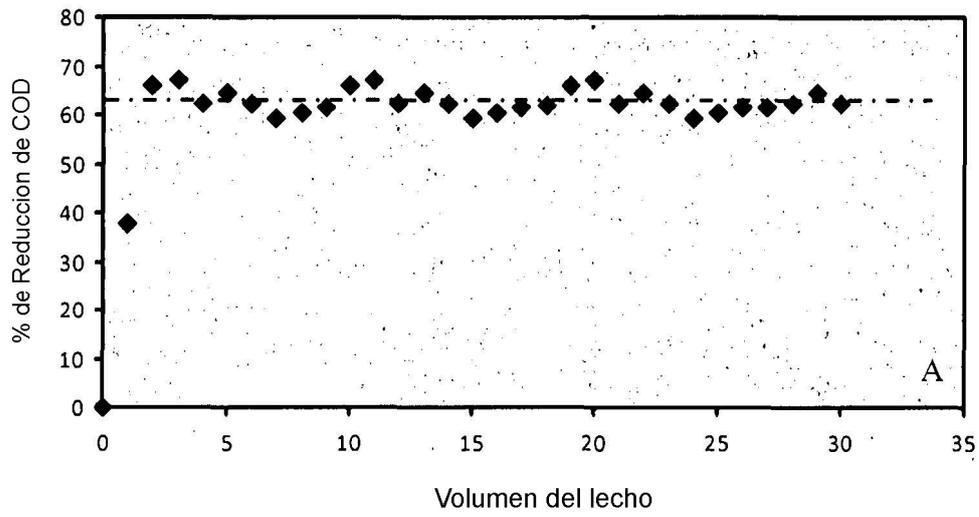


Figura 5A

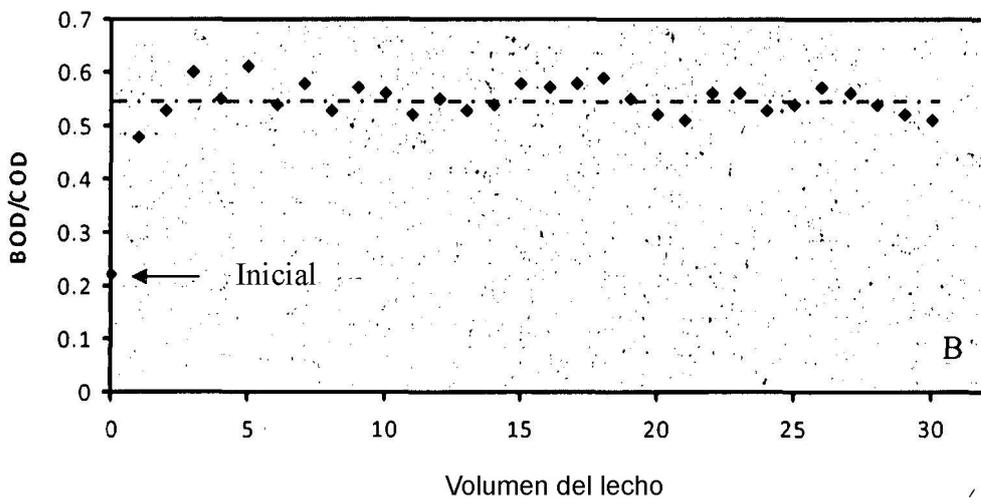


Figura 5B

Figura 5

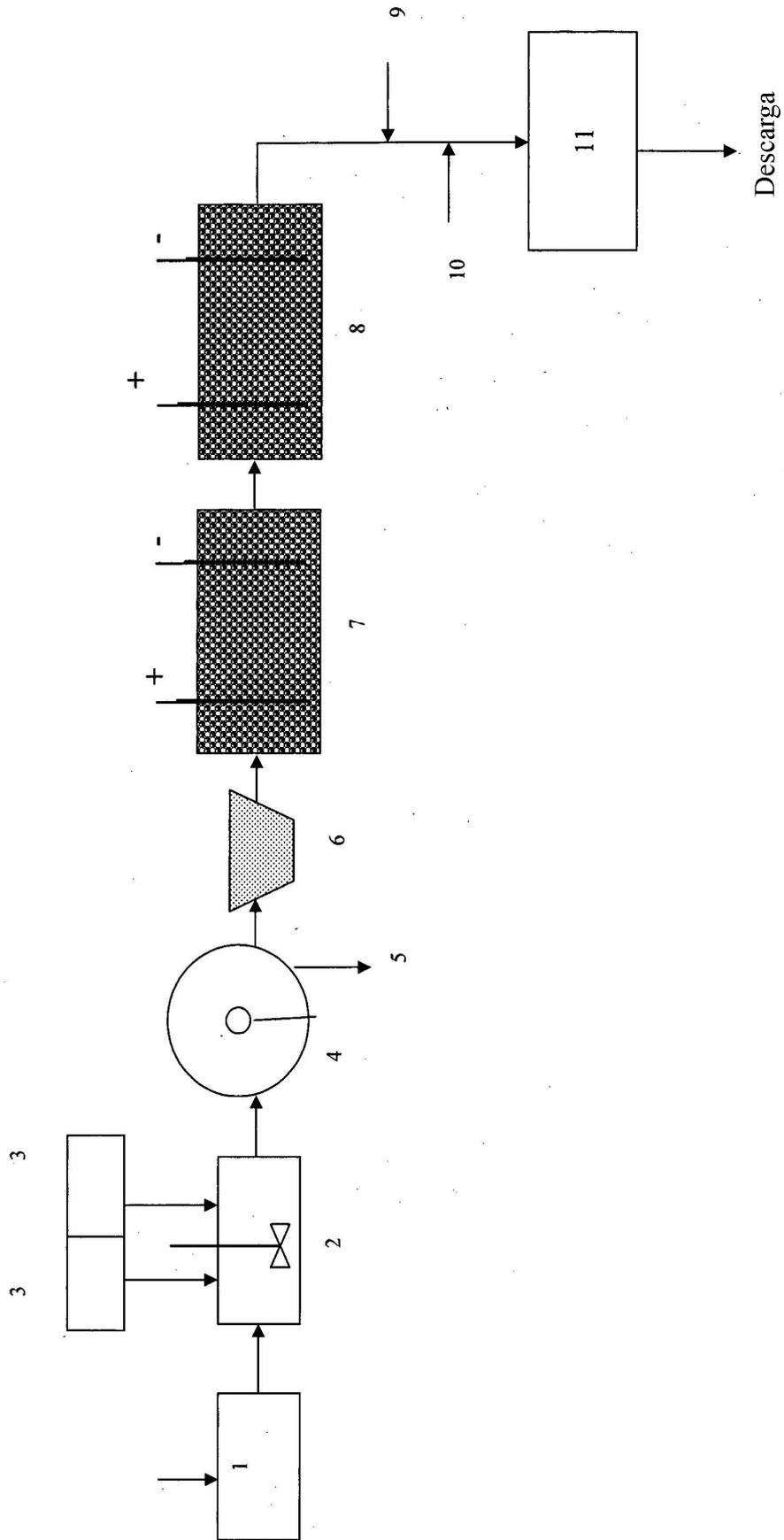


Figura 6