

Textos Básicos

TEXTO D

SISTEMAS DE BIOPELÍCULA SECUENCIALES

Edición 2.024

Autor: Carlos Alberto Páez Martínez

Tabla de Contenido

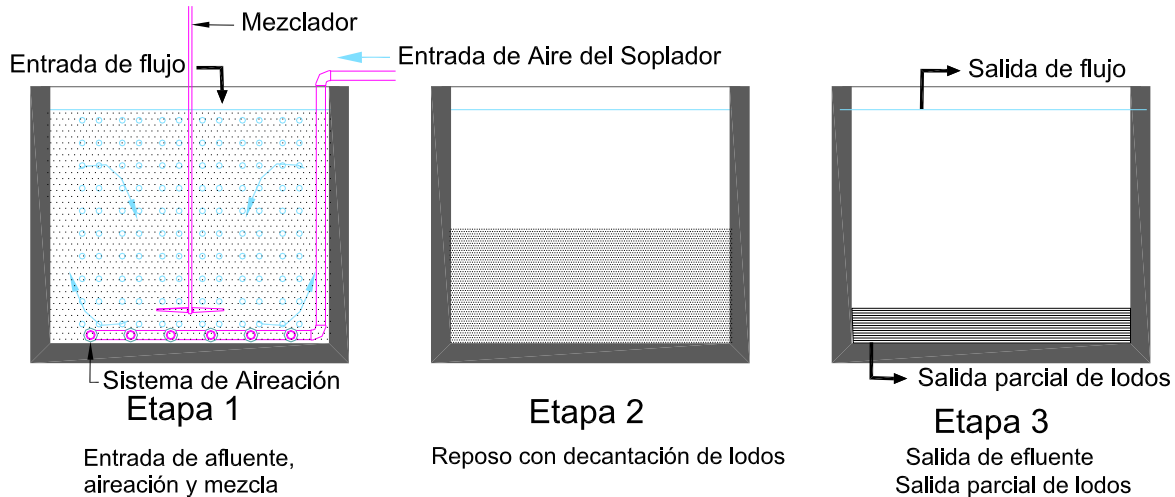
D-1. REACTORES SECUENCIALES EXISTENTES.....	4
D-2. REACTOR SECUENCIAL DE BIOPELÍCULA RSB	7
D-3. PLANTA MBBR SECUENCIAL	10
D-4. PROBLEMÁTICA DE LA POTABILIZACIÓN Y REUTILIZACIÓN DEL AGUA	27
D-5. PROCESOS SECUENCIALES TPQA PARA POTABILIZAR AGUAS CON ALTA CONTAMINACIÓN ORGÁNICA	31
D-5.1 Generalidades	31
D-5.2 Llenado con Mezcla Rápida, Aireación y Coagulación	35
D-5.3 Floculación.	40
D-5.4 Reposo con Salida de Efluente y los Lodos	47
D-5.5 Procesos de Concentración y Secado de Lodos	49
D-5.6 Desinfección y Regulación del Caudal de Salida	51
D-5.7 Control del Proceso TPQA Secuencial	52
D-5.8 Conclusiones y Cálculos	55
D-6. PROCESOS TPQA CON INTERCAMBIO CATIONICO PARA TRATAR AGUAS RESIDUALES INDUSTRIALES	63
D-7. PLANTA PINBASA CON INCORPORACION DE NUTRIENTES EN BIOSOLIDOS ALCALINOS.....	76
D-7.1. Generalidades	76
D-7.2. Proceso TPQA en el Reactor Secuencial	77
D-7.3. Remoción de AGV y DQO	81
D-7.4. Concentración y Estabilización Alcalina de Lodos	83
D-7.5. Secado y Extracción de los Biosólidos	85
D-7.6. Recuperación de Fósforo y Nitrógeno	86
D-7.7. Afectación de Biosólidos por Metales	89
D-7.8. Utilización de los Biosólidos	92
D-7.9. Diseño y Cálculo de una Planta Pinbasa	95

D-8. INSTRUMENTACIÓN, MONITOREO Y CONTROL DE PROCESOS SECUENCIALES	105
D-8.1. Generalidades	105
D-8.2. Alcalinidad y pH.....	107
D-8.3. Turbiedad.....	108
D-8.4. Sólidos Suspendidos	109
D-8.5. Potencial Oxidación Reducción ORP	111
D-8.6. Oxígeno Disuelto.....	111
D-8.7. Demanda Biológica de Oxígeno.....	112
D-8.8. Nitrógeno Amoniacal.....	117
D-8.9. Cloro	118
D-8.10. Dosificación de Reactivos e Insumos	118
D-8.11. Diagnóstico y Alarmas	128

D-1. REACTORES SECUENCIALES EXISTENTES

El reactor secuencial más utilizado para de tratamientos biológicos es el SBR, llamado así por sus siglas en inglés Sequential Batch Reactor, donde en un solo tanque se realiza un proceso de lodos activados en tres etapas, que se muestran a continuación.

Figura D-1 - Etapas del Proceso SBR



Etapa 1 – Proceso de aireación junto con la entrada del flujo afluente, y la mezcla de éste con los lodos y el oxígeno. En este proceso ocurre la nitrificación del nitrógeno amoniacal, y la formación de una biomasa en forma de lodos, que contienen los productos de dicha nitrificación.

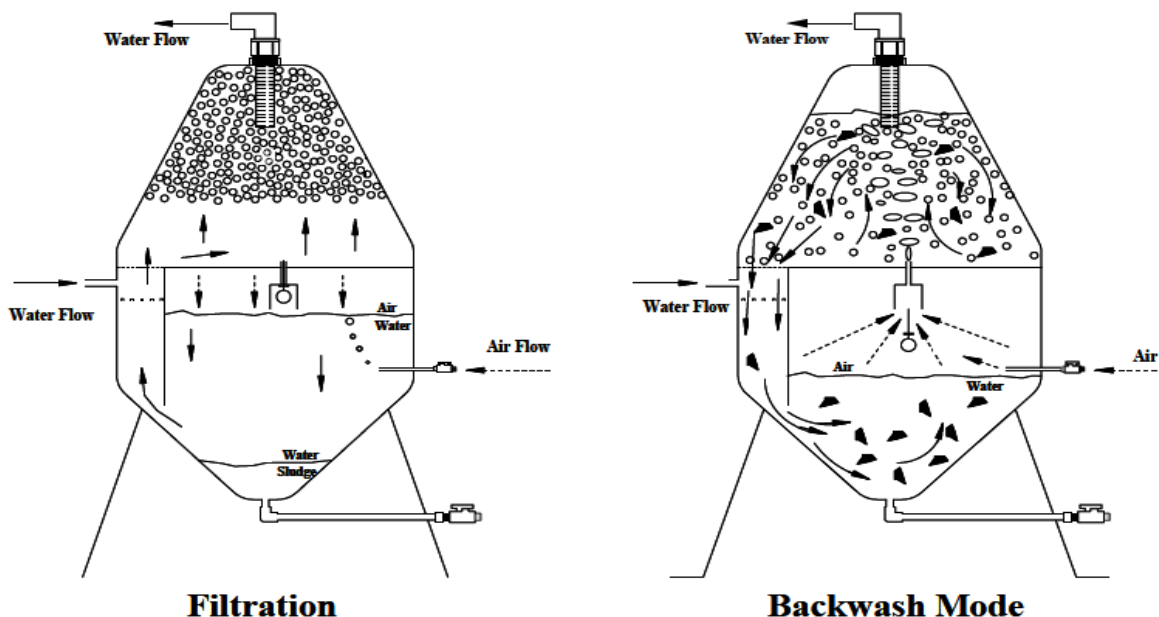
Etapa 2 – Suspensión de la aireación y la mezcla, ocasionando un reposo durante el cual los lodos formados se decantan en el fondo.

Etapa 3- El agua clarificada sale del reactor, mientras que los lodos de exceso acumulados en el fondo son purgados hacia un sistema de secado. El resto de los lodos, que permanece en el reactor, debe contener la cantidad de bacterias necesaria para asimilar la carga orgánica que trae el agua afluente en el siguiente ciclo.

Otro proceso de tratamiento secuencial se realiza en el llamado FBF (Floating Beads Filter), o filtro de cuentas, también conocido como SLDM, (Static Low Density Media Filter). A diferencia del SBR, dentro del reactor se tienen partículas plásticas macizas, de menor densidad que el agua, que durante la etapa de reposo forman un filtro, flotante, a través del cual sale el efluente. Este dispositivo ha probado ser muy eficiente en remover amoníaco y sólidos suspendidos simultáneamente, y producir efluentes de excelente calidad. Por esta razón es utilizado ampliamente para purificar el agua de recirculación en estanques de piscicultura. En un estudio realizado en la Universidad de Luisiana se concluye que este sistema es bastante superior a las tecnologías existentes para el

tratamiento de aguas residuales domésticas¹. En la siguiente figura se muestra el funcionamiento del SLDM.

Figura D-2 - Ciclos del proceso de tratamiento en el FBF (Floating Beads Filter o filtro de cuentas), o SLDM (Static Low Density Media Filter)



Fuente: Cynthia Wagener. 2.003 (Ref. D-1).

Un sistema secuencial más elaborado es el Sequencing Batch Biofilm Reactor (SBBR), que es similar al SBR (Sequencing Batch Reactor), en el cual se añaden bioportadores plásticos, lo cual permite realizar en el tanque un proceso de biopelícula que incrementa la biomasa retenida allí. Por lo tanto, no se necesita realizar la recirculación de lodos que se realiza en un SBR. El aumento de la biomasa mejora sustancialmente la remoción de nitrógeno amoniacal y carga orgánica². En el documento de Mona Chaali et al³ se indica que, en los reactores SBBR, los lodos tienen alto SVI (Sludge Volume Index) o Índice Volumétrico de Lodos IVM, lo cual indica que la densidad de biomasa es muy baja. SVI es la relación entre el volumen de lodo que se decanta en 30 minutos, y los Sólidos Suspendedos del Licor Mezclado (SSLM), según Mona Chaali (Ref. D-3). Esto se debe a que los lodos del SBBR se producen por la erosión de la biopelícula, y por lo tanto son bastante finos y tienen baja densidad. Por esta razón se presentan el riesgo de que no se decanten y salgan con el efluente. El SBBR, es similar al Reactor Secuencial de

1 Cynthia Wagener. "Evaluation of Static Low-Density Media Filters for Use in Domestic Wastewater Treatment". Environmental Engineering, Louisiana State University, 2.003.

https://digitalcommons.lsu.edu/cgi/viewcontent.cgi?article=2898&context=gradschool_theses

2 Koobum Kim. "The characteristic of the sequencing batch reactor (SBR), anaerobic sequencing batch reactor (ASBR) and sequencing batch biofilm reactor (SBBR)". Iowa State University.

<https://media.gradebuddy.com/documents/1624578/ca6e2ef2-b5eb-4dcc-a045-f4859a16852d.pdf>

3 Mona Chaali et. al. "Review on the advances of nitrifying biofilm reactors and their removal rates in wastewater treatment". <http://espace.inrs.ca/7279/1/P3339.pdf>

Biopelícula RSB que se describe el Capítulo D-2, pero en este último el agua sale a través de un filtro flotante formado por bioportadores tubulares porosos que se describen en el Numeral C-2.5, que tienen una porosidad que los hacen livianos y flexibles, lo que reduce la abrasión por los choques entre ellos, y les permite generar biopelículas más gruesas, como ocurre con los bioportadores de espuma de poliuretano. Con los bioportadores tubulares porosos se producen flóculos más grandes que se decantan fácilmente, lo cual reduce la turbiedad y mejora la calidad del efluente.

En el documento de Mona Chaali (Ref. D-3) se reportan casos de nitrificación parcial exitosos con reactores SBBR, la cual es importante para la realización de procesos Sharon (ver Capítulo D-3) y Anammox (ver Numeral E-3.2). En otro estudio de Dahu Ding et al se analiza el caso de un SBBR para tratar aguas domésticas provisto de un sistema de control inteligente de la aireación, en el cual se reportaron remociones del DQO del 96% y del nitrógeno amoniacal del 99%, y reducciones importantes en la energía de aireación⁴. En este caso se empleó una metodología llamada ICS (Intelligent Controlling System) descrita por A. Meystel⁵, en la cual se consideran ambientes con alto grado de incertidumbre debido a que los procesos no están modelados adecuadamente.

Otro proceso secuencial es el ensayo de jarras, que se utiliza en los laboratorios para modelar los procesos de decantación químicamente asistidos para remoción de turbiedad. En este ensayo, se realizan los procesos de mezcla rápida, coagulación, floculación y decantación en un solo recipiente y en forma secuencial. Mediante el control de la duración de estas etapas, y de la dosificación de reactivos, se obtiene un proceso de tratamiento óptimo. En el Capítulo D-5 se trata el caso de una planta de potabilización secuencial tiene la posibilidad de ajustar los procesos de tratamiento a las condiciones del agua a tratar, con el fin de obtener la mejor calidad del agua en todo momento. Esto es posible debido a que la planta trata tandas de volúmenes de agua fijos, y a que puede variar en cada tanda los parámetros operativos, tales como la duración de los procesos y la dosificación de elementos químicos, para obtener la mejor calidad del agua producida a partir de un afluente de características variables. Se puede utilizar la planta para realizar ensayos similares a los de jarras, en los cuales se relacionen la calidad del efluente de la planta, con la calidad del agua de entrada y con los parámetros operativos, y a partir de esta información, determinar los parámetros que optimicen la calidad del efluente. Esto podría reducir la incertidumbre en el tratamiento de las aguas, y sería una alternativa a la metodología ICS mencionada anteriormente.

4 Dahu Ding et al. "Domestic sewage treatment in a sequencing batch biofilm reactor (SBBR) with an intelligent controlling system". *Desalination* 216. Elsevier. 2011.

<https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0011916411002773?via%3Dihub>

⁵ A. Meystel. "Intelligent Control System". *Encyclopedia of Physical Science and Technology* (Third Edition), 2003. <https://www.sciencedirect.com/topics/computer-science/intelligent-control-system>

D-2. REACTOR SECUENCIAL DE BIOPELÍCULA RSB

En el RSB se trata un volumen determinado de agua en forma secuencial. Este tratamiento, comprende las etapas de llenado mediante un bombeo a través de tuberías perforadas, con lo cual se realiza una aireación por chorros emergidos. A continuación se realiza un tratamiento que genera lodos, los cuales se decantan en el fondo del RSB, donde el agua está en reposo porque hasta allí no llega la turbulencia generada por los chorros emergidos. Finalmente, se suspende el bombeo que realiza la aireación, y entonces los bioportadores tubulares porosos forman un filtro flotante, a través del cual sale el efluente. Al reanudarse la aireación en el siguiente ciclo, los chorros remueven los sedimentos y el exceso de biopelícula que se acumula en los bioportadores, que se decantan en el fondo del RSB. En esta segunda etapa también se realiza la purga de los lodos que se acumulan en el fondo del RSB.

En el Reactor Secuencial de Biopelícula RSB se pueden realizar dos tipos de procesos secuenciales. Uno de ellos es el proceso TPQA (Tratamiento Primario Químicamente Asistido) que se utiliza para potabilizar el agua, o para tratar aguas industriales, donde se realiza la coagulación y decantación de los sólidos suspendidos mediante productos químicos. Estas plantas se tratan en los capítulos D-5 y D-6. En este caso se generan lodos muy diluidos que requieren ser espesados en un lecho de secado de dos módulos, que se tratan en el Capítulo F-2.

En el caso de la planta MBBR secuencial que se trata en el Capítulo D-3, donde se busca remover la contaminación orgánica, en el RSB se realizan procesos de biopelícula, que generan lodos biológicos aeróbicos, los cuales se purgan hacia el tanque anaeróbico para su desnitrificación. En este tanque también se realiza la digestión anaeróbica de las aguas residuales afluentes, con el objeto de reducir la relación C/N entre carbono y nitrógeno, que se requiere para dicha nitrificación. Estos procesos se realizan en el RSB en dos etapas, que se describen a continuación. En las figuras D-5 a D-7 se muestra el RSB del MBBR.

Etapas de Bombeo con Aireación y Mezcla

En el caso de la planta MBBR, se realiza el bombeo desde el tanque anaeróbico al RSB a través de las parrillas de aireación por chorros emergidos, que además de transferir oxígeno al agua, generan turbulencia y mezcla en dicho reactor, lo cual facilita el desarrollo de biopelículas sobre los bioportadores. La turbulencia produce intercambio de masas entre el agua contaminada, el oxígeno, y esta biopelícula, lo cual promueve el proceso de nitrificación autótrofa. Esta turbulencia erosiona la biopelícula, formando lodos que tienden a decantarse en el fondo, donde el agua está en reposo puesto que la turbulencia generada por los chorros no llega hasta allí.

En el caso de procesos tipo TPQA, la duración del bombeo está determinada por el volumen de agua del ciclo de tratamiento. A continuación de este proceso de llenado con aireación y mezcla, se produce un proceso de floculación de los sólidos suspendidos, que origina lodos inorgánicos. Dicha floculación se produce mediante difusores de burbujas, las cuales generan movimientos ascendentes lentos rodeados de movimientos descendentes que cubren todo el volumen del RSB, que generan condiciones muy

favorable para este proceso. Durante esta floculación se tienen procesos adicionales de biopelícula de lecho móvil.

En las plantas MBBR, donde se prioriza, el tiempo de bombeo está determinado por la concentración final de oxígeno requerida para la remoción de carga orgánica. Hay que tener en cuenta que en sistemas secuenciales, dicha concentración se reduce durante la etapa de reposo. Esta oscilación es favorable para los procesos de nitrificación parcial, que se utilizan en las plantas MBBR Secuencial y USA, puesto que permiten eliminar las bacterias NOB que convierten los nitritos y nitratos. La concentración de oxígeno disuelto se registra mediante un sensor en línea, que apaga la bomba de aireación cuando se alcance la concentración de oxígeno máxima. Los cálculos de la aireación por chorros emergidos se realizan de acuerdo a lo indicado en el Capítulo A-3.

La salida del efluente del RSB se controla mediante un mecanismo neumático que se aprecia en las figuras D-6 y D-7. En la etapa de aireación y recirculación de lodos, la presión generada por la bomba presuriza una cámara hidroneumática que mantiene cerrada la salida de agua del RSB. Esto ocurre porque dicha cámara está conectada mediante una manguera a un cilindro neumático, que al ser presurizado levanta la palanca de una válvula de flotador ubicada en la salida del efluente del reactor, y cierra dicha válvula. Por lo tanto, cada vez que se prende la bomba, se cierra automáticamente la salida de agua del RSB.

Etapas de Reposo con Filtración y Salida del Efluente

Cuando se suspende el bombeo viene una etapa de reposo en el tanque, en la cual los sedimentos se decantan, y los bioportadores flotantes forman un filtro en la superficie. Esto toma un tiempo, y luego del rezago programado para cubrir este tiempo, se despresuriza el cilindro neumático. Esto se hace abriendo una válvula de solenoide que está conectada en línea con el sistema de control. Al despresurizar el cilindro se abre la válvula de flotador, y el efluente sale del reactor a través del filtro flotante. No se recomienda tener válvulas de flotador mayores a 3", debido a la dificultad de tener mangueras flexibles de diámetros mayores. Para tratar caudales importantes, se recomienda tener varias válvulas de flotador conectadas a una cámara hidroneumática única, que sea lo suficientemente grande para suministrar el aire presurizado requerido a todos los cilindros neumáticos que activan las válvulas. Cada válvula de flotador está conectada a una parrilla de tuberías ranuradas independiente.

El flujo sale a través de una parrilla de tuberías ranuradas, que se encuentra suspendida dentro del filtro flotante mediante flotadores. La salida del efluente se inicia cuando los bioportadores hayan subido a la superficie y los lodos se hayan decantado en el fondo. El tiempo para que se forme dicho filtro es igual a la profundidad del tanque por la velocidad ascensional de los bioportadores, que se estima en 2.5 cm/sg, de acuerdo a ensayos realizados. En el caso de tratamiento TPQA, el tiempo de decantación se puede estimar con la siguiente ecuación ⁶:

⁶ Jairo Alberto Romero Rojas, "Purificación del Agua". Escuela Colombiana de Ingeniería". 2.000. Ecuación 5.8.

$$U = \sqrt{\frac{10 \times g \times (S_s - 1) \times D}{3}} \quad \text{Ecuación D-1}$$

Donde U es la velocidad de sedimentación en m/s, g es la aceleración de la gravedad, S_s es la densidad relativa de la partícula de lodo, que se estima en 1.1., y D es el diámetro de ésta en metros.

El filtro flotante retiene sólidos suspendidos a través de los mecanismos que se describen a continuación, que lo hace muy eficiente en la remoción de turbiedad. También remueve carga orgánica, puesto que funciona como un filtro percolador, donde continúa desarrollándose la biomasa en un proceso de biopelícula de lecho fijo.

En la salida del agua a través del filtro flotante, se realizan los siguientes procesos:

- Remoción de contaminantes orgánicos disueltos en el agua, en un proceso de biopelícula de lecho fijo similar a la que ocurre en un filtro percolador.
- Adsorción de sólidos suspendidos muy finos, debido a la consistencia pegajosa de la biopelícula, lo cual reduce la turbiedad.
- Proceso de floculación adicional, debido a que el agua fluye lentamente a través de las cámaras internas de los bioportadores, y se acelera en los intersticios entre ellos, generando las condiciones hidráulicas para desarrollar los flóculos, los cuales se acumulan en dichas cámaras, sin obstruir el flujo a través del filtro.
- Proceso de filtración, que se realiza mediante los mecanismos de decantación en las cámaras internas de los bioportadores, e interceptación de los sólidos suspendidos en los intersticios entre ellos.

Dichos procesos garantizan una remoción muy eficiente de materia orgánica, sólidos, y otros contaminantes inorgánicos. Cuando inicia el nuevo ciclo con el llenado del reactor a través de los chorros emergidos, el filtro es limpiado por la acción de éstos, formando lodos que se decantan en el fondo, donde el agua está en reposo y en condiciones anóxicas. En el Numeral C-2.5 se explican las ventajas de utilizar los bioportadores tubulares porosos para el tratamiento del agua, tanto en los procesos de biopelícula de lecho móvil en la etapa de aireación, como en los de lecho fijo en la tapa de filtración.

El RSB es esencialmente un SBBR (Secuential Batch Biofilm Reactor), donde se emplean bioportadores tubulares porosos. A diferencia del SBBR tradicional, donde los sedimentos producidos se decantan y salen mediante una purga de fondo, en el RSB el agua sale a través de un filtro flotante formado por los bioportadores, el cual retiene los sedimentos en forma bastante eficiente. Durante este proceso de filtración también ocurre un proceso de biopelícula de lecho fijo, similar al de un filtro percolador. El SBBR descrito en el capítulo anterior, es considerado actualmente como el reactor con el mejor desempeño en la remoción de contaminantes orgánicos e inorgánicos. Con el RSB este desempeño es mejorado, pues a través de los bioportadores tubulares porosos puede realizar procesos de biopelícula, además de la filtración.

Salida de Lodos

Esta salida varía según el tipo de planta de tratamiento. En la planta MBBR secuencial que se trata en el siguiente Capítulo, en el RSB se producen lodos nitrificados, que se llevan mediante una tubería que los recircula hacia el tanque de regulación anaeróbico para ser desnitrificados. Esta recirculación opera durante la etapa de bombeo para la aireación. Por lo tanto, todos los lodos se acumulan en el tanque anaeróbico, y de allí se extraen directamente hacia un lecho de secado. La purga de lodos se hace con muy poca frecuencia, y su volumen es reducido. Por lo tanto allí se requiere un lecho de secado de un solo módulo.

Los lodos que generan los tratamientos TPQA secuenciales proceden de procesos biológicos de biopelícula, o de floculación químicamente asistida, y tienen una densidad muy baja. Por lo tanto salen hacia lechos de secado de dos módulos, en uno de los cuales se tienen procesos de decantación y espesamiento, mientras que en el otro se tienen procesos de secado y remoción de biosólidos. Al final de un ciclo, se intercambian estas funciones mediante válvulas de 3 vías ubicadas en las tuberías de entrada y de salida de los lechos. El diseño y la operación de los lechos de secado de uno y dos módulos se trata en el Capítulo F-2 del Texto F.

D-3. PLANTA MBBR SECUENCIAL

Esta planta combina un reactor secuencial de biopelícula RSB, donde se realiza un proceso de nitrificación parcial del nitrógeno amoniacal para la producción de nitritos, con un tanque Uasb donde se realiza la desnitrificación de dichos nitritos, junto con la remoción de carbono mediante procesos de digestión anaeróbica. Este proceso de remoción de nitrógeno amoniacal a partir de nitritos se llama Sharon, por las siglas en inglés de Single Reactor High Activity Ammonia Removal over Nitrite, y se trata en los numerales C-1.3 y E-1.3.

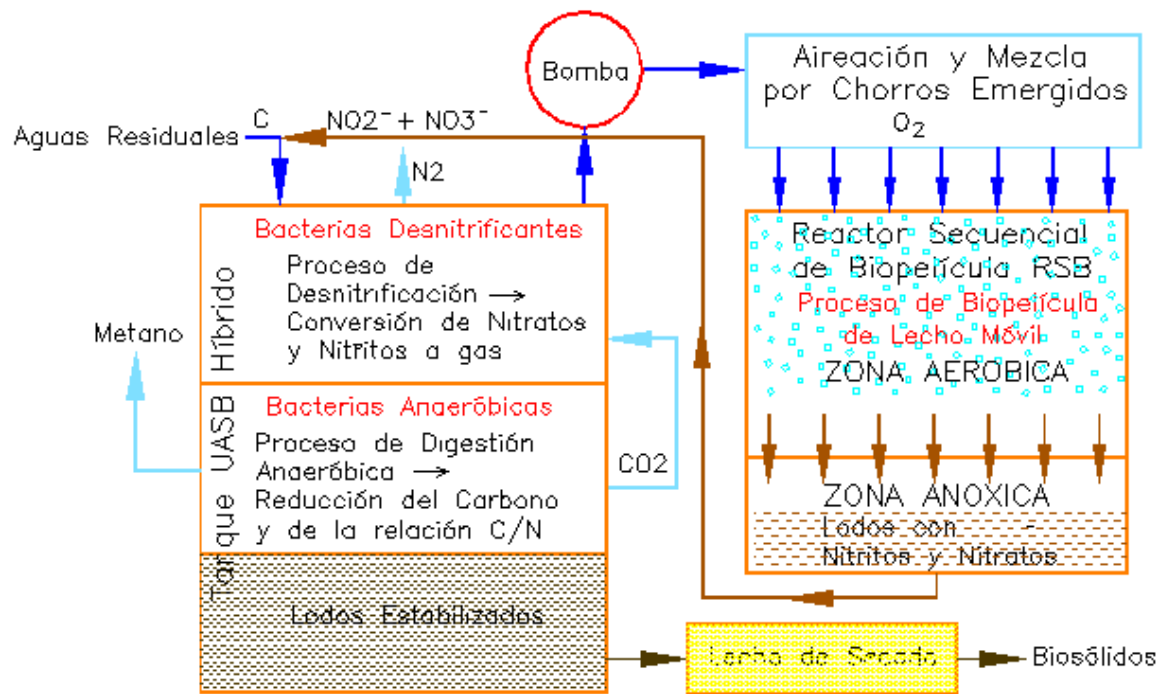
En el RSB de la planta MBBR Secuencial, los tratamiento se hacen en dos etapas descritas en el Capítulo D-2. En la primera etapa se tiene un procesos de aireación por chorros emergidos con el cual se busca alcanzar la transferencia de oxígeno requerida para la nitrificación parcial. Los chorros generan la un proceso de biopelícula en la parte superior del reactor RSB. A la parte inferior del reactor no llegan la turbulencia ni las burbujas generadas por los chorros, y se mantiene en reposo y en condiciones anóxicas. Allí se decantan los lodos nitrificados que se generan debido a la erosión de la biopelícula que se desarrolla sobre los bioportadores. Este lodo sale a través de una tubería de recirculación que toma los lodos acumulados en el fondo del RSB, y los entrega a la entrada del tanque Uasb. Allí se mezclan con estas aguas, que proporcionan el carbono necesario para la desnitrificación de los lodos. Esta tubería tiene un tramo elevado, de modo que cuando el agua del RSB alcanza cierto nivel, se activa un sifonaje que permite una salida rápida del agua, lo cual genera condiciones de turbulencia en la cámara donde se mezcla los lodos con el agua afluente a la planta que contiene DBO_5 , lo cual facilita los procesos de desnitrificación.

La segunda etapa ocurre cuando se ha proporcionado la cantidad de oxígeno requerido por el volumen de agua que se trata en la tanda, y se suspende el bombeo y la aireación. Entonces el nivel del agua se estabiliza al nivel de la parte superior del tramo elevado de

la tubería de recirculación. Dicho tramo tiene un rebose para evitar que se desborde el RSB en el caso de que dicha tubería no tenga la capacidad de conducir el caudal correspondiente a la aireación. El rebose consiste en una Te que sale hacia arriba, que conecta una tubería que descarga directamente en el tanque regulador. En dicha Te se encuentra una entrada de aire que evita la formación de un sifonaje que podría bajar el nivel en el RSB. De esta forma, se garantiza que cuando se termina el bombeo que realiza la aireación, el nivel del agua en el RSB corresponda a la cota de fondo del tramo elevado. Al final de la tubería de rebose se encuentra una Te sumergida en el tanque Uasb, que distribuye el flujo hacia los lados, con el fin de, impedir que dicho flujo afecte al manto de lodos que se encuentra en el fondo. La capacidad de tubería de recirculación debe ser lo suficientemente alta para que los reboses sea relativamente bajos, pues éstos arrastran lodos que no son mezclados con las aguas residuales que aportan carbono, y por lo tanto no tienen una adecuada desnitrificación. Se considera que solo una muy pequeña porción de lodos salen por el rebose, puesto que normalmente la recirculación del agua se inicia solo cuando se ha llenado el RSB, y el rebose generalmente solo es un pequeño porcentaje del caudal de recirculación. En el ejemplo de *cálculo* de la planta MBBR, se estimó que la velocidad ascendente en el tubo de rebose es de solo 0.29 m/sg, que no es suficiente para arrastrar hacia arriba los flóculos mayores. En la Figura D-3 a) se muestra un esquema de la planta MBBR Secuencial.

El esquema de las plantas MBBR convencionales se muestra en la Figura D-3 b). Allí se aprecia que las principales diferencias consisten en que en la planta MBBR Secuencial se realiza un proceso de filtración, que es más efectivo en la remoción de sólidos suspendidos que el proceso de decantación que se realiza en las plantas tradicionales. Además, en éstas se requieren sopladores, que son innecesarios en la planta MBBR Secuencial, puesto que allí la bomba que lleva el agua al RSB impulsa la aireación .

Figura D-3 a). Esquema de la Planta MBBR Secuencial
 ETAPA DE AIREACION, MEZCLA Y PURGA DE LODOS EN EL RSB



ETAPA DE REPOSO CON FILTRACIÓN Y SALIDA DEL EFLUENTE

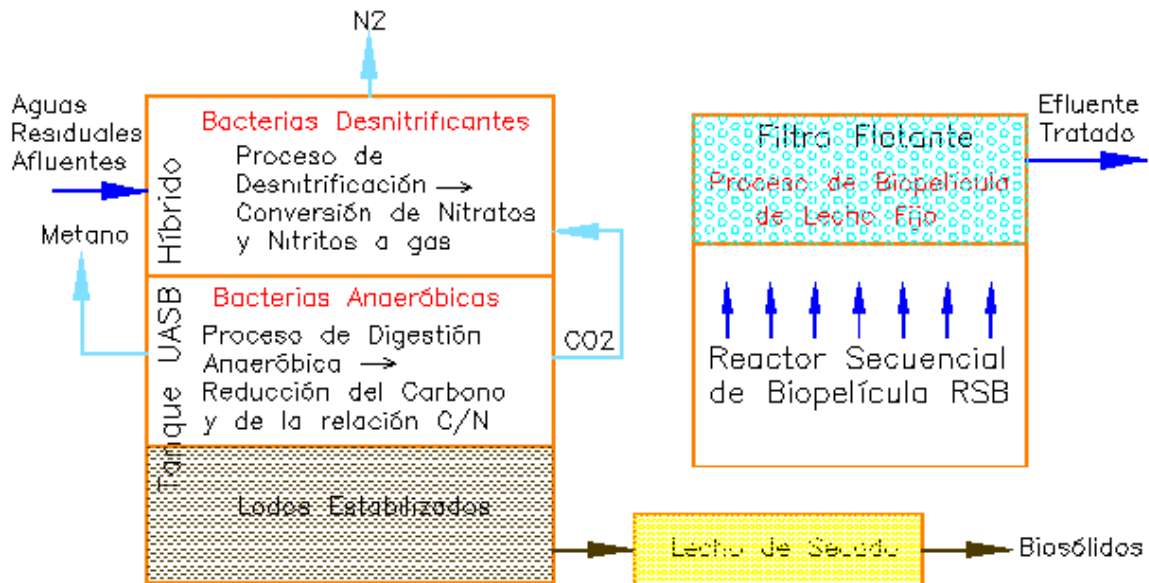
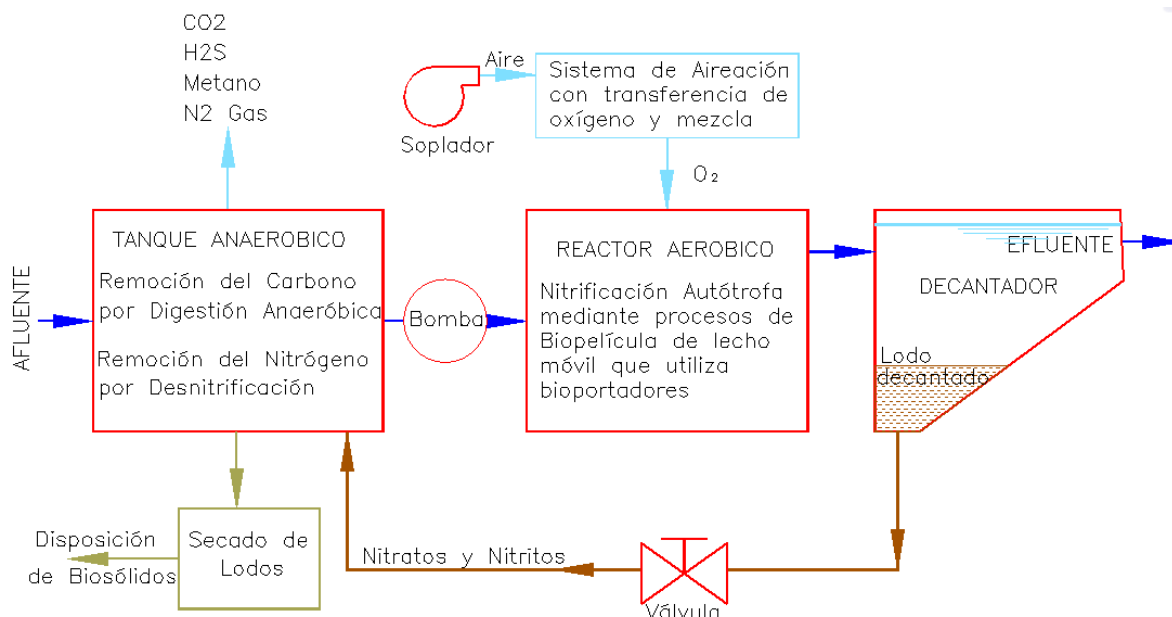


Figura D-3 b). Esquema de la Planta MBBR Tradicional



La aireación del Reactor Secuencial de Biopelícula RSB se hace con chorros emergidos, que interactúan con los bioportadores tubulares porosos para producir una eficiencia muy alta en la transferencia de oxígeno, como se explica en el Capítulo A-3, que es superior a las otras tecnologías de aireación como se muestra en la Tabla A-5. El cálculo de dicha aireación se realiza de acuerdo a lo indicado en el Capítulo A-3. La bomba que realiza la aireación en el RSB se activa cuando se cumplan las siguientes condiciones:

- El sensor de flujo de tipo paleta, instalado en la salida a través de la válvula de flotador, indica que todo el volumen de agua de ciclo anterior ha salido. Este sensor se inserta en los acoples de PVC que conectan la válvula de flotador, y emite una señal cuando hay flujo, que desactiva la bomba de aireación y llenado.
- Un sensor de nivel instalado en el tanque Uasb indica que allí está disponible el volumen de ciclo a tratar.

El tiempo de funcionamiento de la bomba de aireación es el requerido para suministrar el oxígeno necesario para alcanzar una concentración de oxígeno disuelto de 2 mg O_2/L , como se indica posteriormente. El volumen de agua a tratar en el ciclo de debe determinar de tal manera que durante el tiempo de reposo que sigue a la aireación, la concentración de oxígeno disuelto no baje a un valor inferior al establecido para la nitrificación parcial, que es de 1.3 mg O_2/L , como se indica posteriormente. Este volumen está determinado por el nivel al cual se coloca el sensor que apaga la bomba de llenado del RSB. En caso de que el tiempo del ciclo resulte excesivo, y que la capacidad de tratamiento sea deficiente, se puede acortar dicho tiempo aumentando la capacidad del sistema de aireación AOTR.

El agua de llenado del RSB es tomada de la superficie del tanque Uasb mediante un panel de tuberías perforadas provistas de flotadores. Como se explica en el Capítulo D-2, al arrancar la bomba, se genera una presión en una cámara hidroneumática que acciona

el cilindro neumático que cierra la válvula de salida del agua en el RSB. Cuando se termina el periodo de aireación requerido, se suspende el bombeo, el cilindro se mantiene presurizado y la válvula cerrada, y luego del tiempo necesario para la formación del filtro flotante, una válvula de solenoide ubicada en el cilindro se abre para permitir que se despresurice, y por lo tanto la válvula que abre para facilitar la salida del agua a través del filtro flotante. Esta salida de agua del RSB termina cuando un sistema de tope impide que la parrilla flotante siga descendiendo. En la salida del agua a través del filtro flotante se realizan los procesos de filtración, remoción de contaminantes por procesos de biopelícula, adsorción de sólidos suspendidos debido a la consistencia pegajosa de ésta, y de decantación en las cámaras internas de los bioportadores, que garantizan la alta calidad del efluente. Las biopelículas también tienen la capacidad de remover patógenos, y de degradar y asimilar sustancias xenobióticas. Estos procesos, que se describen en los capítulos D-2 y C-2, le darían al efluente del MBBR Secuencial una calidad suficiente para ser reutilizado.

El sistema de tope se muestra en las Figura D-6 y D-7 del Capítulo D-3, y consiste en 4 barras roscadas verticales, adosadas a la tubería ranurada flotante. Las barras atraviesan unas platinas perforadas fijadas al borde superior de los muros. Durante la salida del flujo, la parrilla flotante de tuberías ranuradas desciende hasta cierto nivel, donde unas tuercas que la detienen, lo cual interrumpe la salida del agua, que se hace a través de dicha parrilla. De esta forma, ajustando la posición de las tuercas se fija el nivel mínimo de la parrilla, y el volumen vaciado en cada tanda. El volumen de agua tratada en cada ciclo corresponde al área en planta del RSB, multiplicada por la diferencia entre el nivel determinado por el sistema de tope, y el que se alcanza en el RSB, que corresponde al nivel de la base del tramo elevado de la tubería de recirculación.

El tratamiento del agua residual en la Planta MBBR se hace mediante procesos de biopelícula, que tiene grandes ventajas sobre otras tecnologías de tratamiento de acuerdo al Capítulo C-2. Normalmente, los sistemas MBBR tienen un proceso continuo que se muestra en el diagrama de la Figura C-7 del Numeral C-2.4, donde se realiza un procesos de biopelícula de lecho móvil. En el caso de la planta MBBR Secuencial se tienen dos etapas, que se muestran en la Figura D-3 a continuación.

El proceso de nitrificación parcial que se realiza en el RSB se hace restringiendo el oxígeno en la aireación para producir nitritos en vez de nitratos. Mediante este proceso se tienen ahorros importantes en la energía en la remoción de nitrógeno, puesto que el proceso de nitrificación parcial para producir nitritos consume 3.43 gramos de oxígeno por gramo de nitrógeno amoniacal removido, en vez de los 4.57 gr que consumiría con la nitrificación completa, según la estequiometría de las ecuaciones C-2 y C-3 del Numeral C-1.2. Además, la transferencia de dicho oxígeno al agua AOTR depende del factor N (ver Ecuación A-2), que aumenta al reducir la concentración de oxígeno Cl en el tanque (ver Ecuación A-3). Los cálculos de la aireación por chorros emergidos se realizan de acuerdo a lo indicado en el Capítulo A-3.

Para calcular la transferencia oxígeno AOTR de los chorros emergidos en reactores con bioportadores, se utiliza la Ecuación A-15. En esta ecuación, el Factor de Mayoración por Bioportadores FMB se estima en 2. Esto se basa en los análisis realizados en el Capítulo

A-3, donde se indica que los chorros emergidos realizan un efecto de dispersión de los bioportadores y de las burbujas en un gran volumen de agua, y que dichos bioportadores forman una capa que aumenta el tiempo de permanencia de las burbujas en el agua. Estos dos efectos facilitan la transferencia de O_2 cuando se tiene un alto porcentaje de bioportadores en el RSB. En la desnitrificación de los nitritos se consume 1.71 gr de DBO_5 por gramo de nitrógeno, mientras que en la desnitrificación de nitratos se consumen 2.86 gr de DBO_5 por gramo de nitrógeno⁷. Esto es importante para el tratamiento con aguas residuales con bajo contenido de DBO_5 . Los nitritos producidos en un reactor Sharon también pueden ir hacia procesos Anammox, lo cual permite una remoción adicional de nitrógeno en el tanque anaeróbico, como se indica en los capítulos E-2 y E-3, lo cual se traduce en otro ahorro en la energía en la remoción de nitrógeno amoniacal.

Según el documento de Harlan H. Bengtson⁸, la nitrificación autótrofa es más eficiente cuando las cargas de nitrógeno amoniacal en los bioportadores SALR son menores que los valores indicados en la Tabla D-1 a continuación. El SALR (en inglés Surface Area Removal Load), se mide en gramos de DBO_5 /día por m^2 de área de bioportadores. Esta carga aumenta con la concentración de oxígeno disuelto en el reactor. En la siguiente tabla también se presenta la información de Bjorn Rusten et al⁹, en la cual se relacionan valores máximos de la tasa de remoción de nitrógeno SARR (en inglés Surface Area Removal Rate), en función del oxígeno disuelto.

Tabla D-1 - Valores Máximos de la Tasa de Remoción de Nitrógeno SARR y de la Carga en Nitrógeno en Bioportadores SALR en Función del Oxígeno Disuelto

Concentración de Oxígeno Disuelto mg/L	SARR máximo gr NH_4 /m ² -día	SALR orgánica máxima gr DBO_5 /m ² -día
2	0,61	1
3	0,88	1,6
4	1,03	2,2
5	1,23	3
6	1,41	3,6

Fuentes: Harlan H. Bengtson (Ref. D-8) y Bjorn Rusten et al (Ref..D-9)

⁷ Javier Alfonso Claros Bedoya. "Estudio del Proceso de Nitrificación y Desnitrificación Vía Nitrito para el Tratamiento Biológico de Corrientes de Agua Residual don Alta Carga de Nitrógeno Amoniacal". Tesis Doctoral. Universidad Politécnica de Valencia. 2.012.

<https://riunet.upv.es/bitstream/handle/10251/17653/tesisUPV3951.pdf?sequ>

⁸ Harlan H. Bengtson. "Biological Wastewater Treatment Processes II: MBBR Processes". CED Engineering. Continuing Education and Development, Inc. <https://www.cedengineering.com/courses/biological-wastewater-treatment-ii-mbbr-processes>

⁹ Bjorn Rusten, et. al.. "Design and operations of the Kaldnes moving bed biofilm reactors". Aquacultural Engineering. 2.001. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0144860905000531>

Andrea Bertino¹⁰ realizó estudios sobre procesos de nitrificación parcial, en los cuales se encuentra la gráfica que se muestra a continuación, la cual relaciona la concentración de oxígeno disuelto DO (Disolved Oxygen) con la tasa de conversión de nitrógeno amoniacal a nitritos. En dicha gráfica se encuentra la ecuación para calcular la tasa de remoción SARR (parámetro Y) en función del DO (parámetro X). En la gráfica también se aprecia que para una concentración de oxígeno disuelto de 2 mg/L, la tasa de remoción de nitrógeno SARR con nitrificación completa es de 0.61 g N/m²-día (ver Tabla D-1), la cual es inferior al valor para nitrificación parcial, que es de 0.64 N/m²-día según la Tabla D-2 y la Figura D-4. Por lo tanto, como se indica anteriormente, se necesita bastante menos oxígeno para convertir un gramo de nitrógeno amoniacal en nitritos que en nitratos, lo cual implica un ahorro importante en energía de aireación con la nitrificación parcial.

Figura D-4. Tasa de Nitrificación Parcial SARR vs Concentración de Oxígeno Disuelto

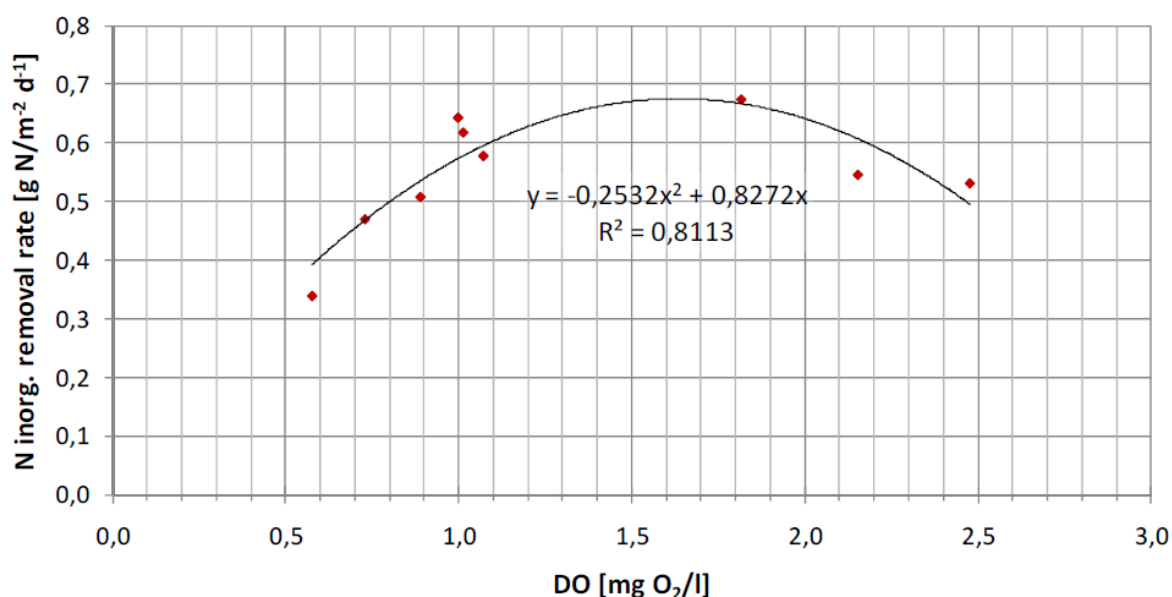


Fig. 30. Dissolved oxygen concentration influencing the nitrogen removal rate.

Fuente. Andrea Bertino. (Ref. D-10). Figura 30.

En el caso de la planta MBBR Secuencial, la aireación se inicia cuando el oxígeno disuelto alcanza un mínimo, y se realiza hasta que éste llega a un valor máximo. Por lo tanto, es necesario establecer estos valores. Según la figura anterior, cuando el oxígeno disuelto está entre 1.3 y 2 mg O₂/L, el valor de la SARR se mantendrá por encima de 0.64 g N/m²-día, que se considera adecuado. Se recomienda que en los cálculos de nitrificación parcial en la planta MBBR Secuencial, se adopte un valor máximo de 2 mg

¹⁰ Bertino, Andreas. "Study of One Stage Partial Nitritation – Anammox Process in Moving Bed Biofilm Reactors: A Sustainable Nitrogen Removal". Politecnico di Torino y Royal Institute of Technology. Stockholm. Suecia. 2.010.

[Study on one-stage partial nitritation-Anammox process in Moving Bed Biofilm Reactors. A sustainable nitrogen removal. \(ivl.se\)](#)

O₂/L, para garantizar que el oxígeno disuelto se mantenga en el rango especificado. El valor mínimo puede ser superior al de 1.3 mg O₂/L requerido, considerando que durante el tiempo que dura la salida del flujo a través del filtro flotante, continua la nitrificación parcial a través de un proceso de biopelícula de lecho fijo, y por lo tanto el consumo de oxígeno.

En el caso de nitrificación parcial en zonas tropicales, los valores recomendados del SARR pueden estar subestimados, considerando que las temperaturas del agua superiores a 20° hacen que las bacterias AOB crezcan más rápidamente que las NOB. Estas bacterias son las que convierten los nitratos en nitritos, y por lo tanto deben excluirse en procesos de nitrificación parcial, como se explica en el Numeral C-1.3.

En el documento de Wen-Ru Liu et¹¹ se analiza el efecto de la aireación intermitente en el control de las bacterias NOB en los procesos de nitrificación parcial. Allí se recomienda tener periodos de anoxia de entre 10 y 120 minutos para controlar las bacterias NOB en los reactores secuenciales tipo SBR. En un estudio adelantado por Maria Piculell¹², se encontró que para controlar las bacterias NOB también es importante reducir el espesor de la biopelícula. Esta reducción se hace a través del lavado periódico que realizan los chorros emergidos que se describe en el Capítulo A-3, y que se ilustra en la Figura A-8.

También puede ser importante inocular el proceso de nitrificación parcial Sharon con las bacterias apropiadas. Se ha encontrado que las bacterias AOB más adecuadas para realizar este proceso son del género o *Nitrosomonas europaea* spp y *Nitrosomonas eutropha* spp, las cuales se desarrollan a temperaturas mayores de 25°C. Sin embargo, las bacterias predominantes en sistemas de tratamiento convencional de aguas residuales corresponden principalmente a la especie *Nitrosomonas oligotropha* spp (Javier Alfonso Claros Bedoya. Ref. D-7).

En la entrada de la planta se encuentra el tanque anaeróbico Uasb, que regula el caudal de entrada, además remueve el carbono con el fin facilitar la nitrificación autótrofa que se realizan en el RSB. Los lodos aeróbicos procedentes de este proceso se recirculan hacia el tanque anaeróbico para su desnitrificación. El carbono consumido en la desnitrificación contribuye a remover el carbono en el tanque anaeróbico. En este proceso, que se describe en los numerales E-1.2 y E-1.3, el nitrógeno contenido en los nitratos y nitritos es convertido en gas que sale hacia la atmósfera. Se recomienda que este tanque anaeróbico sea de tipo Uasb, debido a su efectividad para este propósito. Dicho tanque se describe en el Numeral E-1.4. Según el libro de Jairo Alberto Romero Rojas¹³, la remoción de DBO₅ en los tanques Uasb está entre 60 y 70% en aguas residuales domésticas (ver Tabla 25.5 de dicho libro), lo cual generalmente deja una cantidad suficiente de carbono

¹¹ Wen-Ru Liu et al. "Effects of Anaerobic feeding period on nitrifying granular". Publimed. 2.014.
https://www.researchgate.net/publication/267731999_Effects_of_Anaerobic_feeding_period_on_nitrifying_granular

¹² Piculell, Maria. "New Dimensions of Moving Bed Biofilm Carriers: Influence of biofilm thickness and control possibilities". Doctoral Thesis. Department of Chemical Engineering, Lund University. 2016.
https://lup.lub.lu.se/search/ws/files/7673290/Maria_Piculell_Webb_kappa.pdf

¹³ Jairo Alberto Romero Rojas. "Tratamiento de Aguas Residuales. Teoría y Principios de Diseño". Editorial Escuela Colombiana de Ingeniería. 1.999.

para la desnitrificación, como se observa en la Tabla D-2, en la que se calcula una planta MBBR Secuencial. En la planta MBBR Secuencial no existe el riesgo de falta de carbono para la desnitrificación, puesto que los lodos nitrificados se mezclan con las aguas residuales afluentes en la tubería de entrada al tanque Uasb, antes de que se produzcan la digestión anaeróbica.

El agua procedente de los tratamientos preliminares entra al tanque Uasb a través de una tubería que sale del desarenador. En la entrada recibe la tubería de recirculación con los lodos procedentes del RSB, que son mezclados con las aguas residuales, facilitando así el proceso de desnitrificación. Luego esta tubería se conecta con una parrilla de tuberías con perforaciones horizontales ubicada en el fondo, que distribuye uniformemente las aguas residuales en éste. Estas aguas tienen un flujo ascendente a través del manto de lodos ubicado en el fondo, y luego son recogidas cerca de la superficie por una parrilla de tuberías ranuradas, que se encuentra sostenida por flotadores cerca de la superficie. Este flujo ascendente se encuentra uniformemente distribuido en toda el área del tanque, y tiene una velocidad bastante baja. Se requiere tener en el tanque Uasb un tiempo de retención bastante grande para que ocurra la metanogénesis que incorpora el carbono en un metano gaseoso que sale hacia la atmósfera, con lo cual se puede tener en el RSB un proceso de nitrificación eficiente. En este proceso de digestión anaeróbica los lodos reducen su volumen y se estabilizan. Estos lodos son removidos periódicamente hacia el lecho de secado mediante una bomba autocebante a través de una red de tuberías ubicadas en el fondo.

Para aumentar la remoción de carbono, se pueden colocar bioportadores tubulares porosos en el tanque, para convertirlo en un Uasb Híbrido, que tiene una eficiencia en la remoción de DBO_5 que pueden llegar hasta el 90% según realizados por R. Praba Rajathi (Ref. E-3). Esta eficiencia se puede aumentar, puesto que los bioportadores tubulares producen efectos decantación y retención de biomasa en las celdas internas, como se explica en el Numeral E-1.4. La cantidad de bioportadores que se añaden se puede ajustar para optimizar la remoción de carbono sin afectar los procesos de nitrificación. Por lo tanto, la adición de bioportadores se puede considerar como una medida de ajuste para regular la remoción de DBO_5 . Con el Uasb Híbrido también se reduce sustancialmente la producción de lodos Ps que van hacia el lecho de secado, puesto que los bioportadores retienen y almacenan una cantidad importante de biomasa, que aumenta el tiempo de retención de sólidos SRT, y por lo tanto el valor de Ps se calcula de acuerdo a la Ecuación F-5 del Numeral F-2.1.

Periódicamente se realiza la purga de lodos del tanque Uasb hacia el lecho de secado. Como se indica en el Numeral F-2.3, se recomienda que para tratar lodos procedentes de tanques Uasb se utilice un lecho de secado de un módulo, considerando que en el libro de Jairo Alberto Romero (Ref. D-13) se recomienda que la periodicidad de la purga de lodos sea de 7 días. Se considera que en este lapso de tiempo, éstos pueden ser secados y removidos. Para el secado de los lodos en lecho se utilizan geodrenes planares ubicados debajo del lecho de arena, que se conectan a una bomba de diafragma. Esta bomba desagua en el tanque anaeróbico mediante una manguera. El efecto de sifonaje debido a la altura del lecho sobre el nivel del tanque Uasb facilita la extracción del agua del lecho de secado

Durante el periodo de 7 días entre las purgas, los lodos se acumulan en el tanque Uasb, donde tienen un proceso de digestión anaeróbica que los estabiliza, y reduce su volumen. La evacuación de los lodos del tanque Uasb se haría mediante tuberías de fondo, con entradas distribuidas en toda su superficie, como se muestra en las figuras F-6 a F-8., Para ello se utiliza una bomba autocebante de baja velocidad rotacional, que no afecta sustancialmente los lodos. Es necesario determinar el volumen de lodos que se produce en el periodo, y la altura que estos tienen en el lecho de secado. Para controlar la bomba, se instala un sensor de nivel que la apague cuando se alcance esta altura. De acuerdo a Figura F-4 del Numeral F-2.3 de Lawrence K. Wang et al (Ref. F-7), para facilitar el secado, se recomienda una profundidad de los lodos en el lecho al final del periodo sea de 20 cm o menos. En el lecho de secado se coloca un muro rebosable que da hacia el tanque Uasb, con el fin de que si sube excesivamente el nivel del agua, ésta se rebose hacia dicho tanque.

La adición de alcalinidad puede ser necesaria para contrarrestar la producción Ácidos Grasos Volátiles AGV en los procesos de digestión anaeróbica, los cuales pueden producir una baja pronunciada en pH que puede hacer colapsar estos procesos. Por lo general las aguas residuales domésticas tienen unos 100 mg/L de alcalinidad, que generalmente es suficiente para los procesos anaeróbicos, pero en algunas plantas se requerir la adición de álcalis en la entrada al tanque Uasb, generalmente en forma de cal apagada. Esto se hace mediante el sistema de dosificación que se describe en el Numeral D-8.10.

La adición de alcalinidad también puede ser necesaria para los procesos aeróbicos que se realizan en el RSB. De acuerdo al Numeral C-1.2, el pH requerido para realizar la nitrificación está entre 7.2 y 8.5, y además la nitrificación parcial consume 3.57 gramos de alcalinidad, mientras que la nitrificación completa consume 7.14. Hay que tener en cuenta que en la desnitrificación que ocurre en el tanque anaeróbico, requieren 3.57 gramos de alcalinidad. Esta alcalinidad generalmente se suministra en forma de cal apagada. La dosificación se realiza mediante una bomba que entrega una solución de cal en el tubo de entrada al tanque Uasb, de tal forma que sirva para los procesos anaeróbicos y aeróbicos de la planta. Esta bomba se prende cuando arranca la bomba de llenado y aireación en el RSB al iniciar un nuevo ciclo, y la cantidad de solución bombeada es la requerida por el volumen tratado en el ciclo. La dosis entregada la determina el tiempo de bombeo de la solución de cal, y podría determinarse mediante un sistema de control automático en función de las condiciones del afluente.

En conclusión, con el MBBR Secuencial se puede lograr un desempeño en la remoción de carbono, nitrógeno y sólidos suspendidos que no se logra en los MBBR corrientes. En estos últimos, la remoción de sólidos suspendidos se realiza en tanques decantadores, los cuales no alcanzan a remover todos los sólidos suspendidos. Como se indica en una revisión de la tecnología MBBR realizada por Yang Qiqi¹⁴, la erosión de la biopelícula en

14 Yang Qiqi, et. al. "Review on Moving Bed Biofilm Processes". Asian Network for Scientific Information, 2012.

estos reactores genera un lodo activado que incrementa la biomasa que realiza el tratamiento, pero que en buena parte sale con el efluente, y por lo tanto éste tiene un importante contenido de sólidos suspendidos. Esto se evita en el RSB mediante los mecanismos de remoción de sólidos suspendidos del efluente que se realizan en el filtro flotante, los cuales se describen en el Capítulo D-2.

Se considera que en la planta MBBR Secuencial, la efectividad de retención de biomasa y de purificación de agua podría ser similar a la que se tiene en los sistemas MBR (Membrane Bioreactor), que consisten en reactores de lodos activados donde el agua se extrae a través de membranas de microfiltración o ultrafiltración, lo cual permite obtener efluente de gran calidad, que podría ser reutilizada, y por esta razón se utilizan en forma creciente¹⁵. El principal problema de las plantas MBR es el llamado fouling, que consiste en el taponamiento de los poros de la membrana ocasionados por los finos, y por el scaling, que es la deposición de carbonatos y sulfatos de calcio principalmente. Para la limpieza de estos elementos requieren químicos, tales como los ácidos clorhídrico y cítrico, que contaminan el agua. Otras importantes ventajas de la planta MBBR Secuencial sobre el MBR son el ahorro de energía, puesto que en este último se requiere bombear el agua a una presión muy alta para hacer pasar el agua a través de la membrana, y que el costo de éstas es bastante alto y tienen una duración limitada. En la Tabla A-6 del Capítulo A-5 se compara el consumo de energía de una planta MBBR Secuencial con el de otras tecnologías, donde se aprecia que dicha planta consume 0.077 kW-h por m³ de agua tratada, mientras que en el estudio de Jelena Radjenovic et al (Ref. D-15) se estima que solo el bombeo para hacer pasar el agua a través de la membrana consume de 0.3 a 0.6 kW-h/m³. Para desinfectar el efluente de la planta se puede implementar un sistema de cloración similar al de la planta de potabilización, que se describe en el Numeral D-5.7 y se muestra en las figuras D-10 y D-11 a). En la siguiente tabla se encuentran los cálculos de una planta MBBR Secuencial, que se trata aguas residuales que tienen concentraciones de DBO₅ y nitrógeno amoniacal típicas de acuerdo a las guías del Título E del RAS.

Tabla D-2 Cálculos de una Planta MBBR Secuencial

Información de Entrada

Variables Principales de Entrada
Parámetros de Diseño Asumidos
Parámetros tomados de la Literatura Científica o Técnica

Información de Salida

Resultados Finales e Indicadores de Desempeño
Indicadores de Control
Parámetros y Datos de Diseño Calculados
Otros Cálculos

https://www.researchgate.net/publication/272936300_Review_on_Moving_Bed_Biofilm_Processes/download

¹⁵ Jelena Radjenovic et al. "Membrane Bioreactor (MBR) as an Advanced Wastewater Treatment Technology". Research Gate. 2.007.

https://www.researchgate.net/publication/43528307_Membrane_Bioreactor_MBR_as_an_Advanced_Wastewater_Treatment_Technology

INCREAGUA - Textos Básicos
 TEXTO D - Sistemas de Biopelícula Secuenciales

Parámetros Principales de Entrada y Salida		
Caudal a Tratar	1,80	Lps
Concentración DBO Afluente	220	mg/L
Carga de DBO5 Afluente	34,21	kg DBO5/día
Concentración de Nitrogeno Amoniacal Afluente	40	mg/L
Carga de NH4 Afluente	6,22	kg NH4/día
Eficiencia Remoción de Nitrogeno Amoniacal	90,0%	
Eficiencia Remoción de DBO5	93,0%	
Tanque Uasb		
Ancho	3,20	m
Largo	6,00	m
Area en Planta	19,20	m ²
Profundidad Máxima del Agua	2,80	m
Almacenamiento Regulador como % del Volumen Diario	25%	
Altura Media para Almacenamiento Regulador	2,03	m
Profundidad Media de Zona de Procesos Anaeróbicos	1,79	m
Volúmen de Almacenamiento Regulador	68,64	m ³
Volumen Zona de Digestión Anaeróbica	34,32	m ³
Periodo de Detención Hidráulica HRT > 5 h	correcto	5,30 horas
Carga Orgánica Volumétrica OLR (Organic Load Rate)<1,45	correcto	1,00 KgDBO/m ³ -d
Velocidad Ascensional Media < 0.6 m/h	correcto	0,34 m/h
Carga de Nitrógeno Amoniacal Removida	5,60	Kg NH4/día
Tasa de Consumo de Carbono por Kg de Nitritos Desnitrificados	1,71	grDQO/grNH ₄
Remoción de Carbono por Desnitrificación	9,57	Kg DQO/d
Tasa de Remoción de Carbono en Uasb sin Bioportadores	60 a 70%	65%
Remoción de Carbono en Uasb sin Bioportadores	DDBO	31,8 Kg DBO5/d
Meta de Eficiencia Remoción de DBO5	90%	
Porcentaje del Carbono Removido sin Bioportadores	no se requieren bioportadores	93,0%
Carga Orgánica Efluente	7,02%	
	2,40	Kg DBO5/día
Parámetros del Reactor Secuencial de Biopelícula		
Profundidad del Tanque	2,14	m
Longitud Mínima de la Parrilla	2,70	m
Separación Mínima entre Parrillas	1,60	m
No de Lineas de Bombeo	1	u
No de Parrillas por Línea	3	u
Longitud entre Soportes de Parrilla	2,80	m
Separación Mínima entre Parrillas	1,80	m
Ancho	2,80	m
Largo	suficiente	5,40 m
Separación entre Parrillas adoptada	5,40	m
Area en Planta	20,16	m ²

INCREAGUA - Textos Básicos
 TEXTO D - Sistemas de Biopelícula Secuenciales

CICLO DE OPERACIÓN			
1- Aireación y Llenado			
Concentración Máxima de O ₂ en el Tanque	Cl	2,00	mg O ₂ /L
Concentración Mínima de O ₂ en el Tanque	Cl	1,50	mg O ₂ /L
Tiempo Total del Ciclo Asumido		30	min
Volumen a Procesar por Ciclo	V	3,24	m ³
Variación en Profundidad en RSB	DH	0,16	m
Porcentaje de Tiempo de Tratamiento en Filtro Flotante		41%	
Porcentaje Asumido de Carga de NH ₄ a Remover por Filtro Flotante	adecuado	33%	gr NH ₄
Carga de NH ₄ a Remover con Aireación por Chorros por Ciclo		78,15	gr NH ₄ /ciclo
Tasa de Consumo de Oxígeno por Kg de Carga Nitrogenada para N	Fco	3,43	gr O ₂ /gr NH ₄
Consumo de O ₂ por Ciclo	CO	268	gr O ₂
Tasa de Suministro de Oxígeno de Chorros por Parrillas		20,77	gr O ₂ /min
Tiempo de Aireación por Ciclo Requerido	ta	12,90	min
2- Reposo con Decantación de Lodos y Formación del Filtro Flotante			
Diámetro del Lodo		0,10	mm
Densidad Relativa del Lodo de Biopelículas		1,025	
Velocidad de Sedimentación		0,009	m/s
Tiempo de Decantación de Lodos	td	3,95	min
3-Salida del Efluente a Través del Filtro Flotante, y de los Lodos			
No de Valvulas de Flotador		1	u
Diámetro de Valvula e Flotador	Valores de 1,1,5,2	3,0	pg
Diámetro del Orificio de Valvula e Flotador		43,0	mm
Coeficiente de Perdidas en Válvula de Flotador	Km	1,00	
Nivel del agua sobre Valvula de Flotador (Pérdidas en Tubería)	Hvf	1,80	m
Perdidas de Cabeza en Tubería	correcto	1,80	m
Capacidad de Cada Valvula de Flotador		7,28	Lps
Capacidad Total de las Valvulas de Flotador		7,28	Lps
Caudal Asumido de Salida por Valvula de Flotador	suficiente	6,00	Lps
Tiempo de Salida del Efluente con Filtración	to	9,00	min
Operación del Ciclo			
Tiempo para Realización de Procesos	tp	25,85	min
Tiempo Disponible para el Ciclo	suficiente	30,00	min
Tiempo de Reposo Sobrante		4,15	min
Tiempo de Anoxia Requerido para Control de NOB		10 a 120	min
Tiempo de Anoxia Dispuesto	adecuado	17,10	min
Caudal de Aireación por Parrillas		9,91	Lps
Volumen de Agua de Aireación por Ciclo		7,68	m ³

INCREAGUA - Textos Básicos
TEXTO D - Sistemas de Biopelícula Secuenciales

Cálculo de la Biopelícula			
Tasa de Recirculación		3,37	
Tasa de Remoción de Nitrógeno Requerida		2,60	gr NH ₄ /min
Altura de la Capa de Bioportadores	Hb	0,30	m
Volumen de Bioportadores en Reactor		6,05	m ³
Area de Biopelícula por m ³		605	m ² /m ³
Area de Biopelícula Disponible		3.662	m ²
Viscosidad Dinámica del Agua a T°C	μ	8,91E-04	N.sg/m ²
Rango del Gradiente de Velocidad	G	184 a 342	1/s
Gradiente de Velocidad en Biorreactor Flotante	G	Cumple	298 1/s
Remoción SARR Mínima en Bioportadores para Nitrificación Parcial	SARR	0,64	gr NH ₄ /m ² *día
Tasa de Remoción SARR Calculada	adecuada	0,30	gr NH ₄ /m ² *día
Carga Orgánica Superficial en Bioportadores Máxima (Surface Area Load Rate) requerida para Nitrificación Autótrofa	SALR	1,00	gr DBO/m ² *día
Carga Orgánica Superficial en Bioportadores calculada	cumple	0,66	gr DBO/m ² *día
Sistema de Bombeo de Aireación y Recirculación			
No de Líneas de Bombeo		1	u
Espaciamiento entre Líneas		2,80	m
No de Parrillas		4	u
Espaciamiento entre Parrillas		1,80	m
No de Parrillas de Aireación Especificado		4	un
Ancho		2,80	m
Largo		7,20	m
Area en Planta		20,16	m ²
Tasa de Suministro de Oxígeno de Chorros por Parrillas		27,70	gr O ₂ /min
Caudal de Diseño	m ³ /h	GPM	Lps
	35,69	157,03	9,91
Cabeza de Velocidad en Orificios		5,10	m
Diferencia de Altura		3,30	m
Perdidas Totales		0,73	m
Total Cabeza		9,13	m
Eficiencia de Bombeo		77%	
Potencia Eléctrica Hidráulica de Bombeo Requerida		1,15	Kw
Tiempo de Operación de la Bomba de Aireación		43,0%	
Consumo Anual de Energía		4.347	Kw-h/año
Consumo de Energía Específico (por m ³ de agua tratada)		0,077	kW-h/m ³

Según la tabla anterior, el consumo de energía específico es de solo 0,077 kW-h/m³. Este consumo es bastante inferior a los consumos de las tecnologías que más se utilizan actualmente, como se aprecia en la Tabla A-6 del Capítulo A-5. Esta tabla se basa en un estudio de Popi Christoforidou et al¹⁶ donde se comparan las eficiencias energéticas de las principales tecnologías de tratamiento de aguas. Es importante anotar que para lograr dicha eficiencia energética se deben utilizar bombas centrífugas que tengan eficiencias superiores a 75%, que generalmente tienen velocidades rotacionales de 1.150 a 1.750 rpm, y caudales superiores a 20 Lps.

¹⁶ Popi Christoforidou et al. "Energy Benchmarking and Optimization of Wastewater Treatment Plants in Greece". MDPI. Environmental Sciences Proceedings. 2.020
<https://www.mdpi.com/2673-4931/2/1/36>

Figura D-5 – Diseño de la Planta MBBR Secuencial - Visión

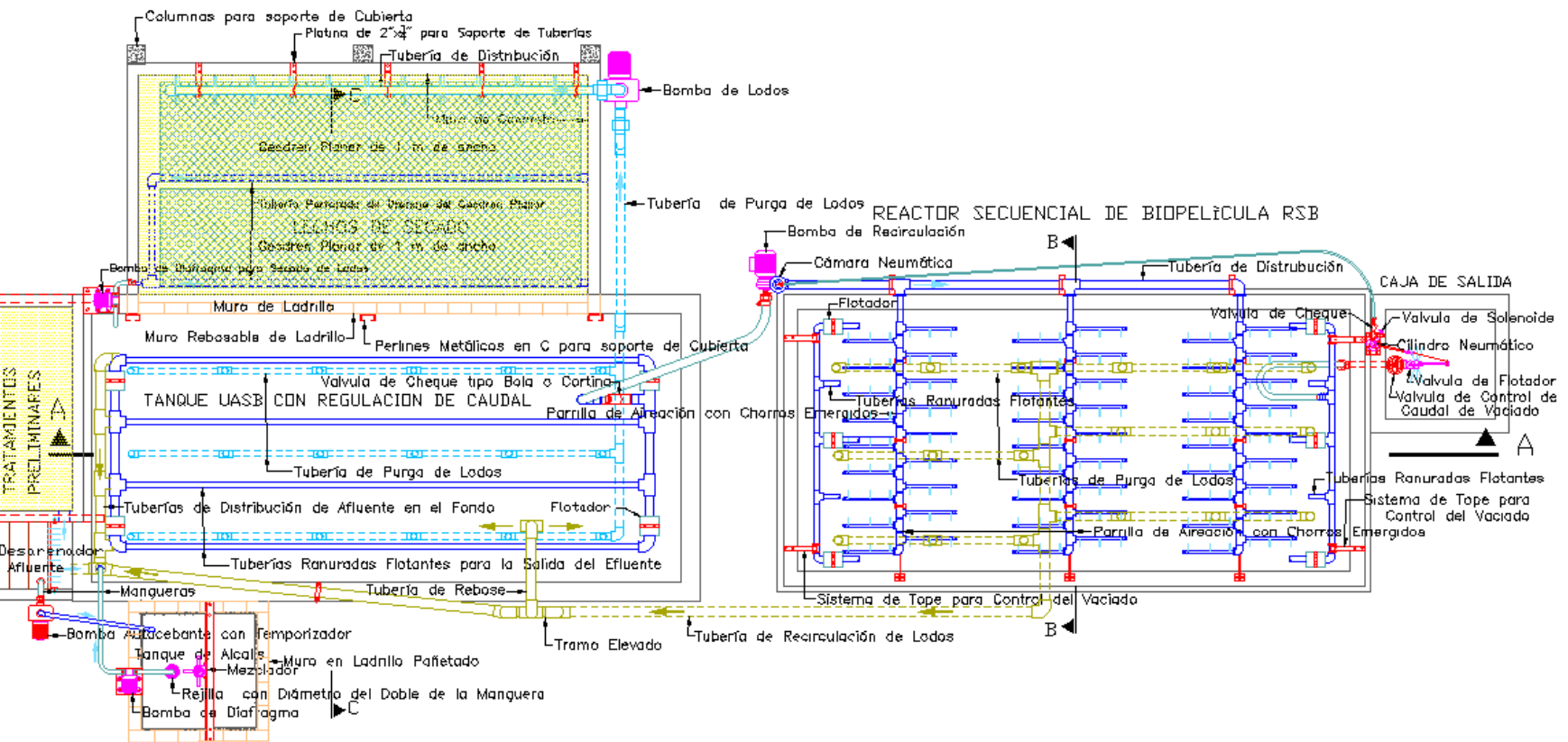


Figura D-6 - Diseño de Planta MBBR Secuencial - Vista de Perfil Longitudinal A-A

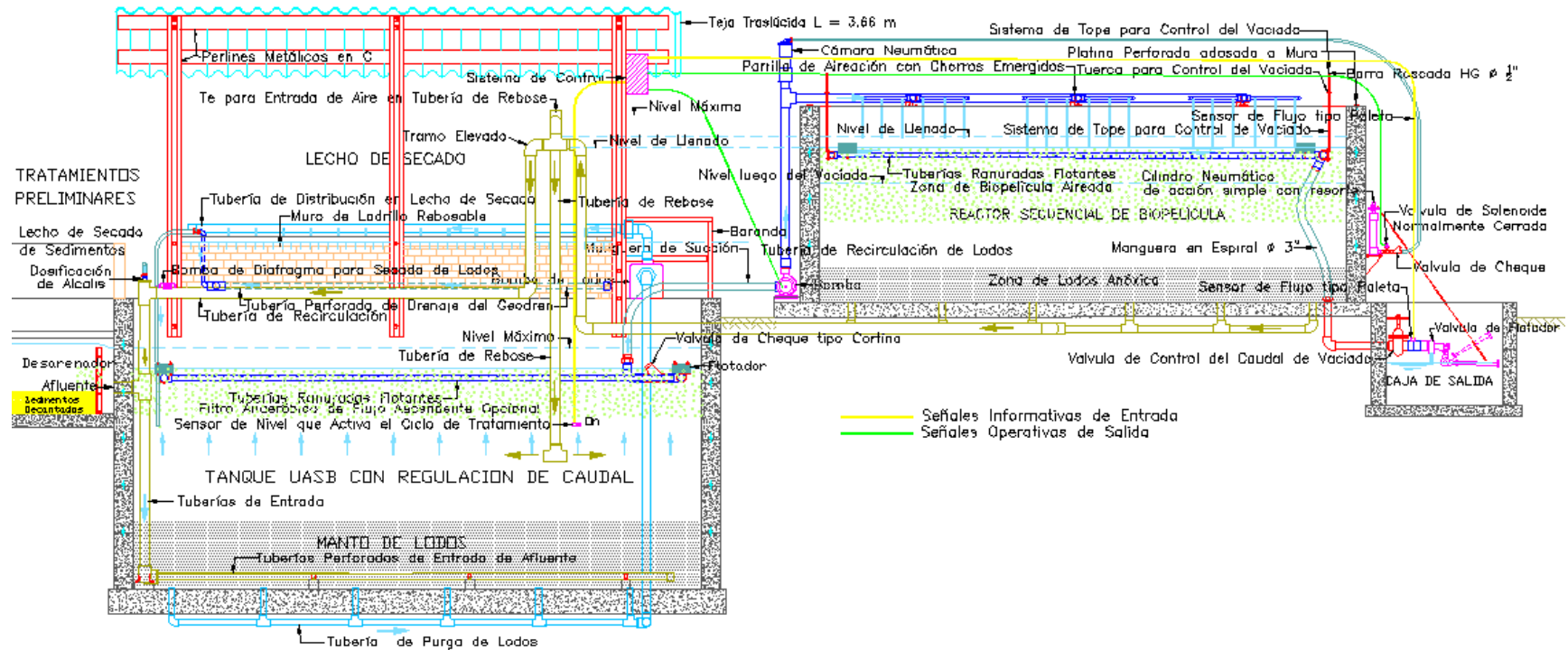
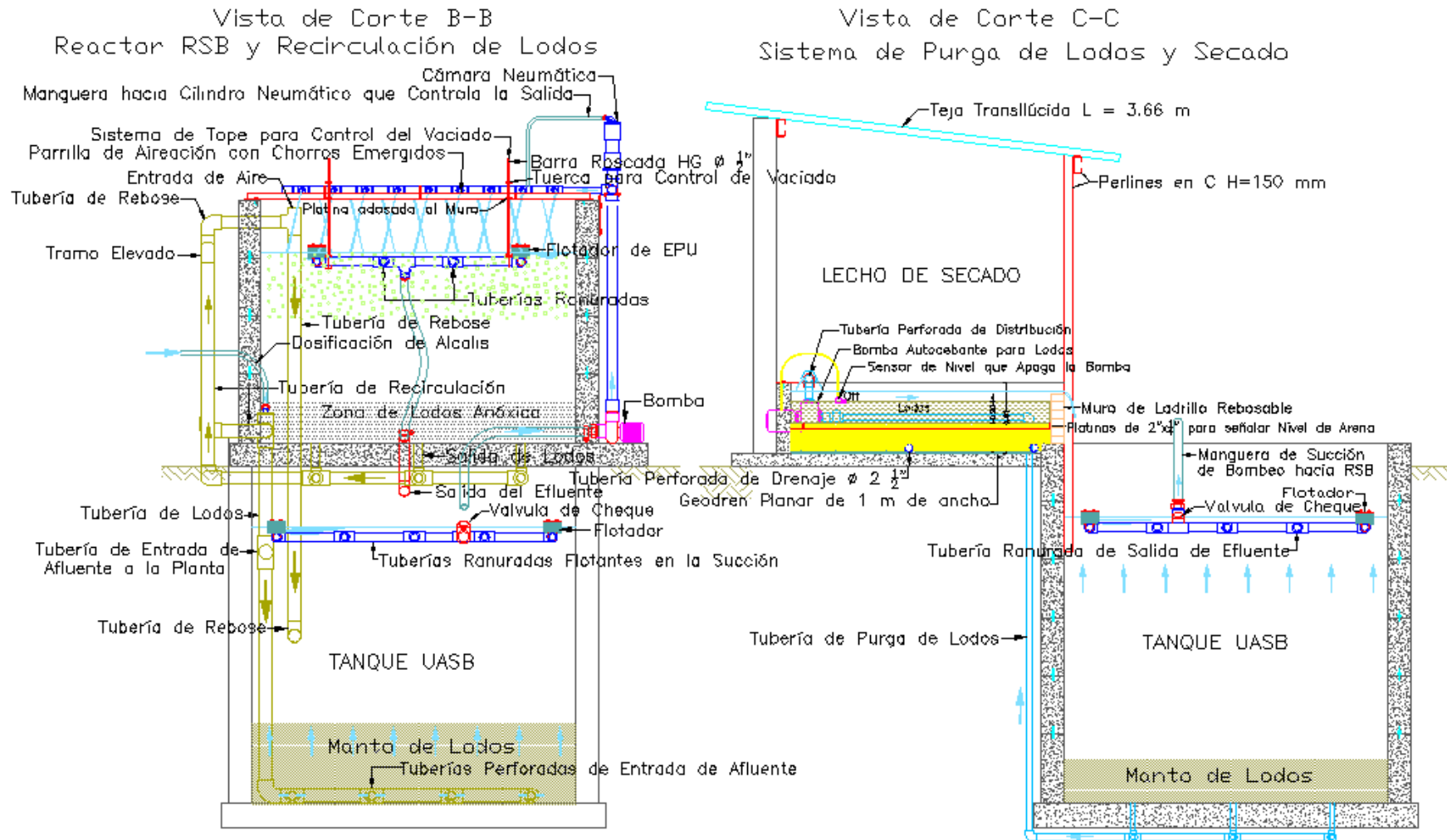


Figura D-7 - Diseño de la Planta MBBR Secuencial - Vista de Cortes Transversales B-B y C-C



D-4. PROBLEMÁTICA DE LA POTABILIZACIÓN Y REUTILIZACIÓN DEL AGUA

Las plantas actuales para potabilización del agua hacen énfasis en la remoción de la turbiedad mediante el proceso llamado Tratamiento Primario Químicamente Asistido TPQA, que tiene una limitada capacidad de remover la carga orgánica y la contaminación producida por sustancias xenobióticas, que son las producidas por la actividad humana y pueden tener impactos nocivos en la salud. La turbiedad es ocasionada por partículas finas de origen orgánico e inorgánico, que son llevadas al agua principalmente por los vertimientos de los alcantarillados, o por la erosión de las cuencas, que ocurre debido al deterioro de su cobertura vegetal. En estas condiciones, la escorrentía arrastra sólidos suspendidos tales como arcillas y limos hacia las corrientes de agua.

Las plantas de tratamiento actuales se diseñan para una turbiedad fija. Por lo tanto las variaciones en este parámetro ocasiona grandes variaciones en la calidad del agua producida, y eventualmente puede causar la interrupción del servicio, como se indica en un estudio realizado en la Escuela de Ingeniería de Antioquia¹⁷. El deterioro de las cuencas es un fenómeno creciente debido a los desarrollos agrícolas y urbanos, y a la pérdida de cobertura vegetal ocasionada por el cambio climático y los incendios forestales. Esto conduce al deterioro de la calidad del agua en sus fuentes, lo cual afecta a las plantas de tratamiento existentes, y a los proyectos que son necesarios para atender la creciente demanda de agua potable.

Otro de los problemas de las fuentes de agua es la contaminación orgánica. Actualmente estas fuentes están siendo afectadas por el aporte de materia orgánica, producida principalmente por las aguas residuales, que contienen crecientes concentraciones de DBO₅ y de nitrógeno amoniacal, los cuales proceden de la descomposición de carbohidratos y proteínas vertidos en el agua. En este proceso se elimina su oxígeno disuelto, y se originan sustancias como amoníaco y anhídrido sulfuroso, que son tóxicos para las especies acuáticas y producen emanaciones olorosas. En el agua con estas condiciones proliferan los patógenos que ocasionan serios problemas para la salud. Las plantas de tratamiento que se describen en los capítulos D-4 a D-6 tienen procesos químicos y biológicos secuenciales que permiten optimizar el control de la turbiedad mediante decantación químicamente asistida, y a la vez remover eficientemente la contaminación orgánica por medios biológicos.

Según la Tabla B.3.1 del RAS (Reglamento Técnico del Sector de Agua Potable y Saneamiento Básico), las fuentes de tengan concentraciones mayores de 6 mg/L de DBO₅, o cuya turbiedad supere los 150 UNT, se consideran muy deficientes y necesitan un tratamiento previo específico. De acuerdo a todo lo anterior, gran parte de las corrientes de agua estarían en estas condiciones. Ante la necesidad de abastecer de agua la población actual y atender la creciente demanda de agua, se hace necesario

17 Carolina Montoya et al. "Efecto del Incremento de la Turbiedad del Agua Cruda sobre la Eficiencia de Procesos Convencionales de Potabilización". Revista EIA, Número 16, 2011.
<https://revistas.eia.edu.co/index.php/reveia/article/view/438>

introducir en las plantas de tratamiento la tecnología necesaria para remover, no solo una turbiedad mayor, sino una importante carga orgánica y de contaminantes xenobióticos, los cuales son generados por la industria y tienen una presencia creciente en las aguas residuales. En la siguiente tabla se establecen requerimientos del Título B del RAS para el agua potable.

Tabla D-3 – Requerimientos del Título B del RAS respecto a la Calidad del Agua de las Fuentes para Acueducto.

Parámetros	Análisis según		Nivel de calidad de acuerdo al grado de contaminación			
	Norma técnica NTC	Standard Method ASTM	1. Fuente aceptable	2. Fuente regular	3. Fuente deficiente	4. Fuente muy deficiente
DBO 5 días	3630					
Promedio mensual mg/L			≤ 1.5	1.5 - 2.5	2.5 – 4	>4
Máximo diario mg/L			1 – 3	3 - 4	4 – 6	>6
Coliformes totales (NMP/100 mL)						
Promedio mensual		D-3870	0 – 50	50 - 500	500 – 5000	>5000
Oxígeno disuelto mg/L	4705	D-888	>=4	>=4	>=4	<4
PH promedio	3651	D 1293	6.0 – 8.5	5.0 - 9.0	3.8 - 10.5	
Turbiedad (UNT)	4707	D 1889	<2	feb-40	40 – 150	>= 150
Color verdadero (UPC)			<10	oct-20	20 – 40	>= 40
Gusto y olor		D 1292	Inofensivo	Inofensivo	Inofensivo	Inaceptable
Cloruros (mg/L - Cl)		D 512	< 50	50 - 150	150 – 200	300
Fluoruros (mg/L - F)		D 1179	<1.2	<1.2	<1.2	>1.7
GRADO DE TRATAMIENTO						
- Necesita un tratamiento convencional			NO	NO	Sí, hay veces (ver requisitos para uso FLDE : literal C.7.4.3.3)	SI
- Necesita unos tratamientos específicos			NO	NO	NO	SI
- Procesos de tratamiento utilizados			(1) = Desinfección + Estabilización	(2) = Filtración Lenta o Filtración Directa + (1)	(3) = Pretratamiento + [Coagulación + Sedimentación+ Filtración Rápida] o [Filtración Lenta Diversas Etapas] + (1)	(4) = (3) + Tratamientos específicos

Fuente: Tabla B-3.1. Calidad de la Fuente. Título B. “Reglamento Técnico del Sector de Agua Potable y Saneamiento Básico”. Ministerio de Ambiente, Vivienda y Desarrollo Territorial. 2.008.

Recientes estudios indican la conveniencia de realizar tratamientos biológicos con biopelículas en la potabilización del agua^{18,19}, puesto que éstos remueven eficientemente los sólidos suspendidos, la contaminación orgánica, y muchos otros contaminantes tales como metales pesados, colorantes y productos orgánicos sintéticos. En los análisis referidos se recomienda realizar los procesos biológicos junto con los procesos tradicionales TPQA que remueven turbiedad. Las tecnologías de potabilización que se emplean actualmente no contemplan tratamientos adecuados para remover una contaminación orgánica importante. Además, el uso de químicos que se utilizan en el proceso TPQA para remover la turbiedad pueden generar residuos nocivos, llamados DBP por sus siglas en inglés disinfection byproducts, que son perjudiciales para la salud. Por estas razones, se recomienda la alternativa de utilizar la combinación de procesos TPQA y biológicos para la potabilización del agua de consumo humano.

Existe una sinergia entre estos dos procesos, puesto que la adición de coagulantes con base en hierro, requeridos para el proceso TPQA, mejora la remoción de fósforo. Por otra parte, las biopelículas utilizadas en los procesos biológicos tienen una consistencia pegajosa, ocasionada por las sustancias EPS que segregan algunas bacterias, que les permiten adsorber sólidos suspendidos y reducir la turbiedad en forma bastante eficiente.

A través de procesos de adsorción y de asimilación, las biopelículas también tienen la capacidad de remover elementos tóxicos tales como metales pesados (ver Sepideh AghaBeiki et al²⁰), y de degradar sustancias orgánicas sintéticas tales como fenoles y anilinas. Esta capacidad es limitada, y en caso de que sea rebasada, existe la posibilidad de incorporar zeolita y bentonita al tratamiento, que tienen una alta capacidad de adsorción e inmovilización de diversas sustancias xenobióticas, y que además actúan como floculantes que facilitan el proceso TPQA. Su utilización se trata en el Numeral D-5.1.

Los tratamientos secuenciales mencionados también podrían ser utilizados para la reutilización de aguas servidas, puesto que tienen la capacidad de remover toda clase de contaminación en altas concentraciones. Esta alternativa es importante para empresas que buscan reducir tanto la captación de aguas de redes de acueducto o de fuentes naturales, como el vertimiento de aguas a éstas. En una guía de la agencia de los EE. UU para el medio ambiente EPA se pueden consultar los criterios y estándares de diseño, las tecnologías, y los usos del efluente²¹. Los procesos de tratamiento, y las estructuras a

18 Laura Martin. "Biological Filtration: The Future of Drinking Water Treatment?".

<http://www.wateronline.com/doc/biological-filtration-the-future-of-drinking-water-treatment-0001>

19 Water Research Foundation. Web Report #4129. "Biological Drinking Water Treatment Perceptions and Actual Experiences in North America". 2.010.

<https://www.waterrf.org/research/projects/biological-drinking-water-treatment-perceptions-and-actual-experiences-north>

20 Sepideh AghaBeiki et al. "Performance and modeling of a moving bed biofilm process: nickel and chromium heavy metal removal from industrial wastewater". RSC Advances, 2.016.

<https://pubs.rsc.org/en/content/articlelanding/2016/ra/c6ra24259f/unauth>

21 EPA. "Potable Reuse Compendium". 2.017. https://www.epa.gov/sites/production/files/2018-01/documents/potablereusecompendium_3.pdf

utilizar, deberán estar de acuerdo con las características del agua a tratar, y al uso del efluente de la planta.

Las alternativas más utilizadas actualmente para la reutilización del agua son las tecnologías de ultra y nanofiltración, y de osmosis inversa (en inglés Reverse Osmosis o RO). En estas tecnologías se hace pasar el agua a gran presión por membranas provistas de pequeños poros que retienen moléculas y sólidos de tamaños muy reducidos. Estos son equipos que no extraen contaminantes del agua, sino que se limitan a realizar procesos de separación que generan dos efluentes, uno de ellos con agua de alta pureza, llamada permeado, y el otro con altas concentraciones de contaminantes, llamado concentrado o rechazo. En muchas ocasiones estos rechazos se deshidratan y se disponen como biosólido, o se vierten en cuerpos de agua o en corrientes naturales. En este último caso, los contaminantes que trae el agua extraída se quedan en la fuente, y su concentración allí aumenta. Además, normalmente se descargan en las corrientes naturales los químicos que se utilizan para lavar las membranas utilizadas.

Entre mayor sea el porcentaje del agua captada que se aprovecha mediante las membranas, mayor es la concentración de contaminantes en el concentrado que producen. Cuando se utilizan fuentes con una contaminación importante o membranas muy eficientes, el tratamiento de los concentrados es bastante difícil, y tiene altos costos económicos. Su disposición sin dichos tratamientos genera importantes impactos ambientales.

Una de las alternativas para tratar dichos concentrados son los evaporadores, que, con alto consumo de energía, convierten el agua en vapor, de tal forma que el biosólido resultante se pueda disponer en rellenos sanitarios. También se utilizan los estanques de evaporación que requieren grandes áreas y tienen riesgo de contaminar los acuíferos. Cuando esto no es posible debido al alto grado de contaminación de los concentrados, el Bureau of Reclamation de los Estados Unidos²² recomienda la alternativa de mezclarlos con los afluentes a plantas de tratamiento de aguas residuales que utilizan procesos convencionales. Un análisis de la problemática de los concentrados se encuentra en el documento del Bureau of Reclamation (Ref. D-22).

Una alternativa a las tecnologías de membranas MBR descritas anteriormente son los procesos TPQA secuenciales con bioportadores tubulares porosos que se describen en el siguiente capítulo. La planta de tratamiento de aguas residuales Pinch que se describe en el Numeral C-4.5 tiene la capacidad de producir un efluente de excelente calidad, lo cual facilita la reutilización del agua en las empresas. En ambos casos se debe controlar la afluencia de sustancias xenobióticas tóxicas y de difícil degradación.

22 Bureau of Reclamation. U.S. Department of the Interior. "Membrane Concentrate Disposal: Practices and Regulation". 2.006. <https://www.usbr.gov/research/dwpr/reportpdfs/report123.pdf>

D-5. PROCESOS SECUENCIALES TPQA PARA POTABILIZAR AGUAS CON ALTA CONTAMINACIÓN ORGÁNICA

D-5.1 Generalidades

La base de las plantas de potabilización actuales son los procesos de Tratamiento Primario Químicamente Asistido TPQA, también conocidos como de Transferencia de Iones. En el Título C del Reglamento Técnico del Sector de Agua Potable y Saneamiento Básico RAS se encuentran las guías para la potabilización del agua a través de estos procesos. Los procesos TPQA están diseñados esencialmente para remover turbiedad, la cual es ocasionada por sólidos suspendidos, especialmente los más finos llamados coloides, que tienen tamaños entre 0.001 y 1 micra. La turbiedad es además un indicador de la presencia de numerosos contaminantes como patógenos, metales, y materia orgánica entre otros, y se mide como una reducción en la transparencia del agua. Por lo tanto, la turbiedad se considera uno de los principales parámetros de control en los sistemas de tratamiento de agua potable.

El proceso TPQA se realiza normalmente en las 4 fases siguientes: mezcla rápida, floculación, y decantación de lodos, y salida del efluente a través del filtro, y de los lodos decantados²³. La floculación busca aglomerar los sólidos suspendidos que ocasionan la turbiedad, mediante elementos químicos que se añaden en la mezcla rápida, formando flóculos que luego se sedimentan en la fase de decantación. Dichos elementos son los siguientes:

- Coagulantes. Son electrolitos que tienen por objeto neutralizar las cargas electrostáticas que mantienen los coloides separados, y facilitar así su aglomeración. Los principales coagulantes utilizados son las sales de aluminio y hierro.
- Floculantes o Auxiliares de Coagulación. Son elementos tales como la bentonita, que promueven el proceso de coagulación y reducen el tiempo en que ocurre.
- Agentes lastrantes, que añaden peso a los flóculos para facilitar su decantación, como es el caso de la zeolita .
- Correctores del pH y fuentes de alcalinidad. Son álcalis como la cal o la soda cáustica, o ácidos como el sulfúrico, que tienen por objeto mantener el pH en el rango óptimo para el proceso de floculación, y además aportar la alcalinidad que se consume en el proceso TPQA. La alcalinidad también se necesita para el proceso de nitrificación del tratamiento biológico (ver ecuaciones C-1 y C-2).

Los floculantes que se utilizan generalmente son los polímeros naturales o sintéticos, con los cuales se puede aumentar la velocidad de sedimentación de los flóculos, y su resistencia ante los esfuerzos de corte que produce la turbulencia. Además, pueden reducir la dosis de coagulantes requerida. También se utilizan arenas finas y sílice

23 Wikibooks.org. "Ingeniería de aguas residuales/Tratamiento físico-químico".
[https://es.wikibooks.org/wiki/Ingeniería de aguas residuales/Tratamiento físico-químico](https://es.wikibooks.org/wiki/Ingenier%C3%ADa_de_aguas_residuales/Tratamiento_f%C3%ADsico-qu%C3%ADmico)

activada como agentes lastrantes para facilitar la decantación, la cual puede ser de unos 25 m/h en flóculos de cloruro férrico y de unos 40 m/h en los de sulfato de aluminio cuando no tienen este agente lastrante²⁴. Los floculantes se seleccionan de acuerdo al tipo de agua a tratar y al coagulante utilizado. Una información bastante completa sobre los aspectos teóricos del TPQA puede encontrarse en una serie de documentos de la Organización Panamericana de la Salud, la Cepis y la BVSDE²⁵.

Los procesos TPQA también se pueden utilizar para tratar aguas residuales industriales. En estos casos, se recomienda utilizar la zeolita y la bentonita como floculantes, debido a su economía, su eficiencia en formar flóculos con buena sedimentabilidad, y porque además realizan procesos de adsorción catiónica que remueven gran variedad de contaminantes orgánicos e inorgánicos. La adición de bentonita también suple la ausencia de arcillas, que son necesarias para que los sólidos suspendidos puedan aglomerarse para formar flóculos. Al adicionar bentonita se puede reducir la dosis de coagulante requerida, debido a su capacidad de interactuar con éste para formar los flóculos²⁶. Los usos de la bentonita en el tratamiento de aguas industriales se tratan en el Numeral D-5.1.

Actualmente, para las operaciones de mezcla rápida, floculación y decantación en los procesos TPQA se utilizan estructuras diferentes, que son diseñadas para remover una determinada turbiedad. Una solución considerada más adecuada para el tratamiento del agua consiste en realizar todos los procesos TPQA en el Reactor Secuencial de Biopelícula RSB, descrito en el Capítulo D-2. Este reactor funciona en forma similar a un ensayo de jarras, en donde todos los procesos se realizan en un solo tanque en forma secuencial. Esto permite ajustar los parámetros operativos del tratamiento a las condiciones del agua afluente, y además realizar ensayos de jarras en la planta para ajustar periódicamente los algoritmos que definen los parámetros operativos a partir de las condiciones del agua. En el Numeral D-8.1 se trata lo referente al control de los procesos de tratamiento mediante sistemas automáticos o inteligentes.

24 Ghanem, Ana et al. "Comportamiento de la Velocidad de Sedimentación en Flóculos Lastrados con Diferentes Tamaños de Microarenas". Universidad de Oriente. Cumaná, Venezuela. 2.010.
<https://www.redalyc.org/pdf/4277/427739443010.pdf>

25 BVSDE, OPS y CEPIS. "Tratamiento de Agua para Consumo Humano. Manual I: Teoría". Lima, 2.004.

1. Físicoquímica <http://ingenieroambiental.com/4014/uno.pdf>
2. Aspectos Bióticos <http://www.ingenieroambiental.com/4014/dos.pdf>
3. Procesos Unitarios <http://www.ingenieroambiental.com/4014/tres.pdf>
4. Coagulación. <http://www.ingenieroambiental.com/4014/cuatro.pdf>
5. Mezcla Rápida. <http://www.ingenieroambiental.com/4014/cinco.pdf>
6. Floculación. <http://www.ingenieroambiental.com/4014/seis.pdf>
7. Sedimentación. <http://www.ingenieroambiental.com/4014/siete.pdf>
8. Flotación. <http://ingenieroambiental.com/4014/ocho.pdf>
9. Filtración. <http://www.ingenieroambiental.com/4014/nueve.pdf>
10. Desinfección. <http://www.ingenieroambiental.com/4014/diez.pdf>

26 Ada Barrenechea Martel. "Capítulo 4 – Coagulación".
<http://www.ingenieroambiental.com/4014/cuatro.pdf>

En el RSB se colocan bioportadores tubulares porosos, descritos en el Numeral C-2.5, con los cuales se pueden llevar a cabo una remoción muy eficiente de carga orgánica mediante dos sistemas de biopelícula, que se realizan simultáneamente con los procesos TPQA para remover turbiedad.

En la entrada a la planta se encuentra un tanque Uasb que sirve para regular el caudal de entrada, y para remover el carbono que tiene la carga orgánica. Esto se hace mediante procesos de digestión anaeróbica que se trata en el Numeral E-1.4. Cuando se requiera remover cargas de carbono muy grandes, se añaden bioportadores al tanque Uasb, los cuales forman un filtro anaeróbico flotante en el Uasb, y lo convierten en un Uasb Híbrido, que tiene mayor capacidad de remover carbono.

En la primera etapa del tratamiento se tiene una de la fase de llenado del RSB junto con aireación, en la cual se realiza la dosificación y la mezcla con el agua, de coagulantes y floculantes que requiere el proceso TPQA. Para el llenado se bombea agua desde el tanque UASB de entrada a través de chorros emergidos ubicados sobre el RSB, los cuales generan allí una aireación y un proceso de biopelícula de lecho móvil. Según la Tabla A-5 del Capítulo A-3, la eficiencia energética de los chorros emergidos en tanques con bioportadores se estima en 5.48 Kg O₂/kW-h, que es superior al de todas las tecnologías mencionadas en dicha tabla. Esto facilita una remoción muy eficiente de la carga orgánica.

Los chorros chocan con los bioportadores flotantes y los dispersan en todo el volumen del agua. Esto genera turbulencias que facilitan la difusión del oxígeno que introducen al agua, y la mezcla de los químicos en todo su volumen. Los lodos acumulados en el fondo se mantienen en la fase de llenado que sigue, debido a que la turbulencia ocasionada por los chorros emergidos solo se presenta en la parte superior del reactor. Sobre los bioportadores se forma una biopelícula que facilita la remoción de carga orgánica, y sólidos suspendidos debido a su consistencia pegajosa. En las biopelículas se encuentran principalmente bacterias nitrificantes que remueven nitrógeno amoniacal, en procesos de nitrificación que se describen en el Capítulo C-2. Cuando el nivel del agua llega hasta el sensor que se encuentra en el nivel máximo del RSB, se apaga la bomba de llenado y se prende el soplador que suministra el aire a los difusores que realizan la fase de floculación.

La fase de floculación se hace mediante difusores de burbujas finas o medias, los cuales se colocan sobre el fondo. Estas burbujas generan movimientos lentos hacia arriba y hacia abajo, que abarcan todo el volumen de agua. Este movimiento del agua es similar al que ocurre en floculadores tipo Alabama, considerados bastante eficientes. Las burbujas también transfieren oxígeno al agua, lo cual se combina con la turbulencia que producen, para facilitar la formación de la biopelícula sobre los bioportadores que se encuentran en suspensión. Este movimiento del agua no ocurre en el fondo, donde se encuentra una zona en reposo bajo los difusores de burbujas, donde los flóculos pesados se decantan y se espesan.

Luego de la fase de floculación, viene la fase de reposo y salida del agua y de los lodos decantados en el RSB. Es esta fase se suspende la floculación con difusores de burbujas.

Entonces los bioportadores ascienden y forman un filtro en su superficie. A continuación el agua sale a través de la tubería ranurada flotante que drena dicho filtro. De esta forma, la salida del agua funciona como un sistema de biopelícula de lecho fijo, que continúa removiendo la carga orgánica, a la vez que remueve eficientemente los sólidos suspendidos. En la salida del agua a través del filtro flotante se realizan procesos de filtración, de remoción de contaminantes por procesos de biopelícula, de adsorción de sólidos suspendidos por ésta, y de floculación adicional en la cámaras internas de los bioportadores. Estos procesos se describen en el Capítulo D-2, y permiten garantizar la alta calidad del efluente. En esta etapa también salen los lodos acumulados en el fondo del RSB, lo cual se hace cada varios ciclos.

Cuando inicia el nuevo ciclo con el llenado del reactor mediante el bombeo a través de los chorros emergidos, el filtro es limpiado por la acción de éstos, y los flóculos acumulados se decantan en el fondo, lo mismo que el lodo procedente de la erosión de la biopelícula que ocurre durante este proceso. Este control del exceso de biomasa en los bioportadores favorece el desarrollo de la biopelícula en ellos.

En el proceso TPQA para potabilización, el volumen de agua tratado en cada ciclo es constante, y corresponde al que sale del RSB en la etapa de reposo. Este volumen se calcula como el área de dicho reactor, multiplicada por la diferencia entre el nivel máximo, fijado por un sensor de nivel que interrumpe el bombeo de llenado, y el mínimo que es fijado por el sistema de tope que se describe en el Numeral D-5.4. Este sistema detiene en cierto nivel el descenso de la tubería ranurada flotante por donde sale el agua del RSB, suspendiendo así el flujo. La capacidad del sistema de tratamiento se calcula como el volumen de tratamiento por ciclo, dividido por el tiempo que dura éste. Este tiempo corresponde a la suma de los tiempos de llenado con aireación, de floculación, de reposo para la formación del filtro flotante, y de salida del efluente a través de dicho filtro. La iniciación de un nuevo ciclo arranca cuando un sensor instalado en el tanque de almacenamiento de agua potable indica que hay espacio allí para almacenar la nueva tanda que se trata en dicho ciclo, y otro sensor instalado en el tanque Uasb Híbrido indica que allí se encuentra disponible este volumen de agua.

El diseño y la operación de las plantas de potabilización actuales se hacen a partir de parámetros operacionales fijos. Sin embargo, la turbiedad de las fuentes de agua tiene grandes variaciones, que son ocasionadas por el arrastre de arcillas, limos y material orgánico en la cuenca. Este fenómeno es ocasionado principalmente por la erosión del suelo por la deforestación, y por las actividades humanas tales como la agricultura. Por lo tanto, durante gran parte del tiempo no son válidos los parámetros operativos con los cuales se diseñó la planta. Una ventaja de utilizar para el tratamiento un sistema secuencial, es que los procesos de tratamiento cada ciclo pueden ser realizados de acuerdo a parámetros medidos en tiempo real. Esto se facilita debido a que en cada ciclo de tratamiento se procesa un volumen de agua fijo, y con base en mediciones de sus parámetros, los algoritmos fijan los tiempos de los procesos y las cantidades de químicos a aplicar en dicho volumen.

A la entrada de la plantade potabilización se coloca el tanque Uasb que se trata en el Numeral E-1.4, que sirve para regular el caudal de entrada a la planta de potabilización, y

también para remover el carbono que traen las aguas residuales a través del proceso de digestión anaeróbica. Esto se hace produciendo un flujo ascendente de dicha agua a través de un monto de lodos, que está formado por gránulos donde se encuentran las bacterias anaeróbicas que realizan dicha digestión. Mientras que la remoción de carbono se realiza en el tanque Uasb mediante la digestión anaeróbica, la remoción de nitrógeno amoniacal se realiza en el RSB a través del proceso de nitrificación autótrofa que se explica en el Numeral C-1.2. Para realizar eficientemente dicha nitrificación, se requiere que la relación C/N entre la DQO y el nitrógeno amoniacal sea menor a 2.

El agua se bombea desde el Uasb hasta el RSB a través de un panel de tuberías ranuradas flotantes, con el objeto de producir un flujo vertical lento a través del tanque, de tipo pistón, para evitar al arrastre de lodos del manto que se forma en el fondo del Uasb. Si la carga de carbono es muy grande para el proceso de nitrificación, se recomienda añadir bioportadores tubulares porosos al tanque Uasb, convirtiéndolo en un Uasb Híbrido, con el objeto de formar allí un filtro flotante, que actúe como un filtro anaeróbico que realiza las funciones de aumentar la masa de lodos, filtrar el agua y regular las velocidades ascendentes del flujo. Los lodos producidos en el RSB se sacan por gravedad hacia uno de los 2 módulos del lecho de secado, donde se realiza la etapa decantación y espesamiento, seguida de la etapa de deshidratación. Estos procesos se tratan en el Numeral D-5.5.

D-5.2 Llenado con Mezcla Rápida, Aireación y Coagulación

Con este proceso se inicia el tratamiento de un nuevo volumen de agua. El llenado, la mezcla rápida y la aireación son producidos por la bomba que lleva el agua desde el tanque Uasb al RSB. Esta bomba arranca cuando un sensor de nivel instalado en el tanque de almacenamiento de salida indica que se requiere tratar un nuevo volumen de agua, y otro sensor instalado en el tanque Uasb de entrada indica que ese volumen se encuentra disponible allí.

Para realizar el proceso de coagulación se requiere adicionar coagulantes, floculantes y correctores del pH, que están determinadas por las dosis requeridas y el volumen de agua a procesar en el ciclo. Las dosificaciones de estos reactivos se hace mediante un equipo que se describe en el Numeral D-8.10, que está formado por tanques que contienen soluciones de cada reactivo requerido, las cuales son llevados al reactor mediante bombas dosificadoras. Esta solución se entrega a una manguera, que se conecta a la parrilla de tuberías ranuradas, ubicadas en la succión de la bomba que lleva el agua hacia el reactor, como se indica en las figuras D-10 y D-11. El caudal que sale de las bombas dosificadoras se puede calcular multiplicando el área del tanque que contiene la solución, por la velocidad en el descenso en el nivel cuando dicha bomba está funcionando.

El flujo succionado por la bomba pasa por el rotor, donde los reactivos son mezclados enérgicamente con el agua. Esta mezcla se inyecta en el reactor a través de los chorros emergidos, que la distribuyen uniformemente en todo el volumen de agua, debido a la turbulencia que generan dichos chorros, y a la acción de los bioportadores, como se indica en el Capítulo A-3, lo cual promueve la coagulación. La interacción entre los chorros emergidos y los bioportadores tubulares porosos producen la mayor eficiencia energética en la transferencia de oxígeno, como se observa en la Tabla A-5 del Texto A.

En esta etapa de tratamiento, inicialmente arrancan los mezcladores de los tanques le sistema de dosificación. Luego, cuando se haya homogenizado las soluciones de químicos, arrancan simultáneamente la bomba que llena el RSB a través de los chorros emergidos, y las bombas que dosifican los diferentes productos químicos. Estas bombas se apagan cuando hayan suministrado las dosis requeridas.

Cuando la alcalinidad del afluente no es suficiente para los procesos de digestión anaeróbica y TPQA, se requiere añadirla, generalmente en forma de cal apagada. La dosificación de la cal se hace de forma similar al de los otros químicos, pero mientras que éstos se entregan a la entrada al RSB, la alcalinidad se suministra a la entrada al tanque Uasb. En este caso, una manguera entrega la solución alcalina en un tubo vertical, donde se mezcla con el agua afluente, la cual se distribuye en el fondo de tanque Uasb mediante tuberías perforadas. La mezcla del agua con dicha solución atraviesa el manto de lodos, y es recogida por la tubería ranurada flotante conectada a la succión de la bomba, y luego distribuida en el reactor mediante los chorros emergidos. De esta forma se obtiene un pH cercano al neutro, que es el adecuado para facilitar el proceso de digestión anaeróbica en el tanque Uasb, y los proceso TPQA y de biopelícula en el RSB.

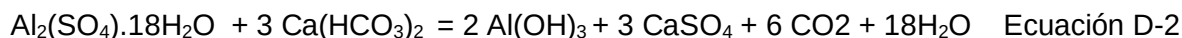
La etapa de llenado y aireación termina cuando un sensor de nivel indica que en el RSB se ha llegado al nivel máximo, que determina el volumen a tratar, y por lo tanto se apaga la bomba. La señal de este sensor también arranca el soplador que suministra aire comprimido a los difusores que realizan la floculación en el RSB. Los cálculos de la aireación por chorros emergidos se realizan de acuerdo a lo indicado en el Capítulo A-3. En esta etapa también se realiza la formación de biopelícula en los bioportadores, en un proceso de nitrificación que permite la remoción de nitrógeno amoniacal. Esta biopelícula tiene una consistencia pegajosa, que contribuye a adsorber los sólidos suspendidos eficientemente, lo cual facilita la remoción de turbiedad en las etapas siguientes de floculación, y de salida del efluente tratado que se hace a través del filtro flotante que forman los bioportadores

Los chorros emergidos se encuentran bien distribuidos sobre la superficie del tanque, e interactúan con los bioportadores para dispersar tanto el oxígeno como los coagulantes y floculantes en un gran volumen de agua, como se indica en el Capítulo A-3. Las condiciones de mezcla facilitan la distribución uniforme, tanto del oxígeno como de los coagulantes y floculantes, y además pone en contacto la biopelícula que recubre los bioportadores, con el oxígeno y los contaminantes orgánicos. La mezcla producida por los chorros emergidos llega hasta cierta profundidad. A profundidades superiores se encuentra una zona de reposo. La acción enérgica de los chorros emergidos erosiona la biopelícula formada sobre los bioportadores, y los lodos resultantes se decantan en la zona de reposo. En esta zona se ubica una capa de lodos y de flóculos producidos en ciclos anteriores, que no son afectados por la turbulencia generada por los chorros emergidos.

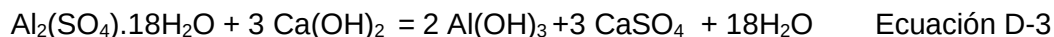
Para realizar la coagulación, se neutralizan las cargas electrostáticas que mantienen separados a los coloides, con lo cual se facilita su aglomeración en flóculos, y por lo tanto su decantación. Este efecto se obtiene mediante la adición de coagulantes al agua, principalmente el cloruro férrico, el sulfato de aluminio, el sulfato férrico y la cal hidratada.

Estos coagulantes son electrolitos que reaccionan con la alcalinidad del agua para formar hidróxidos insolubles, lo cual reduce el pH de ésta. Según el estudio realizado por Jana Naceradska et al²⁷, el pH del agua tiene gran influencia en la eficiencia de proceso de coagulación. En este estudio se recomienda un pH es de alrededor de 7 para remover solidos suspendidos inorgánicos, pero cuando se encuentran elementos orgánicos tales como algas y materia orgánica, el pH óptimo es ligeramente menor de 7. Por lo tanto, si el agua tiene un pH bajo o escasa alcalinidad, es necesario incrementar ésta, lo cual generalmente se hace añadiendo cal apagada, que consiste en hidróxido de calcio.

Las reacciones que tienen los coagulantes cuando se añaden al agua son las siguientes: En el caso del sulfato de aluminio (alumbre) $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, éste reacciona con del bicarbonato $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$, produciendo hidróxido de aluminio $\text{Al}(\text{OH})_3$, que se precipita, CO_2 y agua (BVSDE, OPS y CEPIS, Ref. D-25, Capítulo 4. Coagulación). La ecuación correspondiente a la coagulación es la siguiente:



De acuerdo a la estequiometria de la ecuación anterior, 665.5 gramos de alumbre requieren 300 gramos de alcalinidad como CaCO_3 para producir 156 gramos de hidróxido de aluminio y 408 gramos de sulfato de calcio (Metcalf & Eddy²⁸, Ecuación 6.9). Por lo tanto, cada gramo de sulfato de aluminio consume 0.45 gramos de alcalinidad. Este valor es relativamente reducido, y normalmente se encuentra contenido en las aguas residuales. El sulfato de aluminio también puede reaccionar con la cal apagada ($\text{Ca}(\text{OH})_2$), de acuerdo a la siguiente ecuación 6-17:



De acuerdo a la estequiometria de la ecuación anterior, 665.5 gramos de alumbre requieren 168 gramos de cal apagada ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) para producir 156 gramos de hidróxido de aluminio y 408 gramos de sulfato de calcio. Por lo tanto, cada gramo de sulfato de aluminio consume 0.252 gramos de cal pura. En un documento de Degremont²⁹ se recomienda la adición de una dosis de cal igual a un tercio de la dosis de sulfato de aluminio hidratado. La dosis de alumbre que se recomienda en el documento de Degremont es de 10 a 150 g/m³ de producto comercial, la cual depende de calidad del afluente. La adición de cal tiene un efecto muy importante en la eficiencia de la coagulación que se realiza utilizando el alumbre. En un estudio sobre el tratamiento de las

²⁷ Jana Naceradska et al. "On the importance of pH value in coagulation". AQUA. Water Infrastructure Ecosystems and Society. 2.019.

[On the importance of pH value in coagulation | Journal of Water Supply: Research and Technology-Aqua | IWA Publishing \(iwaponline.com\)](#)

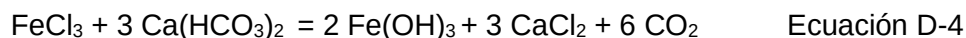
²⁸ Metcalf & Eddy. "Wastewater Engineering. Treatment and Reuse" Mac Graw Hill. 4a Edición 2.003.

²⁹ Degremont. "Coagulación y Floculación del Agua".

https://cidta.usal.es/cursos/edar/modulos/edar/unidades/LIBROS/logo/pdf/coagulacion_floculacion_agua.pdf

aguas residuales de un hotel hecho por Awodiji, C. T. G. et al³⁰, se encontró que el mejor resultado fue con una dosis alumbre de 25 mg/L y de cal de 43.8 mg/L, con los cuales se obtuvo una turbiedad de 3 NTU. Dicha adición de cal también ayuda a cumplir con el requerimiento de alcalinidad de 100 mg/L para el agua potable establecido en el Decreto 475 de 1.998 Capítulo III.

En el caso del cloruro férrico FeCl_3 , éste reacciona con del bicarbonato $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$, produciendo hidróxido férrico $\text{Fe}(\text{OH})_3$, que se precipita, cloruro de calcio CaCl_2 y agua. La ecuación correspondiente es la siguiente:



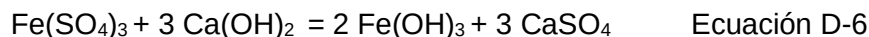
De acuerdo a la estequiometria de la ecuación anterior, 324.4 gramos de cloruro férrico requieren 300 gramos de alcalinidad como CaCO_3 para producir 213.8 gramos de hidróxido de hierro (Metcalf & Eddy (Ref. D-29). Ecuación 6.9). Por lo tanto, cada gramo de cloruro férrico se consume 0.924 gramos de alcalinidad. En el caso de que esta alcalinidad no esté disponible en el agua a tratar, se recomienda añadir cal apagada $\text{Ca}(\text{OH})_2$, la cual reacciona con el cloruro férrico según la siguiente ecuación:



De acuerdo a la estequiometria de la ecuación anterior, 324.4 gramos de cloruro férrico requieren 168 gramos de cal hidratada pura $\text{Ca}(\text{OH})_2$, que se calcula con el peso molar CaO de 56, para producir 213.8 gramos de hidróxido de hierro y 408 gramos de sulfato de calcio. (Metcalf & Eddy (Ref. D-29). Ecuación 6.17). Por lo tanto, por cada gramo de cloruro férrico se requiere añadir 0.52 gramos de cal para conservar la alcalinidad original del agua.

En el documento de Degremont se recomienda dosis de cloruro férrico hidratado comercial de 5 a 150 mg/L de para la clarificación. El cloruro férrico comercial viene en forma sólida o líquida, las cuales tiene aproximadamente 20,5% y 14 % de cloruro férrico puro FeCl_3 (ver BVSDE, OPS y CEPIS. (Ref. D-25, Sección 4. Coagulación).

En el caso del sulfato férrico $\text{Fe}(\text{SO}_4)_3$, éste reacciona con la cal pura $\text{Ca}(\text{OH})_2$, de acuerdo a la siguiente ecuación (Metcalf & Eddy (Ref. D-29). Ecuación 6.18).



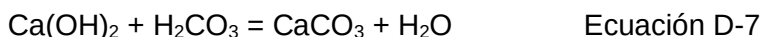
De acuerdo a la estequiometria de la ecuación anterior, 2 moles de sulfato férrico reaccionan con 3 moles de hidróxido de calcio, o sea que 399.9 gramos de sulfato férrico requieren 111 gramos de hidróxido de calcio $\text{Ca}(\text{OH})_2$ o cal apagada pura, o sea que cada gramo de sulfato requiere 0.278 gramos de hidróxido de calcio. Considerando que un gramo de éste aporta 1.35 gramos de alcalinidad, se tiene que cada gramo de sulfato férrico consume 0.375 gramos de alcalinidad. En la dosificación de cal es importante tener

³⁰ Awodiji, C. T. G. et al. "The Effectiveness of Hydrated Lime as a Flocculating Agent in Water Treatment". Saudi Journal of Civil Engineering. 2.020.

[\(PDF\) The Effectiveness of Hydrated Lime as a Flocculating Agent in Water Treatment \(researchgate.net\)](#)

en cuenta que la que se consigue comercialmente tiene un contenido de hidróxido de calcio $\text{Ca}(\text{OH})_2$ puede oscilar entre 82 y 99% (BVSDE, OPS y CEPIS. (Ref. D-25, Numeral D-4.1, Sección Coagulación).

Otro coagulante es la cal hidratada $\text{Ca}(\text{OH})_2$, la cual reacciona con el ácido carbónico H_2CO_3 , produciendo carbonato de calcio CaCO_3 , que se precipita (ver ecuación 6.10 de Metcalf & Eddy (Ref. D-29).



Con este coagulante se genera gran cantidad de lodos y se eleva el pH excesivamente. Por lo tanto, solo se recomienda en las plantas Pinbasa que se trata en el Capítulo D-7, donde se necesita remover el fósforo como hidroxapatita, y el biosólido se utiliza para fertilizar y acondicionar suelos ácidos. La cal también es necesaria para obtener el pH adecuado para diversos procesos, como se indica en el Numeral D-5.8.

En un estudio de Qasim H. Malik³¹ se encuentran gráficas que relacionan la dosificación de sulfato de aluminio y el pH con la turbiedad obtenida luego del tratamiento de aguas con altos contenidos de sólidos suspendidos inorgánicos. En estas gráficas, que se muestran a continuación, se observa que la remoción de turbiedad realizada por el sulfato de aluminio (alumbre) es superior al de los otros coagulantes, logrando un NTU de 10, y que esta remoción no está muy influenciada por el pH. Con pH de 4 y 7 la dosis óptima es de 0.5 gr/L, pero con pH de 6, dicha dosis es de 0.25 g/L

Figuras D-8. Remoción de Turbiedad con Diversos Coagulantes variando el pH

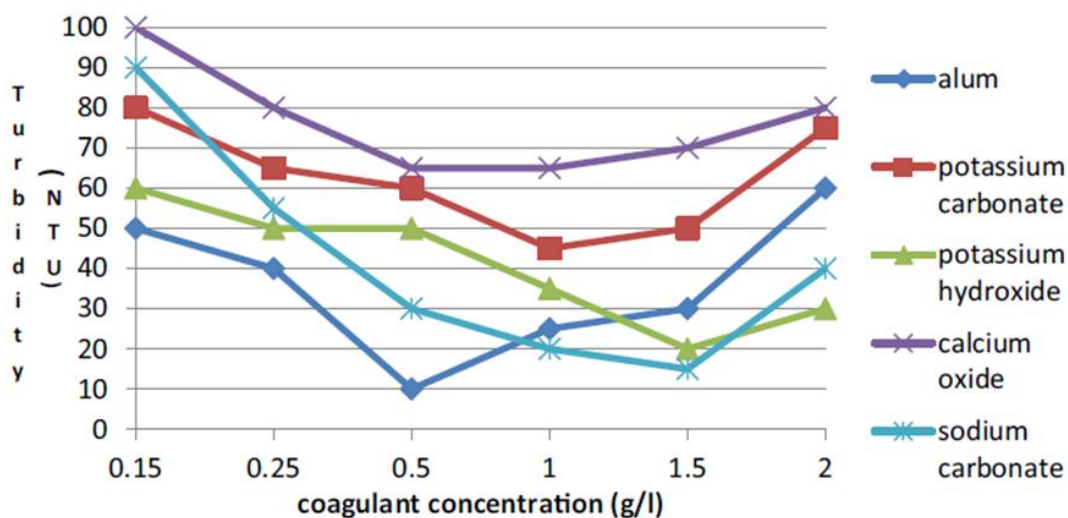


Fig. 1 Turbidity at varying doses of coagulants (pH 7)

³¹ Qasim H. Malik. "Performance of alum and assorted coagulants in turbidity removal of muddy water". Applied Water Science, 2.018. [Performance of alum and assorted coagulants in turbidity removal of muddy water | Applied Water Science \(springer.com\)](https://www.springer.com/applied-water-science/article/10.1007/s40201-018-0020-0)

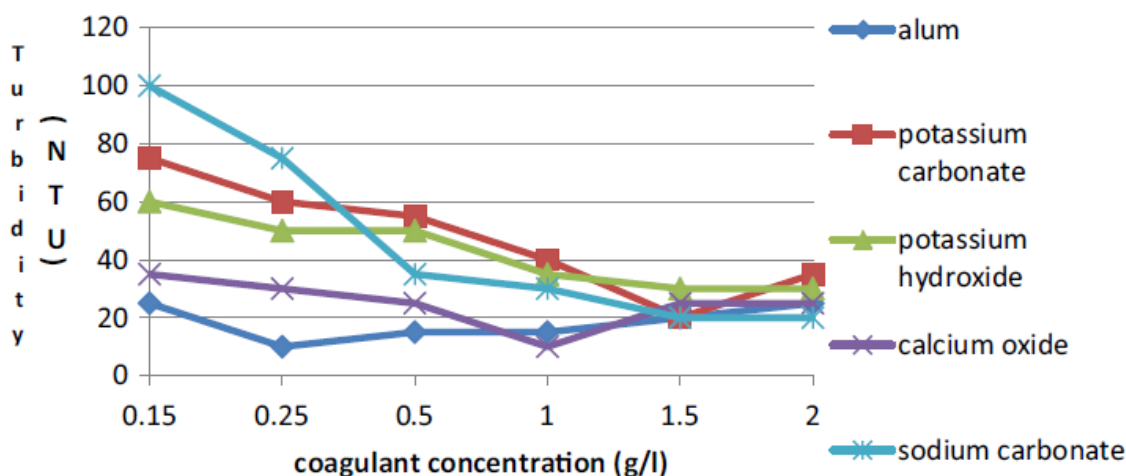


Fig. 3 Turbidity at varying doses of coagulants (pH 6)

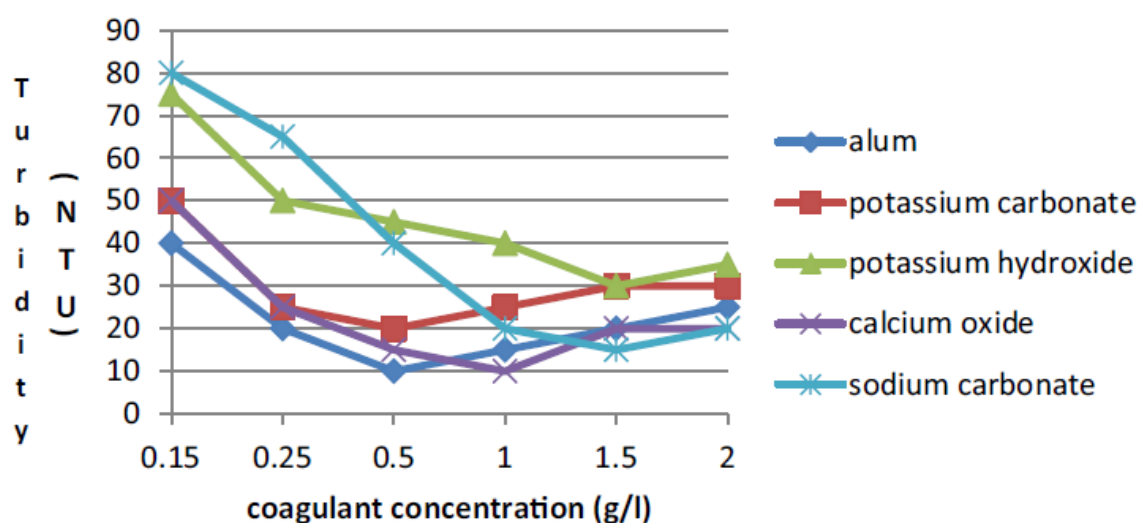


Fig. 5 Turbidity at varying doses of coagulants (pH 4)

Fuente: Qasim H. Malik. (Ref. D-31).

D-5.3 Floculación.

Luego de llenado el tanque, se suspende el bombeo a través de los chorros emergidos, y comienza la operación de los difusores de burbujas finas que realizan la floculación. El sensor de nivel que se encuentra en el nivel máximo del RSB apaga la bomba de llenado, y prende el soplador que suministra el aire a los difusores. Estos difusores se ubican sobre el fondo del RSB, de tal forma que produzcan efectos que faciliten el contacto de los químicos que se tratan en el Numeral anterior, con todos los sólidos suspendidos que contiene el volumen de agua a tratar, lo cual ocasiona la floculación.

Para facilitar la floculación, se proporciona al agua una agitación lenta, que promueve el crecimiento de los flóculos que se han formado en la etapa de coagulación, de tal manera que puedan ser decantados en la etapa de reposo que sigue. Los sistemas de aireación con burbuja fina realizan procesos de floculación muy efectivos. Estas burbujas generan un movimiento ascendente suave del agua ubicada sobre los difusores, seguido de un descenso en el espacio entre dichos difusores. Dichos movimientos involucran todo el volumen de agua del RSB, exceptuando la zona ubicada bajo los difusores. Estos efectos son similares a los que ocurren en los floculadores tipo Alabama, considerados bastante eficientes. En la zona bajo los difusores se tienen condiciones de reposo que facilitan la decantación y la acumulación de los flóculos que han adquirido suficiente peso, los cuales son purgados periódicamente hacia los lechos de secado.

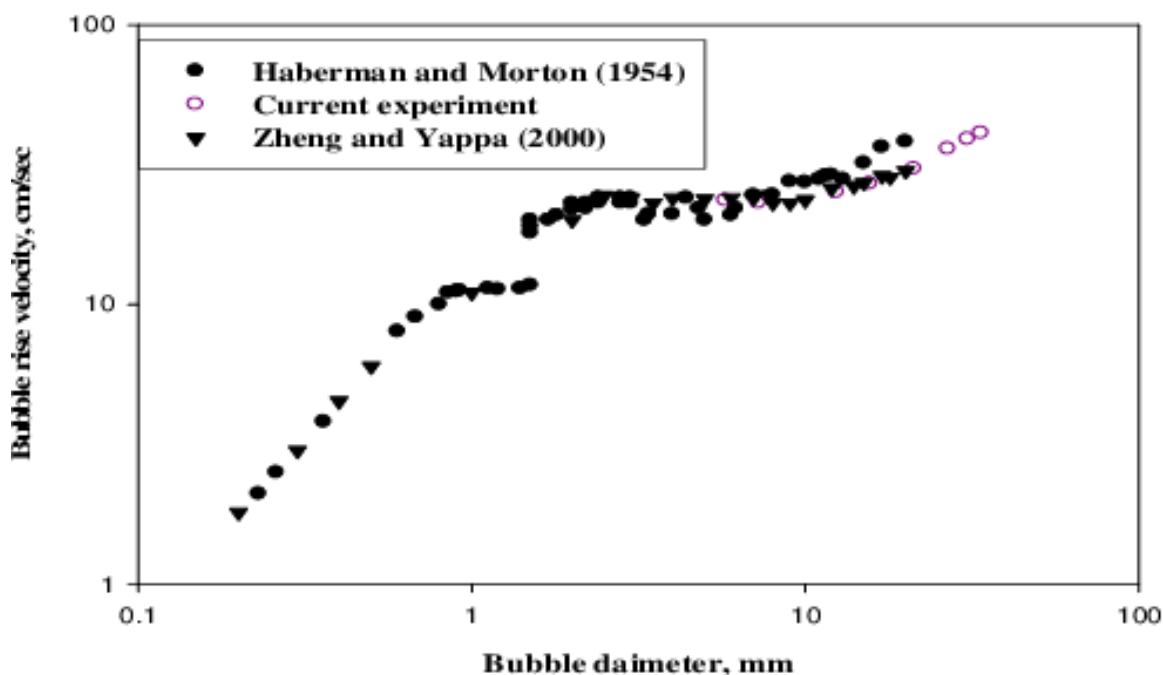
La aireación puede realizarse con discos difusores que producen burbujas finas, que se muestran en la Figura D-11, o con mangueras porosas difusoras que producen burbujas medias, que se muestran en las figuras D-14 y D-15 del Capítulo D-6. De acuerdo a las especificaciones de la firma Aero-Tube-Hose³², estas mangueras tienen un diámetro interior de ½" y una tasa óptima de suministro de aire comprimido de 2.2 m³/hora por metro de manguera. Estas mangueras y los discos difusores se deben instalar a cierta altura sobre el fondo para que se permita la acumulación y el espesamiento de los flóculos allí

Las burbujas medias tienen un diámetro superior a 3 mm, y las finas tienen valores iguales o inferiores a este valor. De acuerdo a la siguiente figura, la velocidad de ascenso de las burbujas medias es del orden de 20 cm/sg, que es bastante adecuada para el proceso de floculación. Las burbujas finas individuales tienen una velocidad menor, pero se ubican en forma de columnas sobre los difusores de disco, lo cual aumenta la velocidad, y se considera que tienen una velocidad similar. En la Figura a continuación se muestra la velocidad ascensional de las burbujas, de acuerdo al estudio de N. M. S. Hassan et al³³. Allí se observa que las burbujas de entre 1 y 3 mm, que son producidas por los difusores de disco y de manguera porosa, tienen una velocidad ascendente de 10 cm/sg, que es bastante adecuada para la floculación.

³² "AERO-TUBE® HOSE". [Aero-Tube® Hose](#)

³³ N. M. S. Hassan et al. "A study of bubble trajectory and drag co-efficient in water and non-Newtonian fluids". 2.008. Mohammad Rasul [Bubble rise velocity vs. bubble equivalent diameter. | Download Scientific Diagram \(researchgate.net\)](#)

Figura D-9. Relación entre el Diámetro de la Burbuja y su Velocidad de Ascenso



Fuente: N. M. S. Hassan (Ref. D-33).

En el estudio de un floculador accionado por burbujas de aire, se encontró que su desempeño óptimo se logra con un tiempo de operación de 10 minutos³⁴, el cual puede reducirse, teniendo en cuenta la floculación adicional que ocurre cuando el efluente sale a través del filtro flotante, como se indica posteriormente. En este estudio también se recomienda un gradiente de velocidad G de 21/s. En la floculación con aireación, dicho gradiente se define por la siguiente ecuación:

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu \times V}} \quad \text{Ecuación D-8}$$

Donde:

G = Gradiente de velocidad (s^{-1}).

P = Potencia hidráulica aplicada (vatios).

V = Volumen de la cámara de floculación (m^3).

μ = Viscosidad dinámica ($kg \cdot s/m^2$)

<https://link.springer.com/content/pdf/10.1007/s13201-018-0662-5.pdf>

³⁴ Luciano Sandoval e Ivalú Beutelspacher, "Equipo Floculador Accionado con Aire". Instituto Mexicano de Tecnología del Agua IMTA. Mexico.

<https://es.scribd.com/document/155229638/Floculacion-Con-Aire>

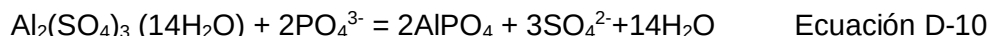
En la Tabla 5-10 de Metcalf & Eddy (Ref. D-29) se recomienda para el proceso de floculación, un valor de G de entre 50/s y 100/s, y un tiempo del proceso de 30 a 60 minutos.

Una floculación y decantación adicionales también se produce durante la salida del efluente a través del filtro flotante que forman los bioportadores. Cuando el agua fluye a través de este filtro, se produce una aceleración durante el paso por los intersticios entre los bioportadores, seguida por disminución de la velocidad dentro de sus cámaras internas. Estas velocidades variables son apropiadas para el desarrollo de los flóculos, y para la decantación de éstos en dichas cámaras, donde pueden acumularse en grandes cantidades.

A través de la floculación, los procesos TPQA realizados en el Reactor Secuencial de Biopelícula RSB también pueden remover metales pesados, utilizando cloruro férrico como coagulante, y polímeros aniónicos como floculantes³⁵. Sin embargo, en caso de que estos contaminantes tengan altas concentraciones, se recomienda utilizar los procesos de tratamiento de aguas industriales que se describen en el siguiente capítulo. El proceso TPQA también puede remover fósforo. El cloruro férrico FeCl_3 reacciona con el fósforo en forma de PO_4 , para formar fosfato de hierro FePO_4 que se precipita, y gas cloro que sale hacia la atmosfera (Wisconsin Department of Natural Resources³⁶).



El fosfato de hierro tiene baja solubilidad en el agua, y por lo tanto no puede ser asimilado por las plantas. Esto impide que los biosólidos sean aprovechados como abonos (Nothando Cyntia Shiba, Ref, D-63 del Numeral D-.7.6). Cuando se utilizan el sulfato de aluminio como coagulante, también llamado alumbre, la reacción es la siguiente:



Para remover 1 gramo de fósforo se requieren 1.8 gramos de cloruro férrico o 0.87 gramos de alumbre.

35 Pauline D. Johnson, et al. "Enhanced Removal of Heavy Metals in Primary Treatment Using Coagulation and Flocculation". Water Environment Research. 2.008
https://www.researchgate.net/publication/5246394_Enhanced_Removal_of_Heavy_Metals_in_Primary_Treatment_Using_Coagulation_and_Flocculation

36 Wisconsin Department of Natural Resources. "Advanced Phosphorus Removal Study Guide". 2.009.
<https://dnr.wi.gov/regulations/opcet/documents/wwwsgphosphorusadv.pdf>

Figura-D-10. Planta para Potabilización con Procesos TPQA
 Vista en Planta

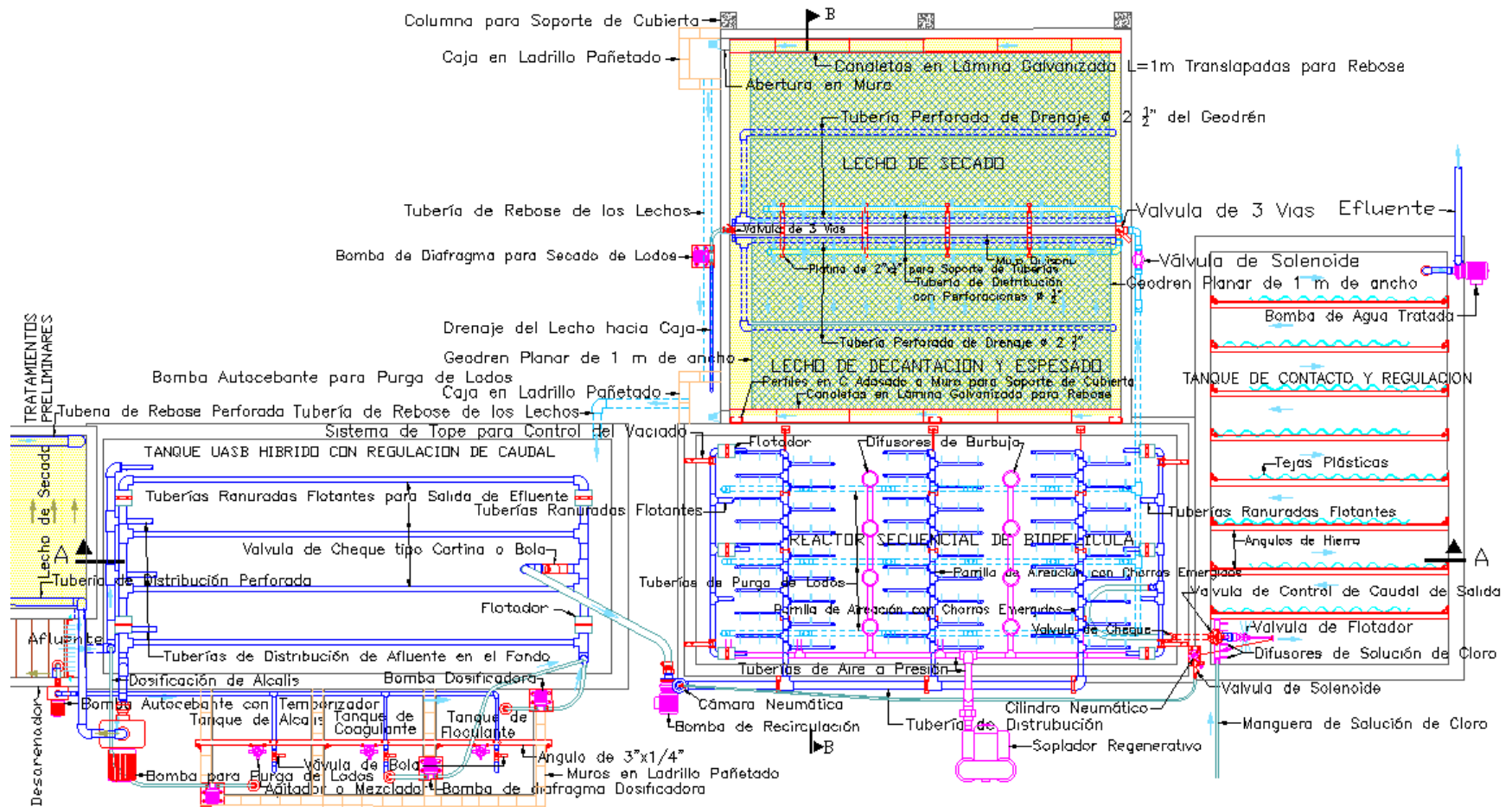


Figura D-11 Planta para Potabilización con Procesos TPQA
 Vista de Corte Longitudinal A-A

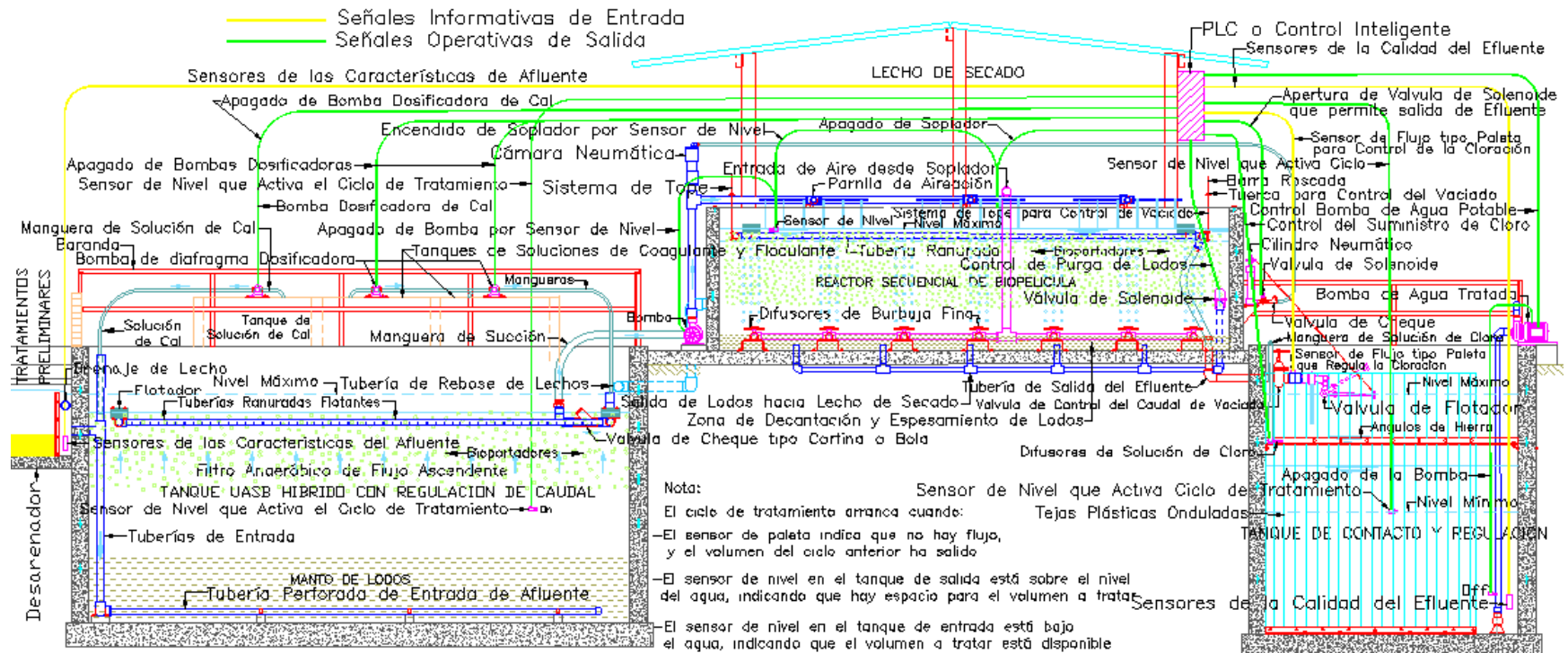
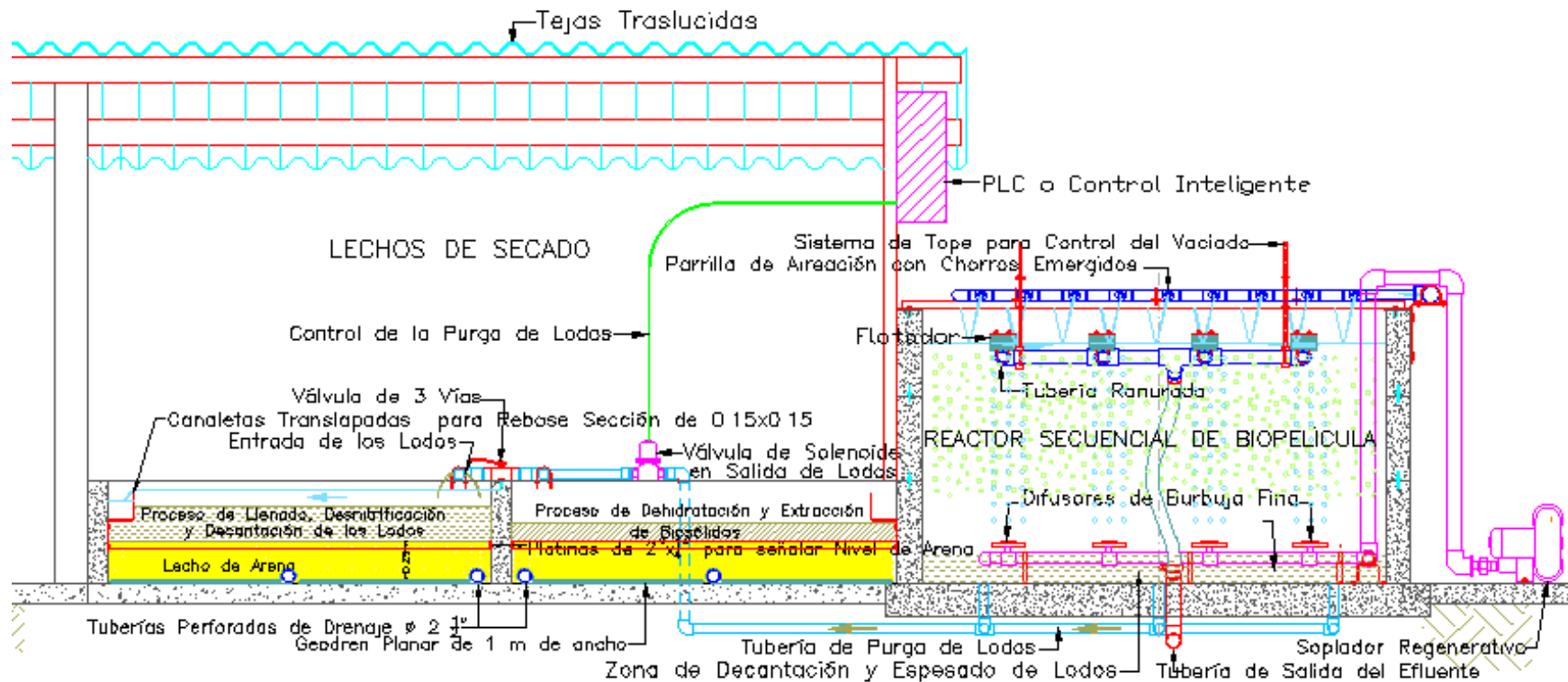


Figura D-12. Planta para Potabilización con Procesos TPQA
Vista de Corte Transversal B-B



D-5.4 Reposo con Salida de Efluente y los Lodos

Cuando termina el proceso de floculación con burbujas finas, viene un tiempo de reposo, en el cual los lodos se decantan en el fondo del RSB, y los bioportadores forman un filtro flotante, a través del cual sale el efluente. Esta salida comienza cuando una señal del sistema de control abre la válvula de solenoide que descomprime el cilindro neumático, con lo cual se abre la válvula de flotador. El agua que sale por esta válvula opera sensor de flujo que comienza a inyectar una solución de cloro, en el proceso de desinfección que se trata en el Numeral D-5.6. La misma señal que abre la válvula de flotador que inicia la salida del efluente del RSB, también abre la válvula de solenoide que permite la salida de lodos del fondo del RSB hacia el lecho de secado.

El efluente sale a través del filtro flotante utilizando una tubería ranurada soportada por flotadores. Este filtro está formado por bioportadores tubulares porosos, que no solo hacen una remoción eficiente de sólidos suspendidos, sino que además realizan un proceso de floculación adicional. Este proceso es bastante eficiente, puesto que en el flujo a través del filtro de bioportadores se alternan velocidades lentas en las cámaras internas, con las velocidades altas en los intersticios entre ellos, lo cual contribuye al crecimiento de los flóculos que se depositan en dichas cámaras. Dichos flóculos, y el exceso de biopelícula de los bioportadores, son removidos la reiniciarse el ciclo, en la etapa de llenado del tanque, mediante la acción de los chorros emergidos.

Según ENOHSA³⁷, la floculación en medios porosos es bastante efectiva, y solo toma entre 3 y 2 minutos. Actualmente este proceso se hace con partículas macizas, en cuyos intersticios se acumulan los flóculos, los cuales tienden a obstruirlo. Esta obstrucción reduce el área de flujo, que originalmente es bastante reducida, causando altas velocidades y pérdidas de energía. En el caso del tratamiento secuencial propuesto esto no ocurre, porque los bioportadores tienen amplias cámaras internas que actúan pequeños decantadores, donde los sólidos suspendidos se depositan sin obstruir el flujo.

El filtro formado con estos bioportadores tiene una porosidad estimada de 89%, de modo que el flujo dispone de un área seccional muy superior a la de los filtros granulares, lo cual se traduce en velocidades bastante más bajas. Es importante colocar una válvula de compuerta antes de la válvula de flotador por donde sale el agua, para controlar el caudal de salida, y por lo tanto las velocidades del agua través del filtro flotante. La disminución del caudal mejora la calidad del efluente, pero prolonga el tiempo de salida del agua, lo cual reduce la capacidad de la planta.

Al reanudarse la aireación en la siguiente etapa, los chorros emergidos a gran velocidad lavan el filtro flotante, removiendo tanto los sólidos suspendidos retenidos, como el exceso de biopelícula, la cual se decantan en forma de lodos. Luego éstos son purgados por gravedad hacia un lecho de secado.

37 ENOHSA. Ente Nacional de Obras Hídricas de Saneamiento (Argentina) Capítulo VII - floculación. 2.016
<https://dokumen.tips/documents/enohsa-floculacion-568952b845ff1.html>

En el RSB de la planta de potabilización se encuentra un control de la salida del efluente como el que se describe en el Capítulo D-2. Este sistema consiste en una cámara hidroneumática ubicada sobre la tubería de descarga, que se presuriza al arrancar la bomba de aireación. Esta presión actúa sobre un cilindro neumático que levanta la palanca de una válvula de flotador ubicada en la salida del efluente del tanque, manteniéndola cerrada. De modo que cuando la bomba está prendida, produciendo aireación y llenado del RSB, no hay salida del agua de éste.

Para controlar el volumen del vaciado del RSB, se utiliza un sistema de tope que fija el nivel mínimo al que llega la tubería ranurada flotante, por donde sale el agua del reactor. Este sistema consiste en barras roscadas verticales adosados al panel de tuberías ranuradas de salida, las cuales atraviesan platinas sujetas al borde del tanque. En esas barras se encuentran tuercas, que limitan el nivel hasta la cual el panel puede descender, pues al llegar la tuerca hasta la platina, el panel queda retenido allí, y por lo tanto el nivel del agua deja de descender. Este sistema se muestra en las Figuras D-11 y D-12 anteriores.

Cuando termina el proceso de floculación, viene un tiempo de reposo para que los lodos se decanten, y los bioportadores formen el filtro flotantes. A continuación, se abre la válvula de solenoide del cilindro neumático. Entonces dicho cilindro se descomprime, y se abre la válvula de flotador a través de la cual sale el efluente de la planta.

Durante la etapa de reposo con salida de efluente del RSB, también se realiza la salida por gravedad de lodos acumulados allí hacia los lechos de secado, aprovechando la diferencia de niveles entre el RSB y dichos lechos. De esta forma se evita el bombeo, que se realiza generalmente, destruya los flóculos y dificulte la deshidratación. La purga de lodos hacia el lecho de secado se hace cada varios ciclos, y se realiza a través de una tubería que recoge los lodos del fondo del RSB, la cual está provista de una válvula de solenoide, que controla dicha salida, como se aprecia en la Figura D-12 anterior.

Los lodos se acumulan en la zona de reposo ubicada bajo los difusores, donde tienen un proceso de espesamiento por gravedad. Es importante que el nivel de los lodos espesados en el fondo del RSB no supere el nivel de los difusores, puesto que en este caso, las burbujas podrían ocasionar un efecto de flotación sobre ellos. Para evitarlo, se debe fijar una adecuada altura del nivel de los difusores sobre el fondo. La purga de lodos hacia los lechos de secado se haría cada cierto número de ciclos, y duraría el tiempo requerido para que salga la mayor parte de éstos. Este tiempo se podría establecer observando la turbiedad del agua en la salida hacia el lecho. También se podría utilizar un turbidímetro instalado en salida de éstos hacia el lecho de secado, que indica que este parámetro ha bajado hasta un valor especificado. Este turbidímetro debe estar en capacidad de medir valores muy altos de turbiedad.

La tasa de producción de lodos P_s procedentes de los tanques Uasb se calcula con la siguiente ecuación:

$$P_s = Y_D DBO / (1 + K_d SRT)$$

Donde DDBO es la remoción de carga orgánica en el reactor. K_d es la constante de declinación endógena, SRT (Sludge Retention Time) es la relación entre la cantidad de masa celular de microorganismos anaeróbicos en el tanque y la tasa a la que ésta sale, y Y es el Coeficiente de Producción de Lodos que depende del tipo de agua. En el caso de tanques Uasb para potabilización, el valor de la producción de lodos P_s es muy reducida, puesto que la afluencia de carga orgánica es muy pequeña, y se tiene una gran cantidad de biomasa M en el manto de lodos y en el filtro flotante. Por lo tanto, se requiere remover lodos en pequeñas cantidades con poca frecuencia.

Los lodos orgánicos producidos en el tanque Uasb se sacan hacia el lecho de secado que se utiliza en los tratamientos preliminares para deshidratar los sedimentos que se dragan del desarenador, como se indica en el Capítulo F-2. Los lodos se evacúan del tanque Uasb conectando una bomba autocebante a la tubería que distribuye el agua afluyente en el fondo de dicho tanque. Los lodos son distribuidos mediante una tubería perforada ubicada a un costado del lecho de secado, y recolectada mediante otra tubería perforada ubicada al costado opuesto, que lleva el agua clarificada a la caja de entrada al tanque Uasb. La bomba de purga se apaga cuando se registre una disminución importante en el agua que entra al lecho. Es necesario cerrar el flujo del afluyente al tanque Uasb durante la purga de lodos.

D-5.5 Procesos de Concentración y Secado de Lodos

Para el secado de lodos procedente de procesos TPQA se recomienda utilizar un lecho de secado de 2 módulos, los cuales se muestran en las figuras D-10 y D-11 anteriores. Los lodos se conducen hacia uno de los módulos, donde se llevan a cabo los procesos de decantación y espesamiento por gravedad (en inglés gravity thickening). Allí se retienen los sedimentos, mientras que el agua sale a través de una tubería de rebose hacia el tanque de entrada. En este módulo también se lleva a cabo el proceso de desnitrificación de los lodos orgánicos, que se forman en el proceso de nitrificación autótrofa que ocurre en el RSB.

Mientras tanto, en el otro módulo se lleva a cabo la etapa de secado de los lodos que han sido espesados en el ciclo anterior. Allí los lodos se deshidratan para facilitar su manipulación y disposición final. Esto se hace extrayendo el agua mediante una bomba de diafragma conectada a las tuberías de drenaje de geodrenes ubicados bajo el lecho de arena. El agua extraída de esta forma se puede recircular enviándola al tanque de entrada, o se puede sacar hacia el tanque de cloración si se considera que tiene la calidad requerida. Posteriormente se hace un secado al aire, que puede ser mejorado mediante la misma bomba, que facilita la circulación del aire a través de los lodos. Finalmente se extraen los biosólidos producidos, y se repone la arena que ha sido extraída junto con éstos.

Luego de transcurrido el tiempo del ciclo, se intercambian las funciones de los módulos. Esto se hace mediante dos válvulas de 3 vías. Una de ellas está ubicada en la tubería que lleva los lodos del RSB hacia uno de los módulos, que se cambia para que lleve dichos lodos hacia el otro módulo. La otra válvula de 3 vías conecta la tubería de subdrenaje del otro módulo con la bomba de diafragma que realiza el secado, que se cambia para denar el módulo donde se realizó la etapa de decantación y espesamiento.

De esta forma, mientras un módulo funciona como decantador y espesador de los lodos procedentes del RSB, en el otro realiza el secado y la extracción de éstos. Se recomienda que la etapa de decantación, espesamiento y desnitrificación de los lodos dure 7 días, lo mismo que la etapa de secado mediante la bomba de diafragma y extracción de biosólidos que se realiza simultáneamente en el otro módulo.

Los lodos purgados del RSB se distribuyen mediante una tubería perforada ubicado en un costado del lecho, mientras que en el costado opuesto se encuentra una serie de canaletas traslapadas horizontales que recogen el efluente. Este sale por una abertura practicada en el muro que bordea los lechos, y cae en una caja, de la cual parte una tubería que conduce el agua hacia el tanque Uasb. En los traslapes de las canaletas se producen pequeñas filtraciones, de tal forma que al final de la entrada del caudal, el nivel en el lecho cae hasta alcanzar el nivel del fondo de las canaletas. La purga de lodos finalizaría cuando se registre un nivel bajo de turbiedad.

El proceso de espesamiento por gravedad (en inglés gravity thickening) se describe en el libro de Metcalf & Eddy (Ref. D-29), que produce un aumento en la concentración de los sólidos en los lodos provenientes de la sedimentación primaria de entre 5 y 10%, de acuerdo a la tabla 14-19 de dicho libro. Según la tabla 14-7 del libro, la gravedad específica de estos sólidos es de 1.4. En los cálculos de la Tabla D-4 se estima que el contenido de sólidos es de 105 Kg/m^3 . Con base en este dato se estima que los lodos espesados tienen una altura en el lecho de uno 3 cm al final del ciclo. Según la Figura F-4 del Numeral F-2.3 de Lawrence K. Wang et al (Ref. F-7), para facilitar la deshidratación, la profundidad de los lodos espesados debe ser de 20 cm o menos, con lo cual se puede alcanzar una concentración de sólidos a alrededor de 23% en la etapa de secado.

Los sólidos que hacen parte del lodo de los tratamientos TPQA de aguas con alta contaminación orgánica tiene dos componentes principales. Uno de ellos los de origen orgánico, que están formados principalmente por nitratos formados procesos de nitrificación autótrofa que ocurre en el SBR, ya que los compuestos de carbono se volatilizan en gran parte mediante la digestión anaeróbica que ocurre en el tanque Uasb de entrada. Estos nitratos son desnitrificados en el lecho de secado, que tiene condiciones anaeróbicas, lo cual volatiliza el nitrógeno. Por lo tanto los biosólidos están conformados esencialmente por componentes minerales estabilizados, cuya disposición es sencilla.

El componente inorgánico de los lodos procedentes de los tratamientos TPQA está formado por sólidos suspendidos que entran con el afluente, por compuestos minerales precipitables, que se forman con la adición de floculantes y coagulantes, por impurezas que tienen dichos coagulantes, y por el exceso de cal que en ocasiones se añade. De acuerdo a la estequiometría de la Ecuación D-3, 665.5 gramos de alumbre producen 156 gramos de hidróxido de aluminio, que se precipita. Por lo tanto, cada gramo de alumbre ocasiona la formación de 0.234 gramos de precipitados. En el caso de cloruro férrico, según la Ecuación D-5, 324.4 gramos de cloruro férrico producen 213.8 gramos de hidróxido de hierro, que se precipita. De esta forma, por cada gramo de cloruro férrico se produce 0.66 gramos de precipitados.

La cal que se adiciona con el alumbre y el cloruro férrico origina carbonato de calcio, que se precipita y también forma parte de los lodos. El exceso de cal genera lodos adicionales, y por lo tanto es importante limitar este exceso. De acuerdo a la estequiometría de las ecuaciones D-3 y D-5, cada gramo de alumbre consume 0.45 gramos de alcalinidad, y cada gramo de cloruro férrico consume 0.924 gramos.

Los biosólidos resultantes se remueven y luego se disponen adecuadamente en rellenos sanitarios, considerando los contaminantes que contienen. Junto con los biosólidos, se recomienda remover también la capa superior de arena, que se impermeabiliza debido a la penetración de finos. Esta arena se mezcla con los biosólidos, lo cual les proporciona porosidad, facilitando su secado y su manipulación. La arena extraída del lecho debe ser repuesta luego de removidos los biosólidos.

D-5.6 Desinfección y Regulación del Caudal de Salida

El agua tratada en el proceso TPQA se almacena en un tanque de almacenamiento, desde donde se bombea hacia los puntos de consumo. En el tanque de almacenamiento se realiza la desinfección del efluente. Este proceso usualmente consiste en mezclar el agua con cloro. Esto se hace en una zona del tanque ubicada debajo de la válvula de flotador, donde se aprovecha la alta velocidad con que sale el flujo para realizar la mezcla. El cloro se prepara en forma de solución, la cual puede elaborarse a partir del gas suministrado en forma de cilindros, utilizando para ello inyectores que lo mezclan el agua. También puede emplearse una solución comercial de hipoclorito de sodio. Estas soluciones se llevan al punto de dosificación mediante una bomba de diafragma, que se conecta a través de una manguera con un conjunto de difusores que mezclan el cloro en el agua.

Para distribuir este cloro en todo el volumen del tanque, y asegurar el tiempo de contacto requerido, se recomienda colocar en éste unas tejas plásticas onduladas a manera de baffles, con los cuales se crea un flujo tipo pistón, que evita posibles cortocircuitos que reduzcan el tiempo de contacto entre el agua y el cloro. De acuerdo al libro Acuaquímica de Jairo Alberto Romero Rojas (Ref. D-39), el tiempo de contacto del cloro con el agua debe ser mayor de 10 minutos. Las curvas producidas por las tejas onduladas facilitan la mezcla. En este tanque también se regula el caudal para abastecer adecuadamente los picos de consumo. Los difusores de cloro se colocan al inicio de estos canales, a una altura donde se encuentra la turbulencia generada por el chorro de la válvula de flotador. Este proceso de cloración es bastante adecuado, puesto que para que la cloración sea efectiva, se debe tener un mecanismo de mezcla rápida similar al que se hace con la coagulación en el proceso TPQA.

El suministro de cloro debe hacerse durante todo el tiempo que dure la salida del agua del RSB hacia el tanque de almacenamiento, para asegurar la concentración uniforme de éste en el efluente. Para ello, el sistema de suministro estará controlado por un sensor de flujo de tipo paleta, ubicado en los acoples de PVC que conectan la válvula de flotador. De esta forma, la cloración arranca cuando comienza a salir el agua tratada del RSB hacia el tanque de almacenamiento, y se interrumpe cuando se suspende dicha salida. Por lo tanto, la tasa de suministro de cloro se ajusta al caudal de salida del efluente, y su concentración se mantiene en el valor requerido.

Según el Numeral D-5.8 a continuación, para los procesos de coagulación y desinfección, el pH óptimo es de 7 o menos. En el libro Acuaquímica de Jairo Alberto Romero Rojas (Ref. D-39, Tabla 6.2), se indica que para los valores de pH cercanos a 6 y 7, se debe tener una concentración de cloro residual libre de 0.2 mg/L luego del periodo de contacto requerido de más de 10 minutos. Para determinar la dosis de cloro óptima en plantas de tratamiento importantes se deben hacer ensayos de laboratorio. Para controlar el proceso de cloración se requiere colocar en la salida del tanque de almacenamiento un sensor de cloro residual on line, que proporcione mediciones en tiempo real, y hacer ensayos en la planta para ajustar las dosis en función de los parámetros del agua afluente, de tal forma que se obtenga la concentración requerida de 0.2 mg/L en dicho sensor.

La cloración con cloro gaseoso genera ácido hipocloroso HOCl, que tiene un gran poder de desinfección, y ácido clorhídrico HCl, que baja el pH del agua. Esto último favorece la desinfección, puesto que al reducir el pH se aumenta la proporción de cloro que toma la forma de ácido hipocloroso. (ver libro Acuaquímica de Jairo Alberto Romero Rojas (Ref. D-39). El Ph también se reduce en la desinfección con cloro, puesto que introduce ácido clorhídrico al agua. En el proceso de cloración para la desinfección, la mayor eficiencia se obtiene con pH menores a 7.

La dosis de cloro puede reducirse en plantas con procesos de filtración y adsorción biológica eficientes, que puedan reducir la turbiedad a menos de 0.5 NTU, tales como el TPQA secuencial que se propone. Esta planta tiene procesos de biopelícula que remueven eficientemente virus y protozoos, los cuales aumentan el consumo de cloro. Estos procesos de biopelícula también remueven la materia orgánica, que al reaccionar con cloro produce los llamados “byproducts”, entre los cuales se encuentran trihalometanos, tales como el cloroformo, que tienen efectos cancerígenos, y además ácidos haloacéticos que también tienen efectos nocivos para la salud. Como se indica en el Numeral C-2.5, los bioportadores tubulares porosos están hechos de polipropileno que tiene como carga nanopartículas de magnetita, con lo cual se facilita la adsorción y remoción de diversos patógenos, como se explica en un documento de Aneela Hameed et al³⁸. Por todo lo anterior, la planta TPQA Secuencial puede garantizar una agua potable de excelente calidad.

D-5.7 Control del Proceso TPQA Secuencial

En un programa de ensayos se puede establecer el diagrama de coagulación, que relaciona la dosis de coagulante con la turbiedad alcanzada a la salida de la planta. Con este diagrama se puede determinar la dosis óptima de coagulante que se añade en la entrada al RSB en función del pH, el cual tiene poca influencia en la turbiedad del efluente mientras éste se mantenga en 7 o menos. En los ensayos también se puede estudiar el efecto de la adición de floculantes como la bentonita y la zeolita, o de coagulantes alternos, y analizar el efecto de cambios en los tiempos de procesos tales como

³⁸ Aneela Hameed et al. “Review Article - Magnetite (Fe₃O₄) - Synthesis, Functionalization and its Application”. International Journal of Food and Allied Sciences, 2.017.
<https://ijfaas.com/index.php/ijfaas/article/view/97>

floculación y salida del efluente a través del filtro flotante. Combinando las dos series de ensayos se pueden determinar los valores óptimos de las dosificaciones de diversos insumos, y de la duración y otras características de los procesos. La bentonita es un floculante que podría necesitar cuando faltan arcillas en el afluente, mientras que la zeolita actúa como agente lastrante, como lo indica el documento de Jorge Luis Costafreda (Ref. D-68).

Durante la operación de la planta, es posible realizar los ensayos para optimizar las dosis de álcalis, coagulantes, floculantes y otros insumos, lo mismo que los tiempos de los procesos. Para ello, se puede programar la planta para hacer pequeños cambios y evaluar su influencia en el pH, la turbiedad, y otros parámetros de calidad, y detenerse cuando se registre un alejamiento del valor óptimo, el cual es calculado con los registros tomados. A partir de esta información se pueden realizar diagramas del pH y de la coagulación, que sirven de base para que el sistema de control realice la operación de la planta.

También se puede analizar esta información a través la inteligencia artificial, la cual determina los parámetros operativos óptimos, referentes a las dosificaciones de insumos químicos, y a la duración de los procesos entre otros, de tal manera que se optimice la calidad del efluente. La base de este sistema de control automatizado o inteligente es la medición y el monitoreo de los diversos parámetros, mediante equipos on line que se tratan en el Capítulo D-8.

En la planta de potabilización secuencial, la remoción de carbono se hace mediante la digestión anaeróbica que se realiza en el tanque Uasb, la cual se puede aumentar mediante la adición de bioportadores tubulares porosos. En este caso, el sistema de monitoreo y control determina los volúmenes de bioportadores que se requiere añadir. La remoción de nitrógeno amoniacal se realiza mediante la nitrificación autótrofa que se realiza en el RSB, la cual aumenta con la transferencia de oxígeno al agua mediante la aireación por chorros emergidos que se realiza durante el llenado, y la aireación con difusores de burbujas que se realiza durante la floculación. El valor de esta transferencia de oxígeno está determinado por la duración de estos procesos, que están fijados por los requerimientos del proceso TPQA, y no por los del proceso biológico.

Cuando se tiene una alta afluencia de nitrógeno amoniacal, es necesario optimizar la transferencia de oxígeno, lo cual se hace teniendo una relación C/N, entre DQO biodegradable y nitrógeno amoniacal, bastante baja, entre 1.6 y 2, como se indica en el Numeral C-1.2. Para lograrlo, generalmente hay que aumentar la remoción de carbono en el tanque Uasb, mediante la adición de bioportadores.

El ajuste del pH es importante para muchos procesos que se realizan en las plantas de tratamientos. De acuerdo a lo indicado anteriormente, el pH óptimo para la nitrificación oscila entre 7.2 y 8.4 (ver Numeral C-1.2), para coagulación el óptimo se encuentra entre 5 y 7 de acuerdo a la Tabla 5.2 del libro Acuaquímica de Jairo Alberto Romero Rojas ³⁹, pues en este rango los hidróxidos de hierro y aluminio, que son los productos que se

³⁹ Jairo Alberto Romero Rojas, "Acuaquímica", Escuela Colombiana de Ingeniería". 1.996.

precipitan, tienen la menor solubilidad. Según el estudio Jana Naceradska et al (Ref. D-27 del Numeral D-5.2), el pH óptimo para remover solidos suspendidos inorgánicos es de alrededor de 7, y ligeramente menores a 7 cuando el agua contiene materia orgánica. En el proceso de cloración para la desinfección que se trata en el Numeral D-5.7, la mayor eficiencia se obtiene con pH menores a 7, pero este proceso tiende a reducir dicho pH.

Para establecer la dosificación de álcalis, es necesario hacer ensayos que permitan determinar la relación entre la adición del álcali, que normalmente es cal hidratada, y el pH y la alcalinidad. Este diagrama de pH permite establecer la dosis de alcalinidad en función del pH, para diversas condiciones del agua de entrada. El álcali recomendado es la cal apagada, que está compuesta en su mayor parte por hidróxido de calcio, cuyo miliequivalente tiene un peso de 37 mg, mientras el miliequivalente de CaCO_3 tiene un peso de 50 mg. Por lo tanto, cada gramo de cal pura añadida al agua aporta 1.35 gramos de alcalinidad como CaCO_3 . En estos ensayos también hay que tener en cuenta que la Resolución 2115 de 2.007, el efluente de la planta de potabilización debe tener menos de 200 mg/L de alcalinidad, y su pH debe estar entre 6.5 y 9.

Felipe Andrés Noreña⁴⁰ desarrolló un modelo matemático de la relación entre la adición de cal y el pH, para ser utilizado en la dosificación de cal en planta de potabilización Wiesner. En este modelo se obtuvo una precisión de 4% para dosis de 3.75 mg/L, que subió a 55% para dosis de 1.1 mg/L (ver Tabla 5). Esta precisión se redujo para valores de pH superiores a 7. Este modelo podría ser bastante útil para dosis mayores de 3.75 mg/L.

Para calcular la cantidad de cal que hay que añadir, hay que tener en cuenta que tanto la nitrificación que ocurre en el RSB como la coagulación consumen alcalinidad, y pueden bajar el pH. Es importante no excederse en el suministro de cal, porque se debe cumplir con la Resolución 2115 de 2.007 del Ministerio del Ambiente, que establece que la alcalinidad en el efluente no debe superar el límite los 200 mg/L. El exceso de cal también puede ocasionar la precipitación en las tuberías de distribución.

Cuando se tienen aguas residuales con alta contaminación orgánica, el pH en el tanque Uasb se reduce, debido a que la digestión anaeróbica que ocurre allí produce ácidos grasos volátiles AGV. Esto podría reducir el pH hasta valores que harían colapsar dicho proceso, y los demás procesos que ocurren en el RSB. Para evitar este efecto, se recomienda añadir cal apagada en la entrada del tanque Uasb. Como se explica en el Numeral D-7.3, los AGV formados en el tanque Uasb reaccionan con dicha cal para producir compuestos inocuos al medio ambiente. De esta manera no solo se aumenta el pH en el agua que llega al RSB, sino que se reduce la DBO_5 en dicha agua.

La adición de álcalis también puede ser necesaria debido a que tanto la nitrificación como la coagulación que ocurren allí consumen alcalinidad, y pueden bajar el pH. Según la

⁴⁰ Felipe Andrés Noreña. "Modelo para la Dosificación de Cal en la Planta Wiesner". Universidad de los Andes". 2.002.

<https://repositorio.uniandes.edu.co/handle/1992/15740>

estequiometría de la Ecuación C-4, cada gramo de nitrógeno amoniacal consume 7.14 gramos de alcalinidad para convertirlo en nitratos. En el proceso de coagulación, cada gramo de sulfato de aluminio consume 0.59 gramos de alcalinidad, y cada gramo de cloruro férrico consume 0.924.

Se recomienda suministrar el álcalis en forma de cal al tanque Uasb mediante el sistema de dosificación que se describe en el Numeral D-8.10, en el cual se utiliza una bomba de diafragma que toma el agua de un tanque de solución, y lo conduce a través de una manguera hasta el tubo ubicado en la enreda al tanque Uasb, como se aprecia en las figuras D-10 y D-11. De esta forma, la cal se mezcla con las aguas residuales, y luego se distribuye a través de tuberías perforadas en todo el tanque Uasb.

Para aumentar el pH también se pueden utilizar otros álcalis tales como bicarbonato de sodio y soda cáustica. En ocasiones se necesita bajar el pH, y para ello se utilizan ácidos tales como sulfúrico, nítrico, fosfórico y cítrico. Otros elementos importantes para mejorar los procesos de tratamiento son la bentonita y la zeolita, que son ayudas importantes para facilitar la floculación y la decantación, especialmente en aguas carentes de arcillas que sirvan de núcleos para los flóculos, o cuando se requiere adsorber y encapsular elementos xenobióticos que no se degradan biológicamente. En el Numeral D-5.1 se analiza este tema. Para la dosificación de la cal y de otros reactivos se pueden utilizar los equipos y procedimientos que se describen en el Numeral D-8.10.

D-5.8 Conclusiones y Cálculos

En conclusión, en la planta TPQA secuencial se realizan cuatro procesos fundamentales para la potabilización de aguas con alta contaminación orgánica. Los procesos que se realizan en el Reactor Secuencial de Biopelícula RSB indican a continuación.

- Proceso TPQA tradicional para la remoción de turbiedad mediante las etapas de mezcla rápida, coagulación, floculación y decantación
- Remoción biológica de carga orgánica mediante procesos de biopelícula de lecho móvil, que ocurre en las etapas de mezcla y floculación, y de lecho fijo que ocurre en la etapa de filtración. Esto es muy importante en las plantas de potabilización, puesto que, como se señaló en el capítulo anterior, existe una contaminación orgánica creciente de las fuentes de agua. Según estudios realizados por G. R. Su y C. L. Qian ⁴¹, se ha encontrado que con la realización simultánea de procesos de lodos activados y TPQA, se puede remover con éxito tanto la carga orgánica como la turbiedad.
- Proceso de filtración, que ocurre cuando el efluente sale a través del filtro flotante de bioportadores. En este filtro se llevan a cabo los siguientes procesos: interceptación de sólidos suspendidos similar al de los filtros corrientes, adsorción de sólidos suspendidos por parte de la biopelícula pegajosa que recubre los

41 G. R. Xu, C. L. Qian. "Wastewater chemically enhanced primary treatment combined with adsorption of activated sludge: AS-CEPT in wastewater Treatment". School of Municipal and Environmental Engineering, Harbin Institute of Technology, China.
<https://pdfs.semanticscholar.org/15e4/129c53f183c418d430b3e1044c8ae24ca110.pdf>

bioportadores, y floculación y decantación de dichos sólidos dentro de las cámaras internas de los bioportadores.

Los tratamientos para la potabilización del agua se realizan en forma secuencial. Esto le permite al sistema de control de la planta que, a partir de la información de las condiciones del agua afluentes, se realice el ajuste de los procesos en forma inteligente. con el fin de optimizar la calidad del agua. Debido a su gran eficiencia en los tratamientos biológicos que realiza, la planta TPQA secuencial podría ser utilizada para tratar aguas que tengan importante contaminación orgánica. En la Tabla D-4 a continuación se presenta el cálculo de una planta TPQA secuencial típica. Según dicho cálculo, con esta planta se pueden tratar adecuadamente aguas con niveles de DBO_5 de 60 mg/L, y de nitrógeno amoniacal de 18 mg/L. De acuerdo con la Tabla B.3.1 del RAS (Reglamento Técnico del Sector de Agua Potable y Saneamiento Básico), las fuentes de tengan concentraciones mayores de 6 mg/L de DBO_5 , se consideran muy deficientes y necesitan un tratamiento previo específico.

INCREAGUA - Textos Básicos
TEXTO D - Sistemas de Biopelícula Secuenciales

Tabla D-4. Cálculo de Planta TPQA Secuencial

Concentración de OD a la salida	CI	2,00	mg/L
Velocidad en Chorros	V	9,00	m/s
Cabeza de Velocidad	hv	4,13	m
Chorros por Ramal		3	u
No de Ramales		18	u
No de Chorros	n	54	u
Diámetro de Orificio	1/8"	3,18	mm
Area de Flujo por Perforación		7,91	mm ²
Coefficiente de Descarga	Cd	0,58	
Caudal por Chorro		0,04	Lps
Caudal por Parrilla	Q	2,23	Lps
Diametro de Tubería de Entrada		2,00	pg
Velocidad en Tubería de Entrada		1,14	m/s
Cabeza de Velocidad		0,07	m
Potencia Hidráulica por Parrilla	Pw	0,09	Kw
No de Parrillas de Aireación Especificado		4	un
Altitud		1.000	msnm
Temperatura	T°C	25	oC
Presion a Nivel del Mar	P	101,33	kPa
Factor de Presión		-0,11	
Presión en el Sitio	Pt	90,35	kPa
Salinidad del Agua		0,00	gr/L
Concentración de Saturación de O ₂ para Temperatura	CS _T	8,24	mg/L
Concentración de Saturación de O ₂ para Temperatura y Altitud	CS _{TA}	7,35	mg/L
Penetración de las Burbujas Calculada	Hc	0,24	m
Altura de la Capa de Bioportadores	Hb	0,38	m
Profundidad de la Aireación	Ha	0,62	m
		6,09	kPa
Concentración de Saturación de O ₂ en el Terreno	Cst	7,59	mg/L
Concentración de Saturación de O ₂ para 20 °C a nivel del mar	Cs ₂₀	9,08	mg/L
Potencia Hidráulica por Chorro	Ph	0,0017	Kw
Longitud del Chorro		0,30	m
Eficiencia Energética del Chorro en Condiciones Estándar	SOTE	3,00	KgO ₂ /kW-h
Proporción de Bioportadores en Zona Aireada		61%	
Factor de Mayoración por Efecto de Bioportadores	FMB	2,0	
Eficiencia Energética del Chorro en Condiciones Estándar en Tanque con Bioportadores	SOTE	6,00	KgO ₂ /kW-h
Transferencia de O ₂ en Condiciones Estandar por Chorro en Tanque con Bioportadores	SOTRc	0,0101	Kg O ₂ /h
Factor de Corrección por Salinidad y Tensión Superficial	β	0,95	
Factor de Corrección de Transferencia de O ₂ para Aguas Residuales	α	0,95	
Factor Tranferencia de O ₂ en Condiciones Reales	N	0,61	
Tasa de Transferencia de Oxígeno por Aireación por Chorros	AOTR	1,33	KgO ₂ /hora
		22,2	gr/min
Caudal Total de Chorros Emergidos		8,92	Lps
No de Bombas		1	u
Cabeza de Velocidad en Orificios		4,13	m
Diferencia de Altura		2,60	m
Pérdidas en Tubería		0,59	m
Total Cabeza de Bombeo		7,32	m
Caudal de Diseño	m ³ /h	GPM	Lps
	32,12	141,33	8,92
Eficiencia de Bombeo		75%	
Potencia de Bombeo Consumida		0,85	Kw
Tiempo de Funcionamiento de Chorros Emergidos por Día		5,87	horas
Consumo Diario de Energía por Aireación con Chorros Emergidos		1.831	Kw-h /año

INCREAGUA - Textos Básicos
TEXTO D - Sistemas de Biopelícula Secuenciales

AIREACIÓN POR DIFUSORES DE BURBUJAS			
No de Columnas de Difusores con Espaciamento (m) de:	1,40	2	u
No de Filas de Difusores con Espaciamento (m) de:	1,50	6	u
No Total de Difusores		12	u
Tipo de Difusores	Disco Ø 65 mm		
Capacidad del Difusor		18-25	m3/Hr
Caudal por Difusor Asumido	Qd	8,00	m3/Hr
		2,22	L/s
Caudal Total de Aire en Condiciones de Terreno		26,67	L/s
Presión del Aire a la Altitud del Sitio		9,22	m.c.a.
Presión del Aire a la Profundidad de Aireación		10,34	m.c.a.
Presión del Aire a Nivel del Mar		10,34	m.c.a.
Caudal de Aire a la Presión del Sitio		29,92	Lps
Caudal de Aire a la Presión de Nivel del Mar		33,55	Lps
Densidad del Aire al Nivel del Mar		1,20	Kg/m3
Porcentaje de Oxígeno al Nivel del Mar		20,90%	
Contenido de Oxígeno al Nivel del Mar		0,25	Kg/m3
Tasa de Flujo de Oxígeno Total en Condiciones Standard		30,39	Kg O2/h
Profundidad del Tanque Lleno		1,40	m
Altura de los Difusores sobre el Fondo		0,10	m
Profundidad Media de Difusores		1,12	m
Eficiencia de Transferencia de Oxígeno del Difusor por Pie de Profundidad		2,00%	
Eficiencia de Transferencia de Oxígeno del Difusor		7,37%	
Tasa de Transferencia de O2 en Condiciones Standard	SOTRc	2,24	Kg O2/h
Concentración de Saturación de O2 para Temperatura	CS _T	8,24	mg/L
Concentración de Saturación de O2 para Temperatura y Altitud	CS _{TA}	7,35	mg/L
Concentración de Saturación de O2 para 20 °C a nivel del mar	CS ₂₀	9,08	mg/L
Factor de Corrección por Salinidad y Tensión Superficial	β	0,95	
Factor de Corrección de Transferencia de O2 para Aguas Residuales	α	0,60	
Factor Transferencia de O2 en Condiciones Reales	N	0,371	
Tasa de Transferencia de O2 en el Sitio por Burbujas	AOTR	0,83	Kg O2/h
		14	gr/min
Cabeza de Presión en Soplador		1,12	m
		11,01	kPa
Densidad del Aire	γ	1,06	kg/m3
Eficiencia del Soplador		67%	
Potencia Total de Sopladores		0,46	Kw
Soplador			
Caudal de Aire	m3/h	GPM	Lps
	107,70	473,87	29,92
Altura de Presión		1,12	m
Perdidas en Tuberías		0,30	m
Total Cabeza de Presión		1,42	m.c.a.
Eficiencia del Soplador		67%	
No de Sopladores		2	u
Potencia Total de Sopladores		0,23	Kw
Tiempo Diario de Funcionamiento de los Difusores		9,89	horas/día
Consumo Diario de Energía por Sopladores		1.660	Kw-h /año
Consumo Total de Energía por Aireación		3.491	Kw-h /año
Consumo de Energía Específico (por m3 de agua)		0,072	kW-h/m3

INCREAGUA - Textos Básicos
TEXTO D - Sistemas de Biopelícula Secuenciales

Caudal a Tratar	2,00 Lps	
	172,80 m3/d	
Caudal por Parrilla	0,50 Lps	
Concentración DBO Afluente	60 mg/L	
Carga de DBO5 Afluente	10,37 kg DBO5/día	
Concentración de Nitrogeno Amoniacal Afluente	18 mg/L	
Carga de NH4 Afluente	3,11 kg NH4/día	
Eficiencia Remoción de DBO	100%	
Eficiencia Remoción de Nitrogeno Amoniacal	100%	
Volumen de Bioportadores en Reactor Secuencial	29,74 m3	
Tanque de Entrada		
Altura Total del Tanque	3,10 m	
Ancho	2,80 m	
Largo	9,00 m	
Area en Planta	25,20 m2	
Carga Superficial	6,86 m/d	
Variación en Niveles en Tanque Anaeróbico	0,33 m	
Borde Libre	0,15 m	
Profundidad Máxima del Flujo	2,95 m	
Deposito de Sedimentos	0,20 m	
Altura Media para Almacenamiento Regulador	0,30 m	
Profundidad de Zona de Procesos Anaeróbicos	2,28 m	
Volúmen de Almacenamiento Regulador	15,12 m3	
Proporción del Volumen Diario	8,75%	
Volumen Zona de Digestión Anaeróbica	57,54 m3	
Periodo de Detención Hidráulica HRT > 5 h	correcto	7,99 horas
Carga Orgánica Volumétrica OLR (Organic Load Rate)<1,45	correcto	0,41 KgDBO/m3-d
Velocidad Ascensional Media < 0.6 m/h	correcto	0,29 m/h
Remoción de Carbono en Tanque Uasb	75 a 80%	80%
Altura de Bioportadores para Remoción Anaeróbica de Carbono	0,80 m	
Volumen de Bioportadores del Tanque Anaeróbico	20,16 m3	
Concentración DBO Efluente del Tanque	12,00 mg/L	
Carga de DBO5 Efluente	2,07 kg DBO5/día	
Reactor Secuencial de Biopelícula RSB		
No de Lineas de Bombeo	1 u	
No de Parrillas por Línea	4 un	
Altura Total del Tanque	1,60 m	
Longitud entre Soportes de Parrilla	2,80 m	
Separación Mínima entre Parrillas	1,80 m	
Ancho	suficiente	2,80 m
Largo	suficiente	9,00 m
Separación entre Parrillas adoptada	2,25 m	
Area en Planta	25,20 m2	
Borde Libre	0,20 m	
Profundidad del Tanque Lleno	1,40 m	
Volumen de Tanque	35,28 m3	
Tiempo de Retención Hidráulica	4,90 horas	
Profundidad de la Zona de Aireación	Ha	0,62 m
Altura Mínima de la Zona de Lodos		0,43 m

INCREAGUA - Textos Básicos
TEXTO D - Sistemas de Biopelícula Secuenciales

Ciclo de Operación			
Tiempo Disponible para el Ciclo		70	min
Volumen del Agua Tratada por Tanda		8,40	m3/ciclo
Volumen de Lodos a Evacuar por Ciclo		0,50	m3/ciclo
Volúmen del Agua a Bombear por Tanda		8,90	m3
Variación de Niveles en el RSB		0,35	m
Tipo de Coagulante		Sulfato de Aluminio	
Velocidad de Sedimentación		40	m/h
Tiempo de Llenado con Aireación por Chorros Emergidos	tl	23,76%	16,63 min
Tiempo de Floculación con Burbuja Fina	tb	40,00%	28 min
Tiempo de Decantación	td	3,00%	2,10 min
Tiempo de Salida con Filtración y Floculación	to	33,33%	23,33 min
Rango de Tiempo de Floculación en Aguas Residuales	tf		30 a 60 min
Tiempo Total de Floculación	tf	adecuado	51,33 min
Tiempo de Ciclo	Tc	100%	67,97 min
Tiempo Sobrante		suficiente	2,03 min
Tiempo Total de Floculación			51,33 min
No de Ciclos Diarios			21,19 ciclos
Caudal de Salida por Válvula de Flotador			6,00 Lps
Carga Superficial Máxima			70 m/día
Volumen de Agua Bombeada por Día			1.065 m3/día
Carga Superficial		cumple	42,26 m3/día
Cálculo del Oxígeno			
Concentración de OD a la salida	CI	2,00	mg/L
Concentración de Nitrogeno Amoniacal Efluente		0	mg/L
Carga de NH4 afluente		3,11	Kg NH4/día
Carga de NH4 removida		3,11	kgNH4/día
Tasa de Consumo de Oxígeno por Kg de Carga Nitrogenada	Fco	4,57	kgO2/Kg NH4
Cantidad de Oxígeno Requerida por Ciclo	CO	691	gr/ciclo
Cantidad de Oxígeno suministrada por Chorros		370	gr/ciclo
Cantidad de Oxígeno suministrada por Difusores		387	gr/ciclo
Cantidad Total de Oxígeno suministrada	Os	757	gr/ciclo
Cantidad de Oxígeno Sobrante por Ciclo		66	gr/ciclo
Potencia Neta de Aireación por Difusores		0,31	Kw
Viscosidad Dinámica del Agua a T°C	μ	8,91E-04	N.sg/m2
Rango del Gradiente de Velocidad	G	50 a 100	1/s
Gradiente de Velocidad	G	adecuado	99,00 1/s
Calculo de la Biopelícula			
Profundidad de Bioportadores en Tanque	Hb	0,38	m
Volumen de Bioportadores en Reactor Secuencial		9,58	m3
Area de Biopelícula por m3		605,48	m2/m3
Area de Biopelícula Disponible		5.798	m2
Tasa de Remoción de NH4 en Bioportadores SARR Máxima para CI		0,61	gr NH ₄ /m ² *día
Tasa de Remoción de NH4 en Bioportadores SARR Calculada		cumple	0,54 gr NH ₄ /m ² *día
Carga Orgánica Especificada en Bioportadores SALR Máxima		1,00	gr DBO/m2*día
Carga Orgánica Especificada en Bioportadores SALR		cumple	0,36 gr DBO/m2*día
Tasa de Remoción de Nitrógeno SARR Máxima		0,54	g NH4/m2xdía
Tasa de Remoción de Nitrógeno SARR (Surface Area Remove Rate)		0,61	g NH4/m2xdía
Tasa de Nitrificación Requerida		3,11	Kg NH4/día
Tasa de Nitrificación Total Disponible		remoción total de N	3,54 Kg NH4/día

INCREAGUA - Textos Básicos
TEXTO D - Sistemas de Biopelícula Secuenciales

Salida del Efluente a Través del Fitro Flotante		
No de Valvulas de Flotador		1 u
Diámetro de Valvula e Flotador	Valores de 1,1.5,2 ó	3,0 pg
Diámetro del Orificio de Valvula e Flotador		43,0 mm
Nivel del Agua sobre Valvula de Flotador (Pérdidas en Tubería)	Hvf	1,80 m
Perdidas de Cabeza en Tubería	correcto	1,80 m
Capacidad de Cada Valvula de Flotador		7,28 Lps
Capacidad Total de las Valvulas de Flotador		7,28 Lps
Caudal Asumido en la Valvula de Flotador	suficiente	6,00 Lps
Tiempo de Salida del Efluente con Filtración	to	23,33 min
Tanque de Contacto y Regulación		
Caudal de Consumo Promedio		1,54 Lps 132,9 m3/día
Volumen Mínimo de Almacenamiento Regulador	20%	26,58 m3
Ancho del Tanque		2,75 m
Largo del Tanque		5,00 m
Diferencia de Niveles		2,00 m
Volumen de Almacenamiento Regulador Disponible	suficiente	27,50 m3
Tiempo Mínimo de Contacto en Cloración		30,00 min
Tiempo de Contacto Disponible	suficiente	298 min
LECHO DE SECADO		
Salida de los Lodos		
Nivel del agua sobre Valvula de Solenoide (Pérdidas en Tubería)	Hvs	0,50 m
Perdidas de Cabeza en Tubería	correcto	0,50 m
Caudal de Salida de Lodos		2,03 Lps
Perdidas de Cabeza en Tubería	cumple	0,50 m
Altura de Lodos en el RSB a Evacuar		0,02 m
Volumen de Lodos a Evacuar por Ciclo		0,50 m3
Tiempo de Salida de Lodos	cumple	4,13 min
Producción de Lodos Inorgánicos		
Dosis de Coagulante Puro Requerido	Sulfato de Aluminio	60 mg/L
Coagulante Requerido por Ciclo		0,50 Kg/ciclo
Alcalinidad Consumida	Tasa	0,45 Kg/Kg
	Cantidad por Ciclo	0,23 Kg/ciclo
Pureza en la Cal Comercial		85%
Aporte de Alcalinidad por gramo de Cal Apagada Pura		1,35 Kg Alc/Kg Cal
Cantidad de Cal Comercial Requerida para Manatener Alcalinidad		0,20 Kg/ciclo
Impurezasa de Cal con Base Seca		0,63 Kg/dia
Masa de Precipitados	Tasa	0,23 Kg/Kg
	Cantidad por Ciclo	0,12 Kg/ciclo
Producción de Precipitados de Coagulantes con Base Seca		2,50 Kg/dia
Producción de Lodos Orgánicos		
Carga de DBO Afluente		10,37 Kg/d
Carga de DBO Removida		10,37 Kg/d
Coeficiente de Producción de Lodos	Yn	0,67
Constante de Declinación Endógena	Kd	0,06 1/día
Edad de Lodos	θ_c	40 Días
Producción de Lodos Organicos con Base Seca		2,04 Kg SSV/día

INCREAGUA - Textos Básicos
TEXTO D - Sistemas de Biopelícula Secuenciales

Lecho de Secado de Lodos		
Salida de los Lodos		
Nivel de agua sobre Valvula de Solenoide (Pérdidas en Tubería)	Hvs	0,50 m
Perdidas de Cabeza en Tubería	correcto	0,50 m
Caudal de Salida de Lodos		2,03 Lps
Perdidas de Cabeza en Tubería	cumple	0,50 m
Altura de Lodos en el RSB a Evacuar por Ciclo		0,02 m
Volumen de Lodos a Evacuar por Ciclo		0,50 m ³
Tiempo de Salida de Lodos	cumple	4,13 min
Producción de Lodos Inorgánicos		
Dosis de Coagulante Puro Requerido	Sulfato de Aluminio	60 mg/L
Coagulante Requerido por Ciclo		0,50 Kg/ciclo
Alcalinidad Consumida	Tasa	0,45 Kg/Kg
	Cantidad por Ciclo	0,23 Kg/ciclo
Pureza en la Cal Comercial		85%
Aporte de Alcalinidad por gramo de Cal Apagada Pura		1,35 Kg Alc/Kg Cal
Cantidad de Cal Comercial Requerida para Manatener Alcalinidad		0,20 Kg/ciclo
Impurezasa de Cal con Base Seca		0,63 Kg/día
Masa de Precipitados	Tasa	0,23 Kg/Kg
	Cantidad por Ciclo	0,12 Kg/ciclo
Producción de Precipitados de Coagulantes con Base Seca		2,50 Kg/día
Producción de Lodos Orgánicos		
Carga de DBO Afluente		10,37 Kg/d
Carga de DBO Removida		10,37 Kg/d
Coeficiente de Producción de Lodos	Yn	0,67
Constante de Declinación Endógena	Kd	0,06 1/día
Edad de Lodos	θ_c	40 Días
Producción de Lodos Organicos con Base Seca		2,04 Kg SSV/día
Tasa de Producción de Lodos Total con Base Seca		5,17 Kg/d
		244 gr/Ciclo
Decantación y Espesamiento de Lodos		
Concentración Inicial de Lodos en Purga		29,05 gr/m ³
Volúmen de Sólidos en Lodos de Cal Espesads por Gravedad	5% a 10%	7,5%
Peso Específico de Sólidos de Sedimentación Primaria		1,40
Concentración de Lodos Espesados		105 Kg/m ³
Tiempo de Etapa de Decantación y Secado		7 días
Peso del Lodo Seco por Etapa		36,19 Kg
Volumen de Lodos Espesados		0,34 m ³
Largo de Módulo		5,50 m
Ancho de Módulo		2,00 m
Area del Módulo Dispuesta	suficiente	11,00 m ²
Altura de Lodos en Lecho por Etapa	adecuada	0,03 m
Altura Máxima de los Lodos		0,20 m
Tasa de Aplicación Máxima		118,3 Kg sólidos/m ² -año
Númenro de Lechos		2
Tasa de Aplicación Máxima de Diseño		236,6 Kg sólidos/m ² -año
Area de Cada Lecho Mínima Requerida	suficiente	7,98 m ²
Secado y Producción de Biosólidos		
Volumen de Lodos y Agua por Módulo		2.200 Lts
Contenido a Sólidos a Alcanzar con Bombeo	30 a 40%	35%
Volumen de Agua a Extraer		1.430 Lts
Caudal de Operación de la Bomba		2,00 GPM
		0,13 Lps
Factor de Operación de la Bomba		0,25
Tiempo de Drenaje de Lodos con Bombeo		12,54 horas
		0,52 días
Presion de Succión de Bomba Especificada		2,00 mca
Altura del Sifonaje		0,80 m
Presion de Succión en Lecho de Secado		2,80 mca
Espesor del Lecho		0,25 m
Gradiente Teorico de Filtración por Gravedad		11,20

D-6. PROCESOS TPQA CON INTERCAMBIO CATIONICO PARA TRATAR AGUAS RESIDUALES INDUSTRIALES

Este capítulo se refiere al tratamiento de aguas que contienen principalmente elementos xenobióticos tales como metales pesados, hidrocarburos, desinfectantes y sustancias difíciles de degradar. Estas aguas generalmente se producen en la industria y la minería, y también pueden contener cantidades importantes de carga orgánica. Este tratamiento se realiza mediante un proceso TPQA secuencial similar al que se describe el en capítulo anterior, pero su objeto no es la potabilización, sino la remoción de contaminantes xenobióticos de las aguas. Para ello se utilizan bentonita y zeolita, las cuales no solo facilitan el proceso TPQA, sino que realizan procesos de adsorción e inmovilización, que son bastante eficientes en remover los contaminantes, y en retenerlos para evitar su regreso al medio ambiente.

En las aguas de origen industrial y minero frecuentemente faltan las arcillas, alrededor de las cuales se forman los flóculos que facilitan la remoción de sólidos suspendidos y otros contaminantes en procesos TPQA. Para facilitar estos procesos, se recomienda introducir bentonita en el agua. La bentonita es una especie de arcilla que tiene la capacidad no solo de conformar flóculos, sino de absorber y degradar materia orgánica, aceites y grasas, y de eliminar patógenos como la *Escherichia coli*⁴².

En los estudios realizados por diferentes autores, se concluye que la zeolita actúa como floculante cuando se utilizan sales de hierro y aluminio como coagulantes primarios. La zeolita en polvo en un material arenoso, que puede lastrar estos flóculos y promover su decantación. Otra característica destacable de la zeolita es su capacidad de adsorber nitrógeno amoniacal, y de actuar como un bioportador que facilita el desarrollo de biopelículas, las cuales remueven eficientemente dicho nitrógeno. Estas biopelículas pueden asimilar otros nutrientes y adsorber sólidos suspendidos debido a su consistencia pegajosa. Esto es importante para tratar aguas industriales que contengan una alta carga orgánica.

La adsorción por intercambio catiónico se produce debido a la carga negativa que se encuentra en la superficie de la bentonita y de la zeolita, donde se ubican cationes intercambiables. Entre dichas superficies y los cationes a adsorber se produce una fuerza de atracción, que es proporcional a la distancia entre ellos. Por lo tanto, para que ocurra la adsorción, se requiere poner en contacto las zeolitas y bentonitas con las sustancias a adsorber. Esto se consigue mediante una turbulencia moderada, como la que se requiere para la floculación. En la planta TPQA, este proceso mediante aireación mediante difusores de burbujas finas o medias. Estas burbujas generan corrientes de agua ascendente, rodeadas de corrientes descendentes, las cuales cubren todo el volumen del reactor RSB. Esto se considera la forma más adecuada de poner en contacto la bentonita y la zeolita con los cationes contenidos en el agua. Dicha aireación puede realizarse con discos difusores de burbujas finas, o mangueras porosas que producen burbujas medias.

⁴² Sweetey Ranga. "Bentonite used as natural coagulant and adsorbent: A review". The Pharma Innovation Journal 2018. <https://www.thepharmajournal.com/archives/2018/vol7issue7/PartC/7-7-75-725.pdf>

De acuerdo a las especificaciones de la firma Aero-Tube-Hose (Ref. D-32), estas mangueras tienen un diámetro interior de $\frac{1}{2}$ " y una tasa óptima de suministrar aire comprimido de 2.2 m³/hora por metro de manguera. En la Figura D-9 de N. M. S. Hassan et al (Ref. D-33 del Numeral D-5.3) se observa que las burbujas de entre 1 y 3 mm, que son producidas por los difusores de disco y de manguera porosa, tienen una velocidad ascendente de 20 cm/sg, que es bastante adecuada para la floculación.

Tanto las bentonitas como las zeolitas en polvo se ponen en suspensión fácilmente en el agua, lo cual facilita la captación de los sólidos suspendidos, y así aglomerarlos. En el caso de las zeolitas, a pesar de que su peso específico real es de 2.2, a causa de que su porosidad es de un 50%, su densidad aparente en el agua es de alrededor de 1.1 (Jorge Luis Costafreda, Ref. D-68). Para los procesos TPQA se recomienda que la zeolita tenga un grosor de 1 mm o menos, con el cual se facilitan su puesta en suspensión y el proceso de adsorción, y se optimiza su capacidad de actuar como agente lastrante

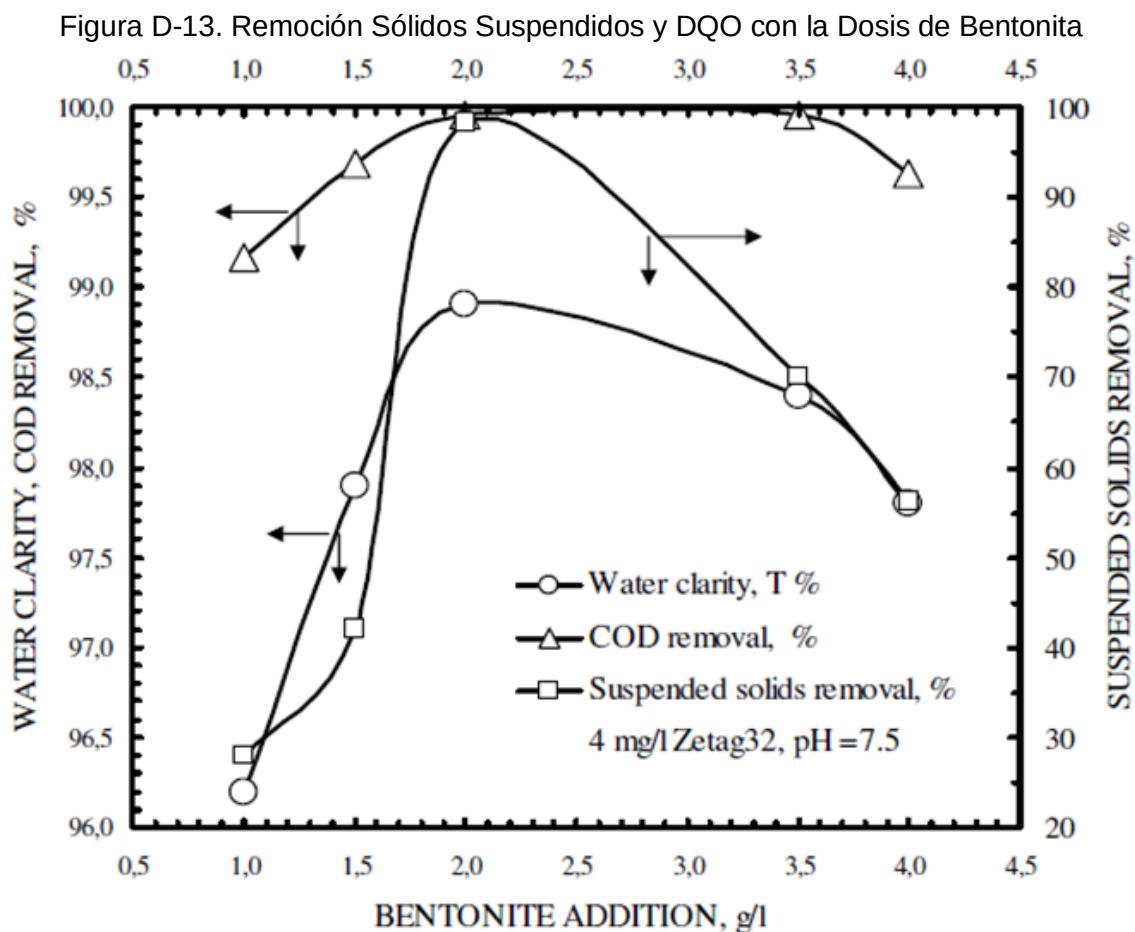
Una de las características particulares de la bentonita es la tixotropía, que consiste en que ésta se licúa cuando es sometida a esfuerzos cortantes producidos por una turbulencia enérgica del agua. Por lo tanto se recomienda añadir la bentonita y la zeolita en la rejilla triangular de donde parte la tubería de succión de la bomba que conduce el agua del tanque Uasb al RSB, como se muestra en las Figura D-14 y D-15 a continuación. La acción del rotor de la bomba licúa la bentonita, y el sistema de aireación por chorros facilita su dispersión uniforme en el agua del reactor RSB, como se explica posteriormente.

Para el tratamiento de aguas, se recomienda utilizar las bentonitas sódicas, que tienen dos ventajas sobre las cálcicas. La primera es que la superficie específica disponible para la adsorción de contaminantes de la bentonita sódica es bastante mayor. La segunda ventaja es que la carga iónica de la bentonita sódica es de +1, que es inferior a la de la cálcica que es +2. Esto significa que el catión está más fuertemente atado a las bentonitas cálcicas que a las sódicas, lo cual facilita el intercambio catiónico de estas últimas. Otra ventaja de la bentonita sódica es que tiende a dispersarse más fácilmente en el agua, lo que le permita actuar mejor como floculante. Como desventaja, se tiene que la bentonita sódica tiende a hincharse más cuando se hidrata, lo cual implica un aumento sustancial en el volumen de los lodos producidos.

La capacidad de intercambio catiónico de una zeolita o bentonita se mide como el número de miliequivalentes de un catión que es capaz de retener por intercambio por iones de calcio, sodio o magnesio, en un gramo de masa de ésta. La capacidad de intercambio catiónico de una bentonita se puede mejorar sustancialmente mediante procesos de activación por ácido, de pilarización, o de tratamiento con surfactantes catiónicos o con polímeros, entre otros. El objeto de estos tratamientos es remover los cationes que contaminan la bentonita en su estado natural. Mediante la pilarización se incrementa el espacio entre las laminillas, introduciendo moléculas grandes entre ellas, lo cual permite ampliar la capacidad de adsorción de moléculas mayores. Una mayor información sobre

estos procesos de adsorción se puede consultar en el documento de Adilson Curi et al⁴³. A. M. Abdelaal⁴⁴ plantea la hipótesis de que las sales de hierro y aluminio ayudan a este proceso de adsorción, puesto que son cationes que se adhieren a la superficie las partículas de bentonita o zeolita, formando puentes entre ellas, que las une para formar flóculos de mayor tamaño y sedimentabilidad, los cuales atrapan mejor los sólidos suspendidos, y facilitan el contacto de los cationes con la bentonita y zeolita.

La eficiencia de la bentonita en remover la turbiedad se demuestra en el estudio de A. M. Abdelaal (Ref. D-44). En la Figura D-13 se aprecian la variación de las remociones de DQO y de sólidos suspendidos con la dosis de bentonita. Allí se aprecia que la dosis óptima de bentonita es de 2 gr/L para la remoción de dicho parámetros.



Fuente: A. M. Abdelaal, Ref. D-44

⁴³ Adilson Curi et al. "Las Zeolitas y su Aplicación en la Descontaminación de Efluentes Mineros". SciELO. Información Tecnológica-Vol. 17.-2.006.

https://scielo.conicyt.cl/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0718-07642006000600017

⁴⁴ A. M. Abdelaal. "Using a Natural Coagulant for Treating Wastewater". Eighth International Water Technology Conference, IWTC8 2004, Alexandria, Egypt. Suez Canal University, Suez, Egypt. 2.004.

https://www.researchgate.net/publication/237669189_Using_a_natural_coagulant_for_treating_wastewater

La capacidad de la mezcla de bentonita y zeolita para promover la floculación y decantación, y remover metales, fue estudiada por Syafalni et al⁴⁵. En este estudio se comparó el desempeño de la zeolita, en una concentración óptima de 600 mg/L, contra la mezcla entre bentonita y zeolita en una relación de 60:40, en una dosis de 800 mg/l, utilizando el cloruro férrico como coagulante. Se encontró que la zeolita sola remueve el 95.3% de la turbiedad, contra el 93.4% de la mezcla, el 81% de los sólidos suspendidos contra el 83% de la mezcla, y el 82% del color contra el 86% de la mezcla entre zeolita y bentonita. La remoción de turbiedad es el único parámetro en que es menos eficiente la mezcla, lo cual se consideró que se debió a un exceso de bentonita aplicada, que sale con el efluente como sólidos suspendidos. Este exceso de bentonita puede ser removido eficientemente con la filtración que se realiza en el filtro flotante del RSB.

El Índice Volumétrico de Lodos volumen IVM, llamado comúnmente SVI (Sludge Volume Index), es la relación entre el volumen que ocupa un lodo decantado luego de 30 minutos, y el peso de los sólidos suspendidos que contiene, y es inversamente proporcional a la densidad de éste. En otro estudio de Syafalni et al⁴⁶ se indica que la bentonita sola tiene un SVI de 68.92 mL/gr, mientras que si se mezcla con zeolita alcanza un SVI de 41.18 mL/gr, lo cual significa que el lodo con esta mezcla es más denso y se decanta mejor. (Syafalni, Ref. D-45). Esto puede atribuirse al efecto de lastrado por parte de las partículas de zeolita, que tiene un peso específico aparente de alrededor de 1.1, como se indicó anteriormente.

En el estudio de Syafalni (Ref. D-46) se comprobó que cuando la relación entre bentonita y zeolita es 60:40, se incrementa sustancialmente de remoción de turbiedad hasta el 95%, y de la de DQO hasta valores del 83.3%. Además, con dicha mezcla se reduce el tiempo de decantación de los flóculos. Esta mezcla bentonita – zeolita también tiene la mayor eficiencia en la remoción de metales, que en el caso del hierro es de 98%. La zeolita también les confiere porosidad a los lodos, y por lo tanto éstos son más fáciles de deshidratar

La selectividad de las zeolitas en la remoción de metales se aprecia en la siguiente tabla, tomada del estudio de Antonis A. Zorpas⁴⁷.

⁴⁵ Syafalni et al . “Pre Treatment of River Water By Using Bentonite and Modified Zeolite”. International Journal of Applied Engineering Research. Research India Publications. 2.015.
https://www.researchgate.net/publication/282200101_Pre_treatment_of_river_water_by_using_bentonite_and_modified_zeolite

⁴⁶ Syafalni et al. “Wastewater treatment using bentonite, the combinations of bentonite-zeolite, bentonite-alum, and bentonite-limestone as adsorbent and coagulant”. International Journal of Environmental Sciences , 2013
<http://lengana.co.za/assets/wastewater-treatment-using-bentonite.pdf>

⁴⁷ Antonis A. Zorpas. “Metals selectivity from natural zeolite in sewage sludge compost. A Function of Temperature and Contact Time”. Dynamic Soil, Dynamic Plant. Global Science Books. 2.011.
[http://www.globalsciencebooks.info/Online/GSBOOnline/images/2011/DSDP_5\(SI2\)/DSDP_5\(SI2\)104-112o.pdf](http://www.globalsciencebooks.info/Online/GSBOOnline/images/2011/DSDP_5(SI2)/DSDP_5(SI2)104-112o.pdf)

**Tabla D-5 - Selectividad de la Adsorción de Metales Pesados por la Zeolita
 Temperatura de 20°C**

Tiempo de Contacto	Selectividad
1 día	Mn>Cu>Fe
5 días	Cd>Fe>Cu>Mn>Ca>Ni>Zn>Pb>Cr>Co
10 días	Fe>Cd>Cu>Zn>Mn>Ca>Ni>Pb>Cr>Co
20 días	Fe>Cd>Cu>Zn> Ni>Mn>Ca>Pb>Cr>Co
30 días	Cd>Fe>Cu>Zn> Ni>Mn >Ca>Pb>Cr>Co

Temperatura de 40°C

Tiempo de Contacto	Selectividad
1 día	Mn>Pb>Cu>Zn>Fe=Cr>Co
5 días	Mn>Pb>Cr>Co>Cu>Cd>Ca>Zn>Ni>Fe
10 días	Cr>Co>Cd>Fe>Mn>Pb>Cu>Zn>Ni>Ca
20 días	Cd>Cr>Co> Fe>Mn>Pb>Ni>Cu>Zn>Ca
30 días	Cd> Cr>Co>Pb=Fe>Ni>Mn>Cu>Zn>Ca

Fuente: Antonis A. Zorpas. Ref. D-47.

En ensayos realizados por la Universidad Medellín se encontraron remociones de mercurio de 99%, níquel de 93%, plomo y cadmio de 91%, y cromo de 73% por parte de la zeolita⁴⁸. Las deficiencias en la remoción de cromo pueden subsanarse con la adición de bentonita, que también tiene alta capacidad para la remoción e inmovilización de metales pesados de las aguas residuales. En ensayos realizados en la Universidad Nacional de Colombia se obtuvo una remoción de la totalidad del cromo en un efluente de curtiembres usando bentonita natural, en la cual se determinó una capacidad de intercambio catiónico de 170 meq/100 gr⁴⁹. Esta remoción se hace más eficientemente

⁴⁸ Diana Rocío Acevedo Cifuentes et al. "Evaluación de la Eficiencia de una Batería de Filtros Empacados en Zeolita en la Remoción de Metales Pesados Presentes en un Licor Mixto bajo Condiciones de Laboratorio". Revista Ingenierías Universidad de Medellín. 2.011.

<https://revistas.udem.edu.co/index.php/ingenierias/article/view/334>

⁴⁹ Adriana Echavarría Isáza et al. "Uso de Bentonita en Aguas Residuales de Curtiembres para la Remoción de Cr(III)". Revista Colombiana de Química, Volumen 27, No 1. 1998. Universidad Nacional de Colombia.

<https://revistas.unal.edu.co/index.php/rcolquim/article/view/16996>

con los procesos de floculación que se realizan en el RSB descrito en el Capítulo D-2, debido a la convergencia de procesos de biopelícula, TPQA e intercambio catiónico que ocurren allí.

Existen varias alternativas a la zeolita para la remoción de metales pesados que se podrían utilizar en la planta. En un estudio realizado por Edison Gil Pavas en la Universidad EAFIT⁵⁰ se presentan algunas de estas alternativas, como son las tecnologías de intercambio iónico con resinas carboxílica o amberlita, carbón químicamente activado, zeolitas o naturales o sintetizadas a partir de cenizas volantes, y bentonitas. En el estudio se analizó el desempeño de una ceniza volante tratada procedente de los hornos de combustión de la empresa Fabricato, que tiene las características de una zeolita. Se determinó que la capacidad de adsorción de la ceniza volante es de 1.1048 meq de cromo/gramo, y que esta ceniza es una alternativa económica para la remoción de metales potencialmente tóxicos .

La bentonita también tiene la capacidad de inmovilizar los metales y otros contaminantes adsorbidos, debido a las fuerzas de Van der Waals y a los enlaces electrostáticos. En un estudio de A. M. Abdelaal (Ref. D-44) se indica el uso de las bentonitas para estos propósitos. En un documento de L. Andrade⁵¹ se estima la capacidad de adsorción de distintas bentonitas para varios metales. Además de los metales, las bentonitas también adsorben y degradan muchas sustancias químicas xenobióticas, tales como aceites, hidrocarburos, fenoles, colorantes, pesticidas y productos farmacéuticos, entre otros. Esto permite garantizar el adecuado tratamiento de las aguas industriales altamente contaminadas con estos elementos.

Las bentonitas están formadas por pequeñas laminillas que pueden dispersarse en el agua, ofreciendo una gran superficie de contacto, por lo cual los procesos de adsorción son muy eficientes. La bentonita también ha demostrado ser excelente bioportador, debido a su capacidad de desarrollar biopelículas que remueven patógenos y sustancias xenobióticas. En un estudio realizado por Y. T. Gómez D'angelo, et al⁵², se demostró que a través de procesos de biopelícula, la bentonita tiene la capacidad de remover el 100% de las bacterias *Escherichia coli* del agua en un proceso de potabilización. De acuerdo al

⁵⁰ Edison Gil Pavas. "Remoción y Recuperación de Metales Pesados de Aguas Residuales Industriales" [Remoción y recuperación de metales pesados de aguas residuales industriales | Revista Facultad de Ingeniería Universidad de Antioquia \(udea.edu.co\)](https://revistas.udea.edu.co/revistas/index.php/ingenieria)

⁵¹ .L. Andrade et al. " Uso de Arcillas Especiales para Depuración de Aguas Residuales ". Scielo. Información Tecnológica-Vol. 16 N°1-2,005 . https://scielo.conicyt.cl/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0718-07642005000100002

⁵² Y. T. Gómez D'angelo, et al. Calidad microbiológica de la arcilla bentonita. Capacidad de remoción de *Escherichia coli* ATCC 10536 en el agua potable. Revista electrónica de la Agencia de Medio Ambiente. 2.006. [https://saludpublica.ugr.es/sites/dpto/spublica/public/inline-files/bc51015ddf7d0af_Hig.Sanid_Ambient.7.276-279\(2007\).pdf](https://saludpublica.ugr.es/sites/dpto/spublica/public/inline-files/bc51015ddf7d0af_Hig.Sanid_Ambient.7.276-279(2007).pdf)

estudio de Chaerun S. K., la bentonita tiene buena capacidad de formar biopelículas, y de degradar a través de ellas el petróleo crudo⁵³.

Las bentonitas pueden ser mejoradas mediante procesos químicos que le dan propiedades organofílicas, lo cual les permite remover contaminantes insolubles en agua. La bentonita organofílica se puede producir mediante el tratamiento con un surfactante llamado Cetyltrimethyl Ammonium Chloride (CTAC), con lo cual se puede obtener una capacidad de absorción de hidrocarburos de 48 mg/g en 4 horas, superior a la de 38.5 mg/g en bentonita sin tratar, y de 30 mg/g en carbón activado, según ensayos realizados por Eman Abdelwahab Emam⁵⁴. En la tabla a continuación se presenta las características de la bentonita natural y las que han sido mejoradas mediante diversas técnicas⁵⁵.

53 Chaerun S. K., Tazaki K., Asada R. y Kogure K. "Double Function of Bentonite and Kaolinite as Adsorbents and Microbial Growth Support Media for Degradation of Crude Oil". 1.997.

https://www.google.com/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&ved=2ahUKEwizpfbEhZHrAhVyh-AKHUqiCAY4ChAWMAB6BAGBEAE&url=https%3A%2F%2Fkanazawa-u.repo.nii.ac.jp%2F%3Faction%3Drepository_action_common_download%26item_id%3D35376%26item_no%3D1%26attribute_id%3D26%26file_no%3D1&usg=AOvVaw2poMuo0ednEUST-nAk6eic

54 Eman Abdelwahab Emam. "Modified activated carbon and bentonite used to adsorb petroleum hydrocarbons emulsified in aqueous solution". American Journal of Environmental Protection. 2.013

<https://citeseerx.ist.psu.edu/viewdoc/download?doi=10.1.1.1048.8965&rep=rep1&type=pdf>
55 Prathiksha P. Prabhu y Balakrishna Prabhu.. "A Review on Removal of Heavy Metal Ions from Waste Water using Natural/ Modified Bentonite". MATEC Web of Conferences 144,. 2018.
<https://doi.org/10.1051/mateconf/201814402021>

Tabla D-6. Tamaño de Poros y Área Específica de Bentonitas Naturales y Modificadas

Sl. no.	Adsorbent	Pore diameter	Surface area(m ² /g)
1.	Natural Bentonite (B)	9.8 nm	27.6
2.	Natrified Bentonite (Na-B)	7.7 nm	48.2
3.	Quartz sand bentonite mixture(Mn-M)	9.9 nm	56.3
4.	Manganese Oxide onto Sodium bentonite (Mn-NaB)	12. 9nm	25.9
5.	Sodium activated bentonite (Na-AB)		150.3
6.	Bentonite supported nanoscale zero valent Iron(B-nZVI)	14.23 nm	39.94
7.	P4V4-Bentonite	250µm	27
8.	GMZ-Bentonite	53 µm	29.5
9.	Humic acid immobilized amine modified Polyacrylamide bentonite(HA-Am-PAA-B)		336.3
10.	8-Hydroxy quinine bentonite (HQ-B)	63 µm	45.69
11.	Polyacrylamide composite bentonite (BENT-PAAm)	53 µm	26.14
12.	Activated Bentonite (ABn)	4.6 nm	29.1
13.	Manganese oxide coated bentonite(MCB)	7.82 µm	30
14.	Amine modified Polyacrylamide bentonite(Am-PAA-B)		203.5

Fuente: Prathiksha P. Prabhu y Balakrishna Prabhu. (Ref. D-55).

Los tratamientos tipo TPQA de aguas residuales industriales se llevarían a cabo en el Reactor Secuencial de Biopelícula que se describe en el Capítulo D-2, el cual debe ser adaptado para este propósito. Lo referente a la dosificación de los reactivos se encuentra en el Numeral D-8.10.

Como se aprecia en las figuras D-14 y D-15 a continuación, la dosificación se realiza en la rejilla ubicada en la succión de la bomba que lleva el agua al RSB. Para ello se utilizan 3 tanques con soluciones de reactivos. En un tanque se tiene la solución de bentonita y la zeolita, y los otros tanques las soluciones de coagulante y de cal. Estas soluciones se

dosifican mediante bombas de diafragma, que las entregan a través de mangueras en un tubo vertical conectado a la rejilla triangular. La bomba toma el agua de dicha rejilla, y la lleva al reactor secuencial. En este proceso se mezcla dicha agua con los reactivos en el rotor de la bomba. Posteriormente esta mezcla es distribuida en todo el volumen del reactor secuencial mediante los chorros emergidos. Las bombas de diafragma que entregan los diferentes insumos arrancan simultáneamente con la bomba de aireación y llenado del reactor, y se apagan cuando las respectivas dosis correspondientes al ciclo hayan sido completadas. Respecto a la dosificación de cal, existe una diferencia con respecto a la planta TPQA para potabilización, puesto que allí ésta se hace a la entrada del tanque Uasb con el propósito de corregir el pH en el procesos anaeróbico que se realiza allí, que requiere un pH cercano a 7.

A continuación de la mezcla rápida, se activa la aireación por burbuja fina que realiza los procesos de floculación y coagulación. En esta etapa la bentonita forma flóculos estables, que se sedimentan adecuadamente en la etapa de reposo que sigue a continuación, formando los lodos que se decantan y espesan en la zona de reposo ubicada bajo los difusores. Simultáneamente con la floculación, ocurren los procesos de adsorción catiónica y de biopelícula. Esta última utiliza el oxígeno disuelto proporcionado por la aireación con chorros emergidos y burbujas finas para asimilar los nutrientes del agua. Los lodos, formados por la coagulación y la erosión de las biopelículas, se decantan en el fondo del RSB, donde el agua siempre está en reposo y en condiciones anóxicas, puesto que allí no es perturbada por los chorros emergidos o las burbujas finas. En estas condiciones sufren un proceso de espesado por gravedad preliminar.

Cada cierto número de ciclos, estos lodos son purgados hacia un lecho de secado que tiene 2 módulos. Como el en caso de la plata TPQA para potabilización, los lodos se llevan por gravedad a uno de ellos, que actúa como decantador y espesador, donde el agua clarificada se lleva a la caja de salida del efluente. En el otro lecho se llevan a cabo los procesos de secado y extracción de los biosólidos producidos. En la siguiente etapa se intercambian las funciones de los módulos mediante válvulas de 3 vías. Estos procesos son similares a los que se realizan para potabilizar el agua, que se describen en el Capítulo D-5.

El proceso TPQA para las aguas residuales se diferencia del que hace para potabilización en que es este último caso, el efluente de los procesos de decantación y de secado en los lechos se recircula, puesto que se busca aprovechar la toda el agua que produce la fuente, mientras que en el tratamiento de aguas industriales, estas aguas tienen la calidad necesaria para salir como efluente. El agua del subdrenaje que es extraída por una bomba de diafragma se lleva al tanque Uasb, cuyo nivel está mucho más bajo, y de esta manera se aprovecha el efecto de sifonaje para aumentar el caudal y reducir el tiempo de secado. Los biosólidos de aguas residuales industriales no tienen usos agrícolas, y por lo tanto deben disponerse en rellenos sanitarios.

Los lodos producidos por el tratamiento con zeolita y bentonita se caracterizan por tener un Índice Volumétrico de Lodos SVI relativamente bajo, del orden de 41.18 mL/gr (Syafalni, Ref. D-45), lo cual indica que su densidad es alta, y por lo tanto son más fáciles

de decantar y de deshidratar. Los contaminantes retenidos son inmovilizados dentro de los lodos, y una vez estos son dispuestos en rellenos, son encapsulados en forma permanente. Esto se debe a los mecanismos electroquímicos que mantienen los contaminantes unidos a la zeolita y la bentonita, y a la alta impermeabilidad de ésta.

En el proceso anaeróbico de metanogénesis que ocurre en el tranque de entrada, la carga orgánica carbonácea que contienen las aguas residuales se transforma en metano y en CO_2 . Dichos gases salen hacia la atmósfera, mientras que parte de nitrógeno amoniacal puede ser absorbido por la zeolita, y el resto se convierte en nitratos en los procesos de nitrificación que ocurren en el RSB. A través de estos procesos, el nitrógeno amoniacal es asimilado por las biopelículas que se desarrollan sobre los bioportadores, las cuales son erosionadas, y salen en forma de lodos hacia los lechos de secado. Allí las condiciones no son propicias para procesos de desnitrificación, de modo que salen de la planta con los demás lodos, los cuales deberán ser dispuestos en rellenos sanitarios. En las siguientes figuras se presenta un diseño para plantas de tratamiento de aguas residuales industriales mediante procesos TPQA con bentonitas y zeolitas.

Figura D-14 - Planta TPQA para Aguas Residuales Industriales - Vista en Planta

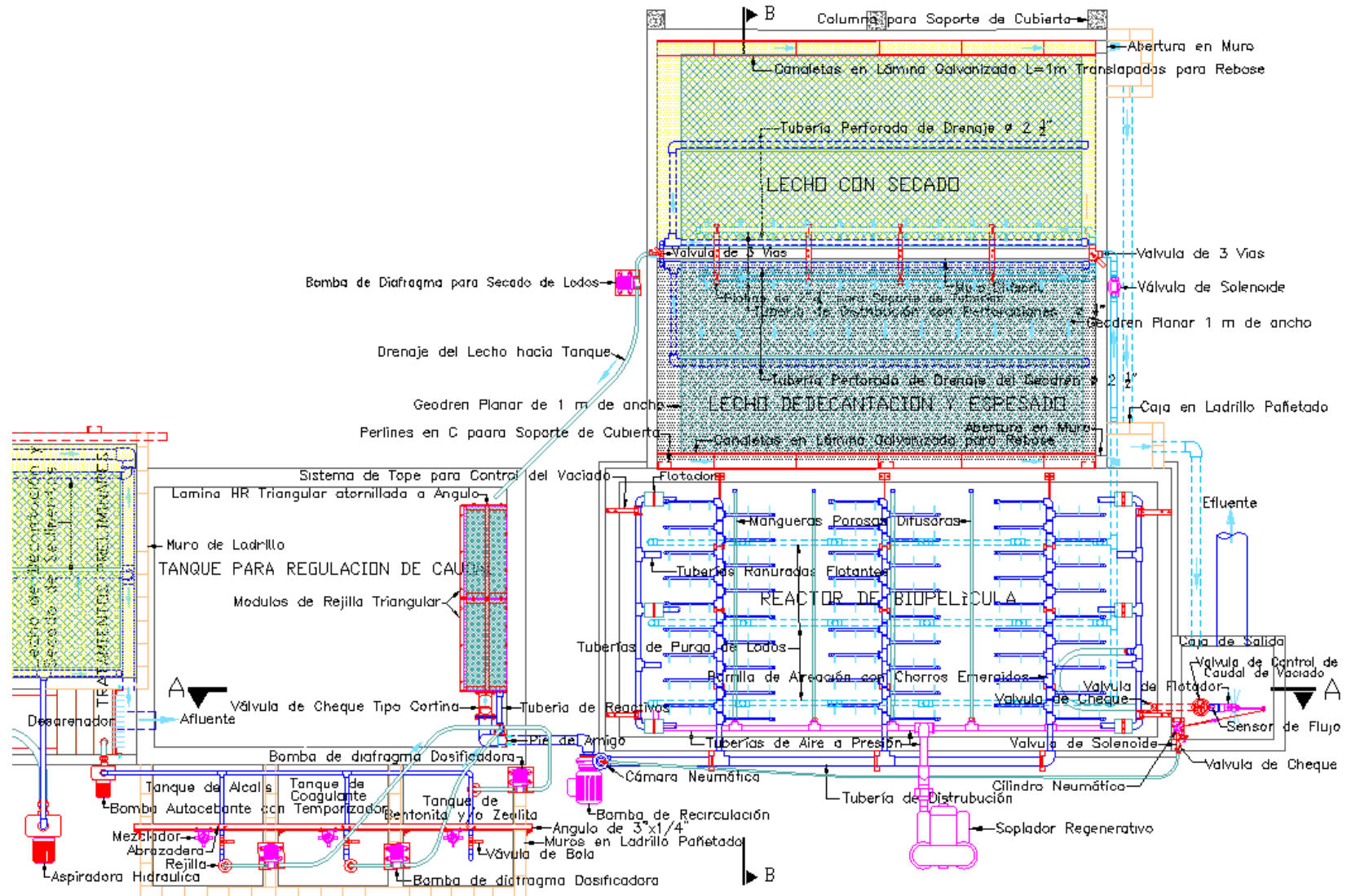


Figura D-15 - Planta TPQA para Aguas Industriales

Vista de Corte Longitudinal A-A

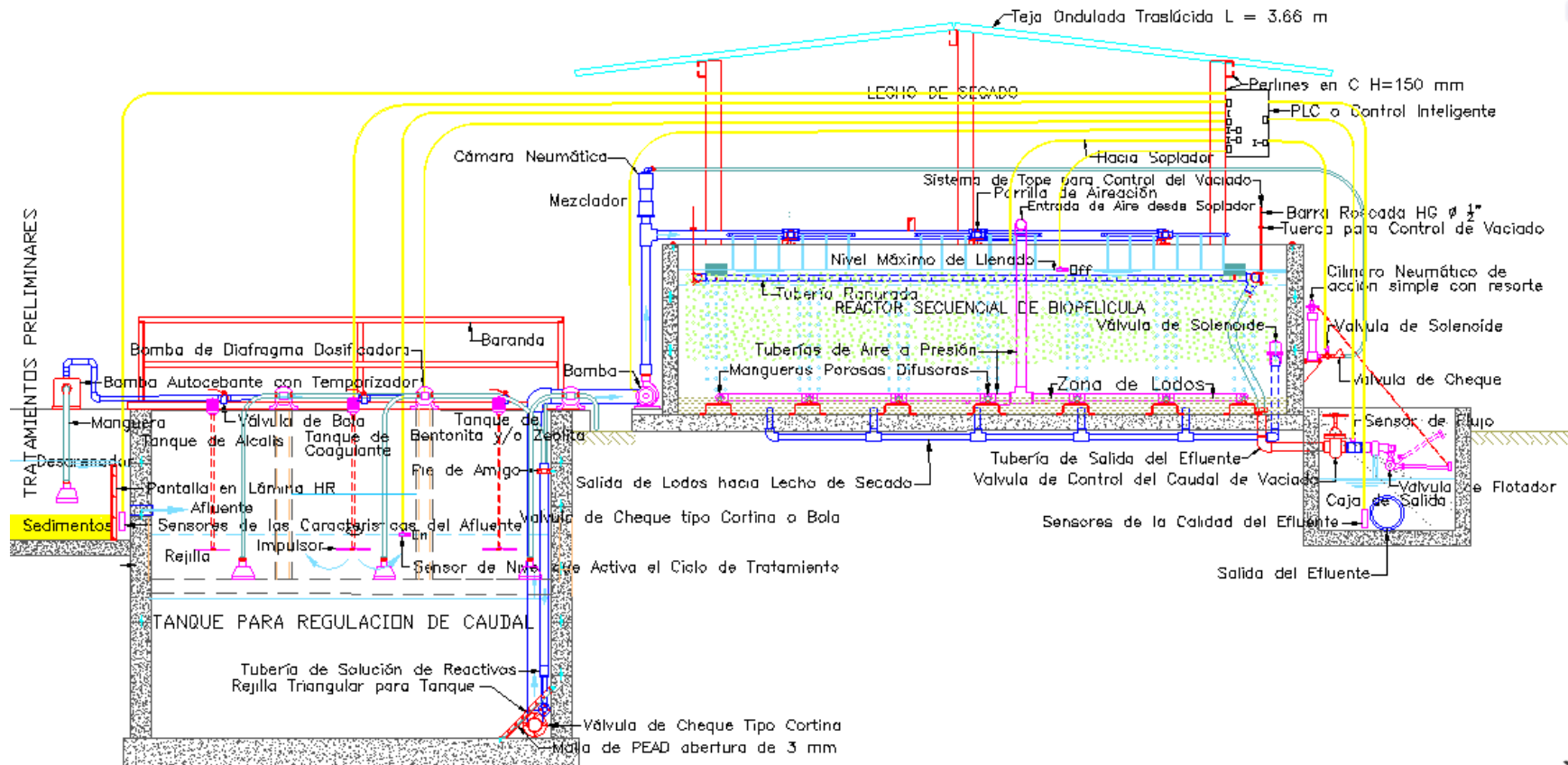
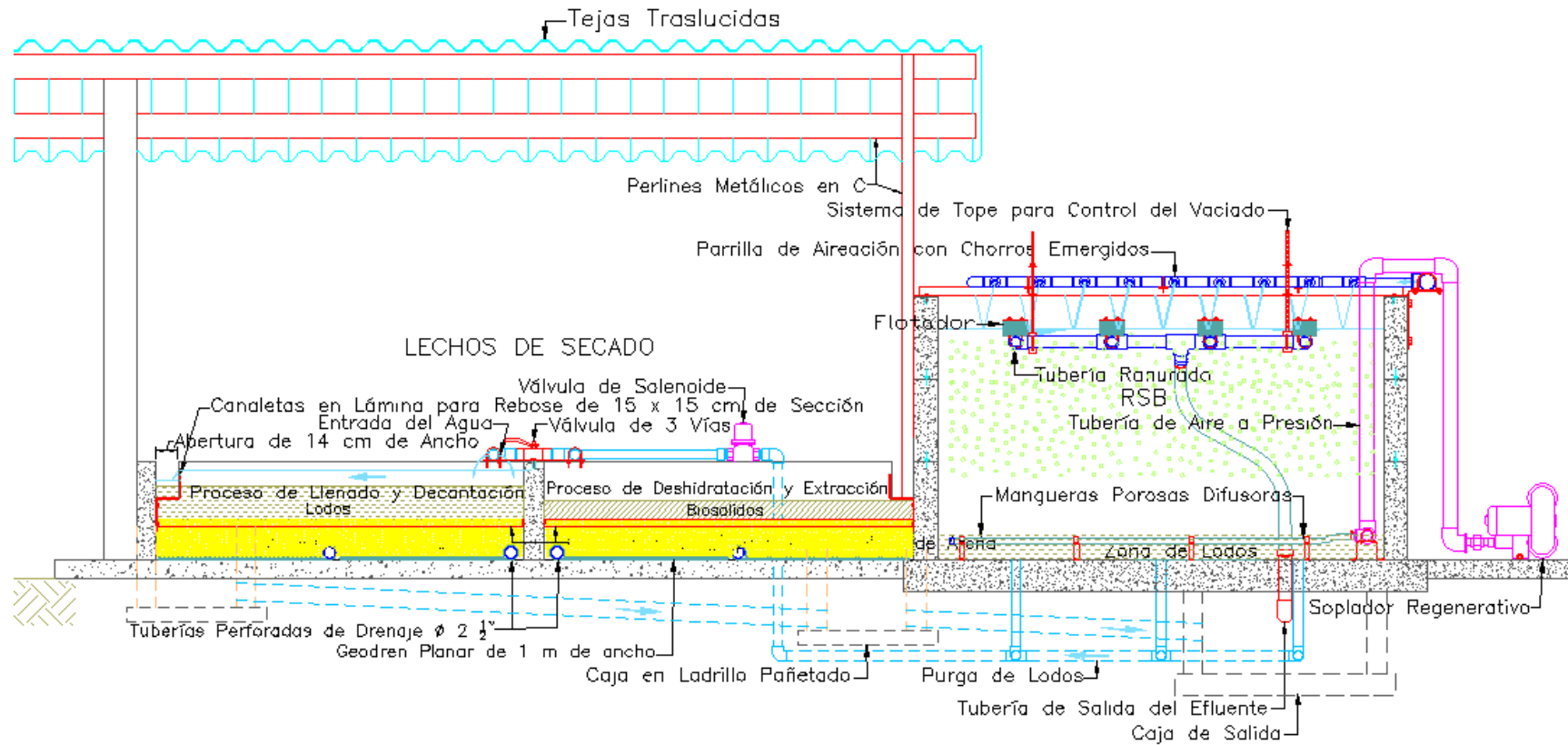


Figura D-16 - Planta TPQA para Aguas Industriales

Vista de Corte Transversal B-B



D-7. PLANTA PINBASA CON INCORPORACION DE NUTRIENTES EN BIOSOLIDOS ALCALINOS

D-7.1. Generalidades

En la planta Pinbasa (Planta con Incorporación de Nutrientes en Biosólidos para Acondicionamiento de Suelos Ácidos), se realiza un proceso de Tratamiento Primario Químicamente Asistido TPQA, similar al que se describe en el Capítulo D-5 para potabilizar el agua. En la planta Pinbasa, el tratamiento del agua se realiza secuencialmente en un solo tanque, y en forma similar a un ensayo de jarras. En cada ciclo, el volumen a tratar es constante, lo mismo que las dosis de coagulantes, floculantes y correctores del pH que se requieren para el proceso TPQA. Los lodos resultantes se sacan periódicamente a hacia un lecho de secado de dos módulos, que se trata en el Capítulo F-2. En uno de ellos se realiza un proceso de espesamiento, mientras en el otro se realiza la deshidratación y la extracción de los biosólidos producidos.

En el caso de la planta Pinbasa se utiliza cal como coagulante, por lo cual se producen biosólidos de clase A con alta alcalinidad, que se emplean en fertilizar y corregir suelos ácidos. En estos biosólidos se incorpora el fósforo forma de hidroxiapatita y fosfato de calcio, que constituyen excelentes abonos de liberación lenta SRF.

La utilización de la cal facilita la decantación y la deshidratación de los lodos producidos. Esto se debe a que el proceso de coagulación produce carbonato de calcio, el cual forma partículas sólidas de piedra caliza, que tienen una densidad bastante alta, de 2.71 gr/cm^3 , y además les dan permeabilidad a los lodos. Este material actúa como un agente lastrante que facilita la decantación. Esto no ocurre con las sales de hierro y aluminio, que generalmente se utilizan como coagulantes, que producen hidróxidos de hierro y aluminio, y sulfato de aluminio, los cuales tienen densidades inferiores. De acuerdo a la Tabla 14-7 de Metcalf & Eddy (Ref. D-29), los sólidos de tratamientos con cal tienen un peso específico de 2.2 cuando se tienen concentraciones entre 0.8 y 1.6 gr/L, mientras que en los sólidos de tratamientos primarios con otros coagulantes este peso es de 1.4, y en los tratamientos con lodos activados de 1.24. En esta misma tabla se indica que los lodos de tratamientos con cal tienen una densidad de 1.05, mientras que los de otros tratamientos TPQA tienen una densidad de 1.02, y los procedentes de lodos activados de 1.005. La cal tiene otras cualidades que se describen a continuación.

- Los ácidos grasos volátiles AGV, que hacen parte de la carga orgánica del agua residual, reaccionan con el carbonato de calcio que se origina en el proceso de coagulación, y son transformados en sustancias inocuas para el medio ambiente, y en ácido carbónico que facilita dicha coagulación.
- Estabilización Alcalina. Este es un efecto que ocurre en los lodos producidos utilizando grandes cantidades de cal, con lo cual se aumenta el pH hasta valores de cerca de 12. En estas condiciones se eliminan todos los microorganismos de los lodos. Los biosólidos producidos mediante la estabilización alcalina no tienen riesgos sanitarios, puesto que en ellos no es posible el desarrollo de patógenos, ni la descomposición de la materia orgánica presente en ellos. Con este efecto también se preservan nutrientes tales como el nitrógeno en los biosólidos

producidos. Los biosólidos obtenidos se consideran de Clase A según la norma 40 CFR Parte 503 de la EPA (Ref. D-74). El alto contenido de álcalis de los biosólidos los hace muy útiles para el acondicionamiento de suelos ácidos.

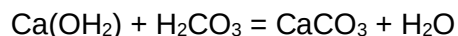
- La cal apagada reacciona con el fósforo presente en las aguas residuales, y forma compuestos tales como fosfato de calcio e hidroxiapatita. Estos se consideran fertilizantes SRF (Slow Release Fertilizer) que liberan el fósforo en forma lenta al ser incorporada al suelo, y por lo tanto dicho elemento puede ser aprovechado totalmente por las plantas. En estas condiciones, el fósforo no es arrastrado a las corrientes naturales, como ocurre con el fósforo contenido en los abonos químicos, que tienen alta solubilidad en el agua. El fósforo es un elemento escaso y valioso para la agricultura, como se explica en el Numeral C-4.2.2.

La planta Pinbasa está constituida por 3 estructuras. La primera es el tanque de regulación anaeróbico donde se acumula el agua de entrada, luego de pasar por los tratamientos preliminares. En este tanque las aguas contienen ácidos grasos volátiles y ácido carbónico, que son producto del proceso de digestión anaeróbica que ocurre en las redes de alcantarillado. El ácido carbónico H_2CO_3 interviene en la formación de carbonato de calcio, como se aprecia en la Ecuación D-11 a continuación. El aporte de CO_2 también facilita el proceso de recarbonación que evita que los lodos con carbonato de calcio se solidifiquen sobre las estructuras.

Desde este tanque se bombea el agua por tandas hacia el reactor, donde se realizan los procesos TPQA secuencialmente, siguiendo las etapas de mezcla, floculación y decantación. El agua junto con los lodos producidos sale hacia un lecho de concentración, que actúa como sedimentador donde se decantan los sólidos. El agua que se rebosa del lecho sale como efluente. Luego de un tiempo, se interrumpe la entrada de flujo del reactor secuencial, y los lodos concentrados se secan, y luego se extraen como biosólidos. Durante las etapas de concentración y secado, la alta concentración de álcalis produce la estabilización alcalina de los lodos, en donde éstos asimilan el fósforo, se eliminan los microorganismos y patógenos, y se remueve gran parte de la carga orgánica.

D-7.2. Proceso TPQA en el Reactor Secuencial

El proceso TPQA (Tratamiento Preliminar Químicamente Asistido) se utiliza para remover sólidos suspendidos y contaminantes contenidos en las aguas residuales, siguiendo las etapas de coagulación, floculación y decantación. En el caso de la planta Pinbasa, se emplea como coagulante la cal hidratada $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Dicha cal reacciona con el ácido carbónico H_2CO_3 disuelto en el agua, produciendo carbonato de calcio CaCO_3 , que se precipita (ver ecuación 6.10 de Metcalf & Eddy (Ref.-29)).



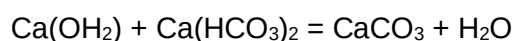
Ecuación D-11

El ácido carbónico es generado por el CO_2 disuelto en el agua, el cual es producido por la metanogénesis de la carga orgánica, la cual ocurre en el alcantarillado sanitario y en tanque de regulación debido al proceso de digestión anaeróbica. También se produce en la reacción de los AGV con el carbonato de calcio, como se indica en la Ecuación D-12 del siguiente numeral.

Según la estequiometría de la Ecuación D-11, 56 gramos de cal como CaO, o 72.1 gramos de cal apagada Ca(OH)₂, consumen 44 gramos de ácido carbónico para producir 100 gramos de carbonato de calcio. Por consiguiente cada gramo de cal apagada produce 1.39 gramos de carbonato de calcio, que constituye la mayor parte de los lodos.

Para producir la cal apagada se calienta la roca caliza, que está constituida por carbonato de calcio, con lo cual se produce el óxido de calcio, el cual se hidrata. Este proceso ocasiona emisiones de CO₂ a la atmosfera. Pero con la coagulación que sigue la ecuación anterior, la cal asimila carbono para formar CaCO₃, de tal forma que la huella de carbono de todo el proceso es relativamente reducida.

La coagulación con cal también se produce a partir del bicarbonato de calcio disuelto en el agua, según la siguiente ecuación 6.11 de Metcalf & Eddy (Ref. D-29).



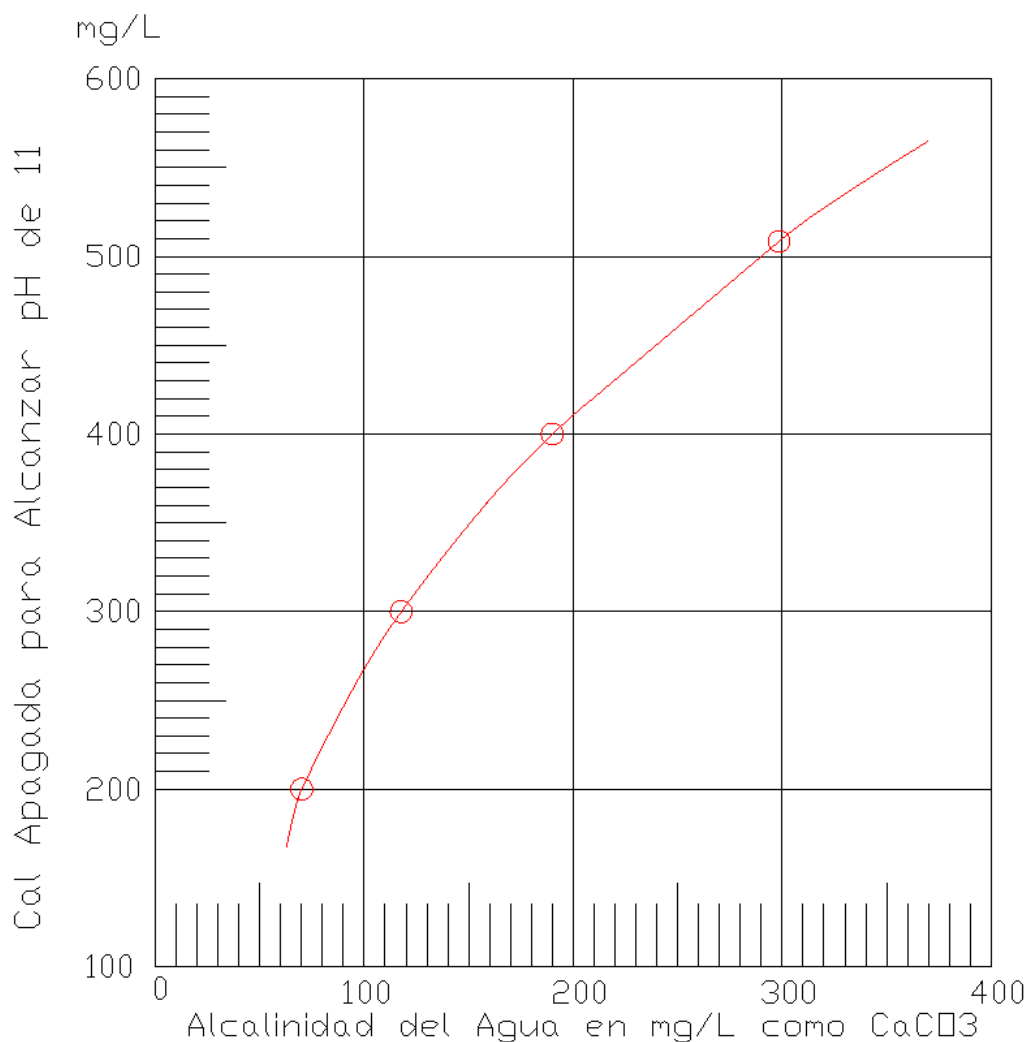
En ambas reacciones, el carbonato de calcio producido actúa como núcleo para la formación de flóculos, ocasionando la floculación y decantación de los sólidos suspendidos. La densidad del carbonato de calcio es de 2.71 gr/cm³, lo cual facilita la decantación. De acuerdo a la Tabla 14-7 de Metcalf & Eddy (Ref. D-29), la gravedad específica de los lodos con contenido de cal entre 300 y 50 mg/L, como los que se tienen en el reactor secuencial, es de 1.9, mientras que las de lodos con contenidos de cal mayores a 800 mg/L, como los que se tienen en los lechos, es de 2.2. Estos valores son muy superiores a densidad de los lodos generados con los coagulantes tradicionales de sales de hierro y aluminio, que tienen un peso específico de 1.4 según dicha tabla.

En un documento de la EPA⁵⁶ se indica que para realizar la coagulación con cal en aguas residuales, se requiere alcanzar un pH de 10.5, que puede ser mayor cuando dicha cal tiene un contenido importante de magnesio. El valor de pH recomendado para este proceso es de 11. Con valores de pH inferiores a 10 se presenta gran turbiedad, lo cual impide la remoción adecuada de fósforo. En la Figura 6.11 del libro de Metcalf & Eddie (Ref. D-29) se encuentra la dosificación de cal para alcanzar el pH recomendado, la cual es función de la alcalinidad que trae el agua residual. Dicha alcalinidad es del orden de 100 mg/l en el caso de las aguas residuales municipales, y por lo tanto la dosis de cal apagada sería de alrededor de 270 mg/L. A continuación se presente la figura del libro de Metcalf & Eddie.

Junto con la cal se puede suministrar zeolita granulada, que es un mineral que tiene la capacidad de adsorber nitrógeno amoniacal de las aguas residuales para luego suministrarlo a las plantas, encapsular metales pesados debido a su capacidad de intercambio catiónico, y darles permeabilidad a los lodos para facilitar su deshidratación.

⁵⁶ EPA Environmental Protection Technology Series. "Lime Use in Wastewater Treatment - Design and Cost Data". 1.975. [9100SNS0.PDF \(epa.gov\)](http://www.epa.gov/9100SNS0.PDF)

Figura D-17. Dosis de Cal para Alcanzar un pH de 11 en el Agua



Fuente: Figura 6-12 de Metcalf & Eddy (Ref. D-29)

El magnesio está presente en algunas calces, y en el proceso TPQA tiende a producir compuestos gelatinosos que adsorben el fosfato de calcio, formando flóculos que no se precipitan adecuadamente. Por lo tanto es importante que la cal tenga un reducido contenido de este elemento.

La carga superficial recomendada en la Tabla 6-4 de Metcalf & Eddy (Ref. D-29) para los coagulantes a base de hierro y aluminio es de 30 a 70 m/día, y para la cal es de 35 a 80 m/d. Esta carga superficial se define como el caudal en el reactor dividido por su área superficial. En el reactor secuencial se llevan a cabo las siguientes etapas:

1. Dosificación y Mezcla

El proceso de tratamiento en el reactor se hace por ciclos, en cada uno de los cuales se bombea un determinado volumen de agua desde el tanque de regulación anaeróbico. Este bombeo arranca simultáneamente con el sistema de suministro la solución de cal que requiere dicho volumen, el cual termina cuando haya sido suministrada la dosis

requerida. Esta dosificación utiliza el equipo y los procedimientos de dosificación que se tratan en el Numeral D-8.10, donde también se describe la preparación de la solución de lechada de cal. La bomba dosificadora entrega esta lechada en la parrilla triangular de la tubería de succión, de modo que la bomba de llenado del reactor succione la solución, y luego la mezcle en el rotor con el agua que va hacia el reactor. Esta mezcla sale a través de una tubería perforada que la distribuye sobre el reactor secuencial. Simultáneamente se ejecuta allí el proceso de floculación mediante difusores de burbujas gruesas, que generan un movimiento del agua que facilita la mezcla de la cal en todo su volumen.

Cuando el nivel en el tanque de solución haya llegado a un mínimo, arranca el proceso preparación de la lechada, que se describe en el Numeral D-8.10. Esta preparación se hace inmediatamente después de que se bombea la lechada al reactor, de tal forma que dicha lechada esté lista para el próximo bombeo.

2. Floculación, Decantación Preliminar y Salida del Efluente.

El proceso de floculación se hace mediante mediante un soplador, que inyecta aire en una parrilla de tuberías perforadas, produciendo columnas de burbujas gruesas distribuidas en el fondo. Dichas perforaciones tienen in diámetro 3/16", con lo cual se producen columnas de burbujas gruesas. Estas burbujas generan movimientos del agua hacia arriba, rodeados de movimientos hacia abajo (ver Figura D-21), similares a los que ocurren en floculadores tipo Alabama, que son bastante bastante eficientes. Es este proceso no se produce una transferencia importante de oxígeno al agua, que pueda ocasionar una nitrificación pequeña, puesto que las burbujas gruesas tienen una interface aire-agua reducida, y permanecen poco tiempo en el tanque debida a su alta velocidad ascendente.

Para realizar los procesos de coagulación y decantación es necesario obtener un pH de 11 en el reactor secuencial, según el documento de la EPA (Ref. D-56). La dosis de cal requerida para ello se estima en la Figura D-17 anterior. Cuando se suspende el aire comprimido, se tiene la tapa de reposo, cuando los flóculos que se han formado se decantan en el fondo.

3. Evacuación de los Lodos hacia los Lechos de Concentración, Estabilización Alcalina y Secado.

Luego del tiempo de reposo que requiere la decantación, se abre una válvula de solenoide normalmente cerrada, la cual evacúa los lodos acumulados en el fondo hacia uno de los lechos, donde se realiza la fase de concentración. Esto se hace por gravedad, aprovechando que el nivel en el reactor secuencial se encuentra a una altura considerable sobre los lechos, y de esta forma no se destruyen los flóculos, los cuales mantienen su capacidad de decantarse. En el proceso de purga de lodos se utiliza una tubería con entradas distribuidas en todo el fondo.

En el lecho de concentración se debe alcanzar un pH de 12 durante 2 horas, que se necesita para el proceso de estabilización alcalina que se realiza allí. Por lo tanto los lodos se acumulan en uno de los lechos durante un periodo recomendado de 7 días. Durante este tiempo, el pH sube, y la cal hidratada se convierte en carbonato de calcio u hidroxiapatita, que son minerales no reactivos. Los chorros salen de la tubería perforada a una alta velocidad, lo cual permite mezclar el agua procedente del reactor secuencial con los lodos contenidos en el lecho, con lo cual se aumenta el pH al valor requerido para generar el procesos de estabilización alcalina. Al final de este periodo, los lodos que llegaban al lecho de concentración, se desvían hacia el otro mediante una válvula de 3 vías. A continuación, mediante otra válvula de 3 vías se conecta una bomba de diafragma al lecho para realizar el secado. De esta forma, con la operación de las 2 válvulas de 3 vías se intercambian las funciones de concentración y secado entre los dos lechos.

Cada ciclo del proceso TPQA arranca cuando se den dos condiciones. La primera de ellas es que se haya terminado el ciclo anterior, lo cual ocurre cuando un sensor instalado en el reactor secuencial indica que el nivel del agua ha bajado hasta determinado punto, y por lo tanto se han evacuado los lodos del ciclo anterior. La segunda condición es que en el tanque de regulación se encuentre disponible el volumen a tratar en el nuevo ciclo. Cumplidas estas condiciones, arrancan simultáneamente la bomba de llenado del reactor, la bomba y el mezclador que homogeniza la solución. Luego de un lapso de tiempo, arrancan tanto la bomba que lleva la solución de cal al reactor, como el soplador que genera la floculación, y que además mezcla la cal en el reactor.

La bomba dosificadora opera el tiempo necesario para suministrar la cal requeridas por el volumen de agua que se trata en el ciclo. La bomba de llenado es apagada por un sensor nivel colocado en el reactor secuencial, que está ubicado en el nivel correspondiente al volumen de agua procesada por cada ciclo. El soplador que genera las burbujas, continua operando hasta que se tenga el periodo de floculación requerido. Luego viene el periodo de reposo durante el cual se decantan los lodos formados, al final del cual se abre la válvula de solenoide que permite la salida de los lodos hacia uno de los lechos. Esta válvula es cerrada cuando la superficie del agua alcanza a un sensor de nivel, indicando que se ha evacuado el volumen de agua tratada en el ciclo. Dicho volumen corresponde al área en planta del reactor secuencial, multiplicada por la diferencia de altura entre dos sensores.

D-7.3. Remoción de AGV y DQO

En las plantas de tratamiento municipales, el agua llega al tanque de regulación en condiciones anaeróbicas, en las cuales los procesos hidrólisis y acidogénesis han convertido gran parte de la materia orgánica en ácidos orgánicos llamados AGV (Ácidos Grasos Volátiles) tales como acético, propiónico y butírico, que en la acetogénesis reaccionan con el agua para convertirse en acetatos. El ácido acético CH_3COOH reacciona con el carbonato de calcio para formar acetato de calcio $\text{Ca}(\text{CH}_3\text{COO})_2$ y dióxido de carbono CO_2 , de acuerdo a la siguiente ecuación:



Los ácidos propiónico y butírico también reaccionan con el carbonato para formar propionato y butirato de calcio, y también producen CO₂. El acetato de calcio es soluble en el agua, y no presenta ningún peligro para la salud, ni para el medio ambiente de acuerdo a la EPA⁵⁷. Lo mismo ocurre con el propionato y butirato de calcio. La transformación de los AGV en sales de calcio contribuye a remover la DBO₅ del agua.

En la Tabla D-7 a continuación se observa la variación de la remoción de sólidos suspendidos en función del pH alcanzado, según el documento de la EPA sobre el proceso TPQA con cal (Ref. D-56). En la tabla también se indica las tasas de remoción de DQO que ocurren en los procesos TPQA con cal como coagulante.

Tabla D-7. Remoción de DQO y Sólidos Suspendidos en Procesos TPQA con Cal

pH	Remoción de DQO	Remoción de Sólidos Suspendidos
9,9	60,7%	76,3%
10,3	69,5%	88,5%
10,8	75,6%	91,0%

Fuente: Environmental Protection Technology Series. (Ref. D-56. Tabla 6-2)

El CO₂ que produce la remoción de las AGV se emplea para la coagulación, de acuerdo a la Ecuación D-11 del Numeral D-7.2. Según el documento de la EPA (Ref. D-56), el carbonato de calcio tiende a adherirse a las superficies, en un fenómeno conocido como calcificación (en inglés scaling). Para reducir los problemas de calcificación, el documento de la EPA recomienda la recarbonación del agua mediante la adición de CO₂, que es bastante costoso. La producción de este gas a partir de los compuestos orgánicos AGV que traen las aguas residuales, contribuye a evitar la calcificación.

En ensayos realizados por Silvio J Montalvo et al⁵⁸, se encontró una remoción de DBO₅ mediante la adición de cal es 56%, pero la de DQO era de 61%, y la relación DBO₅/DQO era de 0.96, lo cual indica que la cal es bastante efectiva para remover sustancias orgánicas refractarias a la degradación biológica. En otro estudio, que fue realizado por Dario Marani et al⁵⁹, se reporta una remoción de DQO del 55 a 70% en un proceso TPQA realizado con cal como coagulante, en donde se alcanzó un pH de 9.

⁵⁷ U.S. Environmental Protection Agency. "Technical Document for Calcium Acetate also referred to as a BRAD (epa.gov)".

[Technical Document for Calcium Acetate also referred to as a BRAD \(epa.gov\)](#)

⁵⁸ Silvio J Montalvo et al. "Nitrogen and phosphorus removal using a novel integrated system of natural zeolite and lime". [Nitrogen and phosphorus removal using a novel integrated system of natural zeolite and lime | DIGITAL.CSIC](#)

⁵⁹ Dario Marani et al , " Improving primary treatment of urban wastewater with lime-induced coagulation". Publimed, 2.004.

[Improving primary treatment of urban wastewater with lime-induced coagulation - PubMed \(nih.gov\)](#)

Los procesos de tratamiento con cal son bastante efectivos cuando el carbono y el nitrógeno se encuentran en forma de materia orgánica particulada, lo cual ocurre principalmente en aguas residuales frescas, donde dicha materia no ha sido hidrolizada. Esto se debe a que las partículas son removidas eficientemente mediante el proceso TPQA que se realiza en el reactor secuencial, y luego es preservada en los lodos y biosólidos alcalinos, debido a que el alto pH que tienen evita el crecimiento de microorganismos. Al ser aplicados a los suelos biosólidos con materia orgánica particulada, el pH se reduce, y ésta se descompone, transfiriendo los nutrientes al suelo.

D-7.4. Concentración y Estabilización Alcalina de Lodos

La conversión de los lodos producidos en el reactor secuencial en biosólidos, se hace en las etapas de concentración y secado que se realizan en los lechos. La primera etapa es la de concentración, que se hace en uno de los lechos, el cual funciona como un decantador donde los lodos se espesan. Allí los lodos entran a través de una tubería perforada ubicada a un costado de lecho, y salen por una canaleta ubicada al costado opuesto. El agua que se rebosa por esta canaleta, y sale como efluente de la planta. El borde de rebose de la canaleta de salida es horizontal y por lo tanto se mantiene un nivel constantes en el lecho. La canaleta está constituida por tramos de 1 m de longitud traslapados. En los traslapes se producen pequeñas filtraciones, de tal forma que al final de la entrada del caudal, el nivel en el lecho cae hasta alcanzar el nivel del fondo de las canaletas. Esto reduce la cantidad de agua que es necesario remover en el secado. La evacuación de los lodos desde el reactor secuencial hasta el lecho de concentración se hace por gravedad, abriendo una válvula de solenoide normalmente cerrada. Con este procedimiento se evita que los flóculos sean fragmentados, y que mantengan su capacidad de decantarse.

Mientras tanto, en el otro lecho se realiza el secado de los lodos que se habían espesado previamente. Esto se hace mediante el procedimiento que se describe en el Numeral D-7.5 a continuación. Al finalizar el periodo, se intercambian funciones mediante dos válvulas de 3 vías, como se indica en el Numeral D-7.2. De esta forma, mientras en uno de los lechos se realiza el proceso de concentración de los lodos procedentes del reactor secuencial, en el otro se deshidratan para convertirlos en biosólidos, que luego son extraídos. Mediante estos procesos se obtienen biosólidos estabilizados de consistencia granular, que se utilizarían para la fertilización y recuperación de suelos ácidos. Se recomienda que los lodos permanezcan una semana en cada lecho, de tal forma que la duración total del tratamiento sea de 14 días.

La tubería que distribuye el efluente del reactor secuencial en el lecho de concentración tiene perforaciones verticales para prevenir que los flóculos de carbonato de calcio se decanten dentro de dicha tubería, y luego formen calcificaciones que la obstruya. Estas perforaciones tienen ½" de diámetro y estén espaciadas 20 cm. En este lecho, los chorros salen de la tubería perforada con una velocidad estimada de 1.53 m/s según los cálculos de la Tabla D-12, lo cual genera una turbulencia moderada bajo la tubería perforada, que facilita la mezcla del agua procedente de reactor secuencial con los lodos alcalinos que se ha acumulado en el lecho. Esto facilita la coagulación y la decantación de los lodos.

Luego se produce un flujo lento hacia la canaleta de salida que propicia una decantación eficiente de los lodos en el lecho.

Según Ana Ghanem et al (Ref. D-24), la velocidad de decantación mínima es de unos 25 m/h en flóculos de cloruro férrico y sulfato de aluminio. Considerando que el peso específico de los lodos obtenidos con estos coagulantes es de 1.40, mientras que lodos coagulados con cal tienen un peso específico de 2.20, entonces se estima que la velocidad de decantación de estos últimos es de por lo menos 39.29 m/s. En este lecho ocurre el proceso de espesamiento por gravedad (en inglés gravity thickening), que se describe en el libro de Metcalf & Eddy (Ref. D-29), que produce un aumento en la concentración de sólidos en los lodos alcalinos de entre 12 y 15%, de acuerdo a la tabla 14-19 de dicho libro, lo cual permite elevar el pH a valores superiores a 12, y realizar la estabilización alcalina de los lodos. En estas condiciones se producen los siguientes efectos.

- Conversión de la cal en carbonato de calcio que fija el carbono, y el fósforo en hidroxiapatita, como se explica en el Numeral D-7.6. Esta último es una fuente de fósforo de liberación lenta para los biosólidos de tipo SRF (slow release fertilizers).
- El aumento del pH hace que el nitrógeno amoniacal adquiera la forma de amoniaco, que es un gas que sale hacia la atmosfera. Por esta razón, puede ser conveniente añadir zeolita en los lechos, ya que tiene la capacidad de absorber dicho amoniaco, y posteriormente suministrarlo como nitrógeno a las plantas en forma paulatina.
- Preservación de la materia orgánica particulada, la cual se incorpora a los biosólidos y contribuye a la fertilización de los suelos.
- Con este pH superior a 12 también se eliminan los patógenos

Debido a lo anterior, con este proceso de estabilización alcalina se obtienen biosólidos Clase A según las normas de la EPA (Ref. D-74).

En el estudio sobre la estabilización alcalina de Esperanza Ramírez Camperos⁶⁰, se establece que la dosificación de cal requerida para obtener el pH recomendado de 12 es de 3 gramos por litro de lodos. Este pH dura dos horas, que es suficiente para el proceso de estabilización alcalina. Según los cálculos de la Tabla D-12, en el lecho de concentración se alcanzan una concentración de cal aplicada de hasta 297 gr/L. La cal recomendada para este proceso debe tener una pureza de 90%. Según el estudio anterior, cuando la pureza de de 70% o menos, no se logra dicha estabilización.

Con base en la Figura F-4 del Numeral F-2.3 de Lawrence K. Wang et al (Ref. F-7), se recomienda que la profundidad de los lodos que se introducen en la etapa de llenado sea de 20 cm o menos, con lo cual se puede alcanzar una concentración de sólidos a alrededor de 23%. Para calcular la profundidad que alcanzan los lodos en el lecho de concentración, se tiene en cuenta que éstos tienen allí un proceso de espesamiento por

⁶⁰ Esperanza Ramírez Camperos. "I-162 - Transformaciones en la Digestión Alcalina de Lodos Residuales Municipales". XXVII Congreso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental. Cepis <https://docplayer.es/53237526-I-transformaciones-en-la-digestion-alkalina-de-lodos-residuales-municipales.html>

gravidad que hace que los sólidos alcancen concentraciones de entre 12 y 15% en el agua según la tabla 14.19 de Metcalf & Eddy (Ref. D-29).

El cálculo de la masa de cal por m^3 de agua en los lodos concentrados, se hace considerando que el peso específico de sólidos de tratamientos con cal es 2.20 de acuerdo a la tabla 14.7 de Metcalf & Eddy (Ref. D-29). Una pequeña parte de la cal se añade para remover el fósforo en forma de hidroxapatita, como se indica en el Numeral D-7.6. En los cálculos se asumió que el peso específico de este mineral es similar al correspondiente al CaCO_3 . La altura de la capa de lodos espesados en el lecho de concentración se obtiene dividiendo su volumen por el área del lecho, y debe ser menor de 20 cm, como se indicó anteriormente. Sin embargo, el riesgo que los lodos entren en la canaleta de drenaje es reducido, pues éstos tratan de decantarse cerca de la tubería que los distribuye debido a su alto peso específico.

D-7.5. Secado y Extracción de los Biosólidos

La concentración de lodos que se trata en el numeral anterior se realiza en un lecho, mientras en el otro se realiza el secado de los lodos que se han concentrado en el ciclo anterior. En el Numeral F-2.3 se presentan los diseños y las recomendaciones para la deshidratación de los lodos en los lechos de secado, que se resumen a continuación.

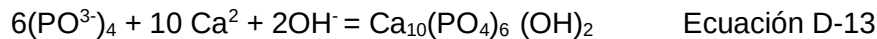
Para facilitar la deshidratación, bajo la capa de arena del lecho se colocan geodrenes planares de 1 m de ancho, provistos de tuberías perforadas de 2 ½" de diámetro conectadas a una bomba de diafragma. Esta bomba tiene la capacidad de producir un vacío en la succión que agiliza la salida del agua contenida en los lodos, el cual se aumenta con el efecto de sifonaje de la manguera de salida, que conduce hacia la caja de salida de la planta. La deshidratación también es promovida por la adición de zeolita, puesto que ésta les confiere porosidad a los lodos.

En el documento de Lawrence K. Wang et al (Numeral F-2.3 Ref, F-7), se indica que con el empleo de una bomba de succión se puede aumentar la concentración de sólidos a 20% en 48 horas, la cual permite su extracción. El alto gradiente de presión ocasionado por la bomba de diafragma promueve la formación de la torta sobre la arena (cake en inglés), que consiste en una capa impermeabilizada por los finos que penetran en los intersticios debido a la presión, lo cual dificulta el drenaje del agua. La caída en la presión se produce esencialmente en dicha torta o 'cake'. Para reducir este efecto y facilitar el flujo del agua que sale del lecho, se puede utilizar el escarificador que se muestra en la Figura D-18 a continuación. Esta herramienta se mueve manualmente sobre el lecho, de tal manera que los dientes hacen pequeños surcos a través de la capa impermeabilizada por los finos o torta, abriendo así rutas para la salida del agua a través del lecho, con lo cual se reduce sustancialmente el tiempo de secado. Con el movimiento del escarificador también se crea una turbulencia en el lodo que facilita los procesos estabilización alcalina, y los de recuperación del fósforo que se trata en el siguiente numeral.

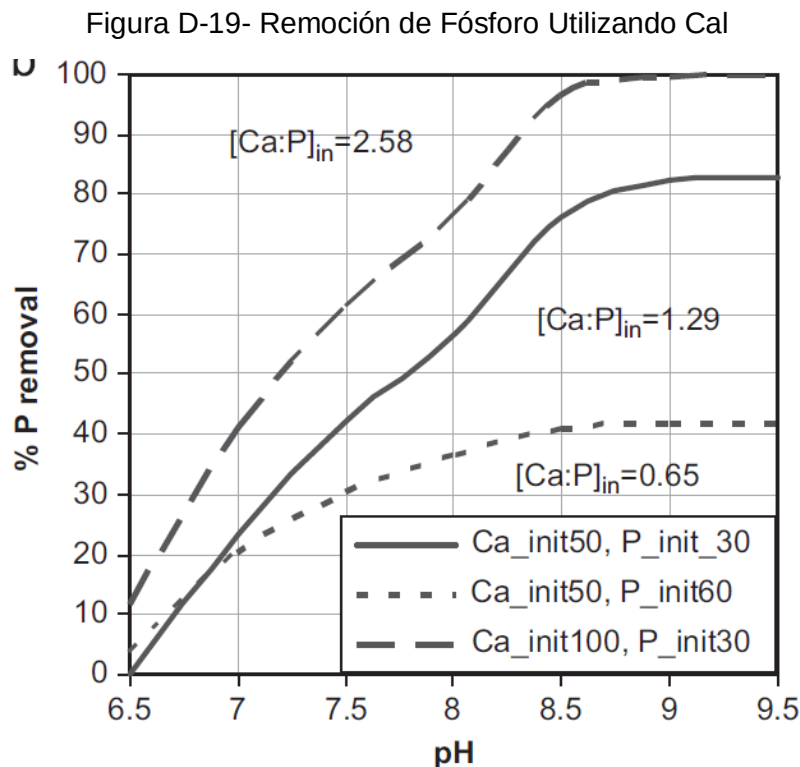
Finalmente se remueven los biosólidos producidos. Junto con ellos se remueve una capa superficial de arena, utilizando para ello palas de cabeza cuadrada, que facilitan la extracción. Esta arena se mezcla luego con los biosólidos para aumentar su porosidad. La arena removida debe ser repuesta para realizar el próximo ciclo. Para ello se

Stark, aunque la utilización de ácidos es más eficiente en extraer el fósforo, la utilización de álcalis acarrea menor contaminación con metales.

En la planta Pinbasa los lodos se someten al proceso de estabilización alcalina que se describe en el Numeral D-7.4, donde se emplea la cal para asimilar el fósforo en forma de hidroxiapatita, que es insoluble en agua y se precipita en el reactor secuencial, para formar parte de los biosólidos. Una vez éstos son aplicados al suelo, los microorganismos que residen allí degradan la hidroxiapatita, y hacen al fósforo asimilable por las plantas. De acuerdo a la ecuación 6.19 de Metcalf & Eddy (Ref. D-29), la ecuación que determina la transformación de la cal y el fósforo PO_4^{3-} en hidroxiapatita $\text{Ca}_{10}(\text{PO}_4)_6 (\text{OH})_2$, es la siguiente.



Esta reacción se produce con pH superiores a 10, y por lo tanto puede ocurrir durante el proceso TPQA, donde se requieren valores de pH del orden de 11.



Fuente: Angela Mañas et al. Ref. D-64.

En un estudio de Angela Mañas et al.⁶⁴ se analiza la relación de la remoción de fósforo con el pH y la concentración de cal. Allí se observa que dicha remoción es de 100% para

⁶⁴ Angela Mañas et al. "Parameters influencing calcium phosphate precipitation in granular sludge sequencing batch reactor".
https://oatao.univ-toulouse.fr/6137/1/Manas_6137.pdf

valores de pH superiores a 9, y relaciones entre concentraciones de cal y fósforo superiores a 2.58. Estas condiciones se tienen en el lecho de secado. En el estudio se encontró que la hidroxiapatita (HAP) se forma a partir de los precursores fosfato de calcio amorfo (ACP) y fosfato tricálcico (TCP), los cuales se decantan más lentamente que ésta. En el estudio se encontró que casi todo el fósforo removido estaba en forma de hidroxiapatita.

Un estudio similar al de Angela Mañas fue realizado por Nuray Karapınar⁶⁵, en donde se utilizó además zeolita para remover también el nitrógeno. Según este estudio, el tiempo de la reacción para obtener la hidroxiapatita varió de 52 segundos cuando se tuvo un pH de 6.9, hasta 49 segundos con un pH de 7.5. En tiempo utilizado para la absorción del nitrógeno por la zeolita fue de 60 minutos.

En los ensayos realizados por Nuray Karapınar (Ref. D-65), primero se realizó la adsorción en un reactor de biopelícula, donde la zeolita estaba pulverizada en partícula de 13 μ m, y luego se procedió a realizar la mezcla con cal para remover el fósforo. Con esto se obtuvo una remoción del orden del 85% del nitrógeno, que tenía una concentración inicial de 40 mg NH_4/L , utilizando una dosis de 8 gr de zeolita por litro.

De acuerdo a los documentos de Lucía Constanza Corrales et al⁶⁶, y Mayra Eleonora Beltrán Pineda⁶⁷, la hidroxiapatita no puede ser asimilada directamente por las plantas, pero la actividad microbiana del suelo puede degradarla gradualmente, y hacer disponible el fósforo para las plantas según sus necesidades. Actualmente se promueve el uso de fertilizantes tipo SRF (slow release fertilizers), tales como la hidroxiapatita.

Esto se debe a que, con el fin de aumentar rápidamente, la producción agropecuaria utilizan fertilizantes químicos muy solubles, lo cual genera una afluencia de éstos a las corrientes de agua, causando allí graves problemas de eutroficación. Por esta razón, normalmente se aplican abonos con fósforo una o varias veces al año, mientras con la aplicación de biosólidos con hidroxiapatita, se suministraría fósforo a las plantas durante largo tiempo.

Otro proceso que se puede realizar en la planta Pinbasa es la adsorción del nitrógeno amoniacal por parte de la zeolita, el cual es incorporado a los biosólidos y luego suministrado a las plantas donde se aplican éstos. La zeolita tiene la capacidad de remover el nitrógeno amoniacal está en solución en el agua, y además el que se gasifica

⁶⁵ Nuray Karapınar. "Application of natural zeolite for phosphorus and ammonium removal from aqueous solutions". Journal of Hazardous Materials. Elsevier. 2.009.
https://www.researchgate.net/publication/26324419_Application_of_Natural_Zeolite_for_Phosphorus_and_Ammonium_Removal_From_Aqueous_Solutions

⁶⁶ Lucía Constanza Corrales et al. "Solubilización de fosfatos: una función microbiana importante en el desarrollo vegetal". Universidad Colegio Mayor de Cundinamarca. 2.014.
<http://www.scielo.org.co/pdf/nova/v12n21/v12n21a06.pdf>

⁶⁷ Mayra Eleonora Beltrán Pineda. "La solubilización de fosfatos como estrategia microbiana para promover el crecimiento vegetal". Corpoica. Ciencia y Tecnología Agropecuaria. 2.014.
<http://www.scielo.org.co/pdf/ccta/v15n1/v15n1a09.pdf>

como amoniaco. Según del documento de Jorge Luis Costafreda⁶⁸, la zeolita natural tiene una capacidad de intercambio catiónico estimada de entre 2 y 3 miliequivalentes (meq) por gramo, o será que absorbe hasta 2 a 3 meq del ion amonio NH_4^+ . Esta cantidad se divide por un factor de conversión F de 0.05544 para obtener la cantidad de zeolita requerida en miligramos. Por lo tanto, la capacidad de absorción de cada gramo de zeolita estaría entre 36 y 54 miligramos de nitrógeno amoniacal. También es importante la capacidad de la zeolita de remover metales, pero su selectividad respecto al nitrógeno es superior a la de estos metales, y por lo tanto su presencia no afecta la capacidad de remover dicho nitrógeno. En el estudio de Silvio J. Montalvo et al (Ref. D-58 del Numeral D-7.3) se encontró que la combinación de cal y zeolita es bastante efectiva en el tratamiento de aguas residuales domésticas, puesto que con ésta se alcanzó una remoción de de DBO_5 de 99%, y de nitrógeno amoniacal de 98%. Para ello se utilizó zeolita de 0.5 mm de grosor en concentraciones de 30 gr/L, lo cual no se considera económicamente viable.

Como se indica en el Numeral D-6.4, con el fin de facilitar el secado de los lodos se utiliza un escarificador, el cual se mueve sobre el lecho de arena para que sus dientes abran pequeños surcos sobre la torta (capa impermeabilizada por los finos), y así facilitar la salida del agua a través del lecho. Este movimiento del escarificador también facilita la estabilización alcalina y la adsorción con zeolita, puesto que genera turbulencias que promueven el contacto de la cal y la zeolita con los contaminantes del agua.

La zeolita contribuye a darle permeabilidad los lodos espesados, y facilita su deshidratación. Para la zeolita se recomiendan tamaños de grano 1 mm o menos, que son óptimos para la absorción de nitrógeno, y además actúan mejor como agentes lastrantes en los procesos TPQA. La densidad aparente de la zeolita es similar a la del lodo. Según Jorge Luis Costafreda, (Ref. D-68), la zeolita tiene una estructura esponjosa, con porosidad de un 50%, y una densidad de 2.2 gr/cm^3 . Entonces su densidad aparente es de 1.1 gr/cm^3 , y por lo tanto, se pone en suspensión en el agua con escasa turbulencia. Cuando se aplica a los suelos agrícolas, la textura porosa de la zeolita facilita la entrada de oxígeno, y su contenido de nitrógeno, lo cual promueve la formación de una biopelícula sobre ésta. Los microorganismos que contiene dicha biopelícula degradan la hidroxiapatita, y facilitan la asimilación del fósforo por las plantas.

D-7.7. Afectación de Biosólidos por Metales

En un estudio de Andre Dupont⁶⁹ se analiza la asimilación de los metales en las aguas mediante procesos TPQA en los cuales se tenga la cal como coagulante. En estos procesos, la cal reacciona con dichos metales para formar precipitados insolubles en agua. Otros álcalis, tales como el hidróxido de sodio forma sales solubles en agua. En

⁶⁸ Jorge Luis Costafreda Mustelier. "Tectosilicatos con Características Especiales: Las Zeolitas Naturales". Fundación Gómez-Pardo. Madrid. 2011.

http://oa.upm.es/32548/1/Tectosilicatos_Costafreda.pdf

⁶⁹ Andre Dupont. "Lime Treatment of Liquid Waste Containing Heavy Metals, Radionuclides and Organics". U.S Environmental Protection Agency - National Lime Association. 1986

[\(PDF\) Lime Treatment of Liquid Waste Containing Heavy Metals, Radionuclides and Organics \(researchgate.net\)](#)

dicho documento se recomienda que cuando se traten aguas residuales que contentan metales pesados, los biosólidos producidos se deben disponer en rellenos sanitarios donde se mantenga un pH lo suficientemente alto para que los metales quedan encapsulados. Según Andre Dupont, otra alternativa para asegurar la inmovilización de los metales en el relleno sanitario, es realizar un proceso de solidificación de los biosólidos, que consiste es añadir cenizas volantes a éstos, con el fin de formar una especie de concreto cuando reaccionan con la cal. Por lo tanto, no se recomienda la planta Pinbasa para tratar aguas residuales que contengan una cantidad importante de metales pesados. Estas aguas generalmente son de origen industrial. En la tabla a continuación se presentan los valores de pH a partir de cual los metales comienzan a precipitarse, y el valor de pH mínimo recomendado para la remoción de metales. El caso del hierro se diferencia cuando sus valencias son de +2 o +3. Según la Tabla D-10 de Fertilab, el cadmio se encuentra dentro del grupo de metales pesados con mayor peligro para los suelos, y el cobre, el níquel y el zinc representan un peligro importante.

Tabla D-8. Valores de pH requeridos para la Precipitación de los Metales

Elemento	pH Máximo para Solubilización	pH Mínimo para Precipitación Total
Hierro +3	2,00	4,30
Aluminio	4,10	5,20
Plomo	6,00	6,30
Cobre	5,30	7,20
Zinc	7,00	8,40
Níquel	6,70	9,20
Hierro +2	5,50	9,50
Cadmio	6,70	9,70
Manganeso	8,50	10,80

Fuente: Andre Dupont (Ref. D-69)

En una Tabla de Fertilab que se presenta a continuación se encuentran las concentraciones de estos elementos que son consideradas como normales, y los valores anormales hasta los cuales se puede llegar⁷⁰. Cuando su concentración está por encima de su rango normal, estos elementos retardan el crecimiento de las planta, y además suele acumularse en sus tejidos, lo cual es muy perjudicial, puesto que tienen efectos tóxicos. La afectación de las plantas se reduce al aumentar el pH del suelo, en forma similar a lo que ocurre con el aluminio en los suelos ácidos.

⁷⁰ Fertilab. “Los Metales Pesados y su Efecto Contaminante”. [190-Metales-Pesados-y-su-Efecto-Contaminante.pdf \(fertilab.com.mx\)](http://fertilab.com.mx/190-Metales-Pesados-y-su-Efecto-Contaminante.pdf)

Tabla D-9. Concentraciones Normales y Anormales en los Metales Pesados más Comunes en los Suelos

Elemento	Rango Normal para Suelos (ppm)	Concentraciones Anormales (ppm)
Arsénico	< 5 - 40	Hasta 2,500
Cadmio	< 1 - 2	Hasta 30
Cobre	2 - 60	Hasta 2,000
Molibdeno	< 1 - 5	10 - 100
Niquel	2 - 100	Hasta 8,000
Plomo	10 - 150	10,000 o más
Selenio	< 1 - 2	Hasta 500
Zinc	25 - 200	10,000 o más

Fuente: Fertilab (Ref. D-70)

En la Tabla a continuación se analiza en riesgo de los metales pesados para la salud y el ambiente.

Tabla D-10. Análisis de Riesgos por Presencia de Metales Pesados en el Suelo

Metales	Adsorción en el Suelo	Fitotoxicidad	Riesgo para la Cadena Alimentaria
Ag, Cr, Sn Ti, Y y Zr	Baja solubilidad y fuerte retención en el suelo	Baja	Bajo riesgo, porque ellos son tomados en menor grado por las planta
As, Hg y Pb	Adsorbidos fuertemente por los coloides del suelo	Las plantas los pueden absorber, pero no trasladarlos a tallos. Generalmente solo son fitotóxicos en concentraciones muy altas	Causa riesgos mínimos para la cadena alimentaria humana
B, Cu, Mn Mo, Ni y Zn	Adsorbidos moderadamente por el suelo	Son facilmente asimilados por las plantas. Son fitotóxicos a altas concentraciones. Bajo riesgo a la salud humana	La barrera "suelo - planta" protege la cadena alimentacia de estos elementos
Cd, Co y Se	Tiene el menor grado de adsorción de metales	Causan riesgo a la salud humana y animal en concentraciones que no son fitotóxicas	Existe bioacumulación a través de la cadena alimentaria suelo - planta - animal

Fuente: Fertilab (Ref. D-70)

En la tabla anterior se observa que los metales pesados que tienen los peores efectos en los ecosistemas vegetales y en la salud humana y animal son cadmio (Cd), cobalto (Co) y selenio (Se). Otros como boro (B), cobre (Cu), manganeso (Mn), molibdeno (Mo), níquel (Ni) y zinc (Zn) son peligrosos en altas concentraciones. Los demás metales pesados se pueden clasificar como de bajo riesgo. Los elementos mencionados se emplean generalmente en el sector industrial, o en artículos de uso común que no se corroen fácilmente. El aporte de dichos artículos a las aguas residuales es bastante bajo, y se debe principalmente a la limpieza de éstos. Por lo tanto, se considera que los metales pesados afectan poco los procesos que se realizan en la planta Pinbasa para tratar las aguas residuales domésticas y municipales. Cuando se tengan aguas con altos contenidos de metales pesados tóxicos, se recomienda tratarlas con la planta TPQA para tratar aguas industriales que se describe en el Capítulo D-6.

Algunos de los metales pesados mencionados en la Tabla D-10 se consideran como micronutrientes, o sea que son necesarios para el crecimiento de las plantas, y se recomienda que se encuentren en bajas concentraciones en los suelos. Los principales metales pesados considerados como micronutrientes son manganeso (Mn), cobre (Cu), molibdeno (Mo), boro (B), níquel (Ni) y Zinc (Zn)⁷¹. Todos estos metales aparecen en el grupo de metales peligrosos en altas concentraciones, pero debido a que generalmente se encuentran en concentraciones muy bajas en las aguas residuales, el tratamiento de estas aguas con la planta Pinbasa podría suministrar biosólidos con cantidades adecuadas de micronutrientes.

D-7.8. Utilización de los Biosólidos

Las ventajas y desventajas del proceso de estabilización alcalina se explican en un documento de la EPA⁷². Entre las desventajas están la gran cantidad de biosólidos que produce, y entre las ventajas se encuentra el valor comercial de éstos, debido a su uso en recuperación de suelos. El proceso de estabilización alcalina considerado en el estudio de la EPA consiste en mezclar los lodos, que han sido producidos mediante procesos biológicos, con cal, para lo cual recomienda que la relación entre la cal aplicada y los lodos secos sea de 25%. Este proceso resulta mucho más costoso que el que utiliza el proceso TPQA en una planta Pinbasa, y no tiene la incorporación de fósforo y otros nutrientes.

Los biosólidos producidos se utilizarían para abonar suelos ácidos o descalcificados. Estos suelos son comunes en zonas cercanas al ecuador debido a la alta pluviosidad. La acidez del suelo se incrementa con el excesivo uso de fertilizantes con base en amonio. Se consideran suelos ácidos los que tienen un pH inferior a 5.5, y en ellos las plantas no

⁷¹ Ernest Kyrkby y Volker Römhild . "MICRONUTRIENTES EN LA FISIOLÓGIA DE LAS PLANTAS: FUNCIONES, ABSORCIÓN Y MOVILIDAD" InfoAgrónomo. 2.021. [Micronutrientes en la fisiología de las plantas - InfoAgronomo-](#)

⁷² EPA. " Biosolids Technology Fact Sheet Alkaline Stabilization of Biosolids ". 2.000. [EPA 832-F-00-052 - September 2000](#)

pueden asimilar nutrientes como el fósforo y el calcio, debido a que tienen un proceso de intercambio con otros cationes como el aluminio, que lo solubilizan. Este último es tóxico para las plantas, y tiende a acumularse en ellas, lo cual implica una disminución en el crecimiento de las plantas. También se disminuye la asimilación del nitrógeno, y la actividad de las micorrizas y los microorganismos del suelo. La solución que generalmente se utiliza para corregir la acidez de los suelos, es la introducción en ellos de carbonato de calcio, conocido como cal agrícola. Dicho carbonato es el componente principal de los lodos producidos en el proceso TPQA de acuerdo a la Ecuación D-11 del Numeral D-7.2. Los beneficios de la aplicación de cal agrícola a los suelos se explican en el texto digital de José Espinosa y Eloy Molina, publicado por Info Agrónomo⁷³. Allí también se encuentra lo referente al acondicionamiento de suelos ácidos con este material.

La cal apagada es un hidróxido que es difícil de manejar en el control de la acidez, y los efectos de su aplicación duran poco, debido que es fácilmente arrastrado por el agua. Para el control de la acidez del suelo se recomienda usar cal agrícola (carbonato de calcio), de acuerdo al documento de Info Agrónomo. Este elemento generalmente se obtiene pulverizando la roca caliza. Al ser incorporado al suelo ácido, el carbonato de calcio CaCO_3 reacciona con el agua para producir compuestos de calcio solubles y iones OH^- , los cuales generan aumento del pH. Los iones de aluminio reaccionan con el ion hidroxilo OH^- formando $\text{Al}(\text{OH})_3$, que es insoluble, y por lo tanto deja de ser tóxico para el suelo. Este proceso de acondicionamiento del suelo puede tomar 1 a 2 meses, durante los cuales no se deben aplicar fertilizantes nitrogenados, puesto que éstos tienden a formar amoníaco, que se volatiliza.

La eficiencia en el control de la acidez se reduce con el aumento del tamaño de la cal agrícola aplicada. Esta eficiencia es del 100% para tamaños menores de 0.25 mm. Los biosólidos producidos por la planta Pinbasa se consideran bastante adecuados para el control de la acidez del suelo. Esto se debe a que contienen esencialmente carbonato de calcio, que se encuentra finamente particulado, puesto no tiene las condiciones de secado y presión para consolidarse y formar una roca sólida. Según el documento de Info Agrónomo, la mejor forma de adecuar los suelos ácidos con cal agrícola es esparcir este material uniformemente en el suelo, y luego pasar un arado o una rastrea para mezclarlo con el suelo en una profundidad de 15 a 20 cm. En el caso de plantas que se trasplantan, se recomienda poner la cal agrícola en el hoyo antes de colocar dichas plantas, la cual se mezcla previamente con la tierra extraída. Sin embargo, esto no es posible en cultivos ya establecidos, en los cuales la adecuación se hace esparciendo la cal agrícola alrededor de las plantas, en la llamada zona de fertilización, con lo cual se mejora el pH del suelo en profundidades de 5 a 10 cm. Esta profundidad es adecuada para pastos y algunos cultivos transitorios. Para que los biosólidos puedan ser utilizados en la agricultura, se requiere que cumplan los requisitos para que clasifiquen en la Clase A, con los cuales se asegura que se han eliminado los patógenos, y no constituyen un riesgo para la salud. En

⁷³ José Espinosa y Eloy Molina. "Acidez y Encalado de los Suelos". Info Agrónomo. Interanationanl Plant Nutrition Institute IPNI. Quito, Ecuador. 1.999. [Encalado de los Suelos Acidos - InfoAgronomo](#)

un documento de la EPA se encuentra lo referente al control de los patógenos en los biosólidos Clase A, según la norma 40 CFR Parte 503⁷⁴. En ese documento se establecen las condiciones que estos biosólidos deben cumplir para los siguientes patógenos, todas ellas referidas a muestras de 4 gramos de lodos secos:

- Salmonela. Menos de 3 NMP (número más probable)
- Coliformes Fecales: Menos de 4 NMP (número más probable)
- Huevos de Helmintos: Menos de 1
- Virus Entéricos: Menos de 1 PFU

PFU (plaque-forming units) es una medida de la densidad de microorganismos demasiado pequeños para ser contados, tales como los virus, y cuantifica la zona donde dichos microorganismos han invadido o infectado una capa de células animales. En la normativa de la EPA (Ref. D-74) también se establece que los biosólidos Clase A deben cumplir un requisito llamado Vector Attraction Reduction, que busca impedir el crecimiento de los patógenos luego del tratamiento de los lodos. Los biosólidos procedentes de tratamientos de estabilización alcalina están exentos de cumplir este requerimiento. De acuerdo al estudio de Patricia Torres et al⁷⁵, con la adición de cal a los lodos de la planta de tratamiento de Cañaveralejo en Cali y de la de San Fernando en Medellín hasta elevar el pH a 12, fue posible producir clase A, considerados óptimos para su utilización como en la agricultura. Del estudio de Patricia Torres et al se tomó siguiente tabla de Boost y Poon (1.998), donde se muestra el pH que permite controlar los principales patógenos presentes en los lodos.

Tabla D-11. Máximo pH Tolerado por Patógenos

Microorganismo	pH
Vibrio parahaemolyticus	9,5
Clostridium perfringens	9,5
Aeromonas hydrophilia	10,5
E. coli	10,5
Yersinia enterocolitica	9,5
Shigella sonnei	9,5
Salmonella typhimurium	10,5
Salmonella typhi	9,5

Fuente: Patricia Torres et al. (Ref. D-75)

⁷⁴ EPA. "Environmental Regulations and Technology - Control of Pathogens and Vector Attraction in Sewage Sludge". [Environmental Regulations and Technology Control of Pathogens and Vector Attraction in Sewage Sludge \(epa.gov\)](http://www.epa.gov/epaoswer/hazwaste/docs/863r.pdf)

⁷⁵ Patricia Torres et al. "Mejoramiento de la Calidad Microbiológica de Biosólidos Generados en Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales Domésticas". Revista EIA, Escuela de Ingeniería de Antioquia. 2.009. <http://www.scielo.org.co/pdf/eia/n11/n11a03.pdf>

Otro elemento que se puede adicionar a los biosólido es la zeolita, cuya función principal es recuperar el nitrógeno de las aguas residuales, como se explica en el Numeral D-7.6. Según Silvio J Montalvo et al (Ref. D-58 del Numeral D-7.3), mediante los tratamientos con cal de las aguas residuales solo se puede recuperar alrededor de 74% del nitrógeno amoniacal, el cual solo se puede aumentar con la aplicación de zeolita. Dicha aplicación trae beneficios adicionales para el desarrollo de la agricultura y de ecosistemas forestales, los cuales se relacionan a continuación.

- La zeolita les confiere porosidad a los suelos, lo cual es importante para el drenaje de éstos, la oxigenación de las raíces, y la supervivencia de organismos aeróbicos tales como las lombrices y las bacterias heterótrofas
- La zeolita tiene la capacidad de adsorber los nutrientes de los abonos químicos que se aplican al suelo, y luego liberarlos de acuerdo a las necesidades de las plantas. (ver Numeral D-7.6).
- Como se explica en el Capítulo D-6, la zeolita adsorbe y encapsula metales pesados gracias a su capacidad de intercambio catiónico.

D-7.9. Diseño y Cálculo de una Planta Pinbasa

En las siguientes figuras se presenta una planta Pinbasa típica para el tratamiento de aguas residuales. En la Tabla A-6 del Capítulo A-5 se puede observar la eficiencia energética en el tratamiento del agua, donde se observa que la planta Pinbasa es bastante competitiva con las tecnologías existentes, puesto que consume solo 0.022 kW-h por metro cúbico de agua tratada. Otra gran ventaja de la planta Pinbasa es que incorpora en el biosólido, nutrientes valiosos para la agricultura, como son el nitrógeno y el fósforo, el cual también contiene cal, que es útil para corregir los suelos ácidos. La mayor desventaja es que utiliza aproximadamente 321 gramos de cal apagada por m³ de agua tratada, lo cual tiene un importante costo económico.

Figura D-20 - Planta Pinbasa - Vista en Planta

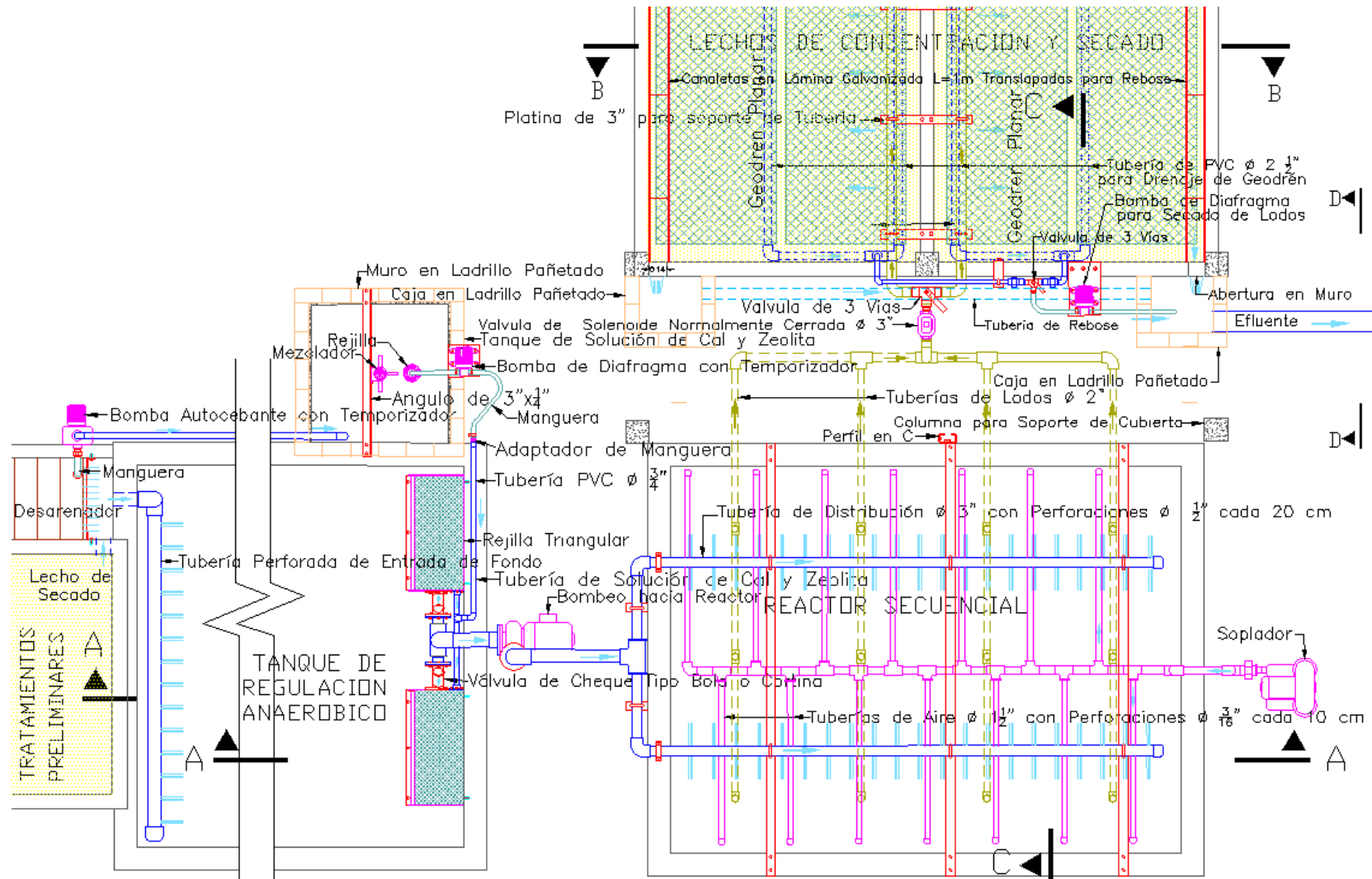


Figura D-21. Planta Pinbasa - Vista de Corte Longitudinal A-A

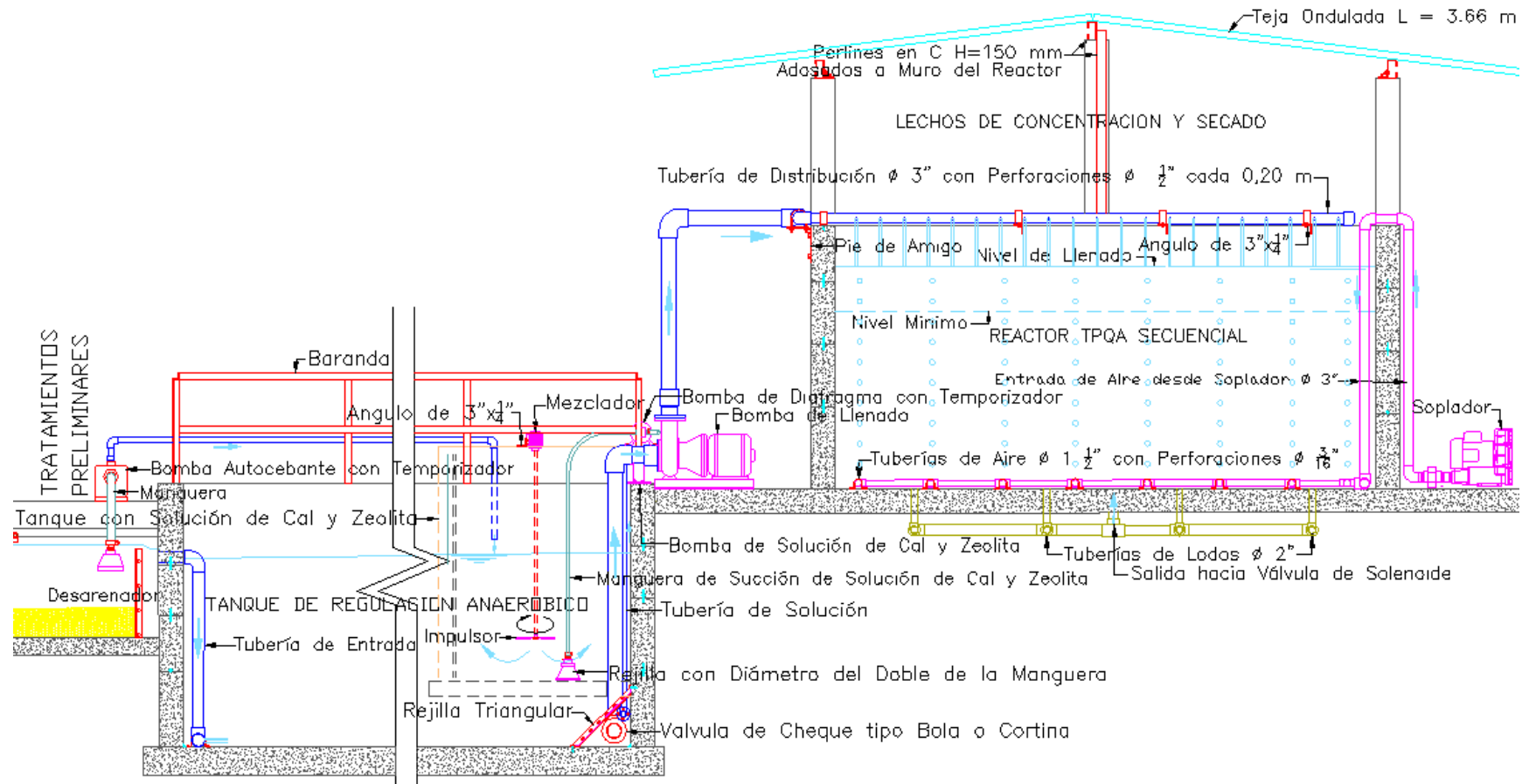


Figura D-22 - Planta Pinbasa – Vista de Corte Transversal C-C- Flujo de Lodos

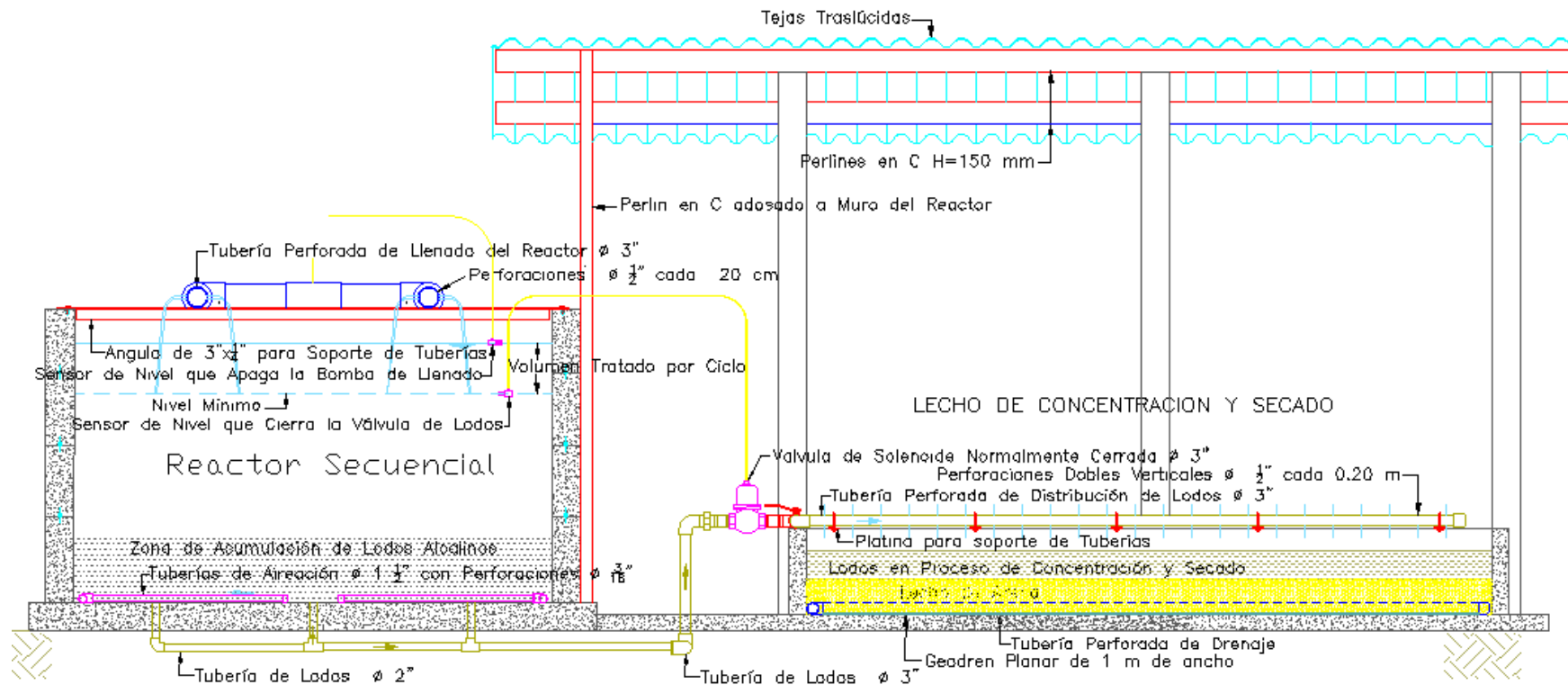


Figura D-23 - Planta Pinbasa – Vista de Corte Transversal B-B - Lechos de Secado

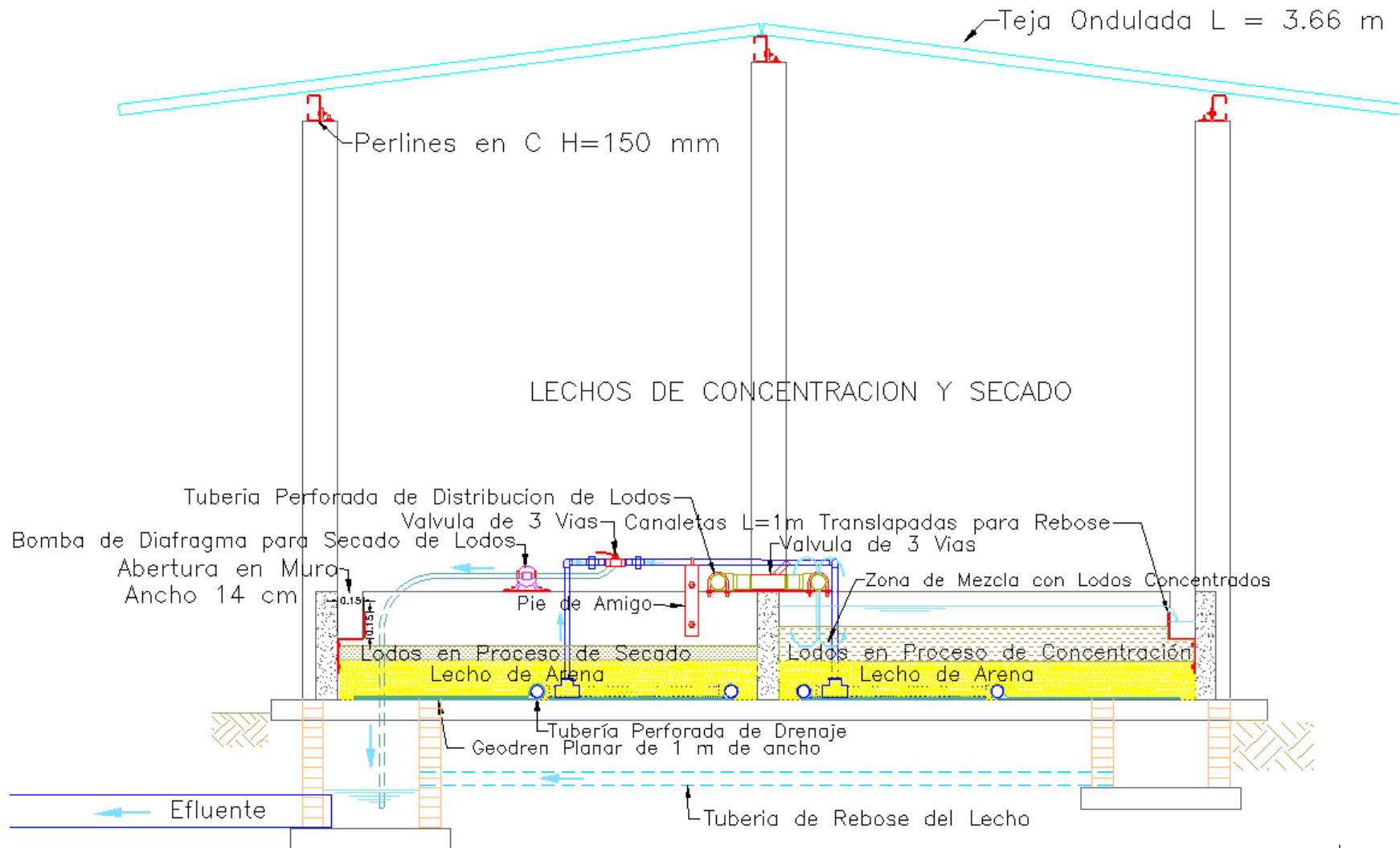
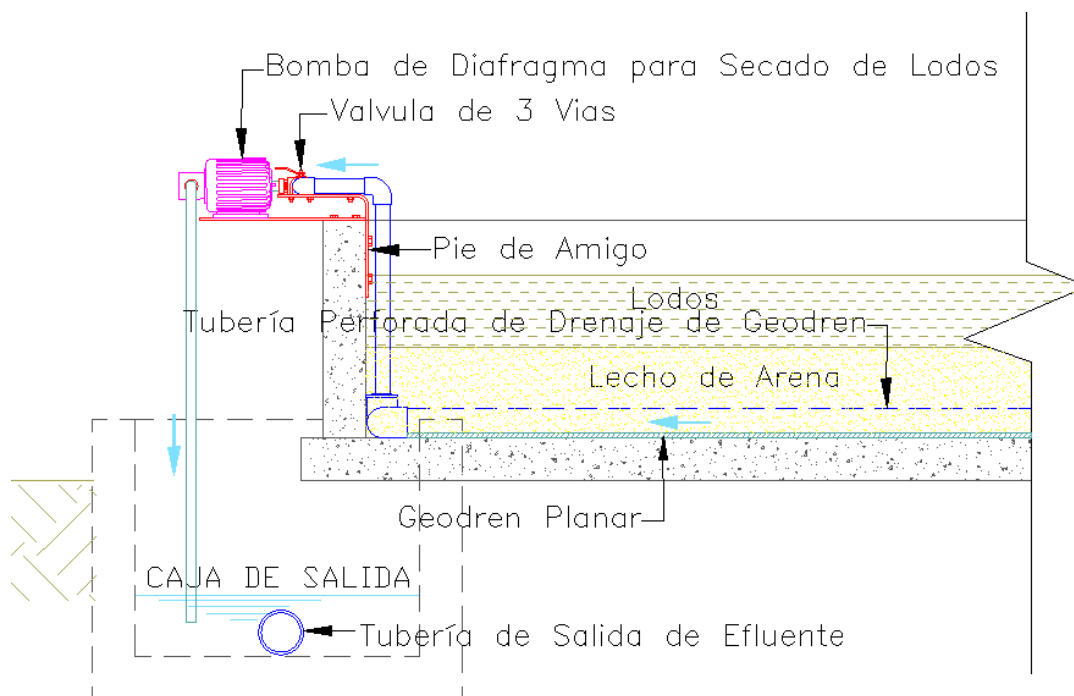


Figura D-24 - Planta Pinbasa – Vista de Corte Transversal D-D- Secado de Biosólidos



A continuación se encuentra una tabla con los cálculos de una planta Pinbasa para el tratamiento de aguas municipales.

Tabla D-12. Cálculo de una Planta Pinbasa

Clasificación de la Información

Información de Entrada

Variables Principales de Entrada
Parámetros de Diseño Asumidos
Parámetros tomados de la Literatura Científica o Técnica

Información de Salida

Resultados Finales e Indicadores de Desempeño
Indicadores de Control
Parámetros y Datos de Diseño Calculados
Otros Cálculos

INCREAGUA - Textos Básicos
 TEXTO D - Sistemas de Biopelícula Secuenciales

Parámetros Principales de Entrada		
Caudal a Tratar	2,80	Lps
	242	m3/d
Concentración DBO Afluente	220	mg/L
Carga de DBO5 Afluente	53,22	kg DBO5/día
Concentración de Nitrogeno Amoniacal Afluente	40	mg/L
Carga de NH4 Afluente	9,68	kg NH4/día
Concentración de Fósforo Afluente	8	mg/L
Carga de Fósforo Afluente	1,94	kg P/día
Eficiencia Remoción de Nitrogeno Amoniacal Requerida	80%	
Tanque de Regulación Anaeróbico		
Ancho	3,80	m
Largo	7,00	m
Area en Planta	26,60	m2
Variación de Nivel durante Bombeo de Tanda	0,38	m
Profundidad Máxima del Agua	3,20	m
Almacenamiento Regulador como % del Volumen Diario	25%	
Volúmen de Almacenamiento Regulador	60,48	m3
Altura Media para Almacenamiento Regulador	2,27	m
Velocidad de Succión en la Bomba	1,20	m/s
	3,93	ft/s
Sumergencia Mínima	3,40	ft
	1,04	m
Altura de Tubería de Succión sobre Fondo	0,15	m
Profundidad Mínima Calculada en Succión	suficiente	1,19 m
Reactor Secuencial		
Ancho	2,80	m
Largo	10,00	m
Area en Planta	28,00	m2
Profundidad del Tanque Lleno	1,80	m
Volumen de Tanque	50,40	m3
Bombeo hacia Reactor Secuencial		
Diámetro de Perforaciones	1/2"	1,27E-02 m
Area de Perforación		1,27E-04 m2
Velocidad en Perforaciones		1,50 m/s
Coeficiente de Descarga	Cd	0,58
Caudal por Perforación		0,11 Lps
Altura del Tanque		2,10
Borde Libre		0,30 m
Cabeza de Velocidad	cumple	0,11 m
No de Ramales		2 u
Longitud de Ramal		4,40 m
Separación de Perforaciones dobles		0,20 m
No de Perforaciones Dobles por Ramal		22 u
No Total de Perforaciones		88 u
Caudal de Bombeo		9,70 Lps
Tiempo de Retención Hidráulica		1,44 horas
Pérdidas de Cabeza		0,67 m
Diferencia de Nivel		3,20 m
Cabeza de Bombeo		3,87 m
Eficiencia de Bombeo		70%
Potencia de la Bomba		0,53 Kw
Tiempo de Operación Anual		2.528 horas
Consumo Anual de Energía de la Bomba		1.329 kW-h/año

INCREAGUA - Textos Básicos
TEXTO D - Sistemas de Biopelícula Secuenciales

Ciclo de Operación			
Tiempo Disponible para el Ciclo		60	min
No de Ciclos por Día		24	ciclos
Volumen del Agua Tratada por Ciclo		10,08	m ³ /ciclo
Variación de Niveles en el Reactor	DH	0,36	m
Tipo de Coagulante		Cal	
Velocidad de Sedimentación		39,3	m/h
Tiempo de Llenado con Floculación	tl	adecuado	17,31 min
Tiempo de Floculación con Aire	ta	33,33%	20 min
Tiempo de Decantación	td	4,58%	2,75 min
Caudal de Salida		6,96	Lps
Tiempo de Salida hacia Lecho de Concentración		40,24%	24,14 min
Rango de Tiempo de Floculación en Aguas Residuales	tf	30 a 60	min
Tiempo Total de Floculación	tf	adecuado	44,14 min
Tiempo de Procesos del Ciclo	Tc	78,15%	46,89 min
Tiempo Sobrante		suficiente	13,11 min
Carga Superficial Máxima en Floculación con Cal		80	m/día
Carga Superficial Calculada		cumple	25,92 m/día
Suministro de Cal			
Pureza de la Cal utilizada		90%	
pH en Lodos Requerido para Proceso TPQA		11	
Alcalinidad en el Afluente		100	mg/L CaCO ₃
Concentración de Cal Recomendada para Acalzar pH de 11		270	mg/L
Concentración de Cal Adoptada para Proceso TPQA		270	mg/L
Cantidad de Cal Requerida para Proceso TPQA		3,02	Kg/ciclo
Relación Mínima entre Cal y Fósforo		2,58	
Eficiencia Remoción de Fósforo	para pH mayor a 9	100%	
Cantidad Diaria de Cal Requerida para Remoción de Fósforo		0,21	Kg/ciclo
Cantidad Total de Cal Especificada		3,23	Kg/ciclo
		77,57	Kg/día
Cantidad de Cal por Metro Cúbico de Agua Tratada		321	gramos/m ³
Duración de Etapa de Concentración de Lodos		7	días
Cantidad de Cal aplicada en Etapa de Concentración		543	Kg/etapa
Volumen de Lodos en Etapa de Concentración		2,98	m ³
Dosis de Cal con Pureza de 90% requerida para pH de 12		3,00	gr/L
Concentración Final de Cal en Lecho de Concentración	adecuado	182	gr/L
Relación entre CaCO ₃ producido y Cal suministrada		1,39	
Cantidad de Lodos de Carbonato de Calcio e Hidroxiapatita		4,48	Kg/ciclo
		753	Kg/Etapa
Suministro de Zeolita			
Carga de NH ₄ por Ciclo		403	gr NH ₄ /ciclo
Tasa de Remoción de Nitrógeno Amomoiacal con Cal		74%	mgNH ₄ /g
Tasa Especificada de Remoción de Nitrógeno Amomoiaca	se requiere zeolita	80%	mgNH ₄ /g
Remoción de Nitrógeno Amomoiacal con Cal		298	gr NH ₄ /ciclo
Remoción Total de Nitrógeno Amomoiacal		323	gr NH ₄ /ciclo
Carga de Nitrógeno Amoniacal a Remover con Zeolita		24,19	gr NH ₄ /ciclo
Capacidad de Remonciión de NH ₄ de la Zeolita		40	mgNH ₄ /g
Cantidad de Zeolita Requerida		0,60	Kg NH ₄ /ciclo
		101,61	Kg/etapa
Volúmen del Lecho de Secado		2,98	m ³
Concentración de Zeolita en los Lodos Calculada		34,14	g/L

INCREAGUA - Textos Básicos
 TEXTO D - Sistemas de Biopelícula Secuenciales

Características de los Lodos			
Cantidad Total de Sólidos por Etapa		855	Kg/etapa
Concentración Inicial de Sólidos en Lecho de Concentración		3,53	gr/L
Concentración Final de Sólidos en Lecho de Concentración		84,79	gr/L
Suministro de Aire para Floculación			
Altitud		1.000	msnm
Temperatura	T°C	25	oC
Presión a Nivel del Mar	P	101,33	kPa
Factor de Presión		-0,11	
Presión en el Sitio	Pt	90,35	kPa
Longitud de Tramo de Tubería Perforada		1,50	m
Número de Tramos		14	u
Longitud de Tuberías Perforadas		21,00	m
Separación de Perforaciones dobles		0,10	m
Número de Perforaciones		420	u
Diámetro de Perforaciones	3/16"	4,76E-03	m
Área de Perforaciones		0,007	m ²
Velocidad en Perforaciones		1,40	m/s
Caudal de Aire a la Presión del Sitio		37,73	m ³ /hora
		10,48	Lps
Cabeza de Presión en Soplador		1,80	m
		17,64	kPa
Densidad del Aire	γ	1,06	kg/m ³
Eficiencia del Soplador		80%	
Potencia del Soplador		0,21	Kw
Potencia Hidráulica de Aireación de Sopladores		0,17	Kw
Viscosidad Dinámica del Agua a T°C	μ	8,91E-04	N.sg/m ²
Rango del Gradiente de Velocidad	G	50 a 100	1/s
Gradiente de Velocidad	G	adecuado	61,33 1/s
Caudal de Aire por Tramo		0,75	Lps
Diámetro de Manguera Porosa		0,50	pg
Velocidad Máxima del Aire en Manguera Porosa		6,10	m/sg
Consumo de Energía			
Tiempo de Operación Anual de Sopladores		2.920	horas/año
Consumo Anual de Energía por Sopladores		617	kW-h/año
Potencia de la Bomba de Llenado		0,53	Kw
Tiempo de Operación Anual de la Bomba de Llenado		2.528	horas
Consumo Anual de Energía de la Bomba de Llenado		1.329	kW-h/año
Potencia de la Bomba de Diafragma de Secado		0,03	Kw
Tiempo de Operación Anual de la Bomba de Secado		626	horas/año
Consumo Anual de Energía de la Bomba de Secado		19	kW-h/año
Consumo Anual de Energía de la Planta		1.964	kW-h/año
Consumo de Energía Específico (por m ³ de agua)		0,022	kW-h/m ³

INCREAGUA - Textos Básicos
TEXTO D - Sistemas de Biopelícula Secuenciales

Calculo de Lecho de Secado de Lodos Alcalinos		
Profundidad de los Lodos en el Lecho		0,20 m
Altura del Rebose		0,25 m
Largo del Lecho		6,20 m
Ancho del Lecho		2,40 m
Area del Lecho de Secado		14,88 m ²
Volumen del Lecho		2,98 m ³
Volumen de Purga de Lodos del Reactor		10,08 m ³ /ciclo
Altura del Agua Evacuada		0,68 m
Caudal de Evacuación de Lodos		6,96 Lps
Volúmen de Sólidos en Lodos de Cal	Espesads por Gravedad 12% a 15%	13,5%
Peso Específico de Sólidos de Tratamientos con Cal		2,20
Peso de Lodos Secos por m ³		297 Kg/m ³
Volumen de Lodos		2,54 m ³
Profundidad Máxima de los Lodos	adecuado	0,17 m
Profundidad Mínima del Flujo		0,08 m
Presion de Succión de Bomba de Diafragma		2,00 mca
Altura del Sifonaje		0,50 m
Presion de Succión en Lecho de Secado		2,50 mca
Espesor del Lecho		0,25 m
Gradiente Teorico de Filtración por Gravedad		10,00 m/m
Decantación de Lodos en el Lecho		
Velocidad de Decantación Minima en Coagulantes de Fe y Al		25,00 m/h
Peso Específico de Lodos con Coagulantes de Fe y Al		1,40
Velocidad de Decantación en Lodos de Tratamientos con Cal		39,29 m/h
Tiempo de Decantación en el Lecho		0,12 min
Area Seccional Mínima del Flujo en Lecho		0,49 m ²
Velocidad Máxima del Flujo en el Lecho		0,01 m/s
Tiempo de Tránsito en el Lecho	Hay Condiciones para Decantación	2,84 min
Secado y Extracción de Lodos del Lecho		
Periodicidad de Remoción de Biosólidos	1 semana	7,00 días
Cantidad de Sólidos en Lecho al Final de la Etapa		855 Kg
Concentración de Sólidos en Lecho al Inicio en Lecho de Secado		287 gr/Lt
Contenido de Sólidos Secos en Lecho		130,5 cm ³ /Lt 13,05%
Contenido de Agua a Alcanzar con Secado	30 a 40%	35%
Volumen de Agua Conservar	4,57%	45,69 cm ³ /Lt
Volumen de Agua a Extraer	82,38%	2,45 m ³ /etapa
Caudal de Diseño de Bomba de Diafragma tipo Flojet		3,80 Lpm
Factor de Operación		50%
Tiempo de Operación Neto de Bomba de Diafragma		24 horas
Tiempo de Operación Intermitente de Bomba de Diafragma		48 horas
Volumen de Biosólidos por Etapa		524 Lts/etapa
Densidad de Biosólidos		1,63 gr/Lt

D-8. INSTRUMENTACIÓN, MONITOREO Y CONTROL DE PROCESOS SECUENCIALES

D-8.1. Generalidades

En este capítulo se presentan las tecnologías de medición y monitoreo de los diferentes parámetros del agua, que son indispensables para el control de las plantas secuenciales para el tratamiento de aguas contaminadas y la potabilización. En los tratamientos de aguas residuales, los procesos deben ajustarse a las condiciones del agua a tratar, y a las metas de calidad del efluente. Para ello es fundamental la medición en línea de los parámetros que determinan la calidad del agua, y que permiten evaluar los procesos para lograrla. Esta información se introduce a través de algoritmos que determinan los parámetros operativos, los cuales son utilizados por el sistema de control para programar y realizar los procesos dentro de la planta. El monitoreo de los procesos de tratamiento también es importante para realizar los diagnósticos del funcionamiento de la planta, que permitan determinar las acciones para alcanzar las metas de calidad del agua y optimizar el uso de los recursos. El sistema de control puede ser automatizado, incluso en plantas pequeñas, teniendo en cuenta la disponibilidad de hardware y de software a bajos costos para ello.

En el caso de las plantas de tratamiento para suministro de agua potable, se considera necesario implementar un control más sofisticado o inteligente, debido a las implicaciones que el agua potable tiene para la salud, y a que las características del agua afluente varían de una forma aleatoria. Además, las fuentes de agua potable reciben cantidades crecientes de gran variedad de contaminantes, lo cual implica riesgos para la salud. Este control debe tener la capacidad de analizar el agua y optimizar la operación de la planta autónomamente, y además detectar e informar sobre anomalías o riesgos, de tal forma que se pueda actuar oportunamente ante ellos.

Las plantas deben tener la capacidad de medir los parámetros de calidad del efluente, tales como remoción de sólidos suspendidos y turbiedad, y concentración de oxígeno disuelto. También son importantes los sensores de nivel que determinan el arranque o el apagado de algunos procesos. La información de los sensores on line se envía a un sistema de control, el cual utiliza algoritmos que relacionan los diferentes parámetros, para calcular los parámetros operacionales, y determinar el momento de encendido y apagado de los equipos que realizan los procesos, de tal manera que se optimice la calidad del efluente. Los principales parámetros operacionales son los tiempos de los procesos, y las cantidades de alcalinizantes, coagulantes, floculantes y otros insumos requeridos para el volumen a procesar. Estas cantidades de reactivos se traducen en tiempos de funcionamiento de las bombas dosificadoras.

El sistema de control automático se basa en instrumentos en línea que puedan medir parámetros referentes al agua y a otras variables que intervienen en los procesos de tratamiento, tales como el clima, y suministrar dicha información al sistema de control en tiempo real. Este sistema analiza la información, determina los parámetros operativos para aplicar en los procesos que se realizan en volumen de agua a tratar, y opera los

controles para realizar un tratamiento óptimo de dicho volumen. En el documento de P.A. Vanrolleghem y D.S. Lee⁷⁶ se encuentra un análisis sobre el estado del arte de los equipos de monitoreo on line de los sistemas de tratamiento de aguas. En este documento se encuentra la siguiente tabla, que resume dicho estado del arte de la medición on line de los parámetros del agua. En la tabla se califican las tecnologías existentes en 3 categorías. La calificación M corresponde a las tecnologías consideradas maduras, la calificación A a la que se puede aplicar solo a algunos casos, y la categoría I a la que actualmente tiene un desarrollo incipiente. En esta tabla no se incluye el proceso de cloración, cuya tecnología tendría calificación M puesto que se considera madura. Como se puede observar, casi todos los parámetros importantes para el control de las plantas tienen tecnologías de medición maduras. La sigla ISE (Ion Selective Electrodes) indica que en la medición del parámetro se utilizan estos electrodos.

Tabla D-13. Estado de la Técnica en la Medición on Line de los Parámetros del Agua
CALIFICACIÓN DEL ESTADO DE LAS TECNICAS:

M – La tecnología actual ofrece precisión, confiabilidad y es aplicable a todos los casos

A - La tecnología ofrece precisión y confiabilidad, pero solo es aplicable a algunos casos

I - La tecnología requiere mayor desarrollo para llegar a las calificaciones A o M

PARÁMETROS	ESTADO DE LA TECNICA
Temperatura	M
Presión	M
Nivel del líquido	M
Caudales	M
Sólidos suspendidos	A
Manto de lodos	A
Volumen de lodos	A
Velocidad de decantación	I
Morfología del lodo	I
Calorimetría	I
pH	M
Conductividad	M
Concentración de oxígeno	M
Fluorescencia	A
Redox	M
Nitrógeno amoniacal NH ₄ ⁺ (ISE)	M

⁷⁶ P.A. Vanrolleghem y D.S. Lee. "On-line monitoring equipment for wastewater treatment processes: state of the art ", Water Science and Technology Vol 47 No 2 . 2.003

https://www.researchgate.net/publication/10857311_On-Line_Monitoring_Equipment_for_Wastewater_Treatment_Processes_State_of_the_Art

Nitratos NO_3^- (ISE)	A
Nitratos NO_3^-	M
NO_x en microescala	M
Fosfato PO_4^{3-}	A
DBO_{ST} (Short Term)	M
DQO	I
Carbono orgánico total TOC	M
Alcalinidad de bicarbonato	A
Ácidos grasos volátiles AGV	I
Gases de Digestión Anaeróbica	A
Gases CH_4 , H_2S , H_2 y CO_2	M
Respirometria	M
Toxicidad	M

Fuente: P.A. Vanrolleghem y D.S. Lee. Tabla 2. (Ref. D-76)

Se puede programar la planta de potabilización para corregir las curvas que relacionan los parámetros del proceso TPQA en un proceso de control inteligente. Para ello, este sistema analiza las relaciones entre las variaciones en los parámetros operacionales, y la calidad del agua. El sistema de control de la planta también podría identificar e informar sobre las deficiencias en las estructuras y equipos para realizar el tratamiento requerido. Esto se facilita en los procesos secuenciales, donde se tienen registros de la calidad del afluente y efluente, y las mediciones de los parámetros relevantes de los diversos procesos, para los parámetros operativos de cada ciclo.

A continuación se analiza la medición y el control de los principales parámetros del tratamiento del agua.

D-8.2. Alcalinidad y pH

El ajuste de la alcalinidad y del pH es importante para varios procesos que se realizan en las plantas de tratamientos TPQA, biológicos y de acuicultura. La alcalinidad tiene un efecto amortiguador cuando se añaden ácidos al agua, lo cual facilita alcanzar el valor de pH cercano al neutro, que es el adecuado para numerosos procesos. El control del pH se generalmente hace mediante la adición de álcalis. Eventualmente se pueden requerir ácidos para reducir el pH.

Los sensores on line del pH se basan en el método electrométrico, que utiliza diversos tipos de electrodos. Muchos analizadores y sensores on line multiparamétricos utilizados en el agua incluyen la medición del pH. Estos sensores pueden tener dificultades al operar en zonas con alto contenido de lodos, los cuales pueden formar costras sobre ellos que dificultan las mediciones. Para evitar este problema se recomienda tener sistemas automáticos de lavado.

La alcalinidad indica la capacidad del agua de neutralizar un ácido, y de estabilizar el pH. La alcalinidad amortigua los cambios de éste debido a factores externos, tales como

procesos biológicos o químicos, que tienden a bajarlo. Los álcalis contienen iones tales como hidróxido OH^- , carbonato CO_3^{2-} y bicarbonato HCO_3^- . Para neutralizar los ácidos, estos iones reaccionan con los iones H^+ que contienen éstos. La alcalinidad se mide estableciendo la cantidad de un ácido fuerte que se necesita para neutralizarla. La medición de la alcalinidad se basa en el método de la titulación (en inglés titration), que consiste en añadir cantidades variables de un ácido fuerte, generalmente ácido sulfúrico, y establecer las curvas que relacionas esta adición con la variación del pH. Al incrementar la concentración de este ácido, se presenta una caída en el pH cuando se neutralizan de los hidróxidos. Los carbonatos se neutralizan con pH entre 8.3 y 4.5, y los bicarbonatos con pH inferiores a 4.5 (ver libro Acuaquímica de Jairo Alberto Romero Rojas. Ref. D-39). La cantidad de ácido para obtener estos valores de pH indica el contenido de hidróxidos, carbonatos y bicarbonatos. En el mercado existen sensores de alcalinidad que realizan mediciones on line en tiempo real mediante el método de la titulación, tales como el analizador de alcalinidad modelo 6800T desarrollado por la firma Teledyne Analytical Instruments⁷⁷, el cual incluye la medición del pH.

El álcali que generalmente se utiliza para controlar la acidez es la cal apagada, que está compuesta esencialmente por hidróxido de calcio, cuyo miliequivalente tiene un peso de 37 mg, mientras el miliequivalente de CaCO_3 tiene un peso de 50 mg. Por lo tanto, cada gramo de cal pura añadido al agua aporta 1.35 gramos de alcalinidad como CaCO_3 . Hay que tener en cuenta la pureza de la cal para establecer su dosificación.

D-8.3. Turbiedad

Este es un parámetro de control fundamental en los procesos TPQA, los cuales tienen por objeto remover los sólidos suspendidos del agua para consumo humano. La turbiedad es uno de los principales indicadores de la calidad del agua potable, e indica no solo la cantidad de sólidos suspendidos, sino la presencia de otros elementos asociados a éstos, tales como microorganismos, patógenos, materia orgánica y otros elementos. La turbiedad se mide en Unidades Nefelométricas de Turbidez UNT, y es un indicador para controlar muchos de los procesos realizados en las plantas de potabilización.

La unidad para evaluar la turbiedad es la NTU, siglas en inglés de unidades nefelométricas de turbidez. Este parámetro se mide mediante un nefelómetro o turbidímetro, a partir de la intensidad de la luz dispersada a 90 grados cuando un rayo de luz pasa a través de una muestra de agua. En el Título C del RAS se establece que valores de turbiedad mayores de 150 NTU indican que la fuente es muy deficiente, y por lo tanto necesita un tratamiento específico (ver Tabla D-3). Según Resolución 2115 de 2.007, el agua potable para consumo humano debe tener valores máximos admisibles de NTU de 2 mg/L, pero la EPA recomienda valores inferiores a 1 mg/L.

Existen dos tipos de medidores de turbiedad. Uno de ellos es el turbidímetro o analizador de turbiedad, que se basa en la medición de la intensidad de un haz de luz luego de travesar el agua, y se utiliza cuando la turbiedad tiene valores grandes. Dicho turbidímetro

⁷⁷ Teledyne Analytical Instruments. "Model 6800T Alkalinity Analyzer".
<https://www.teledyne-ai.com/Products/Liquid-Analyzers/Pages/6800T.aspx>

se colocaría en las fuentes de agua. Para evaluar los procesos TPQA, y la calidad del agua potable producida, se utilizaría el nefelómetro, que es un medidor de turbiedad más preciso, basado en la medición de radiación dispersa, que registra los valores más pequeños de turbiedad.

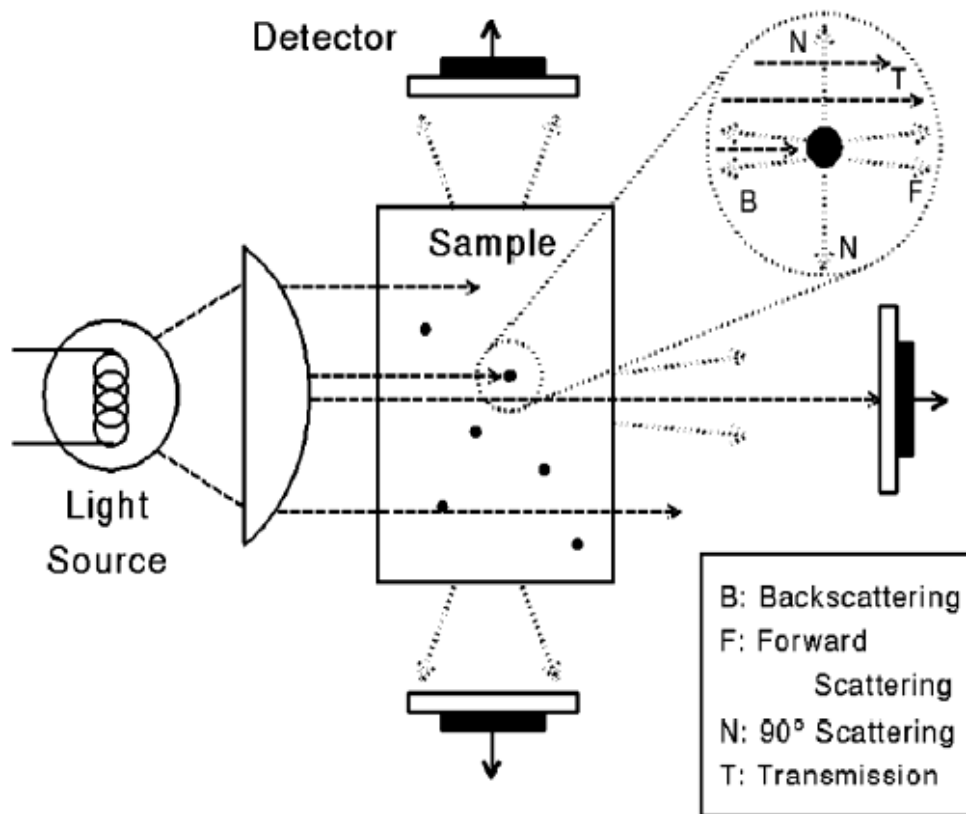
Normalmente, los parámetros operativos del proceso de potabilización se establecen en un ensayo de jarras, la cual simula el proceso en un pequeño recipiente en forma secuencial. Mediante el ensayo de jarras, a partir de los parámetros que caracterizan el agua de la fuente, tales como turbiedad y alcalinidad, se establecen los parámetros operativos con los cuales se diseña la planta, tales como cantidades de coagulantes, floculantes y alcalinizantes, y tiempos de los procesos. Las cantidades de estos elementos se regulan variando el tiempo de operación de las bombas dosificadoras. En los procesos TPQA con control automático o inteligente, es indispensable realizar diagramas del pH y de la coagulación para determinar para en todo momento las dosis correctas de álcalis y de coagulantes. Si la cantidad de coagulantes es insuficiente no se genera la floculación óptima para la remoción de la turbiedad, y si es excesiva se producen residuos de sulfato y aluminio en el efluente, que afectan la calidad del agua.

D-8.4. Sólidos Suspendidos

Los sólidos suspendidos corresponden al material finamente particulado, que se mantiene dentro del agua en condiciones de turbulencia moderada, y se miden en gramos del material seco por litro. Existe una correlación entre los sólidos suspendidos y la turbiedad, la cual se puede medir en línea. Mediante ensayos de laboratorio se puede establecer dicha correlación, de tal forma que se pueda estimar el valor de los sólidos suspendidos SSV a partir de mediciones en línea de la turbiedad⁷⁸. Existen sensores on line similares a los turbidímetros, que estiman los sólidos suspendidos a partir de la medición la luz, los cuales han tenido importantes avances. En el documento de P.A. Vanrolleghem y D.S. Lee (Ref. D-76), se presenta el sensor de luz dispersa (en inglés scattering of incidental light absorbance), que incluyen detectores de luz muy precisos en medir la absorbancia de las partículas en suspensión, y que además captan tanto la luz que es absorbida por estas partículas, como la que es dispersada. El diagrama de este sensor se muestra en la figura a continuación. Este equipo utiliza un espectro cercano al infrarrojo, pero su precisión es afectada por las burbujas. Esta tecnología se considera apropiada para medir sólidos suspendidos en concentraciones de hasta 100 mg/L. Sin embargo, para mayores concentraciones no tiene una capacidad de establecer adecuadamente la masa seca de las partículas detectadas.

78 Thermo Scientific. "Measuring Suspended Solids in Water/Wastewater".
<http://tools.thermofisher.com/content/sfs/brochures/Measuring-Suspended-Solids-AppNote-AN-SSONLINE-EN.pdf>

Figura D-25. Medición de Sólidos Suspendedos mediante la Detección de la Absorbancia de la Luz Dispersa



Fuente: P.A. Vanrolleghem y D.S. Lee. (Ref. D-76)

Otra tecnología desarrollada recientemente utiliza la espectrometría ultrasónica, en la cual se mide los sólidos suspendidos a partir de diferencia de velocidad de una onda ultrasónica entre el agua a medir y una muestra de agua pura. Las principales deficiencias de esta tecnología son los errores de medición ocasionados por la presencia de burbujas y por las oscilaciones de la temperatura. (ver documento de P.A. Vanrolleghem y D.S. Lee, Ref. D-76).

Para la medición on line de la biomasa activa, se han desarrollado sensores basados en las propiedades dieléctricas de las células biológicas. Esta biomasa está conformada por las bacterias que realizan diversos procesos de tratamiento. Sin embargo, estos sensores no miden la materia orgánica inactiva, que también hace parte de los Sólidos Suspendidos Volátiles SSV.

En sistemas de biopelícula, casi toda la biomasa está formada por las biopelículas adheridas a los bioportadores. Para medir esta biomasa, se toman algunos bioportadores, y se mide su peso sin biomasa, y con biomasa seca. La diferencia dividida por el número de bioportadores, nos da los SSV por bioportador. Al multiplicar este valor por la cantidad de bioportadores en el reactor se obtienen un estimativo de los SSV que contiene. Para obtener el peso de los bioportadores con biomasa seca, éstos se calientan en un horno a 105°C durante el tiempo necesario para que se estabilice el peso. La biomasa SSV en un

reactor biopelícula se puede calcular multiplicándolo los SSV de cada bioportador, por el número de ellos en éste.

Aunque no es posible tener estimaciones en línea de la biomasa que contienen los bioportadores, es importante monitorear periódicamente este parámetro para poder determinar el tiempo de retención de sólidos SRT, que se calcula como la cantidad total de biomasa seca, igual a SSV por el volumen del reactor, dividida por la tasa de producción de biomasa (ver Ecuación C-5 del Capítulo C-2). Del SRT depende la eficiencia de los tratamientos con biopelículas. Es necesario tener en cuenta que en los reactores de biopelícula existe también una biomasa en forma de lodos suspendidos que no pasa del 10% del total (Jamal Ali Kawan⁷⁹).

D-8.5. Potencial Oxidación Reducción ORP

El Potencial Oxidación Reducción, conocido como Redox u ORP por sus siglas en inglés Oxidation Reduction Potential, se mide en milivoltios, e indica la capacidad de una solución de oxidar o reducir otras sustancias con las que tiene contacto. La medición del ORP se hace on line en forma bastante precisa y confiable mediante electrodos. Esta información es muy importante para monitorear los procesos biológicos aeróbicos y anaeróbicos. Para ello es importante detectar los cambios de dirección en la curva ORP vs tiempo, los cuales indican la capacidad de amortiguamiento del sistema, en forma similar a lo que ocurre con las curvas de titulación con el parámetro pH.

El ORP de las aguas residuales indica si se encuentra en condiciones anaeróbicas, anóxicas o aeróbicas. En estas últimas alcanza su mayor valor. Generalmente se considera que el agua en condiciones anaeróbicas tiene alrededor de - 200 mV, y que la que se encuentra en procesos aeróbicos de lodos activados tiene alrededor de 200 mV. Este parámetro depende no solo del oxígeno disuelto, sino de la temperatura, el contenido de materia orgánica y la actividad de los microorganismos.

El parámetro ORP también es importante en la desinfección del agua mediante sistemas de potabilización, donde se utilizan sustancias oxidantes como el cloro para eliminar bacterias y virus. Existe relación directa entre el ORP del agua clorada, y su capacidad y rapidez para matar patógenos. Este parámetro se puede medir fácilmente mediante dispositivos en línea.

D-8.6. Oxígeno Disuelto

Este parámetro es fundamental en procesos aeróbicos, tales como la nitrificación y la acuicultura. Los sensores de oxígeno disuelto utilizan varias técnicas. Una de ellas es la tecnología electroquímica, que utiliza celdas polarográficas o galvánicas. En este caso, la

⁷⁹ Jamal Ali Kawan, Hassimi Abu Hasan, et al. "A Review on Sewage Treatment and Polishing Using Moving Bed Bioreactor (MBBR)". Taylor's University, School of Engineering. Journal of Engineering Science and Technology Vol. 11, 2.016.
https://www.researchgate.net/publication/308138755_A_review_on_sewage_treatment_and_polishing_using_moving_bed_bioreactor_Mbbr

medición del oxígeno disuelto se basa en las reacciones electroquímicas que tiene dicho oxígeno cuando pasa a través de una membrana permeable al gas. Estas reacciones se pueden medir mediante el ánodo y el cátodo que tienen las celdas mencionadas, los cuales establecen la diferencia en la presión de oxígeno entre la parte exterior de la membrana, donde se encuentra el agua a monitorear, y la parte interior de ésta. Los oxímetros basados en esta tecnología tienen problemas debido a que elementos tales como algas, grasas y sólidos suspendidos los obstruyen, y al deterioro de la membrana, la cual debe ser cambiada periódicamente.

Una alternativa para la medición del oxígeno disuelto es la tecnología óptica, que es reciente y se basa en la extinción dinámica de la luminiscencia (en inglés *dynamic luminescence quenching*), que se describe en el documento de P.A. Vanrolleghem y D.S. Lee (Ref. D-76). El sensor contiene moléculas sensibles a la luz, las cuales son excitadas por una luz LED azul. Esas moléculas emiten luz roja, que es captada por fotodiodos. La señal que éstos emiten es captada por equipos electrónicos, los cuales calculan el tiempo que dura. Las moléculas de oxígeno extinguen la luz roja emitida por las moléculas, de modo que el tiempo que toma la extinción total de dicha luz indica la concentración de oxígeno en el agua. Esta es una tecnología de medición en línea que puede superar los problemas que tiene la tecnología electroquímica.

Los sensores de oxígeno disuelto se utilizan para controlar los sistemas de aireación, de modo que cumplan con los requerimientos de oxígeno de los organismos que se emplean en los procesos aeróbicos. También son importantes para reducir los costos de la energía utilizada en aireación, que representan un costo de operación importante en las plantas de tratamiento. El oxígeno disuelto también es un importante parámetro de calidad del agua del efluente de las plantas, porque es fundamental para mantener ecosistemas saludables en las corrientes donde se entrega.

El monitoreo del oxígeno disuelto en sistemas de aireación intermitente también permite medir la OUR (en inglés *Oxygen Uptake Rate*), que es la tasa de consumo de O_2 por parte de microorganismos, por unidad de volumen, puesto que el valor de OUR es igual a la pendiente de la curva que relaciona el oxígeno disuelto con el tiempo cuando se suspende la aireación (ver Figura A-1). Esto se explica porque la pérdida de oxígeno en cada m^3 de agua se debe al consumo de éste por parte de la biomasa que hay en ese volumen. Dicho consumo disminuye a medida de la concentración de O_2 se reduce, de modo que de esta curva se puede deducir la relación entre la concentración de O_2 y la OUR. Esto se explica en el Capítulo A-1, y es importante para dimensionar los equipos de aireación en acuicultura, donde la biomasa corresponde a los bioflócs y las especies cultivadas.

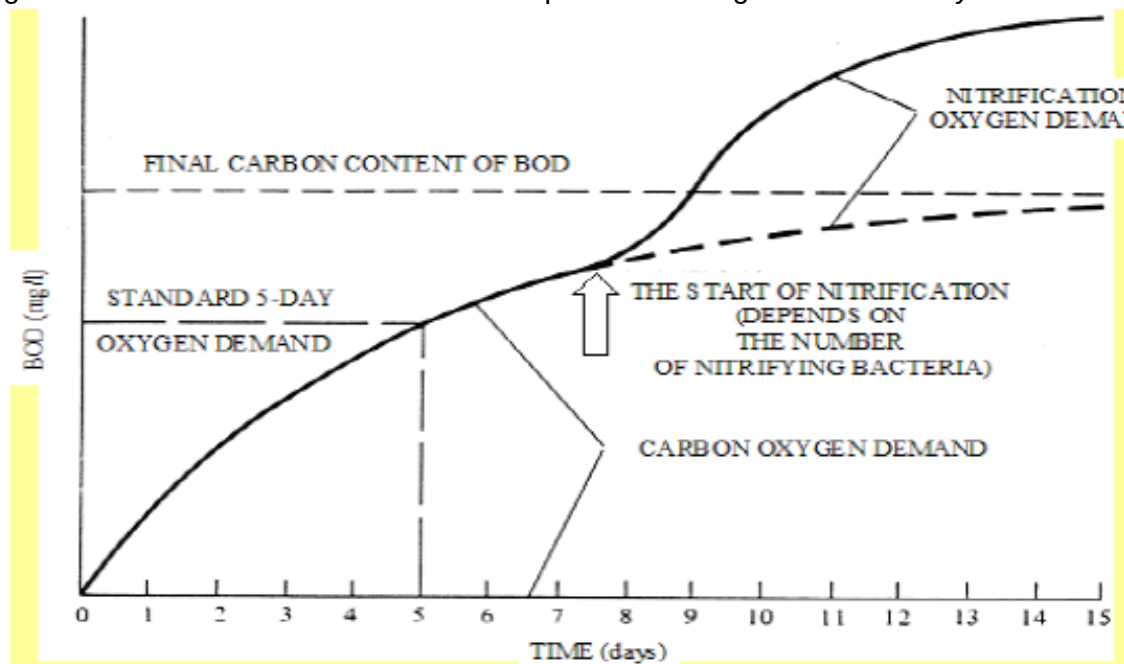
D-8.7. Demanda Biológica de Oxígeno

Uno de los principales parámetros que indican la contaminación de aguas residuales es la Demanda Biológica de Oxígeno a los 5 días DBO_5 . Este parámetro es un indicador de la contaminación y de la calidad del agua, y se utiliza frecuentemente como parámetro que caracteriza las condiciones del agua, tanto en el afluente como en el efluente de un sistema de tratamiento, lo cual permite establecer la eficiencia en el tratamiento. Los

ensayos para determinar la DBO_5 miden la cantidad de oxígeno que es consumida por los microorganismos que realizan la remoción del carbono durante 5 días, en miligramos por litro de agua contaminada. El tiempo que toma esta medición, y la complejidad de los procedimientos que se requieren, impiden que se obtengan registros en tiempo real mediante instrumentos en línea, lo cual es necesario para realizar el control automatizado o inteligente de los procesos de tratamiento.

En un ensayo de DBO_5 , el oxígeno utilizado para la degradación de la materia orgánica es tomado del oxígeno disuelto en el agua, lo cual se traduce en una reducción de su concentración en mg/L. En la siguiente figura de Alexander Tetteh Narteh⁸⁰, se ilustra cómo evoluciona el consumo de oxígeno con el tiempo en un proceso de degradación de la carga orgánica. Allí se observa que la DBO_5 , que se toma a los 5 días, subestima la cantidad de oxígeno que realmente se necesita para degradar la carga orgánica, puesto que luego de pasados 5 días, el consumo de oxígeno sigue subiendo, y solo se estabiliza pasados 15 días. La DBO_5 no tiene en cuenta el oxígeno requerido para la nitrificación, el cual comienza a registrarse a partir de los 8 días. Además, la dificultad de suministrar la información en línea, y la demora en los resultados, hace este ensayo inapropiado para controlar los procesos de tratamiento aeróbico en tiempo real.

Figura D-26. Evolución de la Demanda Bioquímica de Oxígeno en un Ensayo de Jarras



Fuente: Alexander Tetteh Narteh. Figura 2-1 (Ref. D-80).

En el documento de P.A. Vanrolleghem y D.S. Lee (Ref. D-76), se describe un sistema para medir la DBO on line, que se basa en el método respirométrico, con el cual se

80 Alexander Tetteh Narteh. "Correlation of Fluorescence Spectroscopy and Biochemical Oxygen Demand (BOD5) Using Regression Analysis". Brigham Young University BYU Scholars Archive. 2.015.
<https://scholarsarchive.byu.edu/cgi/viewcontent.cgi?article=6566&context=etd>

calcula la demanda biológica de oxígeno de corta duración BOD_{st} (por sus siglas en inglés BOD short term), que es un estimativo del DBO₅. Este se mide con respirómetros que pueden funcionar continuamente o en tandas, los cuales se utilizan para estimar la cantidad de oxígeno por unidad de tiempo y de volumen que consumen los microorganismos en procesos de lodos activados.

Uno de estos equipos es el respirómetro manométrico⁸¹ utilizado para medir la DBO₅, que consiste en una Botella Respirométrica, que es un pequeño recipiente cerrado, donde se lleva a cabo un proceso de lodos activados con la muestra de agua tomada. La DBO correspondiente al oxígeno consumido por la biomasa presente en el agua, se convierte en CO₂. Dicho CO₂ es retirado de la Botella mediante una solución de hidróxido de sodio o potasio. De esta manera, el oxígeno consumido por la biomasa se mide a partir de la caída de presión en la Botella, puesto que ningún otro gas influencia esta presión. Los respirómetros manométricos pueden entregar las mediciones de DBO en línea en tiempo real.

Existe otro sensor en línea usado para estimar el valor del DBO_{st}. Es el llamado Rodtox, que utiliza un pequeño reactor de lodos activados de mezcla completa con permanente aireación, que tiene sensores de oxígeno disuelto y pH instalados⁸². A este reactor se le añade una muestra de las aguas residuales, y se registran los resultados de los sensores cada 30 minutos, a partir de los cuales se calcula la demanda de oxígeno correspondiente.

También existe la posibilidad de medir la DBO₅ a partir de otros parámetros que se puedan medir en línea. De acuerdo a estudios realizados, la Concentración de Carbono Orgánico Disuelto DOC (Dissolved Organic Carbon) es el parámetro online que tiene mejor correlación con la DBO₅, con un coeficiente de correlación de 0.91 en el caso de aguas residuales, superando al de adsorción de los rayos ultravioleta UV con longitud de onda de 254 nm, que tiene un coeficiente de correlación de 0.81⁸³. La DBO₅ incluye carbono orgánico particulado, de modo que tiene valores superiores al DOC, que no lo tiene. En la siguiente gráfica se muestra esta relación.

81 Felipe Calderón Sáenz y Margarita Pavlova. "Determinación de la Demanda Bioquímica de Oxígeno DBO₅ Método Respirométrico". Bogotá, 2007.

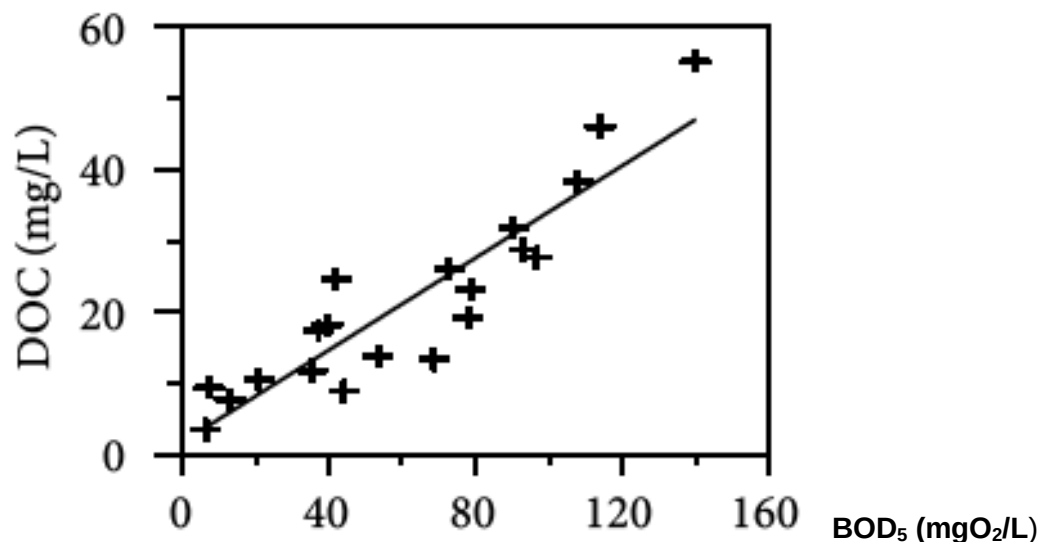
http://www.drcalderonlabs.com/Metodos/Analisis_De_Aguas/Determinacion_DBO5_Metodo_Respirometrico.htm

82 P.A. Vanrolleghem et al. "Advanced Monitoring and Control of the Activated Sludge Process: on-line Estimation of Crucial Biological Variables in a Structured Model With the Rodtox Biosensor". IFAC Modeling and Control of Biotechnical Processes, Colorado, USA, 1992.

<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1474667017503900>

83 Jihyun Kwak et al. "Estimation of biochemical oxygen demand based on dissolved organic carbon, UV absorption and fluorescence measurements". Hindawi Publishing Corporation. Journal of Chemistry. 2013
https://pdfs.semanticscholar.org/86c2/5f30bd01ea5cbab2360dee4c0ca0a1f378e9.pdf?_ga=2.44842535.2053954492.1576681859-127160426.1576681859

Figura D-27. Relación entre DOC y DBO5



Fuente: Jihyun Kwak et al. (Ref. D-83).

De acuerdo a la gráfica, la relación entre DBO₅ y DOC es aproximadamente la siguiente:

$$\text{DBO}_5 \text{ (mgO}_2\text{/L)} = 3.14 \times \text{DOC (mgC/L)} - 5 \quad \text{Ecuación D-14}$$

Los contaminantes orgánicos como amoníaco y metano son reductores, y le confieren al agua un Potencial Redox negativo⁸⁴. Por lo tanto, el parámetro DBO₇, similar al DBO₅, también se puede estimar utilizando la siguiente relación de Viktoras Račys et al⁸⁵, entre dicho parámetro, y el Potencial Redox conocido como ORP, que puede ser medido en línea fácilmente.

$$\text{DBO}_7 \text{ (mg/L)} = -0.342 \times \text{ORP (mV)} + 206.35 \quad \text{Ecuación D-15}$$

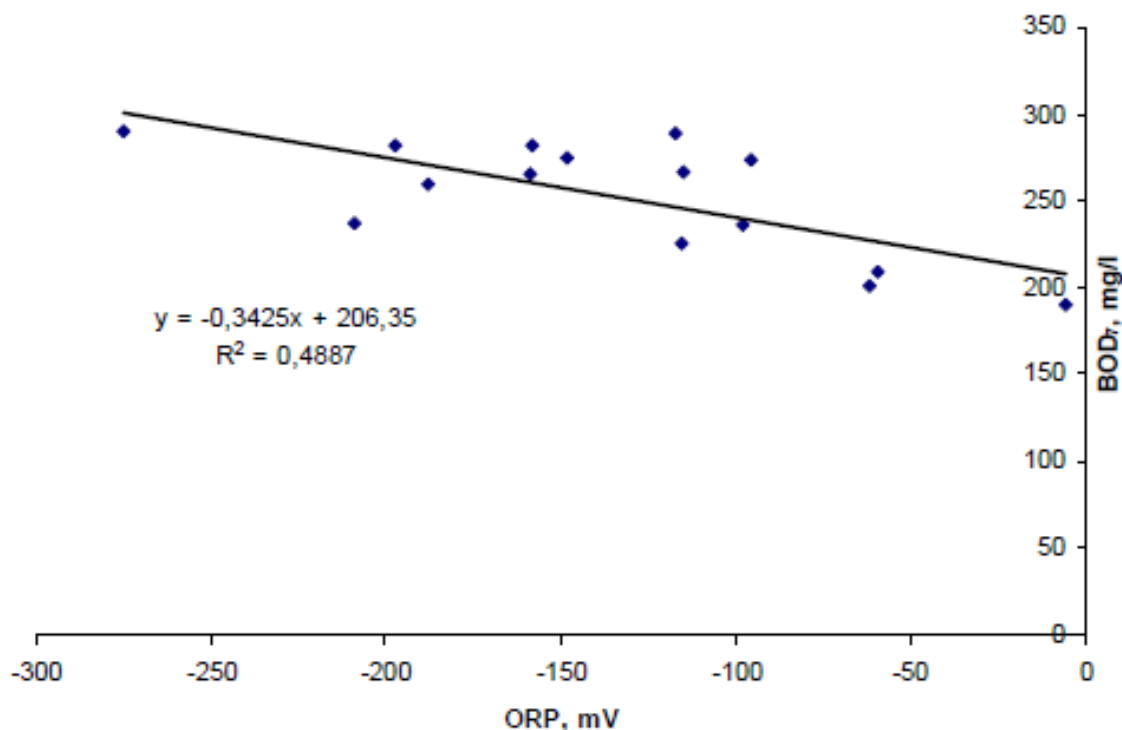
Esta ecuación solo es válida cuando predomina la contaminación orgánica, y no existen otras sustancias que tienen alto potencial oxidante o reductor, tales como el hierro. También es importante que al agua esté en condiciones anaeróbicas, pues luego de la oxigenación, las sustancias orgánicas pasan a ser oxidantes, como es el caso de los nitratos. En la siguiente figura se muestra esta relación.

84 Javier Hernandez Batis. "ORP: El otro potencial en el agua". Microlab Industrial. 2.017.

<https://www.microlabindustrial.com/blog/orp-el-otro-potencial-en-el-agua>

85 Viktoras Račys et al." Application of ORP for the Evaluation of Water Contamination". Linnaeus ECO-TECH Kalmar, Sweden, 2010. <https://open.lnu.se/index.php/eco-tech/article/view/822>

Figura D-28 - Correlación de ORP con DBO₇ en Aguas Residuales



Fuente. Viktoras Račys et al. Figura 2 (Ref. D-85)

Existen varias clases de equipos que se utilizan para estimar en línea la DBO₅ con el fin de calcular la demanda total de oxígeno requerida para el tratamiento aeróbico del agua, o para estimar directamente dicha demanda. En la etapa aeróbica de los procesos de tratamiento se busca remover el nitrógeno amoniacal mediante un proceso de nitrificación. A partir de la cantidad de nitrógeno amoniacal se calcula la cantidad de oxígeno a transferir. Para ello, existe la posibilidad de utilizar el parámetro DBO total, que establece directamente esta cantidad, pues corresponde a todo el oxígeno que se requiere en el proceso de tratamiento, tanto para la remoción de carbono como la de nitrógeno.

El Proteus BOD⁸⁶ es un instrumento multiparamétrico en línea que mide la demanda DBO total, que se basa en sensores de fluorescencia TLF (tryptophan-like fluorescence) y turbiedad, y un termistor. Este instrumento también mide otros parámetros importantes para controlar y evaluar el proceso de tratamiento como TOC, COD y ORP. El valor registrado sería un estimativo relativamente preciso la cantidad de oxígeno que hay que transferir al agua para remover el nitrógeno amoniacal, además de los residuos de carbono y de los otros contaminantes oxidables. Esta información permitiría evaluar mejor la cantidad total de oxígeno necesaria para tener un tratamiento aeróbico del agua. Sería

86 RS Hydro. "Biochemical Oxygen Demand - BOD in Water".2020.
<https://www.rshydro.co.uk/water-quality-monitoring-equipment/water-quality-monitoring-parameters/biochemical-oxygen-demand-bod/>

útil instalarlo en la entrada del afluente a los tratamientos secuenciales, para controlar el tiempo de funcionamiento del sistema de aireación de la tanda.

El carbono orgánico total TOC, por las siglas en ingles de Total Organic Carbon, es la concentración de todas las formas de carbono dentro del agua, y puede ser medido en línea. Este parámetro también puede ser correlacionable con la DBO₅. Sin embargo el TOC incluye muchas formas de carbono que son oxidables en mayor o menor tiempo, mientras que la DBO₅ se refiere a carbono rápidamente oxidable, y puede presentarse imprecisiones en la estimación a partir del TOC. Según Metcalf & Eddy, la relación DBO₅/TOC varía en el rango de 1.2 – 2.0 para aguas residuales, y 0.2 - 0.5 para aguas tratadas. En un documento de M. Ramanand⁸⁷ se muestran correlaciones de la DBO₅ con DQO y TOC.

Otro parámetro importante es la DQO o COD (Chemical Oxygen Demand), que mide la cantidad de oxígeno que consumen los microorganismos que degradan la materia orgánica, más el que se necesita para oxidar sustancias inorgánicas presentes en el agua. Este parámetro es útil para medir la calidad del agua en el efluente, pero no sirve para caracterizar el afluente, puesto que allí se necesita determinar por aparte la demanda de oxígeno por las cargas de carbono y de nitrógeno, que tienen procesos de remoción diferentes a las de otros elementos oxidables. Existen numerosos estudios sobre la relación BOD/COD que pueden servir para determinar la DBO₅ a partir de la DQO, que es un parámetro que se puede medir fácilmente en línea. Según Metcalf & Eddy (Ref. D-29), la relación DBO₅/DQO varía del rango 0.3 - 0.8 para aguas residuales, al rango 0.1 – 0.3 para el agua tratada.

D-8.8. Nitrógeno Amoniacal

El nitrógeno amoniacal es uno de los principales contaminantes del agua, y para su remoción se utilizan procesos de nitrificación, los cuales requieren sistemas de aireación que consumen la mayor parte de la energía que se utiliza en el tratamiento de aguas. Por lo tanto es fundamental realizar el monitoreo on line de su concentración.

Los equipos más adecuados para dicho monitoreo son los sensores que utilizan electrodos selectivos de iones ISE (en inglés Ion Selective Electrodes). Los electrodos ISE utilizan una reacción electroquímica para medir la concentración de varias sustancias, y se emplea principalmente para medir la concentración de nitrógeno amoniacal, que está compuesto por amoníaco NH₃ y ion amonio NH₄⁺. Solo es posible medir el amoníaco mediante un electrodo sensitivo a este gas. Una alternativa para medir todo el nitrógeno amoniacal es convertir a éste en amoníaco elevando el pH hasta alrededor de 11. También se puede tomar la medición de la concentración de amoníaco, y ajustarla considerando el pH, la temperatura y las relaciones entre ion amonio y amoníaco en

⁸⁷ M. Ramanand et al. "Correlation between BOD, COD and TOC", Journal of Pollution Control. 2.003. <http://www.icontrolpollution.com/articles/correlation-between-bod-cod-and-toc-.pdf>

función de este parámetro. La presencia de potasio puede distorsionar la medición, y cuando esto ocurre, los dispositivos de medición realizan la corrección.

D-8.9. Cloro

En las plantas de potabilización, el monitoreo del cloro se requiere para asegurar la desinfección del agua, y para que cumplir con las normas respecto a la concentración de cloro residual en el efluente. Existe varias tecnologías para medir on line la concentración de cloro en el agua. Una de ellas es el método colorimétrico, el cual utiliza reactivos que reaccionan con el cloro para generar colores, cuya intensidad es proporcional a la concentración de cloro. Este método es utilizado por el sensor MicroDPD desarrollado por Severn Trent Services⁸⁸.

La otra forma de medir la concentración de cloro es utilizando electrodos ISE similares en los que se utilizan para el nitrógeno amoniacal. Este es el caso del analizador de cloro desarrollado por la firma Emerson⁸⁹, en el cual se utiliza un sensor amperométrico cubierto por una membrana. El cloro al mezclarse con el agua forma de hipoclorito y ácido hipocloroso en proporciones de dependen del pH, y el sensor detecta solo el ácido hipocloroso. Una alternativa para realizar la medición de todo el cloro es aumentar el pH para tener solo ácido hipocloroso, pero generalmente lo que se hace es medir la concentración de ácido hipocloroso y multiplicar este valor por un factor de corrección que depende del pH.

D-8.10. Dosificación de Reactivos e Insumos

La dosificación de reactivos e insumos, tales como cal, coagulantes y floculantes, se hace mediante un equipo formado por el tanque de ladrillo pañetado que contiene una solución de estos elementos, el cual tiene un mezclador o agitador de hélice para garantizar una concentración uniforme, y una bomba dosificadora que lleva la solución hacia un reactor. Normalmente esta solución se entrega en la rejilla triangular ubicada en la tubería de succión de la bomba que lleva el agua al reactor, como se indica en las figuras F-21 a) y b) del Numeral F-5.3. La acción enérgica del rotor de la bomba mezcla la solución con el agua en un tiempo reducido, lo cual facilitan los procesos que se realizan en dicho reactor. Luego, esta mezcla es distribuida en el reactor mediante los sistemas de aireación, ya sea por chorros emergidos o por boquillas de tubo transversal. En el caso del suministro de cal a tanques tanques Uasb con flujo ascendente, la solución se entrega en las tuberías perforadas ubicadas en el fondo, lo cual permite distribuir uniformemente la cal en el manto de lodos.

Los procesos de dosificación de diferentes elementos arrancan simultáneamente con el de bombeo hacia el reactor. En el caso de plantas de tratamiento de aguas residuales, estos procesos se inician cuando el nivel del agua en el tanque de entrada alcanza el

⁸⁸ Severn Trent Services. "MicroDPDTM On-line Colorimeter Chlorine Analyzer". 2.012-

<https://static.quangminhvn.com/ecom02/upload/files/san-pham/online%20chlorine%20metter.PDF>

⁸⁹ Emerson. "Free Chlorine Measuring System", 2.017

<https://www.emerson.com/documents/automation/product-data-sheet-fcl-free-chlorine-measuring-system-rosemount-en-69290.pdf>

nivel máximo establecido. En las plantas de potabilización, dicho proceso se inicia cuando un sensor instalado en el tanque de agua tratada indica que es necesario tratar un nuevo volumen, el cual no debe exceder el volumen de agua almacenado en el tanque de entrada. Los procesos de dosificación operan en el siguiente orden:

1. Cuando se detectan la señales de que hay que tratar un nuevo volumen de agua, y que éste se encuentra disponible en el tanque de entrada, arrancan simultáneamente la bomba de llenado del reactor, y los mezcladores de los tanque de solución de reactivos. Luego del lapso de tiempo necesario para que se homogenicen las soluciones, arrancan las bombas dosificadoras.
2. Las bombas dosificadoras operan el tiempo necesario para entregar las dosis requeridas por el volumen de agua tratado en el ciclo. Cuando se apagan todas las bombas dosificadoras, se apaga también el mezclador.
3. Sistema de mezcla en la bomba y el reactor. El rotor de la bomba realiza una mezcla enérgica, que se requiere en el caso de los coagulantes que se emplean en procesos de tratamiento tipo TPQA, que se tratan en los capítulos D-4 y D-5. A continuación, generalmente se encuentra un sistema de aireación por chorros emergidos o por boquillas de tubo transversal, que se utiliza para el suministro de oxígeno al agua. Dichos sistemas realizan una mezcla muy eficiente de la solución en todo el volumen de agua. Es necesario verificar que la duración de las dosificaciones sea inferior a la del proceso de llenado del reactor, y a la del proceso de aireación.

En las plantas MBBR y USA, y en la de potabilización a través del procesos TPQA, puede requerirse la adición en el tanque Uasb de alcalinidad, cuando la que traen las aguas residuales no es suficiente. Esto se debe a que el proceso de digestión anaeróbica genera ácidos grasos que pueden bajar el pH hasta valores inconvenientes para los procesos anaeróbicos y aeróbicos que se realizan en la planta. La adición de alcalinidad sirve para aumentar el pH. Generalmente, la alcalinidad se añade en forma de carbonato de calcio, también conocida como cal agrícola. Con dicha cal se prepara una solución, la cual se entrega en la te donde el afluente entra en la tubería perforada ubicada en el fondo del tanque Uasb. La solución se mezcla gracias a la turbulencia que se genera allí, y se distribuye en el manto de lodos donde se realiza la digestión anaeróbica. La bomba dosificadora arrancarías simultáneamente con la bomba que lleva el agua del tanque Uasb al reactor, y funcionaría el tiempo requerido para suministra la dosis que requiere el volumen de agua tratada en el ciclo. Este procedimiento garantiza que la cal añadida corresponda al caudal de agua tratada.

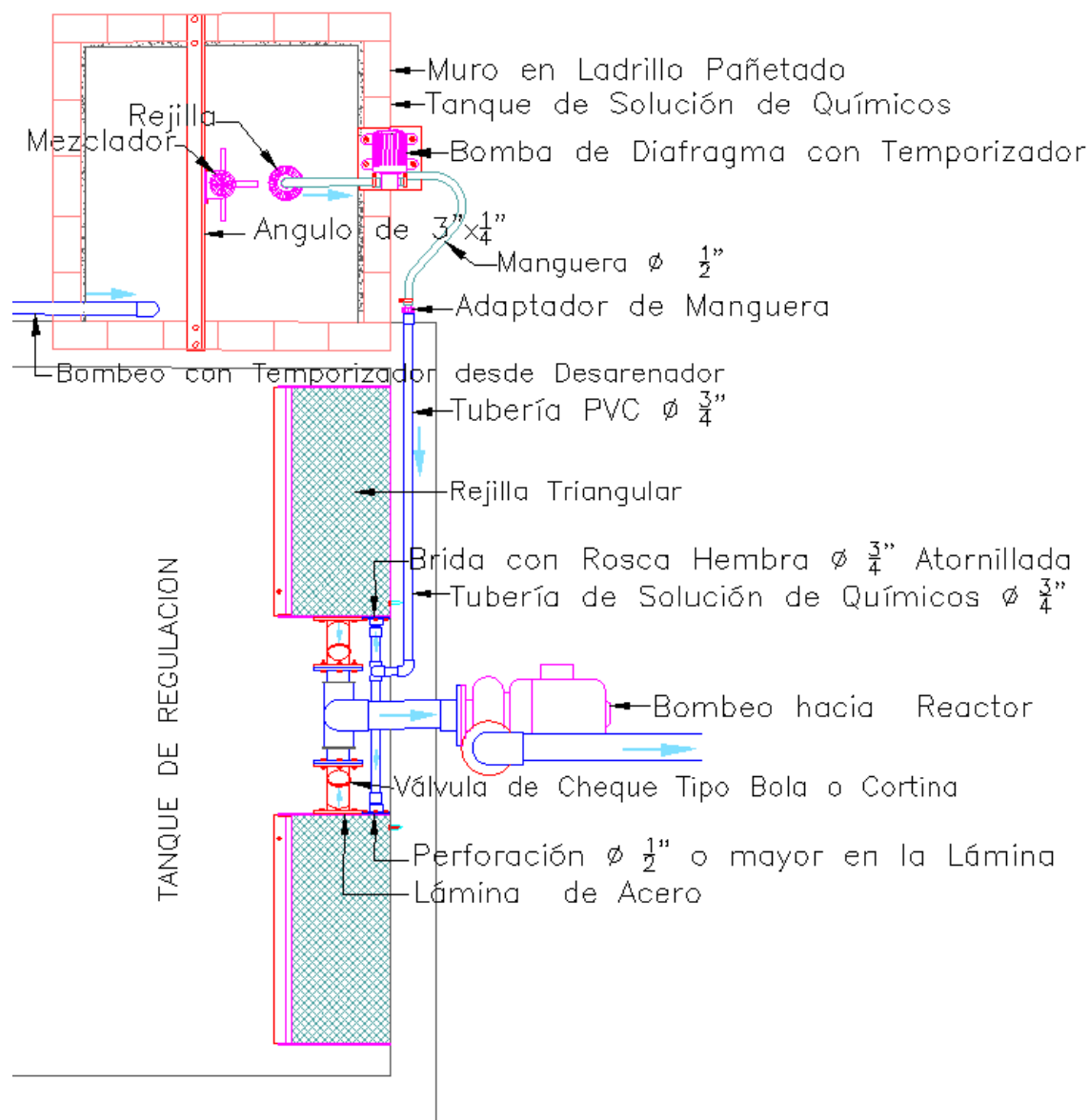
En el caso de la planta TPQA para potabilizar agua que se trata en el Capítulo D-5, las descargas de las bombas dosificadoras de coagulantes y floculantes se hacen hacia un tubo vertical conectado a la tubería ranurada flotante, de donde parte la succión de la bomba que lleva el agua hacia el reactor, como se indica en la Figura D-10 del Numeral D-5.9. En todos los casos, la solución de químicos es mezclada enérgicamente en el rotor con el agua de llenado del reactor. Luego esta mezcla es distribuida en el reactor, ya sea a través de un sistema de aireación por chorros emergidos o de tubo transversal, o

mediante tuberías perforadas como en el caso de la planta Pinbasa. Estos procesos de mezcla rápida, seguidos de mezcla lenta en todo el volumen del reactor, facilitan los procesos de biopelícula, o de coagulación y floculación que se llevan a cabo allí.

Para bombear la solución de químicos se recomienda utilizar la bomba de diafragma, la cual entrega un caudal relativamente constante, y que además es autocebante. Dicha bomba puede ser de tipo Flojet Serie LF-12, cuya capacidad es de 3.8 Lt/min. Esta bomba no genera problemas de sifonaje, que se podrían producirse debido a la diferencia de niveles entre el tanque de solución y el tanque donde ésta es entregada. En la succión de la bomba de diafragma se coloca una rejilla suficientemente grande para prevenir que eventuales materiales gruesos la taponen. Para este propósito puede ser necesario cubrir el tanque. Se recomienda que para la descarga de la bomba se utilicen mangueras de tipo jardín de ½" de diámetro, y tuberías de PVC de ¾", que se pueden conectar a dichas mangueras mediante adaptadores hembra. Con el caudal de 3.8 L/min, la velocidad en la manguera de ½" de diámetro sería de 0.50 m/sg. La conexión a la rejilla se hace utilizando una brida con rosca hembra para tuberías de ¾". Esta brida se atornilla a la lámina triangular, y luego se practica en dicha lámina una perforación de ½" o mayor en el interior de la brida, para que pase el agua. También se puede conectar la manguera de ½" de diámetro directamente con la brida utilizando el adaptador de manguera, que tiene una roca macho de ¾". El diseño de la dosificación se muestra en la figura a continuación:

Figura D-29 - Dosificación de Solución de Químicos a Través de Rejillas Triangulares

a) Vista en Planta



b) Vista de Corte Transversal



Para medir el caudal que suministra la bomba, ésta se pone en funcionamiento, y se registra la velocidad con la que desciende el nivel del agua en el tanque. El caudal se calcula como el área de dicho tanque, multiplicada por la velocidad de descenso del nivel.

Cuando el nivel en los tanques de solución haya llegado a un mínimo, se debe preparar un nuevo volumen de solución en el tanque que la contiene. Esta preparación se hace mezclando cantidades determinadas de reactivos y de agua. Se recomienda tomar esta agua del desarenador ubicado a la entrada de la planta de tratamiento, donde el nivel del agua varía poco, y el agua está libre de materiales gruesos. Dicha agua se lleva al tanque mediante una bomba autocebante provista de un temporizador, de modo que al accionarla entregue un volumen determinado de agua. La rejilla de manguera de succión debe estar cerca de la superficie para evitar la entrada de sedimentos. Esta manguera se retira cuando se extraen sedimentos del desarenador. Además, se recomienda que el tanque donde se prepara la solución este bajo techo, con el fin de que el ingreso de agua lluvia no altere las concentraciones de reactivos.

Es importante tener en el tanque de solución una marca que indique el nivel mínimo, a partir del cual se pueda albergar el volumen de solución a preparar. Cuando el nivel del agua se encuentre bajo esta marca, se puede iniciar la preparación de la solución. Esta preparación se hace inmediatamente después de que se termine un periodo de bombeo de la solución al reactor, de tal forma que dicha preparación esté lista para el próximo bombeo. Para agilizarla, es importante tener listos los reactivos a suministrar en un sitio cercano. La preparación de la solución se inicia con el arranque de la bomba que trae el agua del desarenador, o de otra fuente, la cual tiene un temporizador con el que se establece en volumen a bombear. Inmediatamente después del arranque, se vierten los insumos en el tanque, con lo cual se aprovecha la turbulencia generada por la entrada de agua bombeada para mezclarlos con ésta.

El ciclo de preparación de la solución arranca en el momento en que el sensor de nivel en el tanque de solución indica que se requiere preparar un nuevo volumen de solución, y que además se haya terminado el bombeo de solución al reactor. Entonces arrancan simultáneamente el compresor que permite la salida del reactivo hacia el tanque de solución, la bomba que envía hacia éste el volumen requerido de agua, y el mezclador o agitador de hélice ubicado en el tanque, que homogeniza la solución. Estos dispositivos funcionan el tiempo requerido para cumplir sus funciones.

También se puede tener un equipo que prepare automáticamente la solución cuando el sensor nivel en el tanque indique esta necesidad. El equipo de preparación automática de solución con materiales polvorientos o granulares se muestra en las Figuras D-28 y D-29 a continuación. Este equipo está constituido por una tolva ubicada sobre el tanque de solución, en la cual se colocan los reactivos en forma granular o el polvo. En la parte inferior de la tolva se encuentra una compuerta rectangular que se desliza sobre guías, la cual es movida por un cilindro neumático de acción siempre, que está accionado por un compresor de aire de 2 pistones. Cuando arranca el compresor, se presuriza el cilindro y se abre la compuerta. El compresor genera una vibración en la tolva que facilita la salida del material granular o polvoriento hacia el tanque de solución. El tiempo de

funcionamiento del compresor se regula con un temporizador para que entregue la cantidad requerida de reactivo.

El cilindro tiene una salida de aire a través de un pequeño orificio, o de una válvula de tamaño reducido, con el objeto de facilitar la despresurización de éste una vez se apague el compresor. El tamaño del orificio o de la válvula regulan la presión máxima que se alcanza en el cilindro, la cual debe ser suficiente para abrir la compuerta. El cilindro neumático tiene un resorte, de tal manera que cuando el aire sale del cilindro, el resorte cierra la compuerta.

También se puede tener un sistema de dosificación basado en un tornillo ubicado en la salida de la tolva, que al rotar deja caer en el tanque los materiales polvorientos o granulares a una tasa constante.

La tolva está apoyada en sus 4 patas sobre soportes de motor hechos en caucho, los cuales facilitan su vibración. Esta es necesaria para facilitar la salida de los materiales granulares de la tolva. Cuando se manejan grandes cantidades de reactivos, como es el caso de la planta Pinbasa, se coloca una rampa que permita descargar las carretillas que los transportan hacia la parte superior de la tolva.

En el caso de que los reactivos se encuentren en forma líquida, en vez de la tolva se coloca un tanque con un cono en su parte inferior, bajo el cual se instala una válvula de solenoide que cumple las funciones de la compuerta. En ambos casos, se pueden tener en la tolva diferentes reactivos, siempre y cuando éstos no reaccionen entre sí. Cuando esto no se cumple, se deberán tener sistemas de dosificación aparte para ellos.

Un equipo similar al que se utiliza para preparar la solución de reactivos, también se puede emplear como un dosificador, que suministra dosis de reactivos granulares o pulverulentos directamente al agua, como se muestra en las Figuras D-29 a D-31. En este caso, se programan los tiempos de apertura de la compuerta para suministrar la dosis requerida. Este sistema de dosificación se ubicaría sobre un canal o una cámara, en la cual se deberá tener un sistema de mezclado para distribuir los reactivos. Este sistema de mezclado puede consistir en un angostamiento en el canal donde se ubica el dosificador, que generaría un flujo similar al de una canaleta Parshall. Esta estructura produce un proceso de mezclado bastante adecuado.

Para ello también se pueden tener hélices verticales, las cuales operarían en forma continua, o intermitente durante la dosificación. Para determinar la tasa de suministro de la compuerta, sería necesario colocar un recipiente bajo ésta, para el cual se deberá implementar un soporte en este sitio. Este dosificador directo podría utilizarse para añadir alcalinidad en canales de aguas residuales, previamente a su tratamiento, o para controlar la acidez en cursos de agua naturales o artificiales. En estos casos es importante ajustar la frecuencia de la dosificación con el caudal y el pH del afluente.

El dosificador directo deberá tener un sistema de transporte para llevar los reactivos hasta la tolva, que podría ser una banda transportadora o un elevador de cangilones. Para medir el nivel de los reactivos en la tolva, y establecer el momento en que ésta debe ser recargada, se puede implementar un sistema de polea, con una guaya que tiene adosado en un extremo una pesa con un disco en su parte inferior, que yace sobre el material

contenido en la tolva, y en el otro extremo se encuentra una platina horizontal ubicada sobre una escala vertical. Esta platina sube a lo largo de la escala a medida que desciende el nivel del material. Para evitar que la pesa de la tolva esté enterrada, antes de tomar cada medición se tira la guaya hacia abajo para desenterrarla, y luego se deja caer para que repose sobre el material. La vibración introducida por el compresor hace que la superficie del material sea relativamente horizontal.

Para medir tasa de suministro del dosificador se coloca bajo la compuerta por donde salen el material, un recipiente rectangular sostenido por guía hecha con ángulos metálicos. Este recipiente recoge una cantidad del material se sale de la tolva durante un lapso de tiempo, cuya relación indica la tasa de suministro.

Figura D-30 . Equipos para Preparar y Dosificar la Solución de Reactivos - Vista en Planta

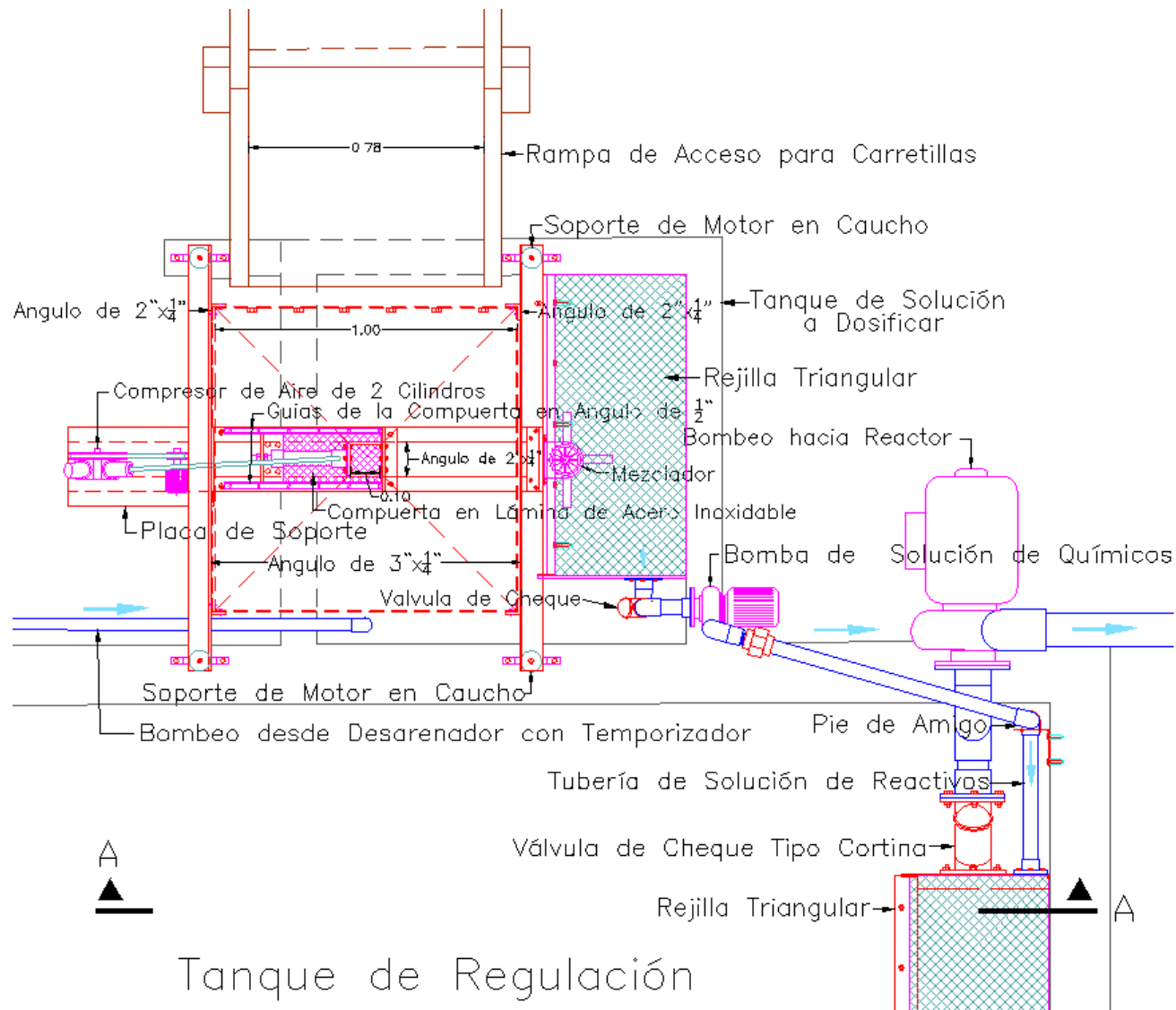


Figura D-31 . Equipos para Preparar y Dosificar la Solución de Reactivos - Vista de Corte Transversal A-A

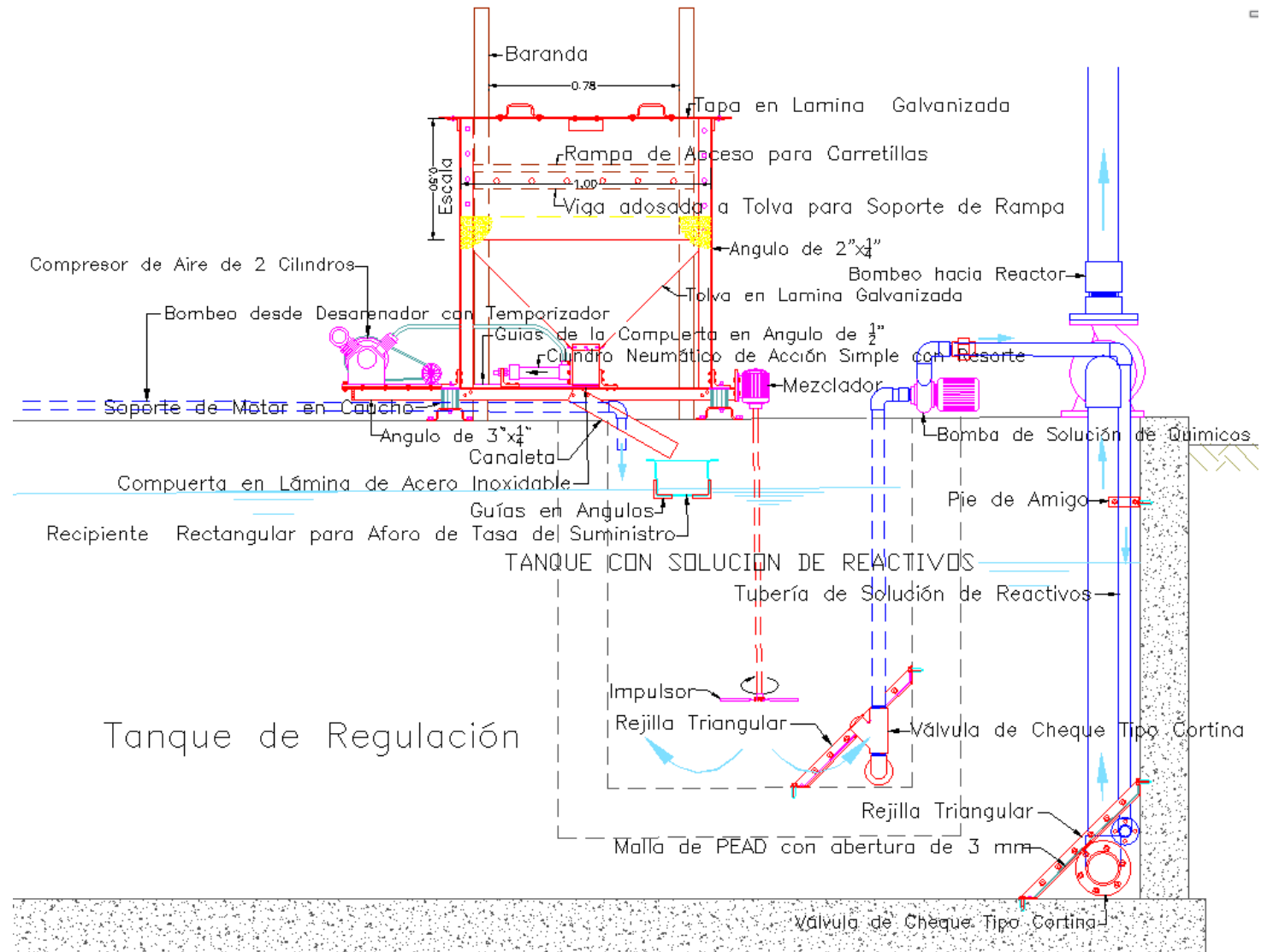
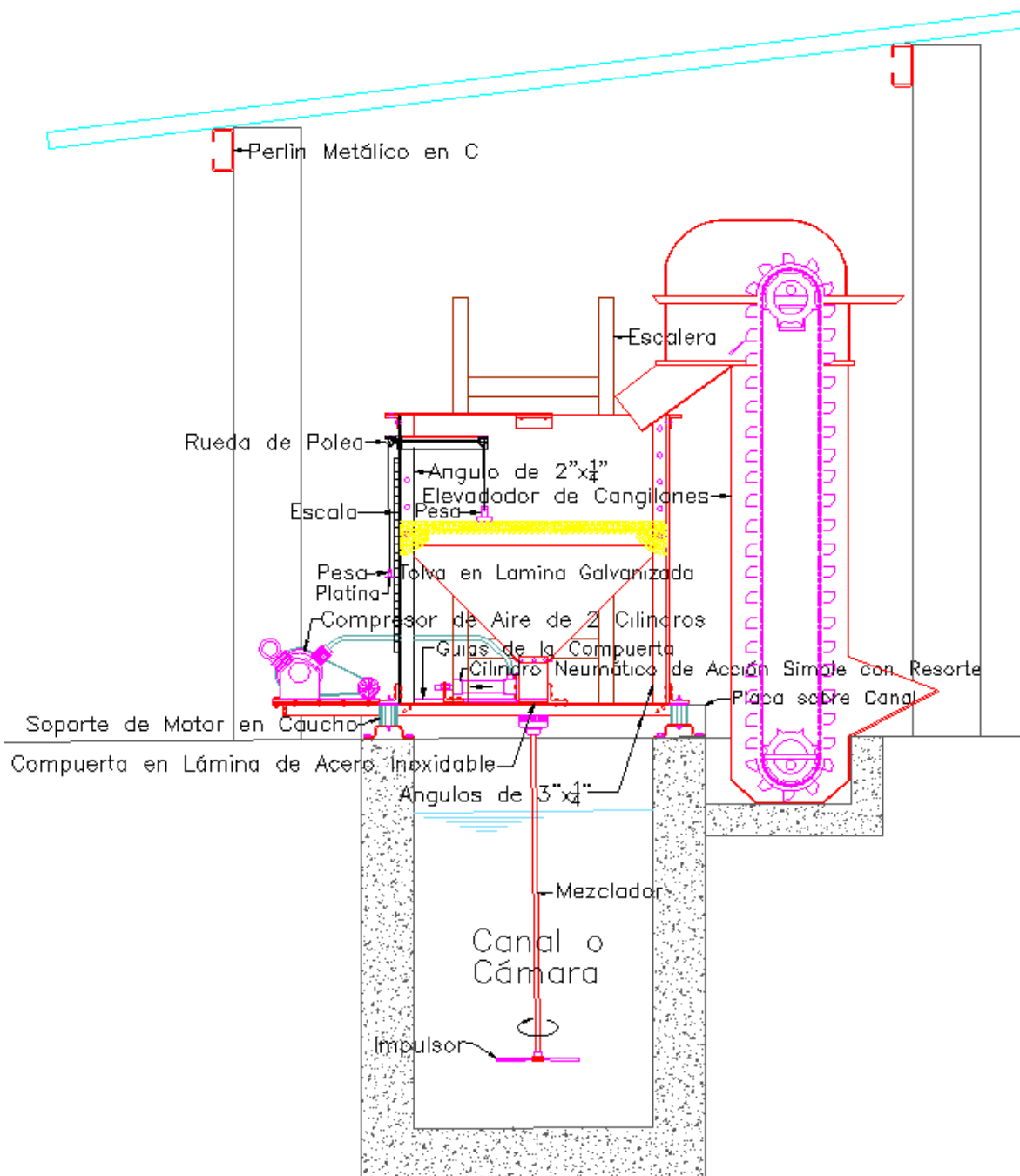


Figura D-32. Equipo para Dosificación Directa de Reactivos Granulares o Pulverulentos



D-8.11. Diagnóstico y Alarmas

Para garantizar la eficiencia y la confiabilidad de las plantas de tratamiento, también es importante el monitoreo de parámetros relativos anomalías y a deficiencias, que afecten su capacidad de tratamiento o su eficiencia, y el suministro de información sobre las posibles opciones de ajuste. Entre los parámetros a monitorear se encuentran los siguientes:

- Volumen de bioportadores en sistemas aeróbicos y anaeróbicos, los cuales determinan la cantidad biopelícula en los sistemas aeróbicos y anaeróbicos, y por lo tanto la capacidad de tratamiento de éstos.
- Sensores de niveles máximo y mínimo que prenden o apagan las bombas de los tanques de regulación o de proceso. Estos sensores determinan los volúmenes de agua que se manejan en las tandas en los procesos secuenciales.
- Ajuste del nivel mínimo de la tubería flotante de salida del RSB de las plantas de tratamiento y de potabilización. Este ajuste se hace mediante el sistema de tope, que tiene tuercas ubicadas en las barras roscadas que sostienen la tubería de salida, las cuales actúan como tope que impide el descenso de la tubería de salida. Este sistema se describe en el Capítulo D-2 y se muestra en la Figura D-6 y D-7 del Capítulo D-3. El nivel fijado por la tuerca determina el volumen de agua que se procesa en cada tanda.
- Válvulas que controlan los caudales en diversas tuberías. Entre ellas está la válvula instalada sobre la tubería flotante de salida del RSB. Esta válvula controla el caudal de vaciado del tanque aeróbico, que determina el tiempo que toma este proceso. Al aumentar el caudal en esta válvula se aumenta la capacidad del tratamiento, pero se deteriora la calidad del efluente, pues se incrementan las velocidades de filtración, y se disminuye la retención de sólidos suspendidos.
- Diversos equipos, tales como los de bombeo, de aireación o de dosificación, que pueden resultar insuficientes para realizar los procesos, y se necesita su reemplazo. Esto también puede suceder eventualmente con las estructuras de tratamiento.