

FT-BIO-007

FICHAS TÉCNICAS DE PROCESOS UNITARIOS
DE PLANTAS DE TRATAMIENTO
DE EFLUENTES LÍQUIDOS DE LA INDUSTRIA TEXTIL

REACTORES DE LECHO FLUIDIZADO

SERIE: TRATAMIENTOS SECUNDARIOS

TÍTULO	REACTORES DE LECHO FLUIDIZADO (FT-BIO-007)
Fecha de elaboración	Septiembre del 2014
Revisión vigente	

LECHO FLUIDIZADO (FT-BIO-007)

Fecha	Septiembre del 2014		
Autores	Alfredo Jácome Burgos Joaquín Suárez López Pablo Ures Rodríguez		
Revisado			
Modificaciones	Fecha	Modificado por:	Objeto da modificación

ÍNDICE

1.- INTRODUCCIÓN**2.- DESCRIPCIÓN**

2.1.- Superficie específica del material soporte

3.- CRITERIOS DE DISEÑO

3.1.- Velocidad ascendente

3.2.- Rendimiento

4.- DECANTACIÓN SECUNDARIA**5.- ESPECIFICACIONES EN EL TRATAMIENTO DE EFLUENTES DE LA INDUSTRIA TEXTIL****6.- PARÁMETROS Y ESTRATEGIAS DE CONTROL****7.- PROBLEMAS DE EXPLOTACIÓN****BIBLIOGRAFÍA****ANEXO 1.- ESTIMACIÓN DE SUPERFICIES NECESARIAS****ANEXO 2.- DESCRIPCIÓN GRÁFICA DE UNIDADES DE PROCESO**



1.- INTRODUCCIÓN

Los lechos fluidizados son reactores biopelícula con un amplio rango de aplicaciones en tratamiento biológico aerobio, anóxico y anaerobio. Estos sistemas emplean materiales particulados de pequeño tamaño como medio soporte para el crecimiento adherido de la biocenosis. El conjunto soporte-biofilm (biopartícula) se mantiene en suspensión en medio del flujo vertical ascendente cuya velocidad es lo suficientemente elevada para superar la fuerza de la gravedad. Las biopartículas están en continuo movimiento relativo pero no son transportadas por el flujo, es decir, no son lavadas del reactor. Entre las aplicaciones de esta tecnología se encuentra: digestión anaerobia, oxidación de materia orgánica, nitrificación y desnitrificación de aguas residuales industriales y urbanas.

El objetivo de esta instrucción es sentar los criterios y/o bases de diseño de los lechos fluidizados con el **objeto de oxidar materia orgánica** de aguas residuales de la industria textil.

2.- DESCRIPCIÓN

El flujo de agua en sentido ascendente a través de un lecho de arena, carbón activo granular, antracita, partículas de polipropileno, etc., a elevada velocidad provocará la fluidización del mismo. El material soporte de un lecho fluidizado cuenta con una superficie específica extremadamente grande, y alcanza en minutos el nivel de tratamiento que cualquier proceso biológico convencional consigue en varias horas. La suspensión de las biopartículas maximiza la superficie de contacto entre los microorganismos y el agua residual.

El reactor de lecho fluidizado más típico consiste en un lecho de gran altura, en cuya parte inferior a través de un sistema de distribución se introduce el agua a velocidad suficiente como para fluidizarlo o expandirlo. Los sistemas anóxicos y anaerobios son los de diseño más simple. Los sistemas aerobios requieren de un sistema de aireación. La aireación normalmente se realiza en la línea de recirculación de efluente, dando lugar a un sistema de 2 fases: sólida y líquida, tal como se esquematiza en la figura 1. La ventaja de airear en la recirculación es que la biopelícula no es sometida a abrasión y así el efluente tiene una baja concentración de sólidos en suspensión.

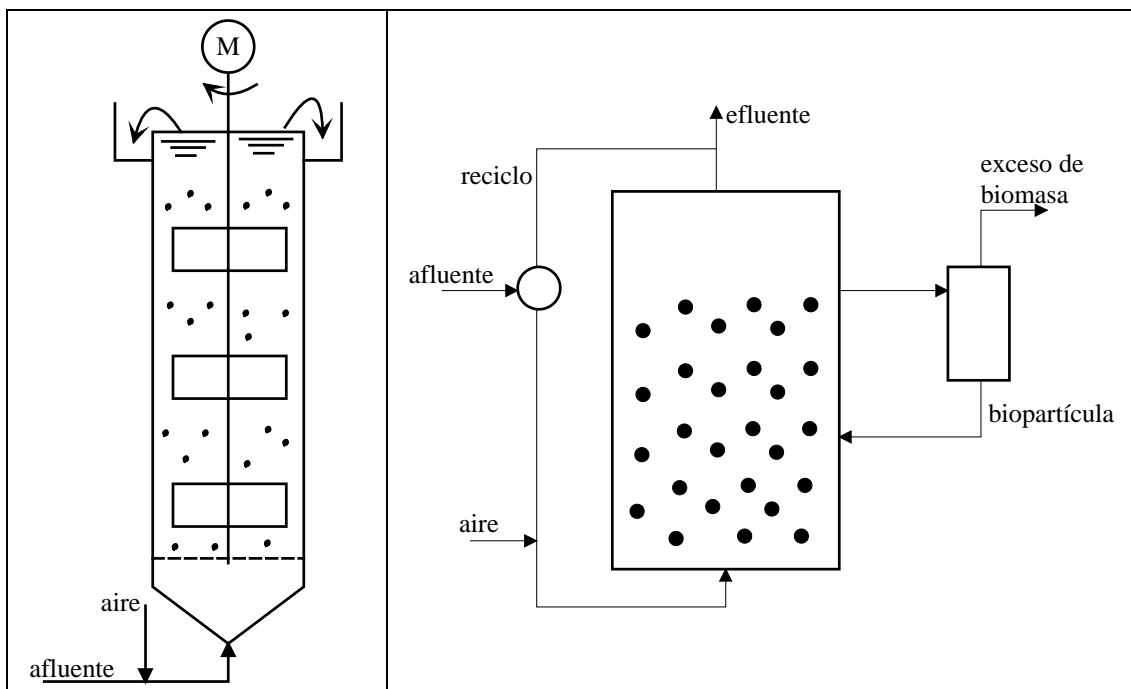


Figura 1.- Esquema típico de reactor de lecho fluidizado de dos fases. A la izquierda, con flujo pistón, y a la derecha con flujo pseudo mezcla completa (depende de la tasa de recirculación).

En función del grado de expansión se habla de lecho expandido o fluidizado. La transición entre uno y otro cae entre 50 a 100% de expansión respecto a la altura del lecho estático (WEF 2010). Un menor grado de expansión del lecho es ventajoso porque requiere una menor velocidad del flujo, menos energía e incrementa la concentración efectiva de biomasa (mg SS/L), lo cual reduce la demanda de espacio. Sin embargo, en procesos aerobios, una mayor concentración de biomasa incrementa la demanda de oxígeno.

Generalmente, la velocidad necesaria para la fluidización es muy superior a la requerida para lograr el tiempo de retención para la reacción biológica, por lo que el efluente del lecho debe ser reciclado aumentando así la velocidad ascendente del flujo.

Recientes desarrollos en el diseño del proceso han permitido la incorporación de una fase gaseosa, permitiendo la transferencia de oxígeno directamente en el interior del bioreactor (Fig. 2). Si la aireación se realiza al interior del lecho, se produce una perturbación de la fluidización e incrementa las colisiones entre las biopartículas, produciendo desprendimiento de biofilm. En estos tipos de reactores, se logra la fluidización de las biopartículas mediante aireación (sistemas de 3 fases: sólida, líquida y gaseosa), posibilitada por el uso de material soporte con un peso específico próximo al del agua. Aunque la popularidad de estos sistemas de 3 fases está en alza, su análisis de procesos y modelación es muy compleja. Adicionalmente, el hecho del incremento de la erosión de biofilm por las colisiones hace necesario algún elemento separador de la fase sólida-líquido, ya que ese desprendimiento de biofilm puede incrementar la concentración de sólidos en suspensión. Así, en lo que sigue la discusión y contenido de este trabajo se centra en los sistemas bi-fásicos.

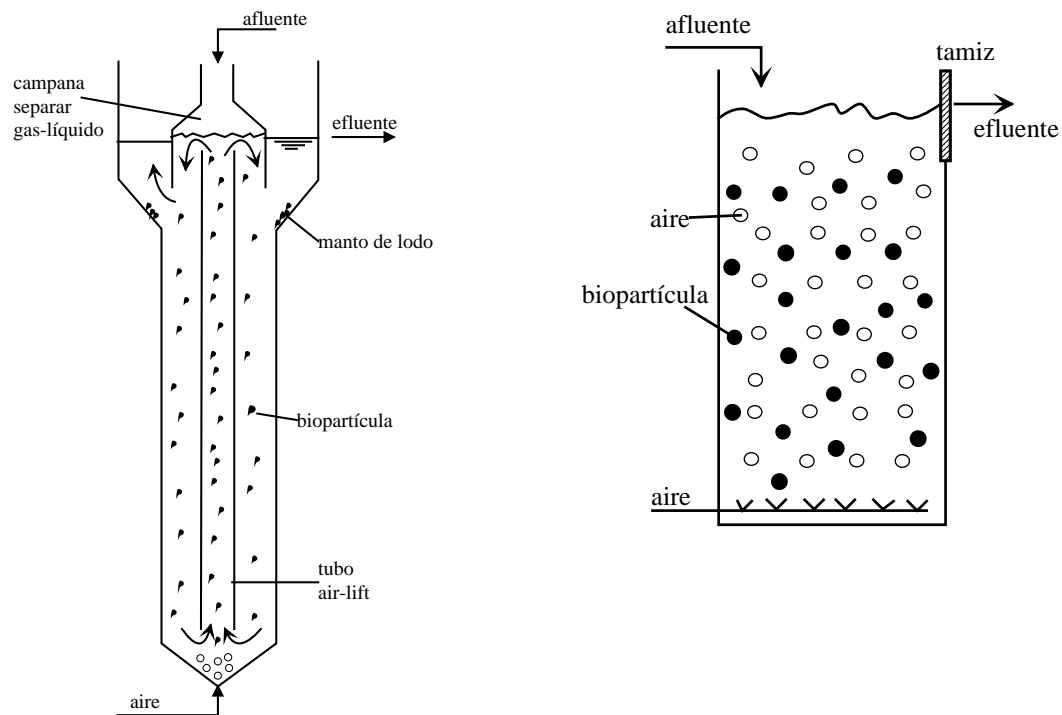


Figura 2.- Esquema de lechos fluidizados de 3 fases. Izda.: lecho fluidizado mediante sistema air-lift y con cámara de sedimentación integrada. Dcha.: lecho fluidizado con aireación de fondo mediante difusores y con tamiz para separar las biopartículas.

En general, la velocidad de sedimentación de las biopartículas es muy superior a la de los flóculos de fangos activos. Así, las biopartículas son retenidas en el reactor y el efluente presenta una concentración muy baja de sólidos en suspensión que permite su vertido o descarga sin clarificación final. Sin embargo, conforme crece la biomasa, las biopartículas se pueden tornar de mayor tamaño incrementando la expansión del lecho. Para evitar una excesiva expansión del lecho, que podría incrementar los sólidos en suspensión en el efluente, las biopartículas son retiradas sistemáticamente, y en un elemento separador, por ejemplo: un tamiz, el exceso de biomasa es purgado y las partículas soporte limpias se retornan al reactor. De esta forma, se puede mantener una cantidad estable de biomasa en el sistema a la vez que el efluente contiene una baja concentración de sólidos en suspensión.

2.1.- Superficie específica del material soporte

En general, como material soporte se suele usar arena silíceo (diámetro de 0.3 a 0.7 mm) o carbón activo granular (0.6 a 1.4 mm). También pueden usarse otros materiales. Por ejemplo, a escala piloto se ha utilizado coque vítreo (0.7 a 1.0 mm). En todo caso, al ser partículas de pequeño tamaño (1 mm) se obtiene una gran superficie específica (hasta 2400 m²/m³ cuando la expansión es del 50%, WEF 2010), lo cual es uno de los factores clave de esta tecnología. Cuando el lecho ya está expandido, la superficie específica de la partícula soporte se puede estimar mediante la siguiente fórmula (Rittmann y McCarty, 2001):

$$a_s = 1000 \frac{6(1 - \varepsilon)}{d \Psi}$$

Donde:

a_s = superficie específica (m^{-1})

ε = porosidad del lecho expandido (adimensional, normalmente en torno a 0.4 - 0.6)

d = diámetro de la partícula soporte (mm)

Ψ = factor de forma (adimensional, igual a 1 si se considera partícula pseudo-esférica)

La superficie específica en lechos fluidizados depende del tamaño del medio granular (0.3 a 1.4 mm) y del grado de expansión del lecho (50 a 100%), pero en general va de 1.000 a 3.000 m^2/m^3 . Esta gran superficie específica permite que se alcance concentraciones de biomasa de 15.000 mg/L en lechos aerobios o de hasta 40.000 mg/L de SSV en lechos anóxicos (Grady et al., 1999; Grady et al., 2011) (Tabla 1). Así, la eficiencia volumétrica de un lecho fluidizado es una 10 veces la de un sistema de fangos activos. Debido a esta gran concentración de biomasa, un lecho fluidizado con tiempos de retención muy bajos (en torno a 3 minutos) puede ser muy eficaz como proceso de desnitrificación, aun con elevadas cargas de nitrato ($> 7 \text{ kg N-NO}_3^-/m^3/d$) (Green et al., 1994).

Tabla 1.- Concentración de biomasa en lechos fluidizados (WEF 2010)

Tratamiento	SSVLM (mg/L)
Oxidación orgánica	12.000 – 15.000
Nitrificación	8.000 – 40.000
Desnitrificación	30.000 – 40.000

3.- CRITERIOS DE DISEÑO

En reactores de lecho fluidizado, tanto la cantidad de biomasa retenida así como el área total de biopelícula son muy grandes debido a que las partículas de soporte de la biopelícula son de pequeño diámetro (0.5 a 1.4 mm). Por lo tanto, son capaces de tratar aguas residuales con un tiempo de retención hidráulica extremadamente corto o con elevada carga orgánica. Así, los reactores de lecho fluidizado pueden ser explotados con un tiempo de retención de poco más de **10 minutos**, o con una carga volumétrica en torno a **10 kg DBO₅/m³/día**.

Por otro lado, requieren operaciones muy cuidadas para formar y mantener un lecho fluidizado estable. Para mantener un estado de fluidización en un reactor longitudinal como el de la figura 1, es necesario evaluar muy bien la velocidad ascendente del flujo. Si la velocidad ascendente es superior a la de decantación libre de una partícula aislada, entonces la partícula será expulsada de la biorreactor. Por tanto, la velocidad ascendente necesaria para el correcto funcionamiento de un lecho fluidizado estará comprendida en un rango estrecho entre la velocidad mínima de fluidización y la velocidad de decantación libre de las partículas que componen el lecho.

Velocidad mínima de fluidización

Una de las expresiones para obtener la velocidad mínima de fluidización es la siguiente (modificada de Iwai y Kitao, 1994):

$$V_{mf} = 0.09843 \frac{d_{60}^{1.82} [\rho(\rho_s - \rho)]^{0.94}}{\mu^{0.88}}$$

Donde:

V_{mf} = velocidad mínima de fluidización (m/h)

d_{60} = 60% tamaño más fino del medio filtrante (mm)

$\rho_s; \rho$ = peso específico del medio filtrante y del agua, respectivamente (lb/ft^3)

μ = viscosidad del agua (centipoise) (a 20 °C = 1,0020)

Otra fórmula para estimar V_{mf} (en m/h) viene dada por la ecuación siguiente (modificada de Iwai y Kitao, 1994):

$$V_{mf} = 16,50 \frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{\mu}$$

Donde:

d = diámetro del medio filtrante (mm)

$\rho_s; \rho$ = peso específico del medio filtrante y del agua, respectivamente (g/m^3)

μ = viscosidad dinámica del agua ($g/m/h$)

g = aceleración de la gravedad (m/h^2)



Velocidad de decantación de las biopartículas

Las biopartículas, y el material soporte limpio, decantan por sedimentación libre conforme a la ley de Stokes:

$$V_s = 200 \frac{g}{\mu} (\rho_s - \rho) d^2$$

Donde:

- V_s = velocidad de sedimentación libre (m/h)
- d = diámetro del medio filtrante (cm)
- $\rho_s; \rho$ = peso específico del medio filtrante y del agua, respectivamente (g/cm³)
- μ = viscosidad dinámica del agua (a 20 °C = 0.01002 g/cm/s)
- g = aceleración de la gravedad (= 9.8 m/s²)

3.1.- Velocidad ascendente

La velocidad ascendente resulta de:

$$V_{asc} = \frac{Q(1+R)}{S_t}$$

Donde:

- V_{asc} = velocidad ascendente (m/h)
- Q = caudal (m³/h)
- R = tasa de recirculación (tanto por uno)
- S_t = área de la sección transversal (m²)

En general, el rango aceptable de velocidad ascendente es de 30 a 60 m/h. En la tabla se presenta ejemplos de valores en función del material de relleno.

Tabla 2.- Velocidad ascendente necesaria para fluidizar diferentes medios (Adaptada de WEF 2010)

Medio	Tamaño (mm)	V_{mf} (m/h)	$V_{50\%}$ (m/h)
Coque vítreo	0.7-1.0	9.0	30
CAG	1.7	10.2	--
Arena silíceo	0.5-1.0	22.2	90 (rango típico: 24 a 36)

$V_{50\%}$: velocidad ascendente para un 50% de expansión del lecho

CAG: carbón activo granular

A medida que la biomasa se adhiere al soporte, la densidad aparente del mismo disminuirá. La densidad aparente puede ser calculada a partir de la cantidad de biomasa adherida suponiendo que la densidad de una película microbiana es de 1.005 g/cm³.

A pesar de la diferencia de densidades que hay entre los materiales de relleno utilizados (arena, antracita, PVC, perlas porosas de vidrio, polipropileno, nilón), lo cierto es que una vez desarrollada la biopelícula, la biopartícula tiende a un valor de peso específico similar y estable, en torno a 1.1 (WEF 2010).

3.2.- Rendimiento

Al tratamiento mediante lecho fluidizado se le puede atribuir un rendimiento cercano al límite superior de los rendimientos obtenibles con tratamientos biológicos. Esto se debe a la gran concentración microbiana y al elevado factor de eficacia de las biopelículas que se desarrollan en estos procesos (son de escaso espesor y por lo tanto ofrecen poca resistencia a la transferencia de materia desde el seno líquido).

En definitiva, el rendimiento en **eliminación de materia orgánica** tendrá un rango de **70 al 95%**. En el caso de eliminación de nitrógeno mediante nitrificación – desnitrificación se ha alcanzado rendimientos superiores al 95% (Iwai y Kitao, 1994; WEF 2010).

4.- DECANTACIÓN SECUNDARIA

Con la variante de aireación interior (air-lift y/o mediante difusores) el efluente del reactor puede presentar una concentración de sólidos en suspensión que incumple el límite de vertido. En tal caso, se requiere una separación sólido-líquido que se puede hacer mediante una sedimentación simple, entre otros procesos. Otros procesos de

separación sólido-líquido que se pueden emplear son: filtración a través de lecho granular (arena, antracita, etc.); ciclonado; decantación acelerada o lamelar; tamizado; etc.

Para una sedimentación simple se utilizarán decantadores estáticos, que podrán ser rectangulares o circulares. En lechos fluidizados la concentración de biopartículas a la salida del reactor puede alcanzar o superar 200-400 mg/L, siendo aplicable la teoría de sedimentación zonal.

4.1.- Variables de diseño

- **Velocidad ascensional o carga hidráulica superficial:** se basa en el caudal que realmente atraviesa la unidad, es decir, aquel que sale por el vertedero superficial de salida (caudal efluente).

$$V_{ASC} = \frac{Q}{A}$$

Donde:

V_{ASC} = velocidad ascensional (m/h)

Q = caudal efluente (m³/h)

A = superficie horizontal de decantación (m²)

- **Tiempo de retención hidráulica:**

$$TRH = \frac{V}{Q} = \frac{A h}{Q}$$

Donde:

TRH = tiempo de retención hidráulica (horas)

h = calado bajo vertedero (m)

V = volumen útil de decantación (m³)

$Q = Q_{max}$ (m³/h)

- **Carga hidráulica sobre vertedero:** corresponde al caudal efluente por metro lineal de longitud de vertedero de salida.

$$CH_V = \frac{Q}{L_V}$$

Donde:

CH_V = carga hidráulica sobre vertedero (m³/h/m)

L_V = longitud de vertedero (m)

$Q = Q_{max}$ (m³/h)

4.2.- Resumen de valores de diseño

En la tabla siguiente se presenta un resumen de los valores típicos de los parámetros de diseño.

Tabla 3.- Valores de diseño para decantación secundaria de lechos aireados sumergidos fijos

Parámetro	Valor
Velocidad ascensional (m/h)	< 0.6 (Q_{medio}) < 1.5 (Q_{max})
Tiempo de retención hidráulica (h)	> 2 (Q_{max})
Carga hidráulica máxima sobre vertedero (m ³ /h/m)	< 10 (a Q_{max})
Concentración del fango (%)	≤ 1
Calado mínimo bajo vertedero (m)	≥ 2.5



Cuando el diámetro unitario de decantador sea ≤ 5 metros se recomienda emplear decantadores sin rasquetas de forma tronco-cónica, también llamados de flujo vertical. En estos decantadores la superficie horizontal efectiva se establece en el punto medio de la altura existente entre la cota de entrada de agua a la unidad (es decir, saliendo de la campana deflectora) y la cota del nivel libre del agua (ver figura siguiente).

Para facilitar la sedimentación real del lodo, la pendiente de la pared de la zona cónica responderá a un ángulo de inclinación mayor o igual que 60° .

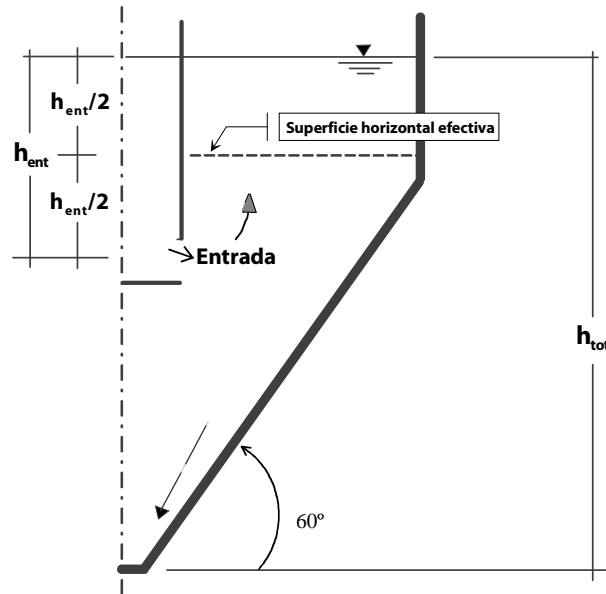


Figura 3.- Esquema de un decantador tronco-cónico (Adaptada de DWA 2000)

5.- ESPECIFICACIONES EN EL TRATAMIENTO DE EFLUENTES DE LA INDUSTRIA TEXTIL

En el sector del textil, el mayor número de aplicaciones se lo lleva el lecho anaerobio. Se aprovecha que la concentración de materia orgánica es elevada para obtener biogás. Por otra parte, en función del material soporte empleado se puede alcanzar el objetivo de eliminación de color. En los párrafos siguientes se recoge una reseña cronológica de aplicaciones de lechos fluidizados en el sector textil.

Kim et al. (2002) evaluaron la eficacia de una planta piloto diseñada para el tratamiento del **agua residual real** de una fábrica textil cuya DQO promedio era de 870 mg/L, color de 1340 mg/L Pt-Co y SS de 240 mg/L. La línea del tratamiento piloto comprendía: lecho aerobio fluidizado + coagulación química + oxidación electroquímica. El reactor tenía un volumen de **1.8 m³** y aireación mediante difusores al interior del tanque, es decir, era un **sistema de 3 fases**. El material soporte fueron cubos de poliuretano de 1,3 cm de arista, con una densidad de 0.21 g/cm³. El reactor alcanzó una concentración de 570 mg/L de SSLM, y un TRC de 6 días. El nivel de oxígeno disuelto (OD) se mantuvo siempre entre 3 y 4 mg/L en el reactor. Con estas características los rendimientos observado en la eliminación **de DQO y color fueron de 68.8% y 54.5%**, respectivamente.

Sen y Demirer (2003) evaluaron la tratabilidad de un agua residual real de industria textil del algodón en Ankara con un bio-reactor de lecho fluidizado anaerobio a escala de laboratorio. El material soporte consistió en partículas de **piedra pómez** con un diámetro de **0,25 a 1,4 mm** y una densidad de **1.764 kg/m³**. Con un TRH de **24 horas** y carga orgánica de **3 kg DQO/m³/d**, los rendimientos (en %) máximos observados de DQO, DBO₅ y color fueron 82, 94 y 59%, respectivamente. Para conseguir estos rendimientos fue necesario aportar materia orgánica externa, glucosa, en una dosis de 2 g/L. Una dosis de glucosa mayor que 2 g/L no produjo una mejora en la eficacia del proceso.

Georgiou y Aivasidis (2006) evaluaron a escala de laboratorio la tratabilidad de un agua residual textil real con un lecho fluidizado anaerobio. El tratamiento tuvo 2 objetivos concretos: la decoloración del agua residual y la transformación de los tintes azo-reactivos no biodegradables en tintes amino-aromáticos degradables por vía aerobia. Con un **TRH de 6 horas** el proceso resultó eficaz para la completa decoloración del agua residual conjuntamente con la obtención de un efluente altamente biodegradable por los microorganismos aerobios de un proceso de fangos activos. El material soporte del lecho anaerobio fluidizado consistió en **perlas de vidrio**

reticulado sinterizado (Siran[®]) de **1 a 2 mm de diámetro**. Se trata de un vidrio poroso, con una porosidad del 55% y diámetro de poro de 60 a 300 μm .

Haroun e Idris (2009) realizaron una evaluación muy similar también de un lecho anaerobio fluidizado a escala de laboratorio para tratar el agua residual de una fábrica de fibra y tintado en Malasia. La diferencia, además del agua residual, es que este bio-reactor empleó partículas de **carbón activo de 0.02 a 0.25 mm** de diámetro como material soporte. Con un **TRH de 12 horas** y carga orgánica de **4.4 kg DQO/m³/d**, alcanzaron los rendimientos máximos en eliminación de DQO, DBO₅ y color, que fueron de (en %): 98, 95 y 65%, respectivamente. Asimismo, emplearon glucosa como fuente externa de carbono, con una dosis óptima de 0.6 g/L.

Desai y Kore (2011) efectuaron el control y seguimiento de un sistema de tratamiento biológico comprendido por 2 bio-reactores en serie de lecho aerobio fluidizado para el tratamiento de un agua residual de industria textil que previamente había sido regulada en pH y coagulada-floculada. Una de las cosas interesantes de este estudio, es que se trató de una planta a escala real, localizada en Kolhapur (Maharashtra, India). Los rendimientos medios observados (teniendo en cuenta la línea completa de tratamiento) en **DQO y DBO₅ fueron de 85 y 82%**, respectivamente. Lamentablemente, el artículo no recoge las variables operacionales de los bio-reactores ni las características del material soporte.

Nzila et al. (2011) evaluaron la reducción de color y DQO de una agua residual textil con un lecho fluidizado anaerobio. El agua bruta se sometió a un pretratamiento de coagulación y floculación previo al bio-reactor. El lecho fue explotado con un **TRH de 12 horas** y una carga orgánica de **2.6 kg DQO/m³/d**. El bio-reactor alcanzó unos rendimientos de 40 y 68% en DQO y color, respectivamente. El sistema global alcanzó un rendimiento promedio de 72 y 87% en reducción de DQO y color.

Otros casos, industrias de sectores no del textil

En 1999, más de 80 instalaciones a escala real estaban en funcionamiento en los EE.UU y Europa (WEF 2010). Dos tercios de estas se dedicaban al tratamiento de aguas residuales industriales, y el resto a agua residual urbana.

Sin embargo, el boom de esta tecnología es reciente. En particular, los sistemas anaerobios han encontrado un mercado para el tratamiento de aguas residuales industriales de fuerte concentración, con valores de DQO mayores que 1000 mg/L, ya que se evita el uso de oxígeno y se puede aprovechar el biogás producido.

Jeris et al. (1977) informaron los resultados de una investigación a escala piloto sobre nitrificación, desnitrificación y eliminación de la DBO de agua residual urbana con unidades de lechos fluidizados con superficies específicas mayores a 3.300 m²/m³. El proceso empleó disolución de oxígeno puro en el afluente al lecho fluidizado y recirculación del efluente. Los procesos de nitrificación y desnitrificación alcanzaron un rendimiento máximo del 99%.

Shieh and Li (1989) trataron el agua residual de una industria de almidón de maíz con un reactor de lecho fluidizado utilizando **arena fina** como medio soporte. El reactor se explotó con cargas máxicas de 0.42 a 1.61 g DBO₅/g STV/día. Se alcanzó un buen rendimiento de **oxidación conjunta de materia orgánica y amonio**: porcentajes superiores al 90%, siempre que la carga máxica y el tiempo de retención celular se mantuviera en 1.0 g DBO₅/g STVS/día, y 5 días, respectivamente. La concentración de biomasa en el reactor fue elevada y estuvo en el rango de 5.000 a 16.000 mg STV/L.

6.- PARÁMETROS Y ESTRATEGIAS DE CONTROL

El mantenimiento de estas instalaciones no es tan sencillo como el de los reactores de lecho fijo (lecho aireable sumergido, lecho bacteriano, etc.), ya que es difícil mantener el lecho del reactor en un estado fluidizado estable.

El control de la altura del lecho requiere de una purga continua de biomasa. De lo contrario, se desarrollan biopartículas sin el tamaño adecuado y la altura del lecho expandido podría ser excesiva. El procedimiento más común consiste en purgar biomasa de la parte superior del lecho. Esto induce estratificación del lecho. El lecho se mantiene en estado dinámico mediante la purga continua de las biopartículas grandes de la parte superior y el retorno de soporte limpio, las cuales migran hacia el fondo del lecho donde se ponen en contacto con una concentración elevada de sustrato. Lo anterior supone que el material soporte tiene buena uniformidad de tamaños. Si el material presenta una mala distribución de tamaño, entonces la estratificación no tiene que ver con el tamaño de la biopartícula. En este último caso, el soporte de mayor tamaño permanecerá cerca del fondo y el de menor tamaño se acumulará en la parte superior, y por lo tanto, es este material el que siempre es purgado y reciclado, lo cual es claramente inadecuado. Así, es muy importante que el material soporte tenga una excelente uniformidad de tamaño.

6.1.- Control de la aireación

Un punto de gran importancia a controlar en los reactores biológicos es la concentración de oxígeno disuelto (OD). Para realizar esta medida se usará una sonda de OD fija o portátil. Para la eficaz oxidación de materia orgánica es aceptable un rango de OD **entre 3 y 4 ppm**. En las plantas de mayor tamaño la aireación suele estar automatizada, de manera que, en función del OD que mida la sonda, los equipos de aireación se arrancarán o pararán. Además, si se dispone de variadores de frecuencia se regulará el caudal de aire suministrado.

6.2.- Control de la decantación y purga

En el caso de más de una línea de decantación, habrá que asegurar que el agua tratada que sale del reactor o reactores se reparte por igual entre todos los decantadores secundarios.

Asimismo, se ha de evitar que el fango decantado permanezca mucho tiempo en el decantador. Para ello hay que controlar los tiempos del bombeo de purga de fangos. En general, se hará una purga cada hora.

Una instalación aunque funcione adecuadamente producirá una cierta cantidad de biopelícula desprendida y/o floculos de bajo peso o densidad que flotarán en la superficie del decantador. Un deflector de flotantes evitará que salgan del decantador junto con el agua tratada.

6.3.- Comprobaciones diarias en el reactor y en el decantador

Las tareas a controlar y realizar son:

- Observar el aspecto del agua en reactores y decantadores.
- Adecuado mantenimiento y lubricación de la unidad de aireación.
- Cepillado de los vertederos de salida de agua decantada.
- Retirada de las grasas y otros materiales flotantes, como trozos de goma y plástico.

7.- PROBLEMAS DE EXPLOTACIÓN

La ventaja clave de un lecho fluidizado es la gran superficie específica para el crecimiento de biopelícula. Esto produce una gran concentración de biomasa activa, elevada tasa de reacción y reducida necesidad de superficie. Sin embargo, debido a esa gran concentración de biomasa, los procesos aerobios pueden estar limitados por la demanda de oxígeno.

Otra desventaja es el grado de recirculación requerido para mantener una velocidad ascendente que permita la expansión del lecho y la fluidización de las biopartículas, lo cual incrementa los costes energéticos por bombeo. No obstante, la bomba de recirculación solo debe vencer las pérdidas por rozamiento y la diferencia de densidades entre el fluido en la línea de recirculación (aire y agua) y el lecho expandido (agua y biopartícula). La pérdida de carga en la bomba de recirculación es significativamente menor que la altura de agua en el reactor.

La mayoría de los problemas de los elementos de distribución pueden atribuirse al **atascamiento**. Esto puede evitarse eliminando sólidos en el afluente y diseñando un elemento que evite el retorno del material soporte. No obstante, cuando es posible la formación de estruvita (sistemas de digestión anaerobia), los sistemas deben diseñarse de modo desmontable para su mantenimiento.

El CAG posee algunas propiedades que mejoran las de la arena sílicea, por ejemplo: baja densidad, elevada porosidad, buena adsorción, la biopelícula se desarrolla con un espesor uniforme a lo largo del lecho y fácil puesta en marcha o re-inicio del proceso. Como contraparte, frente a las variaciones de la velocidad ascendente, la estabilidad de la altura del lecho incrementa con el tamaño y densidad del soporte (o sea, que en tal caso se comporta mejor la arena).

Por otra parte, si el proceso es anaerobio presentaría los siguientes problemas y/o desventajas propias:

- Las bacterias anaerobias son de lento crecimiento, y por lo tanto ante cualquier evento, por ejemplo: una sobrecarga hidráulica y/o contaminante, al reactor le cuesta mucho incrementar su capacidad de tratamiento.
- Puede requerir equipos de calentamiento cuando la producción de biogás mengua.
- Se requiere una nave para contener la mayoría, cuando no todos, los elementos o equipos del proceso.

- Aunque se puede alcanzar concentraciones de DQO muy bajas en el efluente (hasta 100 mg/L, depende de la DQO afluente también), siempre será más seguro conseguir efluentes de mejor calidad con un proceso aerobio.
- La explotación del proceso anaerobio se debe realizar por personal muy formado y experimentado.

Un problema de funcionamiento es la **estratificación del lecho**, que se produce cuando el tamaño del material soporte no es suficientemente uniforme. Las biopartículas más pequeñas se acumulan cerca del límite superior, con lo cual quedan menos expuestas al proceso erosivo de desprendimiento, lo que hace que acumulen más biopelícula y que su densidad aparente disminuya en términos relativos, con lo cual se fluidizan más y se perpetua su situación. El problema final es el arrastre de estas biopartículas muy ligeras (por ejemplo; cuando se produce una sobre carga incontrolada hidráulica). La utilización de un medio con buen coeficiente de uniformidad minimiza y/o evita eficazmente la estratificación del lecho. Otras medidas de control incluyen el diseño de una sección cónica en la parte superior del reactor para sedimentar las partículas ligeras o la instalación de un tamiz, etc.

En cuanto a costes, los lechos fluidizados en inversión pueden suponer un ahorro de un 50% respecto a los fangos activos, pero los costes operacionales son mucho más elevados (WEF 2000).

BIBLIOGRAFÍA

- ACRP (2013). "Guidance for Treatment of Airport Stormwater Containing Deicers. Fact Sheet 104: Anaerobic fluidized bed reactors". Airport Cooperative Research Program. Sponsored by the Federal Aviation Administration.
- DESAI, P. A., and KORE, V. S. (2011). Performance evaluation of effluent treatment plant for textile industry in Kolhapur of Maharashtra. *Universal Journal of Environmental Research and Technology*, 1 (4): 560-565.
- DWA (2000). "Dimensioning of single-stage activated sludge plants". © GFA, Hennef.
- ENVIROGEN TECHNOLOGIES. Recovered May 27, 2015 from: <http://www.envirogen.com/pages/technologies/bioreactors/>
- GEORGIU, D., and AIVASIDIS, A. (2006). Decoloration of textile wastewater by means of a fluidized-bed loop reactor and immobilized anaerobic bacteria. *J. Hazardous Materials*, B135. 372-377.
- GRADY, L. E., DAIGGER, G. T., LIM, H. (1999). "Biological wastewater treatment", 2nd Edition. Marcel Dekker: New York.
- GRADY, L. E., DAIGGER, G. T., LOVE, N. G., FILIPE, C. D. M. (2011). "Biological wastewater treatment", third edition. CRC Press: Boca Raton, London, N. York.
- HAROUN, M.; and IDRIS, A. (2009). Treatment of textile wastewater with anaerobic fluidized bed reactor. *Desalination*, 237: 357-366.
- HARREMOËS, P., HENZE, M. (1995). "Biofilters". En: *Wastewater treatment. Biological and Chemical Processes*. Springer-Verlag, Berlin.
- IWAI, S. and KITAO, T. (1994) "Wastewater treatment with microbial films"; Tecnominc, Switzerland.
- JERIS, J.S., OWENS, R.W., HICKEY, R., FLOOD F. (1977). Biological fluidized-bed treatment for BOD and nitrogen removal. *J. WPCF*, 49(5): 816- 831.
- KIM, T-H.; PARK, Ch.; LEE, J.; SHIN, E-B.; KIM, S. (2002). Pilot scale treatment of textile wastewater by combined process (fluidized biofilm process-chemical coagulation-electrochemical oxidation). *Water Research*, 36: 3979-3988.
- NZILA, C.; DEWULF, J.; SPANJERS, H.; WAMBUA, P.; GITHAIGA, J.; TUIGONG, D.; KIRIAMITI, H.; KIAMBI, L.; MUUMBO, A.; VAN LANGENHOVE, H. (2011). Colour and Nutrient Removal from Textile Waste Water Using an Enhanced Fluidized Bed Bioreactor. *The African Journal of Technology*, 65-79.
- RITTMANN, B. E.; and McCARTY, P. L. (2001). "Biotecnología del medio ambiente. Principios y aplicaciones". McGraw-Hill/Interamericana de España, S.A.U.: Madrid.
- RODRÍGUEZ, A.; LETÓN, P.; ROSAL, R.; DORADO, M.; VILLAR, S.; SANZ, J. (2006). "Tratamientos avanzados de aguas residuales industriales". Fundación para el conocimiento madri+d, CEIM: Madrid.
- SEN, S.; and DEMIRER, G. N. (2003). Anaerobic treatment of real textile wastewater with a fluidized bed reactor. *Water Research*, 37: 1868-1878.
- SHIEH, W., and LI, C. T. (1989). Performance and kinetics of aerated fluidized bed biofilm reactor. *J. Env. Eng.*, 1: 65-79.
- THERMAX Sustainable solutions Energy & Environment. Recovered May 27, 2015 from: <http://www.thermaxglobal.com/Water-and-Waste-Solutions/Systems-and-Solutions/Sewage-Treatment-and-Recycling.aspx>.
- WEF (2000). "Aerobic fixed-growth reactors". Water Environment Federation: Alexandria VA (USA).
- WEF, ASCE-EWRI. (2010). "Design of municipal wastewater treatment plants", fifth edition. Volume 2: Liquid treatment processes. McGraw-Hill: New York.



ANEXO 1

ESTIMACIÓN DE SUPERFICIES NECESARIAS

1.- SUPERFICIE NECESARIA PARA EL REACTOR BIOLÓGICO DE LECHO FLUIDIZADO

En la siguiente tabla se presenta la demanda de superficie mínima necesaria para un reactor biológico de lecho fluidizado relleno de carbón activo granular (CAG) de 1.5 mm de diámetro.

La superficie se ha calculado para diferentes tamaños de industria textil, en términos de caudal de tratamiento.

Se hace la hipótesis de que el tratamiento previo incluye: tanque de homogenización de caudales y concentraciones, desbaste, tamizado y decantación primaria. De tal modo que, la concentración DBO₅ afluente al lecho fluidizado será de 300 mg/L.

El principal criterio de diseño es la velocidad ascendente, que no será superior a 30 m/h, para una expansión máxima del 60%.

La superficie en planta necesaria solo dependerá de la velocidad ascendente y del caudal afluente. Así, se obtiene los siguientes resultados:

a.- Variables de partida	Referencia	Adoptado
Material soporte:		Arena
d (mm):	0.4-1.0	0.8
Porosidad lecho expandido	0.4-0.7	0.5
Factor de forma	> 1	1.8
Carga orgánica (g/m ² /d)	5-10	5
Velocidad ascendente (m/h)	24-36	36
DBO afluente (mg/L):		400
H mínima (m):	2	2
H recomendada (m):	6	5

b.- Superficie específica de la arena expandida

As (m ⁻¹):	2083
------------------------	------

Tabla 1.- Superficie, volumen, altura y tasa de recirculación del lecho expandido

Q	Superficie	Volumen	Altura	R
(m ³ /d)	(m ²)	(m ³)	(m)	
400	3.07	15.36	5.0	0.01
1000	7.68	38.40	5.0	0.01
2000	15.36	76.80	5.0	0.01
4000	30.72	153.60	5.0	0.01

2.- SUPERFICIE NECESARIA PARA LA DECANTACIÓN SECUNDARIA



Para estimar la superficie necesaria de decantación se empleará como criterio de diseño una velocidad ascensional a Q_{medio} (V_{ASC}) de 0.6 m/h

Los resultados se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 2.- Estimación de superficie necesaria para la decantación secundaria del proceso de lecho fluidizado en función del caudal a tratar

Caudal	Superficie
(m ³ /d)	(m ²)
400	28
1000	69
2000	139

3.- SUPERFICIE NECESARIA TOTAL PARA EL TRATAMIENTO SECUNDARIO

Finalmente, la superficie necesaria para el "tratamiento secundario" se obtiene de sumar la superficie de reactor más la de decantación. Los resultados se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 3.- Superficie total mínima necesaria de tratamiento secundario (reactor + decantación)

Caudal	Superficie total
(m ³ /d)	(m ²)
400	30
1000	71
2000	142



ANEXO 2

DESCRIPCIÓN GRÁFICA DE UNIDADES DE PROCESO

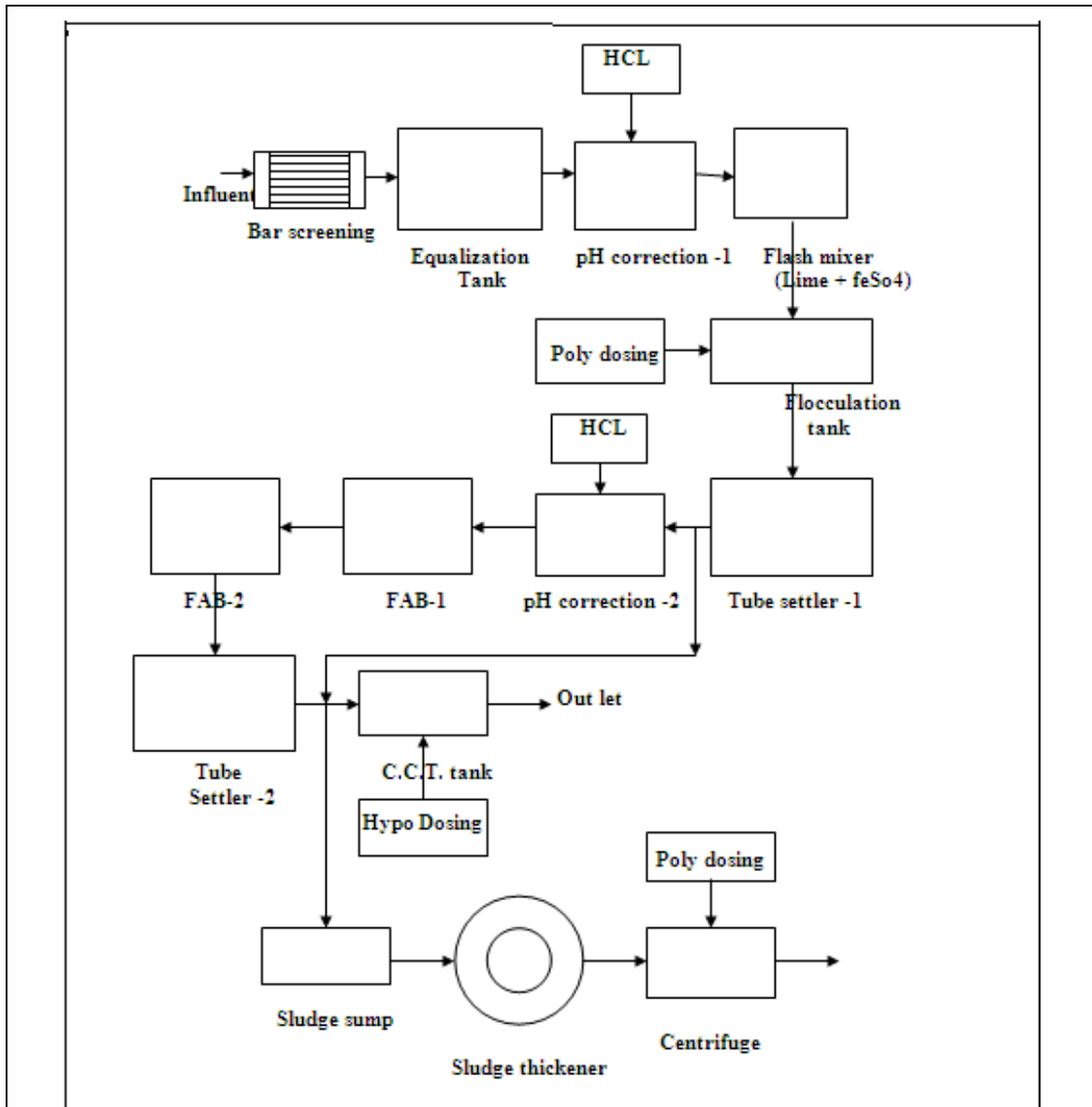
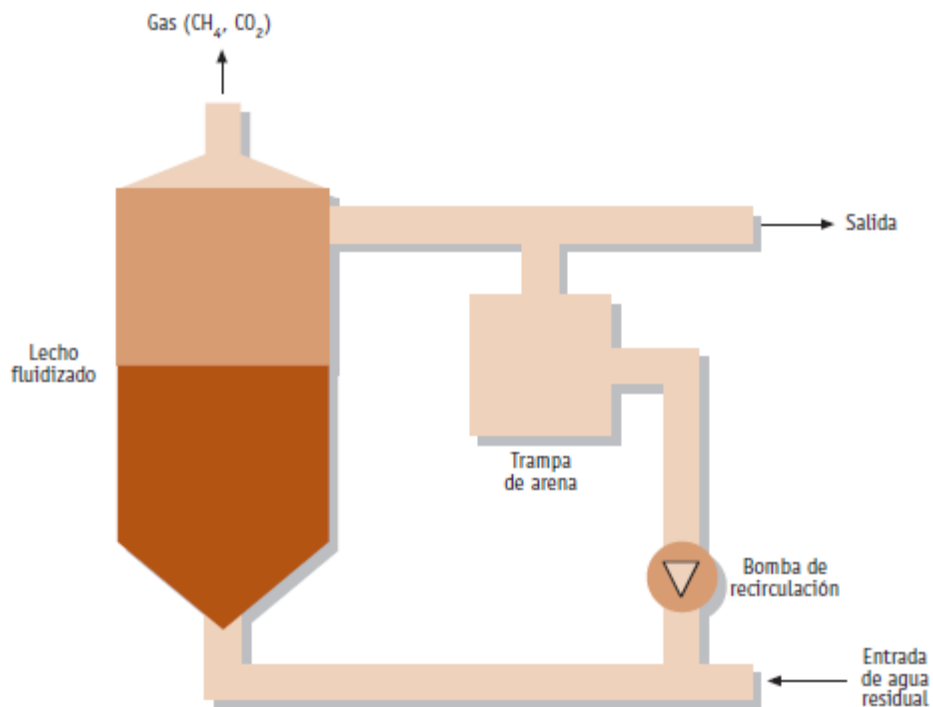


Figura 1

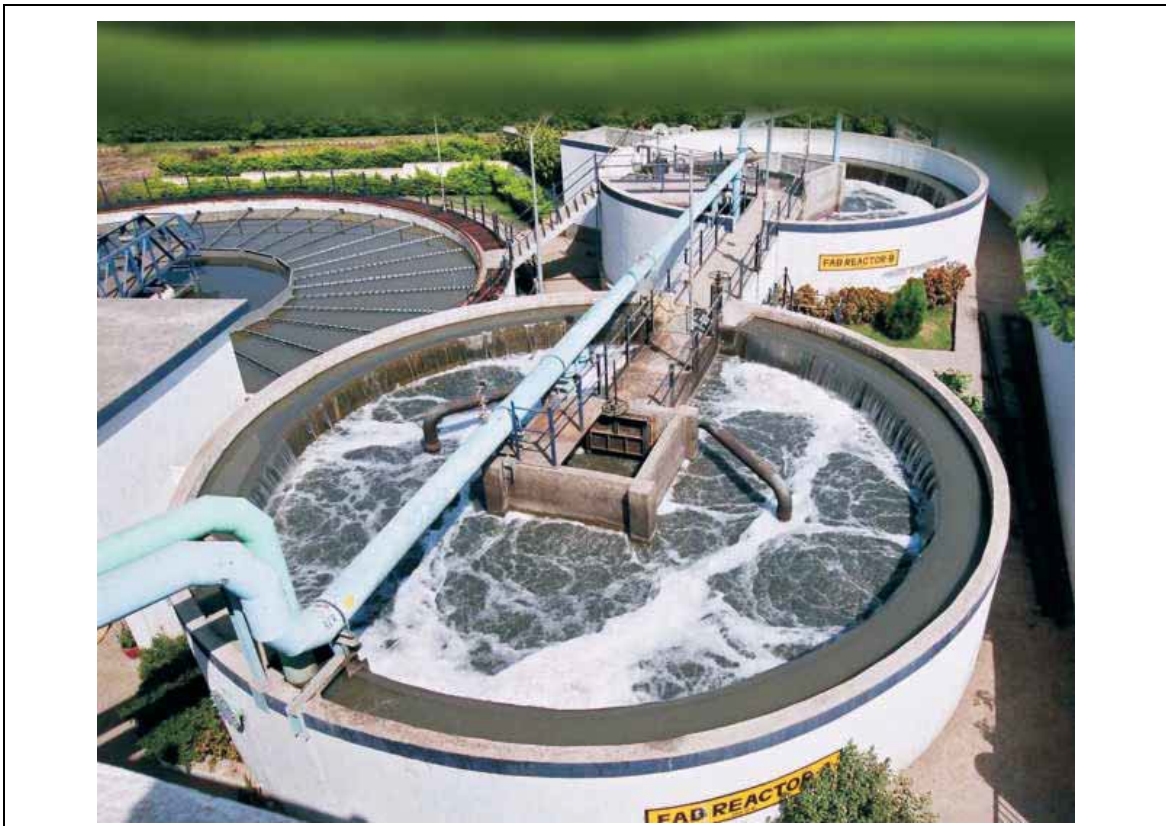
Diagrama de flujo de la planta de tratamiento de agua residual textil de Raymond zambaiti Ltd, Kolhapur (Maharashtra, India). La línea de agua comprende: desbaste, homogenización, coagulación-floculación con corrección de pH, decantación primaria lamelar, nueva corrección de pH, 2 lechos fluidizados aerobios en serie (FAB-1 y FAB-2), decantación secundaria lamelar y cloración. Los lodos, primario y secundario, simplemente se espesan y centrifugan. El caudal medio anual es de 2.000 m³/d, con DQO y DBO promedio de 1200 y 300 mg/L, respectivamente (Reproducida de Sen and Demirer, 2003).

**Figura 2**

Equipamiento de un lecho anaerobio fluidizado (Fuente: ACRP 2013)

**Figura 3.-**

Esquema de lecho anaerobio fluidizado (Fuente: Rodríguez et al., 2006)

**Figura 4**

Reactores de lecho aerobio fluidizado para tratamiento de agua residual urbana (entrada de HERMAX Sustainable solutions Energy & Environment, 2015).

**Figura 5**

Reactores de lecho fluidizado para tratamiento de agua residual industrial y urbana wastewater (tomada de Envirogen system Technologies 2015).