

F.C. 47-II-75



409647

P - 52.690
L-7979-Z-3 Div.

Memoria descriptiva

Int. Cl. ² <u>C02C</u>

para solicitar PATENTE DE INVENCION por 20 años

a nombre de UNION CARBIDE CORPORATION

entidad norteamericana

con domicilio en 270 Park Avenue, Nueva York, N.Y.,
Estados Unidos de América.

por: "APARATO PARA LA OXIGENACION DE AGUA QUE CONTIENE
MATERIAL BIOQUIMICAMENTE OXIDABLE"
(Clase Internacional C02c)

409647



Esta invención se refiere a un aparato para tratar bioquímicamente agua que contiene material bioquímicamente oxidable (BOD) por oxigenación. El agua que contiene BOD puede ser, por ejemplo, agua de alcantarillado de poblaciones, agua con productos químicos residuales de instalaciones petroquímicas o fábricas de papel, o un líquido de fermentación.

Con pocas excepciones, los métodos de oxidación biológicos han empleado aire como fuente de oxígeno. La gran cantidad de aire requerida para suministrar oxígeno se debe primordialmente a la dilución 4:1 con nitrógeno, y típicamente sólo se absorbe el 5-10% del oxígeno debido a la baja eficiencia de transferencia de masa de oxígeno del método. Sin embargo, el aire era "gratuito", y la gran cantidad de energía suministrada al aire era normalmente suficiente para mezclar y suspender los sólidos bacterianos (masa biológica activa) en el líquido.

El empleo directo de oxígeno en vez de aire en el tratamiento de aguas residuales de poblaciones y de industrias químicas se ha considerado desde hace muchos años debido a sus ventajas potenciales en lo que respecta a reducir la cantidad de gas requerida. Además, se ha especulado que la velocidad y el grado de acabamiento de tales reacciones bioquímicas se ven reducidos por los bajos niveles de oxígeno disuelto (DO). Debido al coste adicional del oxígeno



no, éste debe utilizarse parcamente y de manera efectiva. Esto requiere una pequeña relación volumétrica de gas a líquido en comparación con la aireación con aire. Asimismo, la presión parcial de oxígeno en el gas de aireación ha de mantenerse en un alto nivel para conseguir economías en el coste y en la operación del equipo de aireación mientras que se obtienen todavía altos niveles de disolución de oxígeno. La técnica anterior no ha descubierto un método que mantenga una alta presión parcial de oxígeno en la aireación al propio tiempo que utilice un alto porcentaje del oxígeno contenido en el gas valioso. Las técnicas convencionales de aireación con aire no satisfacen estos requisitos.

Otras técnicas convencionales de contacto gas-líquido tales como columnas de relleno o del tipo de platos, columnas de riego, o columnas gas-líquido agitadas que se emplean comúnmente en los procedimientos químicos no se adaptan bien para este propósito particular. Aunque estos sistemas pueden diseñarse de tal manera que se consiga un alto porcentaje de absorción de oxígeno, no se adaptan fácilmente a la manipulación de suspensiones mixtas líquido-sólido tales como las que se encuentran en el procedimiento de lodo activado para el tratamiento de aguas residuales. Ni tampoco son adecuados los sistemas convencionales para poner en contacto grandes volúmenes de líquido y pe-

409647



queños volúmenes de gas con altos niveles de disolución y con bajo consumo de energía.

La consecución de un gran aprovechamiento del oxígeno y de una alta presión parcial de oxígeno en la oxidación biológica se vé complicada ulteriormente por el desprendimiento de gases diluyentes a partir del líquido mezclado que se somete a la aireación. Usualmente, el agua que contiene BOD que constituye la alimentación al procedimiento está saturada de nitrógeno con respecto al aire. Si bien la transferencia de masa de nitrógeno no es un factor importante cuando se emplea la aireación con aire, se convierte en un factor de gran importancia cuando el contenido de nitrógeno del gas de aireación se reduce y el volumen del gas de aireación se hace pequeño. Esto es debido a que el nitrógeno disuelto se desprenderá del líquido al gas y reducirá la presión parcial de oxígeno en el gas. Otros gases desprendidos del líquido que son inertes con respecto a la reacción bioquímica tendrán un efecto similar, p.ej., argón y humedad. El dióxido de carbono, que es un producto de la oxidación, se desprenderá también en cantidad importante y reducirá más aún la presión parcial de oxígeno.

Si se utiliza eficazmente un gas de aireación enriquecido en oxígeno, entonces, su volumen con relación al aire será muy bajo, p.ej., 1/90. Si bien esto ofrece oportunidades para ahorros en el coste de compresión del gas,



agrava los problemas de mezclado del líquido y de la dilución del oxígeno con impurezas. El aporte de energía total a la pequeña cantidad de gas para el propósito de la disolución del oxígeno puede ser ahora mucho menor que el requerido para suspender y mezclar los sólidos con el líquido. Los gases inertes desprendidos del líquido reducirán también la presión parcial de oxígeno en un grado mayor a medida que se reduce la cantidad del gas de aireación.

Es un objeto de esta invención proporcionar un sistema mejorado para tratar bioquímicamente agua que contiene BOD para su evacuación, mediante un gas de alta pureza en oxígeno.

Otro objeto es proporcionar un sistema caracterizado por un alto nivel de transferencia de oxígeno al agua que contiene BOD por unidad de aporte de energía, lo cual representa una eficiencia de transferencia de energía sustancialmente mayor en comparación con las técnicas convencionales de aireación con aire atmosférico.

Todavía otro objeto es proporcionar un sistema para la oxigenación de agua que contiene BOD caracterizado por una elevada presión parcial de oxígeno y una alta eficiencia de utilización del oxígeno.

Esta invención se refiere a un método para tratar agua que contiene material bioquímicamente oxidable (BOD) por oxigenación en contacto con masa biológica bac-

409647



terialmente activa, caracterizado por mezclar el agua que contiene BOD, la masa biológica y un gas de alimentación que comprende al menos 50% de oxígeno (en volumen) en una primera etapa de oxigenación gaseosa en la que uno de ta-

5 les fluidos es recirculado simultáneamente de modo continuo en contra de los otros fluidos para formar un primer líquido-sólido oxigenado y un primer gas que contiene oxígeno no consumido que comprende al menos 35% de oxígeno; descargar dicho primer gas que contiene oxígeno no consu-

10 mado de la primera etapa y mezclar el gas descargado con líquido-sólido acuoso en al menos una segunda etapa de oxigenación gaseosa para formar al menos un segundo líquido-sólido oxigenado y un segundo gas que contiene oxígeno no consumido de menor pureza en oxígeno que el primer gas,

15 y descargar el segundo gas de la segunda etapa; y regular el caudal de las corrientes de fluido así como el aporte de energía de mezclado y de contacto gas-líquido a la primera etapa y a las etapas sucesivas de tal manera que: (a) al menos 60% (en volumen) del oxígeno contenido en dicho

20 gas de alimentación se consuma en el líquido-sólido de todas las etapas, (b) entre 0,04 y 0,24 kg. moles por hora de oxígeno se introduzcan en la primera etapa por kilowatio de energía de mezclado y de contacto gas-líquido utilizado en todas las etapas, (c) el gas descargado de la etapa de

25 oxigenación gaseosa final en la que se ha puesto en contac



te oxígeno gaseoso no consumido procedente de la etapa anterior con líquido-sólido acuoso, comprende más del 21% y menos del 80% de oxígeno.

La invención considera también un aparato para
5 la oxigenación de agua que contiene material bioquímicamente oxidable (BOD) que comprende un recinto de almacenamiento de agua que contiene BOD, al menos dos cámaras de oxigenación separadas dentro de dicho recinto de almacenamiento,
10 cada una de las cuales tiene paredes que se extienden prácticamente hasta el fondo de dicho recinto de almacenamiento y que se extienden también por encima del nivel de dicha agua que contiene BOD, y tapas sobre los extremos superiores para formar espacios de gas, medios para introducir el agua de alimentación que contiene BOD en una cámara de
15 oxigenación, medios para mezclar el gas de aireación con dicha agua de alimentación que contiene BOD dentro de la primera cámara de oxigenación para formar un primer líquido-sólido oxigenado, medios de paso restringido para el flujo del gas de aireación no consumido desde el espacio
20 de gas de dicha primera cámara de oxigenación a una segunda cámara de oxigenación, medios de flujo restringido para transferir el primer líquido-sólido oxigenado a dicha segunda cámara de oxigenación, y medios para mezclar dicho oxígeno gaseoso no consumido con el primer líquido-sólido
25 oxigenado dentro de dicha segunda cámara de oxigenación pa

409647



ra formar un segundo líquido-sólido oxigenado, caracteriza-
dos por una fuente de oxígeno gaseoso; medios de conducción
entre dicha fuente de oxígeno gaseoso y dicha primera cámara
ra de oxigenación; y medios separados para hacer que recir-
5 cule continuamente un fluido en cada una de dichas cámaras
de oxigenación en contacto con otros fluidos en tal cámara.

El método y el aparato de esta invención se han
utilizado satisfactoriamente para tratar aguas de alcanta-
rillado de poblaciones de una manera significativamente más
10 eficiente que el tratamiento ampliamente utilizado de airea-
ción con aire o de lo que podría conseguirse en un trata-
miento de oxigenación gaseosa en una sola etapa. El térmi-
no "líquido residual" tal como aquí se utiliza incluye cual-
quier residuo líquido-sólido de origen doméstico o indus-
15 trial que esté contaminado con materia orgánica (con o sin
sustancias inorgánicas) que pueda ser oxidada biológicamen-
te en agua con oxígeno gaseoso.

La Fig. 1 es una vista esquemática tomada en alza-
do de corte transversal de un aparato de acuerdo con una
20 realización del método de la invención en el que flotan oxi-
genadores múltiples en una gran masa de líquido residual;

la Fig. 2 es una vista esquemática tomada en alza-
do de corte transversal de otra realización que tiene tabi-
ques de separación comunes entre las etapas de oxigenación
25 y una tapa común sobre las mismas;



la Fig. 3 es una vista esquemática tomada en al-
zado de corte transversal de todavía otra realización que
tiene mezcladores de tipo de pincel;

5 la Fig. 4 es una vista esquemática tomada en al-
zado de corte transversal de una realización ulterior de mé-
todo y aparato que tiene mezcladores sumergidos de tipo tur-
bina, flujo en serie del líquido-sólido oxigenado desde una
etapa a otra en dirección paralela al oxígeno gaseoso no
consumido, un clarificador, y retorno del lodo activado a
10 la primera etapa;

la Fig. 5 es un gráfico de comparación del compor-
tamiento para flujo en paralelo frente a flujo en contraco-
rriente de oxígeno gaseoso y líquido-sólido en un sistema
de tratamiento de aguas residuales en seis etapas que em-
15 plea un gas de alimentación con 99,5% de oxígeno y en el
que se mantiene un nivel de 2 partes por millón de DO;

la Fig. 6 es un gráfico de comparación de compor-
tamiento similar a la Fig. 5 pero para un sistema que em-
20 plea un gas de alimentación con 60% de oxígeno;

la Fig. 7 es un gráfico de comparación de compor-
tamiento similar a las Figs. 5 y 6 pero para un sistema que
emplea un gas de alimentación con 80% de oxígeno y en el
que se mantiene un nivel de 8 partes por millón de DO;

la Fig. 8 es un gráfico de comparación de costas
25 para la operación óptima de sistemas de flujo en paralelo

409647

28



y en contracorriente en función de la pureza en oxígeno del gas de alimentación;

5 la Fig. 9 es un diagrama de flujo esquemático de una realización en cuatro etapas en la que el nivel de BOD y la pureza en oxígeno disminuyen a lo largo de dos etapas con etapas intermedias en las que el oxígeno gaseoso y el líquido-sólido fluyen en contracorriente; y

10 la Fig. 10 es un diagrama de flujo esquemático de otra realización en cuatro etapas en la que los flujos van en contracorriente en la primera etapa de oxígeno gaseoso y en paralelo en las restantes etapas.

15 Haciendo ahora referencia a los dibujos, la Fig. 1 muestra un recinto 10 de almacenamiento de líquido residual que puede ser un depósito fabricado pero que en esta realización es un recinto de fluido formado naturalmente, como por ejemplo, una laguna. El líquido residual entra en el recinto 10 por el conducto 11, y una fuente de oxígeno gaseoso, como por ejemplo el recipiente 12, está dispuesta en las proximidades. El oxígeno puede almacenarse en forma líquida o en forma de gas comprimido.

20 Al menos dos cámaras de oxigenación separadas flotan en la laguna 10, y en la Fig. 1 se ilustran tres cámaras 13a, 13b y 13c, las cuales son soportadas por collares de flotación 14. Las cámaras de oxigenación 13a, 13b y 13c tienen paredes 15 con extremos inferiores que se prolongan

25
20.12.72



por debajo del nivel del líquido residual 16 y extremos superiores que soportan tapas herméticas a los gases, 17. Medios para mezclar el oxígeno gaseoso y el líquido residual están provistos en cada cámara y pueden comprender por ejemplo hélices rotatorias 18 de tipo de superficie, accionadas usualmente por motores eléctricos 19. La manera en que se utiliza la potencia en cada etapa de oxigenación es muy importante en la práctica de esta invención. Han de proporcionarse dos funciones: Los sólidos han de mantenerse en suspensión en el líquido, y el oxígeno gaseoso y el líquido han de ponerse íntimamente en contacto. En muchos sistemas previos que utilizan aire, las dos funciones eran atendidas exclusivamente por el aire. El volumen de aire era grande, como era obligado para proporcionar el oxígeno necesario a partir de un gas altamente diluido con nitrógeno, y la acción de agitación del gas sobre el líquido, si bien ineficiente, era adecuada para mantener los sólidos en suspensión.

En este sistema eficiente de aireación con oxígeno, la cantidad de gas necesaria para suministrar el oxígeno es mucho menor y no proporciona la acción de mezclado necesaria para suspender los sólidos, especialmente cuando las cargas de sólidos son altas. La energía necesaria para agitar el líquido se suministra preferiblemente por medio de un agitador mecánico o hélice que es considerablemente

409647

28 D



más eficiente a este respecto que el borboteo de un gas. El agitador puede ser un dispositivo diferente del contacto gas-líquido, como por ejemplo, una hélice sumergida en conjunción con un rociador de gas adicional. Opcionalmente, las dos funciones pueden ser atendidas por el mismo dispositivo pero, en cualquier caso, el dispositivo debería ser de un tipo que mantenga un alto gradiente de presión parcial de oxígeno a lo largo del área interfacial gas-líquido generada por el dispositivo.

10 En la mayoría de las etapas, la energía requerida para el contacto gas-líquido es apreciablemente menor que la energía requerida por la suspensión sólido-líquido. La energía de contacto gas-líquido es, no obstante, importante, y a no ser que se elija adecuadamente el método de contacto, el consumo de potencia para esta función puede llegar a ser excesivo. Además, el nivel de DO y la utilización del oxígeno pueden verse perjudicados. Debería elegirse un dispositivo que genere una gran cantidad de área interfacial entre gas y líquido, y que sin embargo no produzca una dispersión fina de líquido en el gas. Se requiere una potencia considerable para producir dispersiones finas de líquido y tales dispersiones representan una transferencia de masa relativamente ineficiente para este sistema. Los dispositivos de mezclado adecuados producen una gran área de contacto en un gran volumen de líquido, con lo cual



el líquido adyacente al área interfacial no se aproxima a la saturación. Las fuerzas motrices de la presión parcial de oxígeno para una rápida disolución se mantienen, por consiguiente, y las pérdidas de mezclado se reducen cuando el líquido existente en la zona de contacto retorna a la masa principal. Los dispositivos de mezclado satisfactorios incluyen rociadores que producen finas burbujas en la masa del líquido y aireadores de superficie que arrojan láminas o chorros de líquido relativamente grandes contra el gas.

5

Los dispositivos de aireación se evalúan comúnmente por la denominada "eficiencia de transferencia normalizada de aire", que identifica la capacidad del dispositivo para disolver del aire en agua corriente del grifo con DO nulo a la presión de una atmósfera y a 20°C. Los dispositivos adecuados son aquéllos que tienen una eficiencia de transferencia normalizada de aire de al menos 0,9 kg O₂/KWH. Para estos fines, la potencia utilizada en la evaluación del dispositivo es la potencia total consumida tanto para agitar el líquido como para el contacto gas-líquido.

10

15

20

25

Un conducto 20 con una válvula de control 21 incorporada en el mismo está dispuesto entre el recipiente de oxígeno 12 y una cámara de oxigenación 13a, y un gas que contiene al menos 50% de oxígeno fluye a su través hasta la cámara 13a para mezclarse con el líquido residual a fin de formar un primer líquido-sólido oxigenado. En esta

409647



realización, el lodo activado se hace circular dentro de la laguna por flujo natural y por las hélices 18, y una porción del mismo se pone en contacto por la hélice de la primera cámara 13a. Una parte de este lodo se sedimenta por
5 gravedad en el fondo de la laguna y puede retirarse periódicamente del mismo por medios de dragado. Dependiendo de la posición relativa del conducto de alimentación 11 del líquido residual y del primer oxigenador 13a, el mezclado del líquido residual con el lodo activado puede tener lugar, y
10 de hecho lo tiene, antes de ponerse en contacto con el gas que contiene oxígeno en la primera etapa de oxigenación.

El medio de paso restringido 22 comunica entre el espacio de gas de la primera cámara 13a y el espacio de gas de la segunda cámara 13b, y facilita el flujo de gas que
15 contiene oxígeno no consumido desde la primera a la última. En esta realización particular, el medio 22 puede tener la forma de un tubo flotante. El gas que contiene oxígeno no consumido que entra en la segunda cámara 13b (de menor pureza en oxígeno que el gas que entra en la primera cámara
20 13a) se mezcla con líquido residual de una manera análoga a la primera cámara 13a, y se forma un segundo líquido-sólido oxigenado, que se mezcla con el líquido residual. Debe observarse que en la Fig. 1, se produce un mezclado libre entre el líquido residual y el líquido-sólido oxigenado procedente de cada etapa de oxigenación. Dicho de otro modo,
25

409647



no existe un patrón de flujo de líquido previamente determi
nado entre las etapas. No obstante, el gas que contiene oxí
geno fluye según una disposición en serie consecutivamente
desde la primera a la segunda cámara de oxigenación, y de
5 ésta a la tercera, 13c, decreciendo progresivamente su pu
reza en oxígeno. Es decir, que el gas que contiene oxígeno
no consumido desprendido del segundo líquido-sólido oxige
nado en la cámara 13b fluye a través del medio de paso res
tringido 23 a la tercera cámara 13c para mezclarse en ésta
10 con el líquido residual. El gas que contiene todavía oxíge
no no consumido, conteniendo más de 21% de oxígeno, se des
carga desde el espacio de gas de la tercera cámara por el
conducto 24, que lleva incorporada una válvula de control
25. Este gas puede enviarse a la atmósfera o tratarse ulte
riormente, según se desee. El líquido purificado se descar
15 ga de la laguna 10 por el vertedero de rebose 26, que comu
nica con la conducción 27, la cual puede, por ejemplo, desem
bocar en una masa de agua corriente.

Al menos el 60% (en volumen) del oxígeno conteni
do en el gas de alimentación que entra en la primera cáma
20 ra 13a se consume en el líquido-sólido de todas las etapas,
de tal manera que el gas descargado por el conducto 24 no
contiene más del 40% del oxígeno que entra. Además, el gas
de alimentación comprende al menos 50% (en volumen) de oxí
25 geno. La selección de una pureza en oxígeno del gas de ali

409647



mentación y de un porcentaje de consumo de oxígeno particu-
lares para una instalación dependen de una diversidad de
factores, p.ej., la naturaleza del agua residual, el núme-
ro de etapas a emplear, la localización geográfica, y el va-
5 lor del gas de aireación. El coste del oxígeno contenido en
el gas de alimentación varía sustancialmente con la pureza.
Sin embargo, cualesquiera ahorros en el coste del oxígeno
contenido conseguidos a pureza reducida tienden a ser con-
trarrestados en el sistema de tratamiento del agua residual
10 por el hecho de que la menor presión parcial de oxígeno re-
quiere más potencia y/o cámaras de oxigenación mayores.

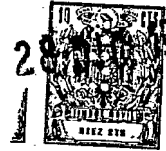
En la realización de la Fig. 2, se proveen cua-
tro cámaras separadas 13a, 13b, 13c y 13d para la oxigena-
ción gaseosa por etapas graduales de un líquido residual
15 en un recinto 10, ilustrado en forma de un depósito. Los
espacios de gas comprendidos dentro de las cámaras primera
y segunda 13a y 13b están separados por un tabique común
28a-b que se prolonga hacia abajo desde la tapa 17 hasta
una posición situada por debajo del nivel del líquido resi-
20 dual. Análogamente, un tabique común 28b-c separa los espa-
cios de gas de las cámaras segunda y tercera, y un tabique
común 28c-d separa los espacios de gas de las cámaras ter-
cera y cuarta. Cada cámara está provista de una hélice 18
de tipo de superficie, accionada mecánicamente, para oxige-
25 nar el líquido residual cerca de la superficie y proporcio

nar así un mezclado íntimo. Como los tabiques comunes se ex
tienden solamente una pequeña distancia por el interior del
líquido, se produce un mezclado considerable entre los lí-
quidos de las cuatro etapas de oxigenación.

5 Están provistos medios de flujo restringido en
los tabiques comunes 28a-b, b-c y c-d, los cuales pueden
comprender pequeñas perforaciones 29. De acuerdo con ello,
se evita el mezclado hacia atrás del oxígeno gaseoso de una
cámara de oxigenación posterior a una cámara anterior, al
10 mismo tiempo que se mantiene un ligero gradiente de presión.

 En la realización de la Fig. 3, el mezclador 31
comprende una construcción de tipo de pincel con un eje ho-
rizontal 30 que se prolonga a lo largo de las cámaras de
oxigenación adyacentes y a través de las paredes del depó-
15 sito 10 de almacenamiento del líquido residual. Múltiples
púas radiales dispuestas en conjuntos circulares 31 están
separadas axialmente a lo largo del eje y situadas de tal
manera que se sumergen parcialmente en el líquido. Al girar
el eje 30, las púas proyectan el líquido contra el espacio
20 de gas de cada cámara y hacen que el líquido circule por el
interior del depósito 10. De esta manera, se crean superfi-
cies de contacto efectivas y los fluidos se mezclan íntima-
mente. Como en la realización de la Fig. 2, el líquido cir-
cula libremente de una etapa a otra. El gas que contiene
25 oxígeno no consumido fluye desde la primera cámara 13a a la

409647



segunda cámara 13b a través del conducto restringido 22, y desde ésta última a la tercera cámara 13c a través del con
ducto restringido 23. Estos conductos pueden estar dimen-
sionados para proporcionar solamente un área de corte trans
5 versal suficiente para el flujo deseado, o, alternativamen
te, pueden estar provistos de medios de flujo restringido
como, por ejemplo, un orificio en el corte transversal.

En las realizaciones arriba descritas, cada una
de las cámaras de gas recoge y retiene el gas de aireación
10 en la etapa de gas y uno de los fluidos se hace circular
en sentido contrario al otro. El período de retención de
una cantidad de gas en cada etapa es largo, comparado con
el tiempo que el gas está en tránsito desde una etapa a
otra, esto es, responde a una relación de tiempos de al me
15 nos 30.

En la realización de la Fig. 4, los medios de mez-
clado para cada etapa incluyen un rociador 32 sumergido en
el líquido y paletas 33 situadas preferiblemente inmediata
mente encima del rociador. Las paletas 33 están unidas por
20 un eje rotatorio a medios de accionamiento adecuados, como
por ejemplo una turbina. Las pequeñas burbujas de oxígeno
gaseoso descargadas por el rociador 32 se distribuyen a tra
vés de la cámara en contacto íntimo con el líquido por la
presión de la turbina y se elevan a través del líquido has
25 ta la superficie, donde la porción no consumida se despren

409647

28



de al espacio de gas junto con los gases producidos en la reacción.

A fin de proporcionar la fuerza motriz de presión necesaria para la circulación continua de oxígeno gaseoso a través de la cámara, la entrada del compresor o soplante 34 está situada en comunicación de flujo de gas con el espacio de gas de la cámara, y la descarga del mismo se dirige por el conducto 35 al rociador 32.

El sistema de la Fig. 4 difiere de las Figs. 1-3 por proporcionar medios para el flujo de un líquido-sólido oxigenado de una etapa a otra en la misma dirección que el flujo de oxígeno gaseoso no consumido, esto es, en paralelo con el mismo. Los tabiques comunes 28a-b, 28b-c y 28c-d se extienden prácticamente hasta la base del depósito 10 y están unidos a la misma de una manera hermética a los fluidos. Se proporciona el flujo líquido-sólido oxigenado por la abertura 36 de flujo restringido en el tabique común 28a-b que separa la primera cámara de la segunda, preferiblemente cerca o debajo del fondo de las mismas, la abertura restringida 37 preferiblemente en la porción superior del tabique común 28b-c que separa la segunda cámara de la tercera, y la abertura restringida 38, preferiblemente en la porción de fondo del tabique común 28c-d que separa la tercera cámara de la cuarta. Esta relación de flujo líquido-sólido y flujo de gas proporciona la máxima velocidad

409647



de oxidación posible por unidad de volumen de líquido residual, y la máxima eficiencia de tratamiento para un tiempo total de oxigenación dado.

5 Como se ilustra en las Figs. 5-7 (que se consideran más adelante en esta memoria de manera detallada) al menos puede alcanzarse una utilización del 90% del oxígeno con un gas de alimentación que tenga 60% y más de oxígeno, utilizando seis o más etapas y un flujo gas-líquido-sólido en paralelo. Puede obtenerse también una utilización del
10 oxígeno superior al 90% con un gas de alimentación que tenga de 50% a 60% de oxígeno, pero las velocidades correspondientes del gas de alimentación se ven cada vez más desplazadas de los valores óptimos. Con un número menor de etapas, la utilización del oxígeno tiende a disminuir, pero puede
15 alcanzarse una utilización del 85% del oxígeno en cuatro etapas utilizando flujo en paralelo y un gas de alimentación con el 99,5% de oxígeno.

La realización de flujo en paralelo de esta invención es únicamente adecuada para satisfacer la variación
20 inherente en la BOD y la demanda de oxígeno del flujo líquido-sólido por etapas sucesivas. Esto es, la BOD es máxima en la primera etapa y progresivamente disminuye a lo largo de las etapas de oxigenación gaseosa sucesivas. El gas de alimentación que representa la máxima pureza de oxígeno se
25 pone en contacto con el líquido residual en esta primera

409647



etapa. De acuerdo con ello, la primera etapa o etapa del gas de alimentación tiene la máxima presión parcial de oxígeno, y por tanto la máxima velocidad de transferencia de oxígeno, por lo que es capaz de suministrar la elevada demanda de oxígeno existente en esta etapa.

5 En las realizaciones de las Figs. 1-3, el lodo activado se distribuye esencialmente de manera uniforme en el líquido-sólido puesto en contacto con el gas que contiene oxígeno en cada etapa de oxigenación gaseosa. Esta distribución es proporcionada por circulación natural y por los medios de mezclado de cada etapa. En la realización de la Fig. 4, el cuarto líquido-sólido oxigenado se transfiere a través del conducto de flujo restringido 39 al clarificador 40 para su separación en líquido purificado y lodo activado. Las construcciones de los clarificadores son bien conocidas por los expertos en la técnica del tratamiento de aguas residuales, y pueden por ejemplo incluir un rastri-
10 llo rotatorio 41 en el extremo inferior para impedir la sedimentación en forma de conos. El lodo activado se retira a través del conducto de fondo 42, y al menos una porción del mismo se recircula mediante la bomba 43 a la primera cámara de oxigenación 13a para su mezclado con el líquido residual y con el gas de alimentación que contiene oxígeno. El líquido purificado se descarga del clarificador
15 20 25 40 por el conducto 44.



Debe entenderse que el clarificador 40 puede situarse alternativamente entre dos etapas de oxigenación gaseosa en lugar de estar situado a continuación de la última etapa de oxigenación. Por ejemplo, una porción o la totalidad del tercer líquido-sólido oxigenado puede descargarse de la tercera cámara 13c al clarificador 40. En estas circunstancias, una porción del lodo activado procedente del clarificador puede dirigirse a la cuarta cámara 13d para su ulterior oxigenación, y otra porción del lodo activado puede recircularse a la primera cámara 13a. Como una variación adicional, puede ser deseable pasar el primer líquido-sólido oxigenado a un clarificador para separar el líquido sobrenadante y reducir así la cantidad de material manipulado en la etapa o etapas sucesivas de oxigenación. En estas circunstancias, el alimento es absorbido fundamentalmente por el lodo de la primera etapa y asimilado y oxidado después de ello.

Para conseguir las ventajas de esta invención, se requieren al menos dos etapas de oxigenación gaseosas en las que se mezcla un gas de alimentación que contiene al menos 50% de oxígeno con agua que contiene BOD tal como líquido residual y masa biológica activa, p.ej., lodo, en una primera etapa, y el gas que contiene oxígeno no consumido procedente de esta etapa se pone en contacto con sólido-líquido en una segunda etapa de oxigenación. Aunque las

409647

283



realizaciones de las Figs. 1-4 se refieren a sistemas en los que el gas de alimentación que contiene oxígeno se pone en contacto con un líquido residual que no se ha mezclado previamente con gas que contiene oxígeno, esta característica no es esencial con tal que el líquido residual de la primera etapa tenga un contenido sustancial de alimento (BOD). En algunas circunstancias puede ser ventajoso mezclar el líquido residual de entrada con gas que contiene oxígeno en un tratamiento preliminar y descargar el gas que contiene oxígeno no consumido procedente de este tratamiento de oxigenación preliminar para otro uso. Por ejemplo, si la concentración en oxígeno de este gas es apreciablemente mayor que en el aire, puede utilizarse en un procedimiento de combustión. El líquido-sólido procedente de un tal tratamiento de oxigenación preliminar se envía después de ello a la primera etapa de oxigenación de esta invención.

Como se ha indicado previamente, se regulan las corrientes fluidas y el aporte de energía de mezclado a las etapas de oxigenación. Con respecto a las corrientes fluidas, la práctica de esta invención no requiere ajuste de todos los flujos fluidos, sino que en lugar de ello se seleccionan únicamente los flujos que se controlan fácilmente para mantener la relación deseada. Por ejemplo, en un sistema de tratamiento de aguas residuales, no se regulan normal

409647



mente los flujos del líquido residual y del líquido saliente purificado, sino que en lugar de ello fluctúan ampliamente por lo general entre el período diurno de alta producción y el período nocturno de baja producción. El caudal de gas de alimentación de oxígeno puede ajustarse fácilmente por una válvula de control 21. En las realizaciones en que el lodo activado se recircula a la primera etapa de oxigenación gaseosa, puede ajustarse la proporción de reciclo para reflejar la variación en el flujo de líquido residual. Este ajuste puede conseguirse variando la velocidad de la bomba de recirculación de lodo activado, p.ej., la bomba 43 en la Fig. 4. La velocidad de mezclado del gas de aireación puede controlarse por el aporte de energía al medio de mezclado, p.ej., a la hélice 18 de la Fig. 1, a las púas radiales 31 de la Fig. 3, y a las bombas de recirculación 34 de la Fig. 4.

Si es necesario un control adicional de los flujos fluidos, pueden disponerse válvulas ajustables en los medios de paso restringido del gas que contiene oxígeno no consumido existentes entre las etapas, como por ejemplo los conductos 22 y 23 de la Fig. 1. Análogamente, pueden disponerse válvulas ajustables en los medios de flujo restringido del líquido-sólido oxigenado existentes entre las etapas. No obstante, se anticipa que en la mayoría de las realizaciones de la invención, se conseguirá un ajuste sufi-

409647



5 ciente del flujo por medio de aberturas de tamaño fijo, de tal manera que los flujos sean función de las presiones de los fluidos. En la realización de la Fig. 4, tanto el gas como el líquido-sólido se retienen en cada etapa y ambos fluidos se recirculan uno contra el otro. De nuevo, el tiempo de retención de los fluidos en cada etapa es largo, comparado con el tiempo de transferencia entre etapas.

10 En las realizaciones de flujo líquido-sólido por etapas graduales de esta invención en las que el oxígeno fluye preferiblemente en paralelo como en la Fig. 4, o en contracorriente, el tiempo total de contacto o de retención para el líquido-sólido está comprendido preferiblemente entre 20 y 180 minutos. Este tiempo de contacto se refiere en la mayoría de los casos a los sólidos de la masa biológica (las bacterias totales presentes), ya que éste es el material que atraviesa el sistema completo de oxigenación por etapas indiferentemente de que el líquido saliente pueda ser retirado. En la realización en que la totalidad de la oxigenación tiene lugar aguas arriba del clarificador, el tiempo de contacto se calcula como el volumen de líquido total de las cámaras de oxigenación dividido por el caudal volumétrico de la suma del agua de entrada que contiene BOD y la recirculación de lodo activado. Si se separa un líquido sobrenadante empobrecido en BOD del líquido-sólido oxigenado descargado de una etapa intermedia, esto es,

15
20
25



estabilización de contacto, el tiempo total de contacto para una cantidad dada de BOD más biomasa es la suma de los tiempos de contacto aguas arriba y aguas abajo del clarificador intermedio. El tiempo de contacto aguas arriba se calcula dividiendo el volumen de líquido aguas arriba de las cámaras de oxigenación por el caudal volumétrico combinado del agua de entrada que contiene BOD y de la recirculación de lodo activado. El tiempo de contacto aguas abajo se calcula dividiendo el volumen de líquido aguas abajo de las cámaras de oxigenación por el caudal de descarga de lodo del clarificador que fluye a la cámara de oxigenación de la etapa inmediata superior.

El tiempo de contacto total deseado en una realización líquido-sólido particular por etapas graduales de la invención depende de si ha de mejorarse la auto-oxidación (respiración endógena). La última se describe más completamente en la solicitud de patente española de los mismos inventores, Núm. 381326. Si el único objetivo es asimilar y oxidar la BOD del agua que contiene BOD de entrada, entonces bastará con un tiempo de contacto relativamente corto. Se ha conseguido experimentalmente una asimilación bastante completa de la BOD después de dos etapas de oxigenación con un gas de alimentación que contenía 99,5% de oxígeno y un flujo líquido-sólido en paralelo después de un tiempo de contacto de 37,5 minutos en cada etapa, ó 75

409647



minutos en total. El líquido saliente de la segunda etapa tenía un contenido bajo en BOD (p.ej. 20-35 partes por millón) y el lodo estaba estabilizado y sedimentaba bien. En otros ensayos en los que tuvo lugar una cierta auto-oxidación, el tiempo de contacto total fué aproximadamente de 2,5 horas durante tres etapas (50 minutos/etapa) de flujo en paralelo, y con clarificación después de la tercera etapa (véase Fig. 4 y Tabla A). En otra serie de ensayos con auto-oxidación y cuatro etapas de flujo en paralelo y clarificación después de la cuarta etapa, el tiempo de contacto total fué de 2,7 horas, ó 40,5 minutos por etapa. Parece ser también que el tiempo de contacto total para un sistema de seis etapas que tenga estas mismas características puede ser de 1,5 horas (15 minutos por etapa). Es necesario un tiempo de contacto total de al menos 20 minutos para la absorción del oxígeno y asimilación de la BOD. Un tiempo de contacto total menor de 180 minutos proporciona una reducción sustancial de la producción de lodo si ha de tener lugar auto-oxidación, permite evitar los problemas de sedimentación, y permite todavía una reducción sustancial en la capacidad de la cámara de aireación en comparación con la práctica convencional. Se cree que las instalaciones actuales de lodo activado que emplean la aireación con aire operan con un tiempo de contacto total de 180-360 minutos.

Los tiempos de contacto antes mencionados son sa

409647

28 D



tisfactorios para líquidos residuales de poblaciones de con
centración relativamente baja que tengan hasta aproximada-
mente 300 partes por millón de BOD. Para aguas residuales de
mayor concentración procedentes de instalaciones químicas,
5 son necesarios tiempos de contacto más largos para producir
un líquido saliente de pureza comparable.

Se prefiere también mantener el contenido de oxí
geno disuelto (DO) de la mezcla líquido-sólido al menos en
0,5 partes por millón en la primera etapa de oxigenación
10 gaseosa de la realización líquido-sólido por etapas gradua
les. El DO es consumido rápidamente por la masa biológica
en la primera etapa, por lo que el nivel de DO puede redu
cirse aun cuando se esté disolviendo oxígeno a gran veloci
dad. Se ha observado en los ensayos antes mencionados en
15 tres etapas que el nivel de DO en la primera etapa estaba
comprendido en ocasiones entre 0,5 y 1,0 partes por millón.
Sin embargo, cuando operaban todas las etapas de oxigena
ción, el nivel de DO se elevaba rápidamente a lo largo de
las etapas subsiguientes y la calidad del tratamiento era
20 más alta. En las condiciones preferidas de la realización
líquido-sólido por etapas graduales que incluye un conte-
nido en sólidos suspendidos volátiles de al menos 3000 par
tes por millón en la primera etapa de oxigenación gaseosa,
un DO bajo de 0,5 partes por millón no significa necesaria
25 mente que exista una condición depauperada en oxígeno (casi

409647



anaeróbica). Ello indica simplemente que la velocidad del
tratamiento con oxígeno está limitada en transferencia de
masa y que podrían conseguirse velocidades de oxigenación
todavía mayores si se dispusiese de un aireador más eficien
5 te. Para evitar una condición limitada en transferencia de
masa, se prefiere mantener el nivel de oxígeno disuelto de
la primera etapa de oxigenación gaseosa en 2 partes por mi
llón o más. El nivel de DO de esta etapa se mantiene tam-
bién preferiblemente por debajo de aproximadamente 5 partes
10 por millón a fin de evitar un consumo de energía excesivo
para los intereses de la economía y la facilidad de sedimen
tación. Un desgaste excesivo del flóculo por frotamiento
en virtud de un mezclado también excesivo, perjudicará a la
facilidad de sedimentación, aun cuando puede producirse en
15 cierto grado una reaglomeración de las bacterias en las eta
pas subsiguientes de oxigenación gaseosa antes de la etapa
de clarificación.

Las ventajas de esta invención se demostraron en
una serie de ensayos utilizando un sistema similar al de la
20 Fig. 4 y un agua de alcantarillado municipal como líquido re
sidual. En estos ensayos particulares se emplearon tres eta
pas de oxigenación y el tercer líquido-sólido oxigenado se
transfirió a un clarificador de tipo de gravedad para la se
paración del lodo activado. Este último se recirculó a la
25 primera etapa.



El conjunto se dispuso totalmente en el interior de un depósito rectangular de 4,26 m de longitud x 1,53 m de anchura x 1,22 m de profundidad. Cada una de las etapas de oxigenación y el clarificador tenían una sección transversal horizontal rectangular de 1,5 m x 1,1 m y un volumen de operación de aproximadamente 1730 litros. El sistema de mezclado para cada etapa estaba constituido por una hélice de 15,24 cm de diámetro, de flujo axial y velocidad variable, sumergida y accionada por un motor de 1/3 Kw, la cual dispersaba el gas procedente de un rociador estacionario localizado inmediatamente debajo de la hélice de agitación. Los rociadores estaban contruidos de tubo de 1,27 cm de diámetro, con dieciséis orificios de 1,59 mm de diámetro separados. Cada etapa de mezclado empleaba un compresor rotativo de paleta deslizante de velocidad variable para recircular el gas de oxigenación desde el espacio de gas de cabeza haciéndolo volver al rociador sumergido. El caudal de recirculación de gas dentro de cada etapa y la velocidad de mezclado mecánico se controlaron por separado e independientemente; los caudales de recirculación de gas se midieron por medio de rotámetros, y la potencia del mezclador se midió mediante watímetros.

Se suministró oxígeno gaseoso de 99,5% de pureza, procedente de botellas de almacenamiento de líquido de presión regulada. El oxígeno de alimentación se saturó con agua

409647

28



y se hizo pasar luego a través de un medidor de tambor hú-
medo para hacer posible la medición manual de su caudal ins-
tantáneo y el caudal volumétrico acumulativo. El oxígeno se
introdujo en el espacio de gas por encima de la mezcla de
5 líquido residual y lodo activado en la primera etapa, y el
gas que contenía oxígeno no consumido (más el gas desprendi-
do producido en la reacción) se condujo a cada una de las
etapas sucesivas por una tubería de 4,7 cm de diámetro
(D.I.) por 61-76 cm de longitud, que se prolongaba a través
10 del tabique vertical existente entre las etapas primera y
segunda, y del tabique existente entre las etapas segunda y
tercera. Estas aberturas eran lo suficientemente grandes pa-
ra permitir el paso de gas restringido desde la primera eta-
pa a la segunda y de ésta a la tercera bajo un pequeño gra-
15 diente de presión, y para evitar sustancialmente el mezclado
hacia atrás del gas oxigenante desde una etapa superior a
otra inferior. Este gradiente de presión era del orden de
0,23 mm Hg. El gas que contenía oxígeno no consumido proce-
dente de la tercera etapa se expulsó a través de un segun-
do medidor de tambor húmedo y un dispositivo de medición.
20 El líquido-sólido oxigenado fluía en paralelo con el gas
procedente de cada etapa a la etapa de oxigenación inmedia-
ta superior a través de ocho orificios de 5,0 cm de diáme-
tro, que proporcionaban un área total de flujo de 161 cm²
25 para cada una de las aberturas 36, 37 y 38.

409647



El clarificador contenía un solo vertedero de su
perficie de sección en V, y estaba equipado con un rastrillo
de fondo de 86 cm de diámetro, accionado a motor, aproximadamente a 6 revoluciones por hora. El lodo activado de
5 recirculación se hizo volver a la primera etapa de oxigenación mediante una bomba de velocidad variable.

A lo largo de períodos de 12 ó 24 horas, se recogieron muestras compuestas del agua de alcantarillado bruta y del líquido saliente purificado. Las muestras compuestas se guardaron en un recipiente refrigerado mantenido
10 aproximadamente a 0°C antes de su análisis. Algunos días, se compusieron dos grupos de muestras, desde las 9 de la mañana a las 9 de la noche, y desde las 9 de la noche a las 9 de la mañana, respectivamente. Estos espacios de tiempo
15 se eligieron para abarcar las condiciones anticipadas de aguas de alcantarillado de alta concentración experimentadas durante las horas de luz diurna, y las condiciones de concentración relativamente baja que prevalecían por la noche. No obstante, la mayor parte de los datos se basaron
20 en análisis compuestos de las 24 horas. La concentración de oxígeno disuelto (DO) del líquido-sólido contenido en la primera etapa de oxigenación se controló y registró de manera continua. De acuerdo con ello, se obtuvieron datos acerca de las variaciones temporales a lo largo del día en
25 el nivel de DO y en las condiciones de caudal y de oxigenación

409647



ción esencialmente constantes. Por tanto, ello fué indica-
tivo de las variaciones diarias en la concentración de BOD
del agua de alcantarillado cruda, y en consecuencia, de la
demanda de oxígeno del sistema.

5 El sistema de ensayo se operó a caudales medios
de alimentación de agua de alcantarillado cruda y de lodo
de recirculación de aproximadamente 25,8 y 7,6 litros/minu-
to, respectivamente. Esto corresponde a un tiempo de contac-
to total de 150 minutos. (incluyendo el flujo de lodo de re-
10 circulación) en las tres etapas de oxigenación, y aproxima-
damente a un caudal de recirculación de lodo del 29% (en
volumen). El nivel de sólidos suspendidos volátiles del
líquido-sólido en cada etapa (MLVSS) se mantuvo entre 3200
y 3600 partes por millón, con un valor medio de 3400 par-
15 tes por millón aproximadamente. El lodo se evacuó del clá-
rificador sobre una base intermitente e irregular. Los da-
tos de absorción de oxígeno junto con los datos de compor-
tamiento y de la operación del procedimiento biológico du-
rante períodos seleccionados de la operación se resumen en
20 la Tabla A.

Todas las mediciones durante estos ensayos se con-
dujeron de acuerdo con las prácticas normalizadas de la in-
dustria de tratamiento de aguas residuales tal como se in-
dican, por ejemplo, en "Standard Methods for the Examina-
25 tion of Water and Wastewater" ("Métodos Normalizados para el



Examen de Aguas y Aguas Residuales"), publicado por la American Public Health Association, Inc., 11^a edic., 1962.

5 La inspección de la Tabla A y en particular de los datos medios de 13 días revela que el 91% de la BOD del agua de alcantarillado cruda se eliminó en un sistema caracterizado por una utilización notablemente eficiente del oxígeno (85% de absorción) y por un bajo consumo de energía por unidad de aporte de oxígeno, introduciéndose 0,16 Kg O₂/Kw en la primera etapa.

10 Como se ha indicado previamente, se prefiere hacer fluir el líquido-sólido oxigenado en paralelo con el gas que contiene oxígeno no consumido de una etapa a otra. Esto es sorprendente, dado que la mayoría de los sistemas de transferencia de masa se hacen operar usualmente con
15 los fluidos de transferencia circulando en contracorriente uno con respecto a otro. Las ventajas del flujo en paralelo se ilustran en los gráficos de comparación de comportamiento de las Figs. 5-7 y en el gráfico de comparación de coste de la Fig. 8. Los datos son calculados, pero se basan en extrapolaciones a partir de los experimentos rea-
20 les. El sistema comprende seis etapas de aireación con oxígeno gaseoso con diversas purezas seleccionadas del gas de alimentación a la primera etapa y diversos niveles de DO. El líquido-sólido oxigenado se escalona por etapas sucesivas de una manera análoga a la Fig. 4, bien sea en paralelo
25

409647

28



o en contracorriente con el gas que contiene oxígeno. Se su
pone que el sistema trata una alimentación de agua residual
municipal a un caudal de $13,6 \times 10^6$ litros por día que con-
tiene 250 partes por millón de BOD, con un contenido de 4000
5 partes por millón de sólidos suspendidos volátiles (MLVSS)
en el líquido mezclado de la primera etapa.

20.12.72



28

409647

TABLA A

Media de
Trece Días

Día A

Día B

Día C

BOD del agua de alcantarillado cruda (PPM)

210

332^{##}

208^{##}

227^{##}

BOD del líquido purificado (PPM)

19

33,0^{##}

28,0^{##}

18,1^{##}

Eliminación de la BOD (%)

91

90,2^{##}

86,5^{##}

92,0^{##}

MLSS del líquido-sólido (PPM)

4.100

4.453

4.265

4.051

Etapa I

4.645

4.594

4.055

Etapa II

4.567

4.551

3.785

Etapa III

Lodo de recirculación

18.622

16.673

13.202

14.000

MLVSS (PPM)

3.400

3.527

3.291

Etapa I

3.712

3.451

Etapa II

3.533

3.305

Etapa III

Lodo de recirculación

14.988

12.363

11.000

Nivel de DO (PPM)^{###}

0,6

1,3

0,6

0,7

Etapa I

2,2

1,0

1,0

Etapa II

6,1

1,6

4,2

Etapa III

4,0

TABLA A (cont.)

Media de
Trece Días

Día C

Día B

Día A

Caudal de Alimentación de Oxígeno a la Etapa I

Litros/hr.
Kg. O₂/hr.

430	445	512	454
0,53	0,55	0,64	0,56

Caudal de oxígeno expulsado de la Etapa IV

kg/hr.

---	0,092	0,066	---
-----	-------	-------	-----

Absorción Global de Oxígeno (%)[#]

---	83,1	89,7	85
-----	------	------	----

Análisis del Gas de Oxigenación (%)

Etapa I O₂
Etapa II O₂
Etapa III O₂

---	90,4	90,3	90,0
---	83,4	83,5	83,5
---	75,3	74,3	74,2

Relación de Flujo Volumétrico a la Etapa I

(O₂/agua de alcantarillado cruda + recirculación)

0,20	0,21	0,26	0,22
------	------	------	------

Consumo Total de Energía (Kw)

0,19	0,19	0,20	0,19
------	------	------	------

Kg. O₂ a la etapa I/KWH

0,085	0,091	0,097	0,091
-------	-------	-------	-------

[#] Estas cifras representan valores de muestras compuestas restantes valores de BOD son valores compuestos de 24

^{#E}

diurnas (9 de la mañana a 9 de la noche). Todos los

Medido durante el periodo de estado uniforme con bajo D.O., de las 11 de la mañana a las 4 de la tarde.

409617

409647

28 DIC. 1972



(alimentación más recirculación de lodo) y 120 minutos de tiempo de contacto total para el líquido-sólido en las seis etapas.

5 En cada una de las Figs. 5, 6 y 7, la curva A re
presenta el flujo en paralelo preferido y la curva B repre
senta el flujo opcional en contracorriente del gas y el lí
quido-sólido. Este comportamiento se presenta como costes
de aireación totales anuales (de operación y de inversión)
10 correspondientes a un intervalo de caudales de alimentación
de oxígeno al sistema (kg. moles O_2 por hora). La ordenada
de coste (lado derecho) se ha normalizado utilizando una es
cala en la que un coste de 100 unidades corresponde a una
suma adecuadamente grande.

15 La curva C en cada una de las Figs. 5, 6 y 7 mues
tra la utilización del oxígeno como ordenada del lado iz-
quierdo, a lo largo del intervalo de caudales de alimenta-
ción de oxígeno. Para estas comparaciones, se consideró que
la utilización del oxígeno era la misma para ambas operacio
nes en paralelo y en contracorriente, y se calculó la ener-
20 gía necesaria para conseguir esta utilización.

25 Las Figs. 5, 6 y 7 muestran una ventaja muy sus-
tancial para el flujo en paralelo en comparación con el flu
jo en contracorriente a lo largo de un extenso campo de cau
dales de alimentación de oxígeno, y para la totalidad del
campo de purezas en oxígeno del gas de alimentación conside

20.12.72

409647



rado por esta invención. La Tabla B ilustra cualitativamente esta ventaja a un caudal de alimentación representativo de 2,48 kg. moles de O_2 por hora.

5

TABLA B

	<u>Gas de Alimentación, y D.O.</u>	<u>Coste de Aireación Total Anual Normalizado</u>	
		<u>Flujo en Paralelo</u>	<u>Flujo en Contracorriente</u>
10	99,5% O_2 , 2 PPM (Fig. 5)	64	66
	60% O_2 , 2 PPM (Fig. 6)	69,5	78
	80% O_2 , 8 PPM (Fig. 7)	67,5	77,5

15

La Fig. 8 compara los costes de aireación totales anuales para la instalación ilustrativa en condiciones óptimas para cada modo de operación. A modo de ilustración, la curva D representa los mínimos a partir de las curvas A de flujo en paralelo y con 2 partes por millón de DO a lo largo del campo considerado de purzas en oxígeno del gas de alimentación, esto es, de 50% a 100% de O_2 . Las curvas restantes representan los mínimos a partir de las otras curvas de costes para las relaciones de flujo de gas y de líquido-sólido y para los niveles de DO indicados en la Tabla C:

20

25

409647



TABLA C

Curva D	Paralelo y 2 partes por millón de D.O.
5 Curva E	Contracorriente y 2 partes por millón de D.O.
Curva F	Paralelo y 8 partes por millón de D.O.
10 Curva G	Contracorriente y 8 partes por millón de D.O.

15 Para dar un ejemplo del uso de estas curvas, la Fig. 2 muestra que el comportamiento óptimo del sistema de finido por un gas de alimentación con 99,5% de O_2 y 2 partes por millón de DO , con flujo en paralelo, se alcanza con un caudal de gas de alimentación de oxígeno de 2,18 kg. moles por hora y una utilización del oxígeno de 95%, siendo el coste total normalizado correspondiente de la aireación aproximadamente de 58. Este comportamiento se representa por el extremo derecho de la curva D en la Fig. 8.

20 La Tabla D es una ilustración cualitativa de los óptimos para flujo en paralelo y en contracorriente tal como se resumen en la Fig. 8.

409647



TABLA D

	<u>Gas de Alimentación, y D.O.</u>	<u>Coste de Aireación Total Anual Normalizado</u>	
		<u>Flujo en Paralelo</u>	<u>Flujo en Contracorriente</u>
5	99,5% O ₂ , 2 PPM (Curvas D y E)	58	63
	60% O ₂ , 8 PPM (Curvas F y G)	85	92

10 La Tabla E ilustra las condiciones en un sistema de aireación con oxígeno de seis etapas en paralelo similar al de la Fig. 4, provisto de aireadores que tienen una eficiencia de transferencia normalizada de aire de aproximadamente 1,8 kg. O₂/KWH. Las condiciones tipifican el tratamiento de un agua residual municipal con 250 partes por millón de BOD con 99,5% de O₂ en el líquido mezclado que
15 contiene 4000 partes por millón de MLVSS durante un tiempo total de permanencia de 2 horas. Para comparación, se presentan los datos tanto para 2 partes por millón como para
20 8 partes por millón de DO en el líquido mezclado. Si bien puede obtenerse una eliminación adecuada y de alto grado de la BOD con un nivel de 2 partes por millón de DO, usualmente es ventajoso obtener niveles sustancialmente más altos. Mayores niveles de DO en el líquido mezclado, y por
25 consiguiente en el líquido saliente purificado, contribuyen



28 DIC

a atenuar cualquier posible condición de empobrecimiento en oxígeno pre-existente en las aguas de recepción. Las condiciones en el clarificador se mejoran también.

En los datos de la Tabla E se ve que el contenido de oxígeno en el gas de aireación decrece progresivamente de una etapa a otra y que este perfil coincide con una disminución similar de la demanda bioquímica de oxígeno (BOD) a lo largo del sistema. La mayor presión parcial de oxígeno se emplea en la aireación del líquido mezclado de máxima concentración, y viceversa.

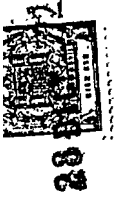
También resulta evidente que el volumen del gas de aireación disminuye notablemente en su camino a lo largo de las etapas, demostrando ello que se disuelve una gran fracción del oxígeno de la alimentación y que las impurezas se envían a la atmósfera con sólo una pequeña fracción de oxígeno residual no consumido.

Finalmente, es evidente que la realización del procedimiento con 99,5% de oxígeno en la alimentación es totalmente insensible al nivel de DO mantenido en el líquido mezclado. Tanto con niveles de DO de 2 partes por millón como de 8 partes por millón, la eliminación de la BOD soluble es virtualmente completa, y la utilización del oxígeno es superior al 90%.

409647

TABLA E

	Estepa					
	1	2	3	4	5	6
<u>D.O. = 2 partes por millón</u>						
Composición del Gas de Aireación						
O ₂ , % vol.	86,8	78,9	72,3	65,2	55,8	40,0
N ₂ , % vol.	8,5	14,5	20,1	26,4	35,1	50,3
CO ₂ , % vol.	2,9	4,4	5,4	6,1	6,8	7,4
Volumen de Gas de Alimentación, Kg. moles/hr.	2,1	1,6	1,2	0,9	0,7	0,5
Volumen de Gas de Salida, Kg. moles/hr.	1,6	1,2	0,9	0,7	0,5	0,3
% de O ₂ de la Alimentación Absorbido/Etapa	35	20	13	10	9	8
% Acumulativo de O ₂ de la Alimentación Absorbido	35	55	68	78	87	95
BOD, partes por millón	115	53	24	11	5	2



409647

TABLA E (cont.)

	Etapa					
	1	2	3	4	5	6
<u>D.O. = 8 partes por millón</u>						
Composición del Gas de Aireación						
O ₂ , % vol.	84,2	75,2	67,9	60,6	52,1	40,1
N ₂ , % vol.	12,2	19,3	25,5	31,9	39,8	51,2
CO ₂ , % vol.	2,0	3,3	4,2	4,9	5,5	6,1
Volumen de Gas de Alimentación, Kg. moles/hr.						
	2,5	1,8	1,4	1,1	0,9	0,7
Volumen de Gas de Salida, Kg. moles/hr.						
	1,8	1,4	1,1	0,9	0,7	0,5
% de O ₂ de la Alimentación Absorbido/Etapa						
	38	18	12	9	8	7
% Acumulativo de O ₂ de la Alimentación Absorbido						
	38	56	68	77	85	92
BOD, partes por millón						
	120	57	27	13	6	3



Como se ha indicado previamente, el aspecto más amplio del método de esta invención no requiere ninguna se cuencia particular de flujo para el agua que contiene BOD y la masa biológica activa con relación al gas que contiene oxígeno. El líquido-sólido puede mezclarse libremente entre las etapas de oxigenación gaseosas como se ilustra, por ejemplo, en las Figs. 1-3, o puede hacerse fluir con arreglo a una secuencia determinada de una etapa a otra y preferiblemente en paralelo con el flujo del gas que contiene oxígeno, como se ilustra en la Fig. 4. Alternativamente, el líquido-sólido puede fluir en contracorriente con el gas que contiene oxígeno. Por ejemplo, en un sistema de flujo del líquido-sólido por etapas graduales sucesivas, el primer gas que contiene oxígeno no consumido procedente de la primera etapa de oxigenación gaseosa puede hacerse fluir a una segunda etapa de oxigenación gaseosa que recibe el líquido-sólido de una segunda etapa de oxigenación del líquido-sólido. El segundo gas que contiene oxígeno no consumido procedente de esta segunda etapa de oxigenación gaseosa puede hacerse fluir luego a una tercera etapa de oxigenación gaseosa para su mezclado con líquido-sólido procedente de la primera etapa de oxigenación gaseosa. En este caso, la tercera etapa de oxigenación gaseosa es también la segunda etapa de oxigenación del líquido-sólido. El gas descargado de esta etapa contiene más de 21% de oxí

409647



geno de acuerdo con esta invención, y el tercer líquido-sólido oxigenado descargado de la segunda etapa de oxigenación gaseosa tendría el contenido mínimo en alimento y el máximo contenido en oxígeno disuelto del sistema.

5 Las Figs. 9 y 10 son diagramas de flujo esquemáticos de otras relaciones de flujo gas-líquido-sólido consideradas por la invención, que tienen la característica común de al menos dos etapas gaseosas conectadas en serie, a través de las cuales fluye el gas en la dirección de reducción del contenido en BOD. Las etapas se han numerado en el orden secuencial de flujo del gas, y el flujo del gas se identifica por líneas de trazos, mostrándose el flujo del líquido-sólido como líneas continuas. Los flujos entre las etapas pueden tener lugar, por ejemplo, a través de los medios que se ilustran en cualquiera de las Figs. 1 y 4, y se identifican por flechas. Los medios de mezclado y de válvulas no se muestran, por razones de simplicidad.

10 En la Fig. 9, el gas y el líquido-sólido fluyen en paralelo en la etapa de gas 1, pero en contracorriente en las etapas de gas 2, 3 y 4, y la concentración de oxígeno en el gas disminuye progresivamente a través de las etapas. El líquido fluye consecutivamente de una manera gradual escalonada a lo largo de las etapas gaseosas 1, 4, 3 y 2, y la BOD se reduce progresivamente. El gas que contiene oxígeno no consumido de pureza mínima en oxígeno se des



carga de la etapa 4 y el líquido-sólido oxigenado de BOD mínima se descarga de la etapa 2. De acuerdo con ello, los flujos de gas y de líquido-sólido avanzan en contracorriente en las etapas 2, 3 y 4.

5 En la Fig. 10, el líquido se introduce en la etapa 2 y fluye consecutivamente de una manera escalonada gradual a lo largo de las etapas gaseosas 3, 4 y 1 para ser descargado desde esta última. La BOD se reduce progresivamente en el mismo orden secuencial. La relación de flujos
10 del gas al líquido-sólido es en contracorriente en la etapa gaseosa 1, pero en paralelo en las etapas gaseosas 2, 3 y 4.

Aunque no se ha ilustrado, puede incorporarse un clarificador a la etapa final de oxigenación del líquido, es decir, a la etapa gaseosa 2 de la Fig. 9, o a la etapa gaseosa 1 de la Fig. 10, de la misma manera que en la Fig. 4. Alternativamente, podría intercalarse un clarificador entre dos etapas del líquido-sólido, de la manera previamente descrita.

20 Esta solicitud que corresponde a la presentada en los Estados Unidos de América, el 2 de Julio de 1.969, bajo el N° 838.500, se acoge a los beneficios del artículo 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial.

409647



REIVINDICACIONES

5 Los puntos de invención propia y nueva que se pre-
sentan para que sean objeto de esta solicitud de Patente de
Invención en España, por VEINTE años, son los que se reco-
gen en las reivindicaciones siguientes:

10 1ª.- Aparato para la oxigenación de agua que con-
tiene material bioquímicamente oxidable (BOD) que tiene un
recinto de almacenamiento de agua que contiene BOD, al me-
nos dos cámaras de oxigenación separadas dentro de dicho
recinto de almacenamiento teniendo cada una paredes que se
15 extienden sustancialmente hasta el fondo de dicho recinto
de almacenamiento y que se extienden también por encima de
dicho nivel de agua que contiene BOD, y cubiertas sobre los
extremos superiores para formar espacios de gas, medios pa-
ra introducir el agua de alimentación que contiene BOD en
una cámara de oxigenación, medios para mezclar el gas de
20 aireación con dicha agua de alimentación que contiene BOD
dentro de una primera cámara de oxigenación para formar un
primer líquido-sólido oxigenado, medios de peso restringi-
dos para el flujo de gas de aireación no consumido desde el
espacio de gas de dicha primera cámara de oxigenación a una
segunda cámara de oxigenación, medios de flujo restringido
25 para transferir el primer líquido-sólido oxigenado a dicha

409647

28 DI



segunda cámara de oxigenación, y medios para mezclar dicho gas de oxígeno no consumido con el primer líquido-sólido oxigenado dentro de dicha segunda cámara de oxigenación para formar un segundo líquido-sólido oxigenado, caracterizado por una fuente de gas oxígeno; medios de conducto entre dicha fuente de gas oxígeno y dicha primera cámara de oxigenación; y medios separados para recircular continuamente un fluido en cada una de dichas cámaras de oxigenación en contacto con otros fluidos en tal cámara.

10 2ª.- Aparato según la reivindicación 1ª, caracterizado por rociadores de gas situados por debajo del nivel de agua que contiene BOD en cada una de dichas cámaras de oxigenación en calidad de dichos medios separados para recircular continuamente un fluido.

15 3ª.- Aparato según la reivindicación 2ª, caracterizado por soplantes de gas separados o compresores con los lados de entrada en comunicación de flujo de gas con el espacio de gas de la cámara y lados de descarga en comunicación de flujo de gas con dichos rociadores de gas, como medios separados adicionales para recircular continuamente un fluido.

20 4ª.- Aparato según la reivindicación 1ª, caracterizado por paletas posicionadas por debajo del nivel de agua que contiene BOD en cada una de dichas cámaras de oxigenación y unidas separadamente a ejes rotatorios, estando

409647



cada uno de dichos ejes unido a medios motores en calidad de dichos medios separados para recircular continuamente un fluido.

5 5ª.- Aparato según una cualquiera de las reivin-
dicaciones 1ª-4ª, caracterizado por medios para extraer
el líquido-sólido oxigenado desde una cámara de oxigena-
ción más alta que la primera; medios para separar el líqui-
do-sólido oxigenado en líquido sobre nadante y masa bioló-
gica activa concentrada; y medios para hacer volver dicha
10 masa biológica a la cámara de oxigenación siguiente más al-
ta como líquido-sólido oxigenado para mezclar con gas de
oxígeno no consumido de dicha cámara de oxigenación más al-
ta que la primera.

15 6ª.- Aparato para la oxigenación de agua que con-
tiene material bioquímicamente oxidable.

Tal y como se ha descrito en la Memoria que ante-
cede, representado en los dibujos que se acompañan y con
los fines que se han especificado.

20 Esta Memoria consta de cincuenta hojas escritas
a máquina por una sola cara.

Madrid, 28 DIC. 1972

P.A.

Alberto de Eizaburu
Per Poder

A handwritten signature in dark ink, appearing to read "Alto", written over the printed name and title.

20.12.72

-AMC/

A handwritten signature or set of initials in dark ink, located at the bottom left of the page.

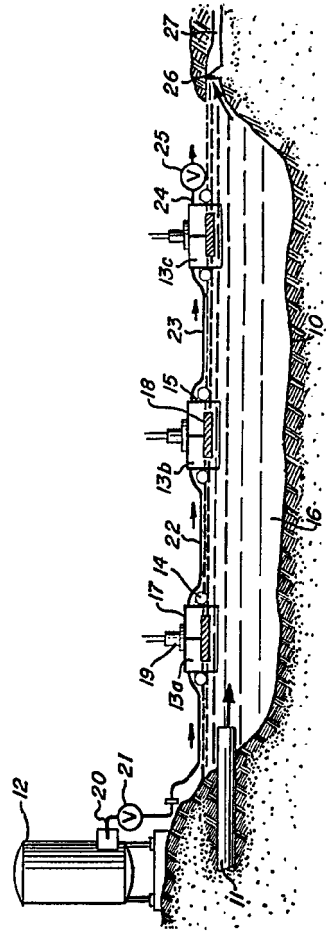


FIG. 1.

409647

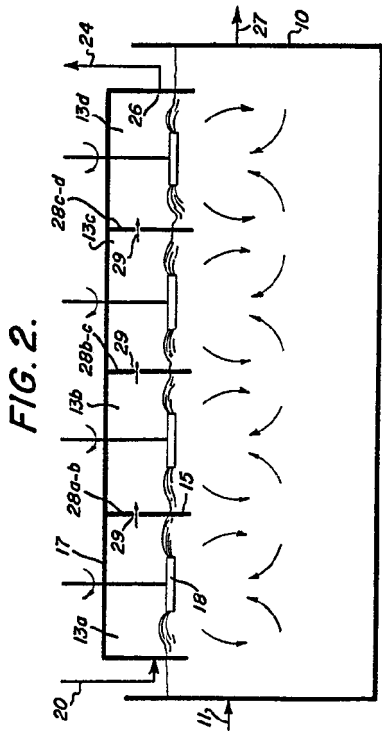


FIG. 2.

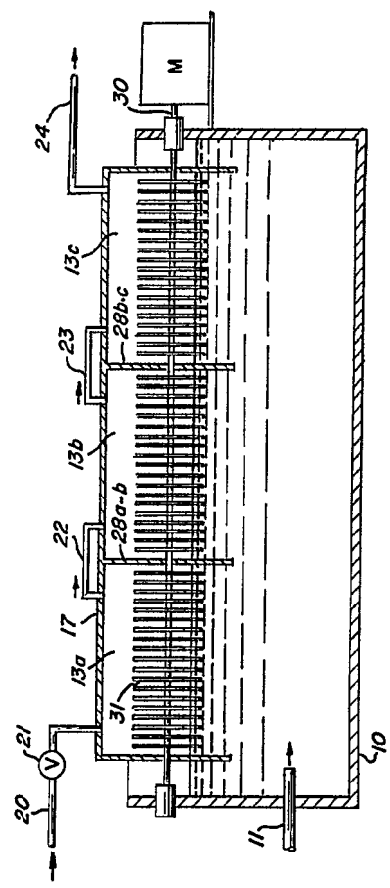


FIG. 3.

409647, 28

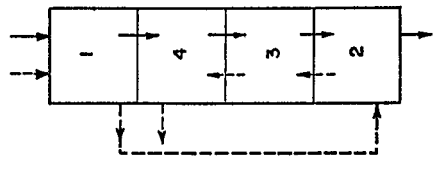


FIG. 9.

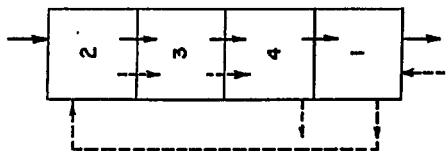


FIG. 10.

Alberto de Elzabury
Per Federa

409647

FIG. 1.

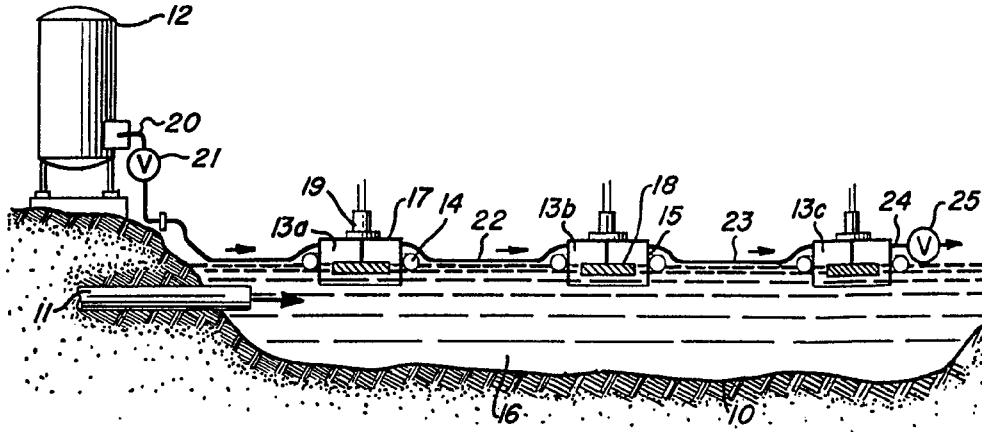


FIG. 2.

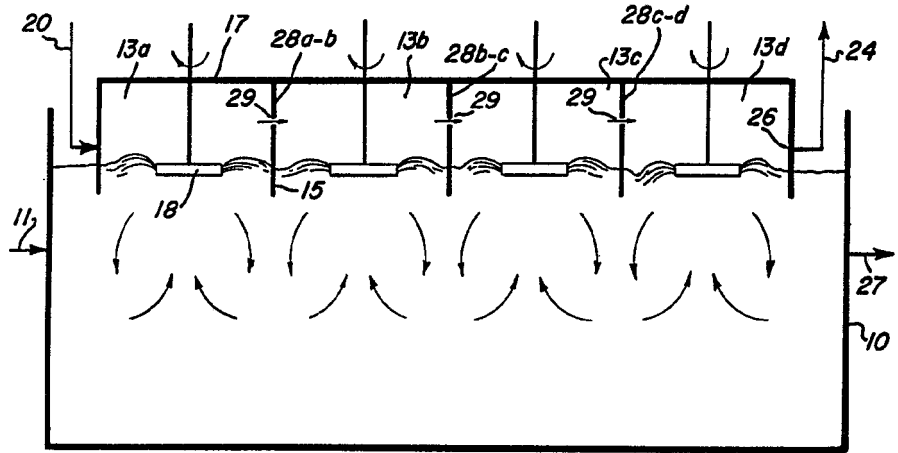
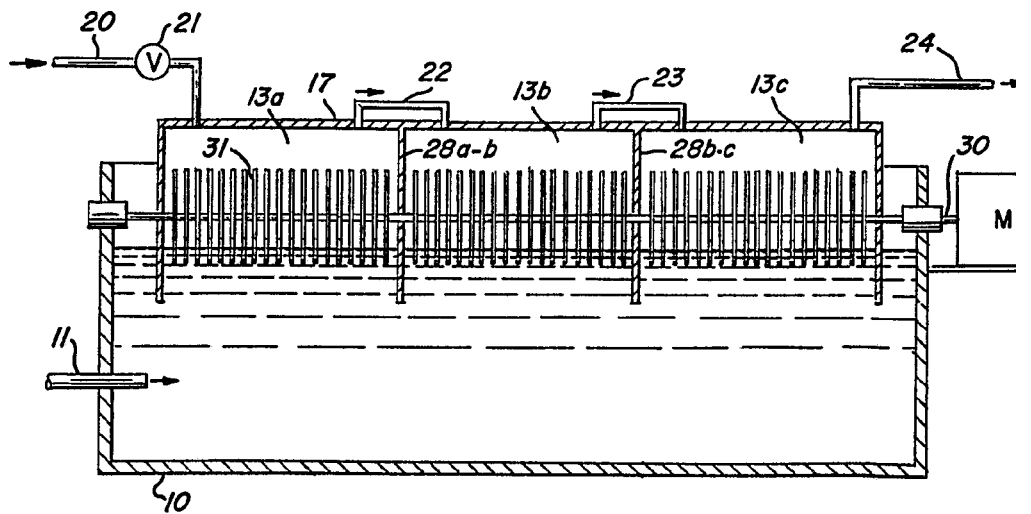


FIG. 3.



409647

28 Dic 1977

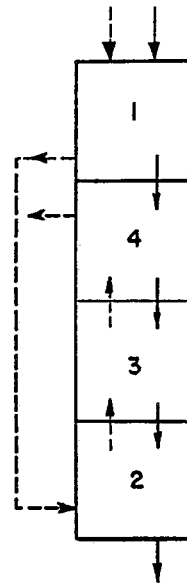
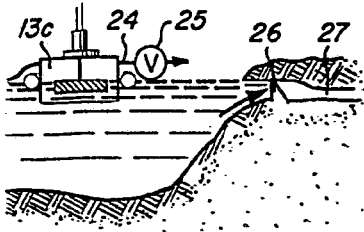


FIG. 9.

s.24

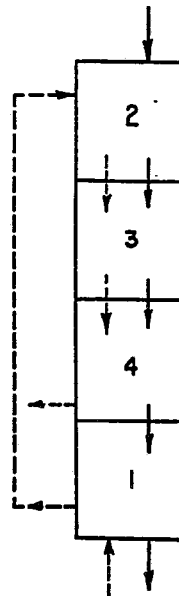
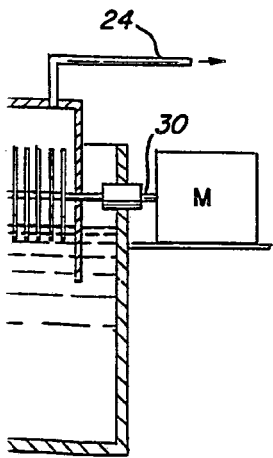
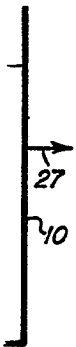
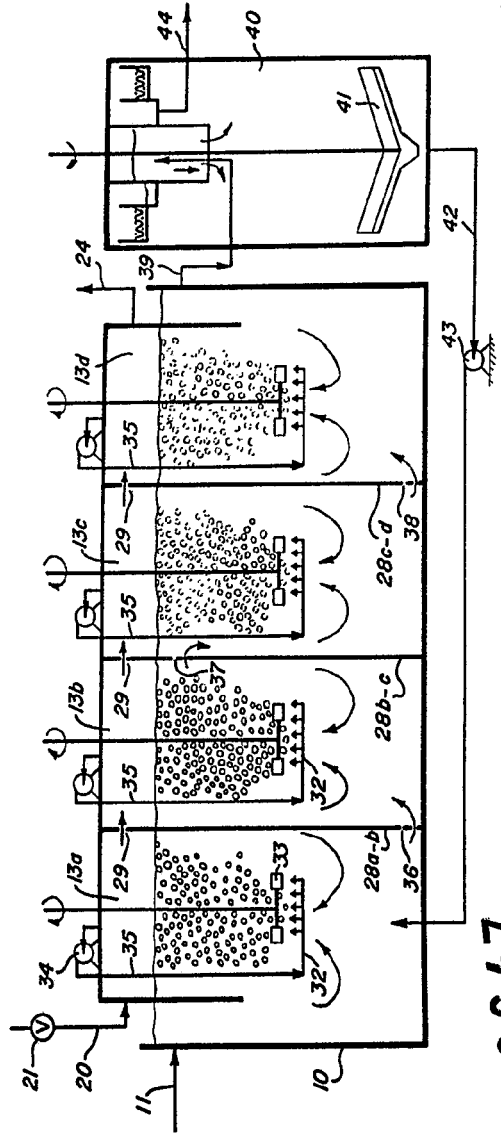


FIG. 10.

Alberto de Elizaburu
Per Poderes

409647

2801



409647

FIG. 4.

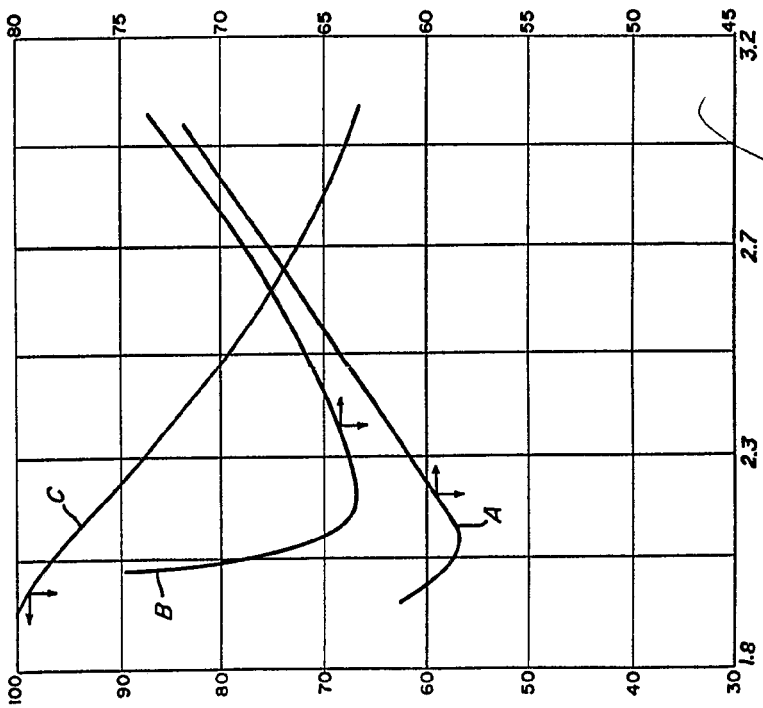
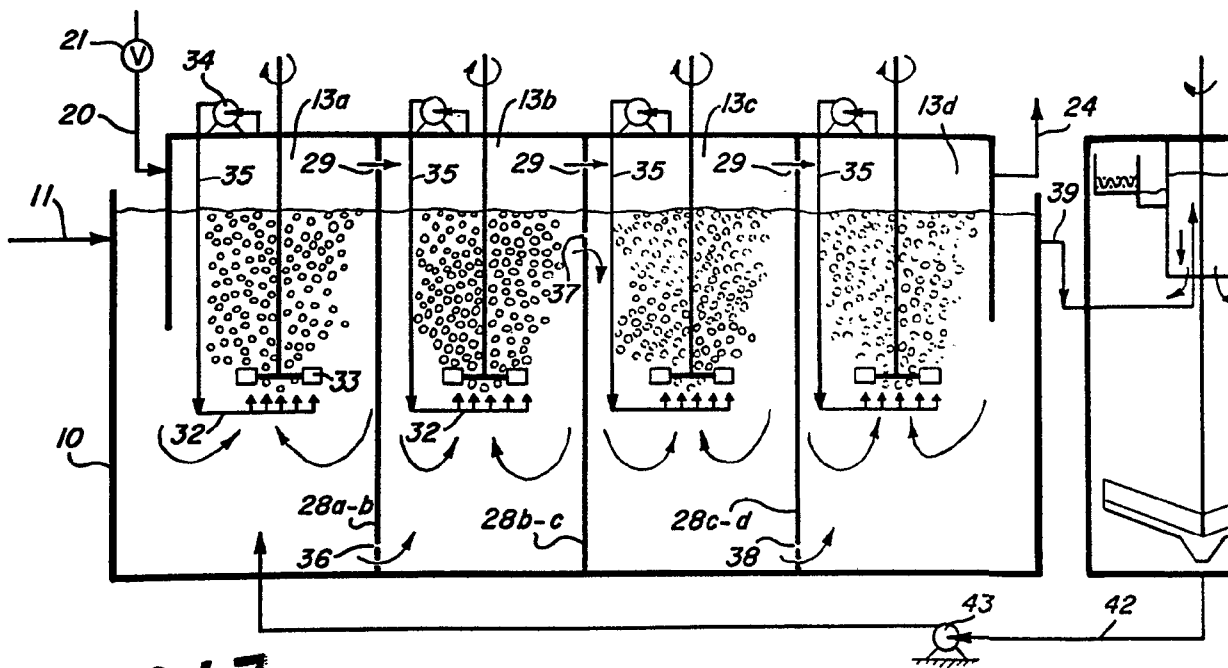


FIG. 5.

Alfred J. Elzoufi
Patent Attorney



409647

FIG. 4.

FIG. 5.

409647

28 DIC 1977

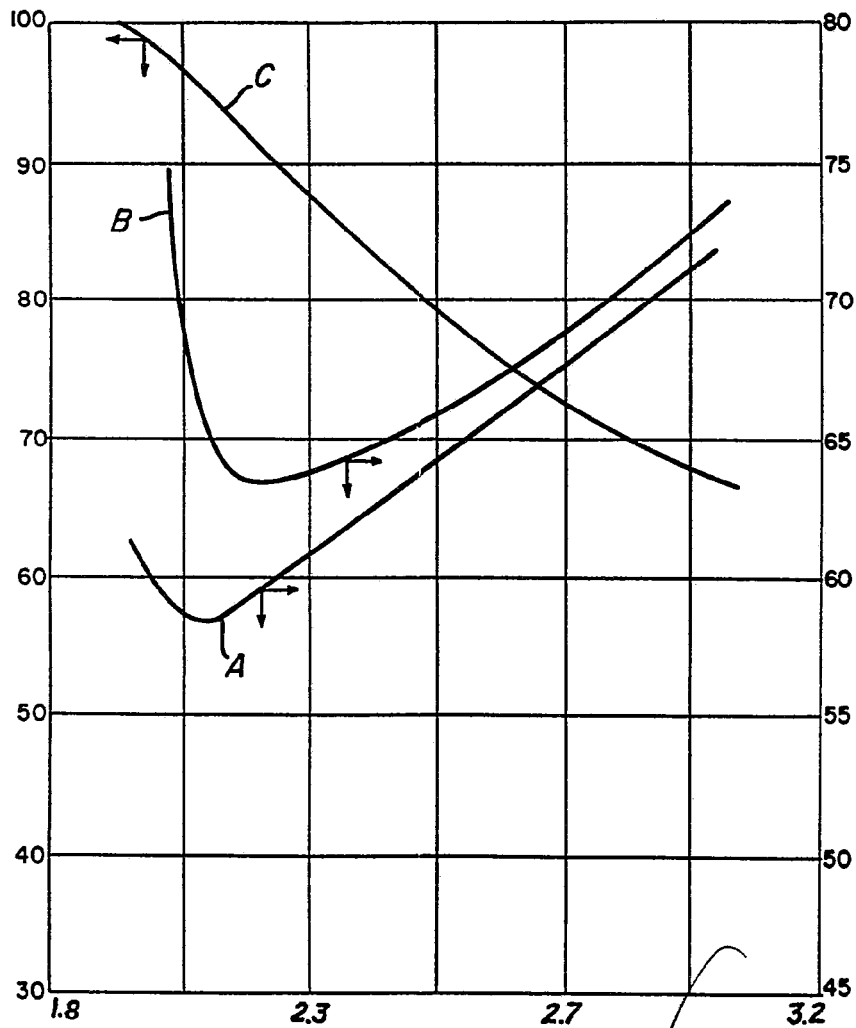
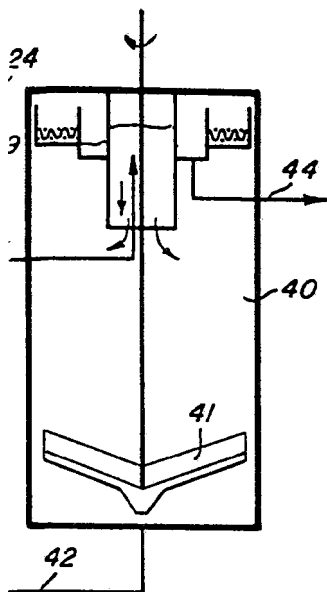


Fig. 5.

Alberto de Elizaburu
Per Power

28 DEC 1972



409647

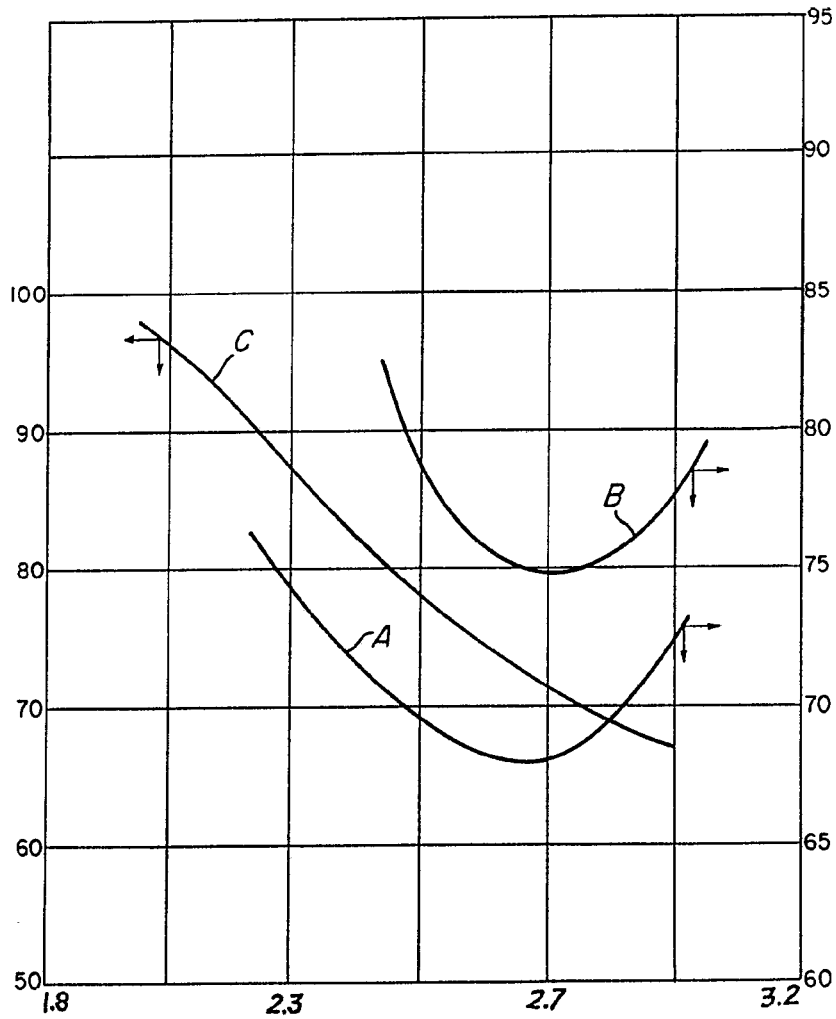


FIG. 6.

Alberto de Fizzante
Per Fodera

409647

28 DEC 1972

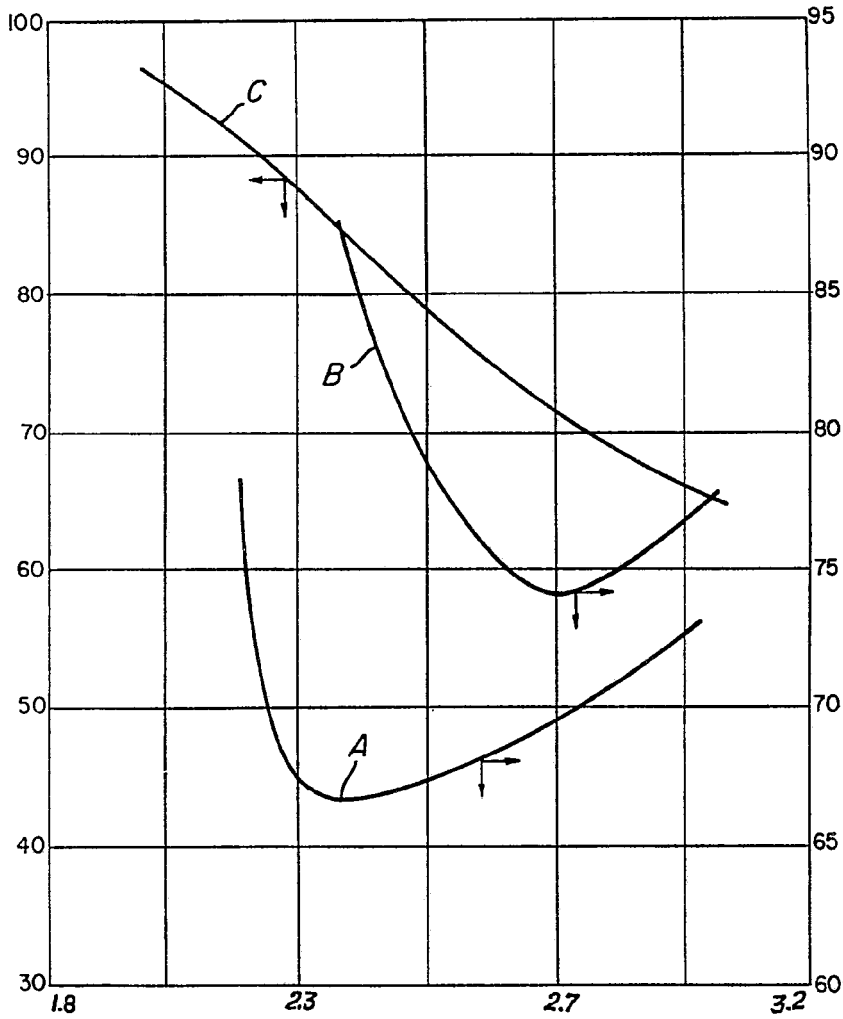


FIG. 7

Alberto de Elizaburu
Per Fidei

409647

28

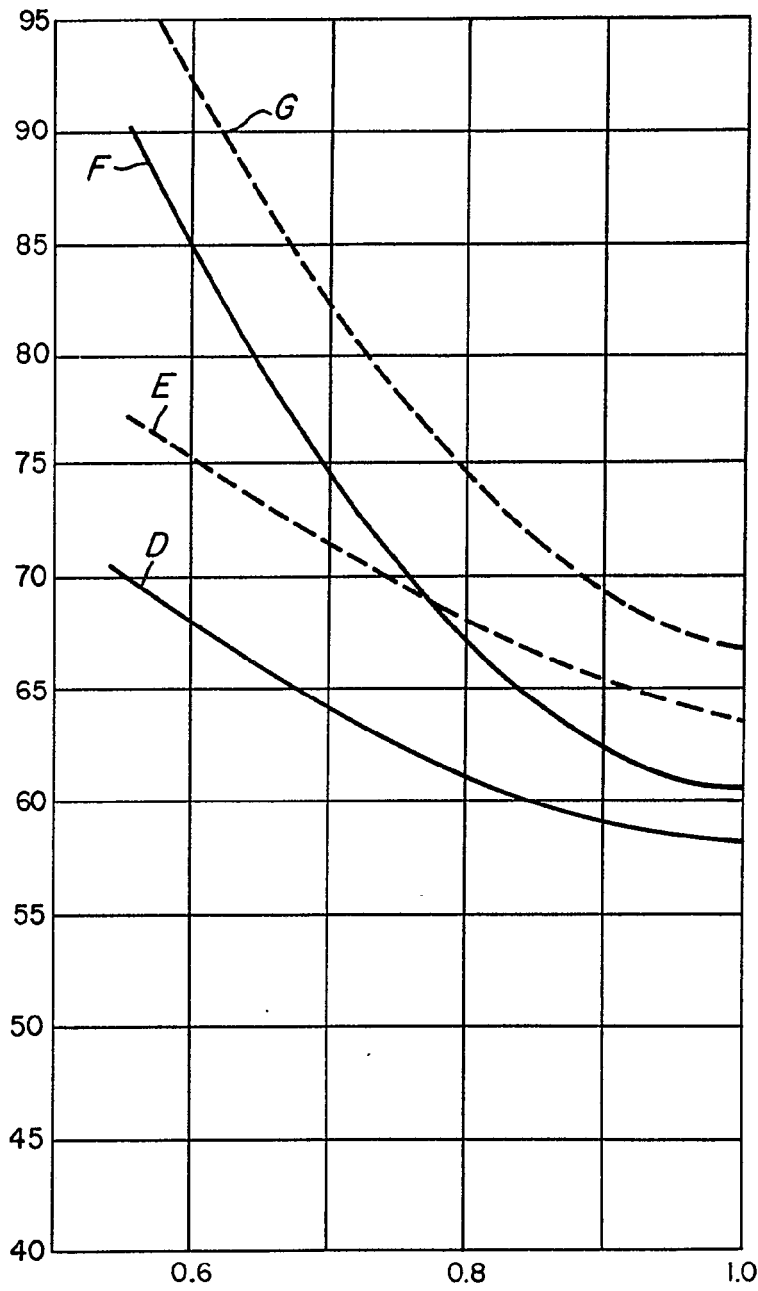


FIG. 8.

Alber ~~o~~ de Elizaburg
Per Poder