



Universidad Autónoma del Estado de México
Facultad de Ingeniería



“ESTADO DEL ARTE DEL PROCESO DE LODO
ACTIVADO GRANULAR Y DISEÑO DE UN
PROTOTIPO DE LABORATORIO”

TESIS

Que para obtener el título de:
INGENIERO CIVIL

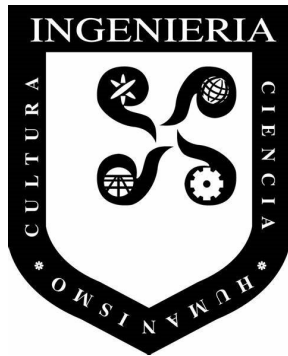
Presenta
DANIEL DIONISIO ROJAS RENDÓN

Asesor de tesis
DR. CHEIKH FALL

Toluca, Estado de México, febrero 2022



La presente Tesis de Lic. en Ingeniería Civil del Facultad de Ingeniería de la UAEMéx fue realizada en colaboración con el Instituto Interamericano de Tecnología y Ciencias del Agua (IITCA, UAEM), dentro del proyecto CONACYT CB # A1-S-10275.



RESUMEN

El proceso de Lodo Activado (LA) es el proceso de recuperación de recursos del agua más utilizado para el tratamiento de agua residual municipal, lo anterior prácticamente en todas las ciudades grandes y medianas del mundo. Como nueva variante del LA, el proceso de Lodo Aerobio Granular (LAG) está siendo investigado y de más en más aplicado en el mundo, debido a numerosas ventajas sobre el LA convencional (floculante).

Conforme al objetivo de la tesis, en el presente documento se encuentra un compendio de información de valor acerca de los lodos aerobios granulares; este último presenta los antecedentes y el estado de arte, así como una propuesta de metodología general de diseño de reactores LAG y su aplicación a prototipos de laboratorio.

Inicialmente, como primera gran parte, se realizó una revisión bibliográfica basada en la búsqueda de literatura reciente y relevante, lo anterior con base en los artículos científicos y libros de los últimos años. Para tener más contexto histórico, se identificaron y analizó el contenido de artículos anteriores y libros como antecedentes. La información obtenida de la lectura fue organizada en temas y subtemas de interés con respecto al diseño y a la operación del reactor LAG, reportando las diversas recomendaciones de varias fuentes bibliográficas. La información recabada fue sintetizada en una tabla para identificar los conocimientos más consensuales: tipos de reactores y ciclos de operación como reactor batch secuencial (RBS), parámetros de operación y sus rangos, tiempos de las etapas del ciclo, accesorios, tamaños relativos, características de los gránulos, eficiencias, problemas y más.

En la segunda parte, se identificaron las necesidades del cliente por el que se debía de concebir un prototipo de reactor LAG para su investigación, se estructuró un procedimiento de diseño, se fijó de forma precisa el rango u valor de cada criterio de diseño, realizando un análisis amplio y la organización de los datos recabados de varios artículos científicos. Se aplicó el procedimiento propuesto al diseño de un reactor RBS de LAG a escala de laboratorio de 3.5 L. Se realizaron los cálculos y dibujos necesarios, dando especificaciones complementarias.

La tesis tiene el mérito de proponer por primera vez un procedimiento estructurado de diseño de reactores LAG (extensible a escalas mayores), mismo que hasta ahora no existe como tal en la literatura abierta. Se dio satisfacción a las necesidades del cliente, además de hacer disponible la estructura de una tabla en Excel con hasta 40 entradas para la revisión bibliográfica de parámetros de operación y desempeño de procesos LAG de la literatura.

ÍNDICE

Dedicatoria	i
Agradecimientos	ii
Resumen	v
Lista de figuras	x
Lista de tablas	x
Introducción	1
Planteamiento del proyecto (objetivo y metodología general)	2
Capítulo 1: Antecedentes del lodo activado (LA)	3
1.1 Lodo activado convencional (LA)	3
1.2 Esquema del proceso de lodo activado	3
1.3 Definición de parámetros de operación del LA	5
<i>1.3.1 Ecuaciones de diseño del LA (del balance de masas)</i>	<i>6</i>
<i>1.3.2 Masa de bacterias en el tanque de aireación</i>	<i>7</i>
1.4 Otras necesidades de los microorganismos y su influencia en el funcionamiento del LA	9
<i>Temperatura</i>	<i>9</i>
<i>Efecto del pH</i>	<i>9</i>
<i>Compuestos tóxicos</i>	<i>9</i>
<i>Nutrientes</i>	<i>10</i>
1.5 Remoción biológica aumentada de Fósforo (EBPR)	11
<i>1.5.1 Introducción</i>	<i>11</i>
<i>1.5.2 Ventajas del EBPR</i>	<i>12</i>
<i>1.5.3 Desventajas de EBPR</i>	<i>12</i>
<i>1.5.4 Principios de EBPR</i>	<i>12</i>
<i>1.5.5 Requerimientos esenciales para obtener un EBPR</i>	<i>13</i>
<i>1.5.6 Configuraciones de EBPR en plantas de tratamiento</i>	<i>17</i>
1.5.6.1 Sistema Phoredox (A/O)	<i>17</i>
1.5.6.2 Configuración Bardenpho modificado de 3 etapas (A2/O)	<i>17</i>
1.5.6.3 Configuración JHB (Johannesburg)	<i>18</i>
1.5.6.4 Bardenpho modificado de 5 etapas	<i>19</i>
<i>1.5.7 Desnitrificación en sistemas EBPR</i>	<i>19</i>
Capítulo 2: Antecedentes de lodo aerobio granular (LAG)	20

2.1 Historia y uso del LAG en el mundo	20
2.1.1 <i>Historia</i>	20
2.1.2 <i>Uso en el mundo.....</i>	21
2.2 Lodo Activado Convencional vs el Lodo Activado Granular	29
2.3 Descripción lodo aerobio granular	30
2.4 Factores que afectan la granulación.....	32
<i>Ciclo de operación.....</i>	32
<i>Composición del sustrato.....</i>	32
<i>Tasa de carga orgánica volumétrica (COV).....</i>	32
<i>Fuerza hidrodinámica de corte.....</i>	33
<i>Tiempo de sedimentación.....</i>	34
2.5 Resumen de ventajas del LAG.....	35
2.6 Parámetros de operación y definiciones del LAG.....	36
2.6.1 <i>Ciclo de operación</i>	36
2.6.2 <i>Factores relacionados con la fase de alimentación en el LAG.....</i>	36
2.6.3 <i>Sedimentación</i>	37
2.6.4 <i>Purga de lodo.....</i>	37
2.6.5 <i>Relación de intercambio de volumen (RIV)</i>	37
2.6.6 <i>Principales reglas de competencia entre microorganismos según la composición del efluente y el tipo de ciclo.....</i>	38
Capítulo 3: Estado de arte de LAG (literatura reciente).....	40
3.1 Síntesis de revisión bibliográfica por autores.....	40
3.2 Estadísticas e intervalos de valores comunes	51
3.2.1 <i>Año, escala y objetivos de los artículos</i>	51
3.2.2 <i>Características del influente</i>	51
3.2.3 <i>Ciclo, tipo de alimentación e inóculo.....</i>	52
3.2.4 <i>Volumen de reactor, relación H/D, VER.....</i>	52
3.2.5 <i>Velocidad crítica y velocidad de sedimentación</i>	52
3.2.6 <i>Velocidad del gas, oxígeno disuelto, y tiempo de retención hidráulica</i>	52
3.2.7 <i>Tiempo de retención de sólidos, purga</i>	53
3.2.8 <i>MLSS.....</i>	53
3.2.9 <i>Diámetro de los gránulos e índice volumétrico de lodos</i>	53
3.2.10 <i>Eficiencias de remoción</i>	53
Capítulo 4: Propuesta de metodología general de diseño y aplicación.....	54
4.1 Definición de requerimientos (cliente)	54
4.2 Procedimiento de diseño propuesto.....	55
4.3 Aplicación.....	58

<i>4.3.1 Información inicial para el diseño</i>	58
4.3.1.1 Criterios de diseño	58
4.3.1.2 Especificaciones del cliente (proyecto de investigación):	58
<i>4.3.2 Diseño del reactor (procedimiento y aplicación)</i>	59
4.3.2.1 Ciclo de operación (elección)	59
4.3.2.2 Duración de las etapas del ciclo de operación propuesto (ciclo típico)	59
4.3.2.3 Dimensiones del reactor	60
4.3.2.4 Relación de intercambio de volumen (RIV)	60
4.3.2.5 Posición de la llave o puerto de descarga del efluente para RIV de 50%	62
4.3.2.6 Cálculo del volumen del influente y posición de los puertos del efluente	64
4.3.2.7 Volumen de agua en la camisa de control de temperatura	66
4.3.2.10 Bombas requeridas	68
4.3.2.11 Automatización	70
4.3.2.12 Composición de agua residual	70
4.3.2.13 Estimación de S_e y X (calidad del efluente tratado y sólidos del licor mixto)	70
4.3.2.14 Otros parámetros de operación (TRH, COV y F/M)	72
4.3.2.15 Plan final (con especificaciones)	73
4.3.2.15 Resumen de diseño	74
CONCLUSIONES	75
Referencias	77
Referencias del texto principal de la tesis	77
Referencias de tabla 6 (En orden de aparición)	80

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Esquema y límites del proceso de lodo activado.	4
Figura 2: Esquema conceptual de la actividad de los PAOs (López-Vázquez et al. 2019).....	14
Figura 3: Esquema conceptual de una planta de tratamiento de aguas residuales mediante lodos activados, capaz de llevar a cabo la remoción biológica aumentada de fósforo (López-Vázquez et al., 2019).....	15
Figura 4: Sistema Phoredox (A/O).....	17
Figura 5: Sistema Bardenpho modificado de 3 etapas.....	18
Figura 6: Sistema JHB (Johannesburg).	18
Figura 7: Sistema Bardenpho modificado de 5 etapas.....	19
Figura 8: Estructuras microbianas de lodo activado convencional y Lodo Activado Granular. (Giesen A. et al. ,2013)	31
Figura 9: Bomba de influente.....	69
Figura 10: Reactor en montaje global.	73

LISTA DE TABLAS

Tabla 1: valores típicos de constantes cinéticas para agua residual municipal.	7
Tabla 2: Condiciones operativas (definiciones ingenieriles).	13
Tabla 3: Lista de plantas de tratamiento Nereda [®] a escala real en funcionamiento, en construcción y en fases finales de diseño (Pronk et al. 2017).....	23
Tabla 4: Configuraciones Nereda [®] (Pronk et al. 2017)	26
Tabla 5: Ejemplo de los resultados de una planta de lodo aerobio granular (proceso Nereda [®] TM en Países Bajos) (Nereda [®] Aerobic Granular Sludge Demonstration, 2017) (Giesen A. et al. ,2013).	29
Tabla 6: Compendio de parámetros operacionales de 19 artículos. (Elaboración propia, 2021).....	42
<i>Tabla 7: Compendio de parámetros operacionales de 19 artículos. (Elaboración propia, 2021).....</i>	<i>43</i>
<i>Tabla 8: Propuesta de duración de fases y de ciclo total.....</i>	<i>59</i>
<i>Tabla 9: Cálculos de COV con distintas RIV.....</i>	<i>61</i>
<i>Tabla 10: RIV, dimensiones y volúmenes.</i>	<i>64</i>
<i>Tabla 11: Dimensiones y caudales del reactor.....</i>	<i>74</i>
<i>Tabla 12: Parámetros de operación</i>	<i>74</i>
<i>Tabla 13: Características del agua residual (influyente)</i>	<i>74</i>

INTRODUCCIÓN

Hoy en día el proceso de Lodo Activado (LA) es el proceso de tratamiento más utilizado para el tratamiento de agua residual municipal, tanto en México como en todo el mundo. Casi todas las ciudades grandes y medianas dependen de este proceso para el saneamiento (por ejemplo: Toluca, Monterrey, Ciudad de México, Nueva York, París, entre otras). Sin embargo, el LA tiene algunas desventajas como su alto consumo de energía dado el proceso de aireación, las grandes áreas necesarias para los sedimentadores secundarios, así como la generación de una gran cantidad de lodo biológico que hay que tratar y disponer.

Durante las últimas décadas, ha surgido un cambio notable con el desarrollo de una variante del proceso de lodo activado, basada en biomasas agregadas en gránulos densos. Este proceso que inició en Holanda y llamado Lodo Aerobio Granular (LAG, o también conocido como lodo activado granular) ha sido anunciado como el próximo sustituto del lodo activado convencional; se espera que el cambio definitivo ocurra en muchas plantas municipales en un futuro cercano.

Actualmente hay mucha investigación que requiere el diseño de reactores LAG, pero no hay documentos existentes que describan una metodología, por lo que en esta tesis se hace una propuesta de metodología para diseño de reactores LAG.

El presente documento describe los antecedentes del LA (capítulo 1), remoción aumentada de fósforo, estado del arte del LAG (capítulo 3), tabla de parámetros de diversos artículos LAG y realiza una propuesta de metodología de diseño y aplicación de la misma (capítulo 4).

A continuación, se presentan los objetivos y la metodología de la tesis.

PLANTEAMIENTO DEL PROYECTO (OBJETIVO Y METODOLOGÍA GENERAL)

El objetivo de la tesis es:

Revisar los antecedentes y el estado del arte del proceso de lodo activado granular (LAG), organizar la información y proponer un procedimiento de diseño de un prototipo de laboratorio, así como aplicarlo.

Como metodología general:

Inicialmente se realiza una revisión bibliográfica basada en la búsqueda de literatura reciente y relevante, lo anterior con base en los artículos científicos y libros de los últimos años. Para tener más contexto histórico, se identifica y analiza el contenido de artículos anteriores y libros como antecedentes. La información obtenida de la lectura fue organizada en temas y subtemas de interés con respecto al diseño y a la operación del reactor, reportando las diversas recomendaciones de varias fuentes bibliográficas. La información recabada fue sintetizada en una tabla para identificar los conocimientos más consensuales: tipos de reactores y ciclos de operación, parámetros de operación y sus rangos, tiempos, accesorios, tamaños relativos, características de los gránulos, eficiencias, problemas y más.

Como segundo punto, se identificaron las necesidades particulares del proyecto de investigación del IITCA (cliente). Se estructuró un procedimiento de diseño y se fijó de forma precisa el rango u valor de cada criterio de diseño, realizando un análisis de los datos recabados de 19 artículos y sus valores típicos para cada uno de los parámetros. El procedimiento fue aplicándose al caso de un reactor LAG de tipo RBS a escala de laboratorio de 3.5L. Se realizaron los cálculos del diseño y dibujos necesarios, dando las especificaciones complementarias.

CAPÍTULO 1: ANTECEDENTES DEL LODO ACTIVADO (LA)

1.1 Lodo activado convencional (LA)

Antes de abordar los temas particulares del lodo granular, es importante revisar los fundamentos del lodo activado convencional (LA) en general, ya que el LAG queda como una variante del LA.

El proceso de lodos activados (LA) es uno de los más utilizados de todos los procesos biológicos para el tratamiento secundario de aguas residuales alrededor del mundo. Su objetivo es la remoción de la materia orgánica y opcionalmente de los nutrientes N y P.

El lodo residual presente en el reactor de lodo activado está constituido principalmente por agua (99% de su peso) que contiene microorganismos como bacteria heterótrofa (X_H) y biomasa autótrofa (X_A), materia particulada inerte (X_P) que es un producto del decaimiento de las bacterias, materia inerte particulada (X_I) y sólidos suspendidos inorgánicos (ISS) provenientes del influente (Fall, 2019).

1.2 Esquema del proceso de lodo activado

La figura 1 muestra el esquema de un proceso de lodo activado y sus límites (en línea discontinua).

Se considera como proceso de lodo activado, a todo proceso que incluya las siguientes características operacionales (Fall, 2010).

- Aireación y mezcla de los microorganismos con el sustrato en un reactor denominado “tanque de aireación”. La suspensión en el reactor se conoce como licor mezclado o mixto.
- Concentración y separación de los flóculos biológicos formados en un sedimentador.

- Recirculación de una parte de los lodos del sedimentador al tanque de aireación, para ser capaz de mantener una alta concentración de bacterias en el reactor (lo más importante en el proceso).
- Descarga de agua tratada y clarificada.
- Eliminación de los sólidos excedentes producidos diariamente: la producción de lodo es necesaria e inevitable.

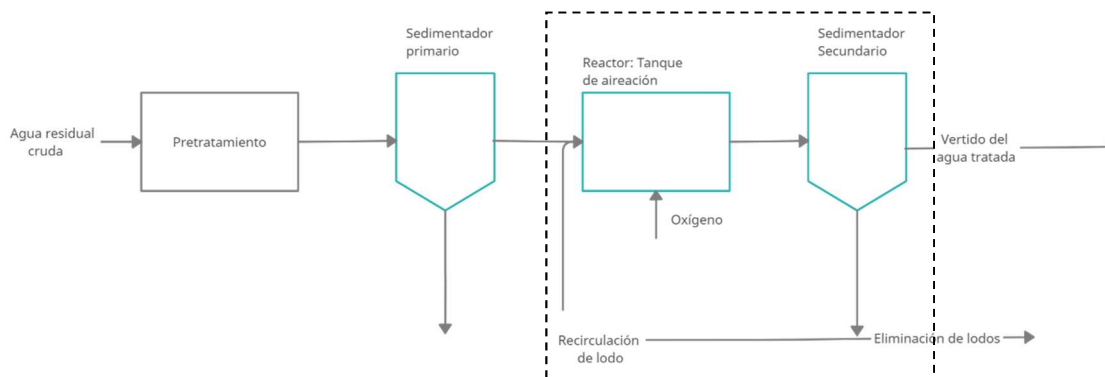


Figura 1: Esquema y límites del proceso de lodo activado.

Uno de los inconvenientes del LA es la necesidad de tratamiento del exceso de producción de lodo y los costos de disposición de lodo que pueden ascender hasta un 65 % de los costos totales de operación de una planta de tratamiento (Millán-Lagunas, 2017).

Se requiere un manejo adecuado de los lodos residuales debido a que:

1. Contienen sustancias ofensivas (olor, demanda de oxígeno, trazas de metales, etc.).
2. Es poco salubre e higiénico, dada la presencia de virus, bacterias y otros microorganismos patógenos como protozoarios, amibas, entre otros.
3. La parte de biosólidos tiene materia orgánica la cual puede descomponerse y a su vez crear dichas características ofensivas (olor, demanda de O_2).
4. Se generan grandes cantidades de lodos, por lo que su procesamiento, disposición y reúso es uno de las mayores preocupaciones que hay en el área de tratamiento de aguas residuales (Metcalf & Eddy, 2014).

Otra limitante del LA es que algunos de los contaminantes no son removibles por tratamiento biológico (los no biodegradables, los metales, los tóxicos, etc.) (Martínez-García, 2015).

Como ventajas el LA tiene los siguientes puntos favorables:

- Su costo es relativamente bajo y la destrucción definitiva de los contaminantes hacen que el tratamiento biológico fuera una de las primeras opciones a elegir cuando es aplicable.
- Es aplicable para remover todas las materias orgánicas biodegradables (también N y P).
- Los microorganismos pueden aclimatarse (mediante biotecnología) para remover compuestos supuestamente resistentes.

1.3 Definición de parámetros de operación del LA

Los principales parámetros de operación del LA son el tiempo de residencia hidráulica (θ), el tiempo de residencia celular (θ_c), la tasa de la circulación de lodo R, la tasa de alimento/biomasa (F/M) y la carga orgánica volumétrica (CV) (Metcalf y Eddy, 2014; Fall, 2019).

Tiempo de residencia hidráulica, θ [d]

$$\theta = \frac{V}{Q} \quad \text{Ec. (1)}$$

Dónde:

V: Volumen de reactor (Tanque de aireación) (m³).

Q: Caudal del influente (nominal) (m³/d).

Tiempo de residencia celular o edad de los lodos en el tanque de aireación , θ_c [d]

$$\theta_c = \frac{V \cdot X}{Q_w \cdot X + Q_e \cdot X_e} \quad \text{Ec. (2)}$$

Dónde:

X: Concentración de sólidos biológicos suspendidos en el licor mezclado.

Q_e: Caudal de agua tratada y vertido del sedimentador secundario (efluente) (m³).

X_e: Concentración de sólidos biológicos suspendidos en el efluente.

Q_w: Caudal de lodo purgado (desde licor mixto).

Tasa de recirculación del lodo, R.

$$R = \frac{Q_r}{Q} \quad \text{Ec. (3)}$$

Dónde:

Q_r: Caudal de recirculación de lodo desde sedimentador hacia el tanque de aireación.

(m³/min).

Tasa: Alimento/Microorganismos, F/M $\left[\frac{\text{kg DBO}_5}{\text{kg SSV} \cdot \text{d}} \right]$

$$\frac{F}{M} = \frac{S_o \cdot Q}{V \cdot X} \quad \text{Ec. (4)}$$

Dónde:

S_o: Concentración de sustrato soluble y biodegradable del influente. (DBO₅)

Carga orgánica volumétrica, C_v [kgDBO₅/m³ · d]

$$Cv = \frac{S_o \cdot Q}{V} \quad \text{Ec. (5)}$$

1.3.1 Ecuaciones de diseño del LA (del balance de masas)

Las ecuaciones de diseño del lodo activado, derivados de balances de masas son presentadas a continuación (Metcalf y Eddy 2014; Fall, 2010).

Concentración de sustrato en el efluente (Se en DBO₅ o DQO).

$$S_e = \frac{K_s(1 + k_d\theta_c)}{\theta_c(Y \cdot k - k_d) - 1} \quad \text{Ec. (6)}$$

Dónde:

K_s: Coeficiente de semi-saturación para la biomasa heterótrofa (g DBO₅/m³).

k_d: Constante de la tasa de respiración endógena (d⁻¹).

Se observa que S_e es independiente de S_o siendo el nivel entrante del sustrato en el influente en régimen estacionario. El aumento de la contaminación en el influente a tratar se traducirá solo por un aumento en la masa de sólidos biológicos producidos en el reactor.

1.3.2 Masa de bacterias en el tanque de aireación

$$V \cdot X = \frac{YQ(S_o - S_e)}{1 + k_d\theta_c} \cdot \theta_c \quad \text{Ec. (7)}$$

Dónde:

Y: Coeficiente de rendimiento (g biomasa en SSV/g de sustrato consumido en DBO₅).

La biomasa (V.X) disponible en el reactor es reflejo de la comida disponible (So-Se) Q en el influente y de la cantidad de lodo purgado (vía θ_c).

Constantes cinéticas

Tabla 1: valores típicos de constantes cinéticas para agua residual municipal.

Parámetro	Unidades	Valores a 20° C	
		Rango	Valor típico (mg/L)
k	$\frac{\text{mg DBO}_5}{\text{mg SSV} \cdot \text{d}}$	2 – 10	5
K _s	mg/L DBO ₅	25 – 100	60

Y	mg SSV/mg DBO ₅	0.4 – 0.8 (0.6 – 0.84)	0.6 (0.71)
kd	d ⁻¹	0.004 – 0.075 (0.02 – 0.10)	0.06 (0.064)

(...): Valores alternativos utilizados por 15 consultores mayores de E.U.A. (MOP8, WEF).

Necesidad total de oxígeno.

La cantidad de O₂ que se requiere diariamente para satisfacer las necesidades de los microorganismos puede estimarse con la siguiente ecuación:

$$m_{O_2} = \frac{Q(S_o - S_e)}{f} - 1.42P_x + 4.57Q(N_o - N_e) \quad \text{Ec. (8)}$$

Dónde:

m_{O_2} : Necesidad total de oxígeno (kg O₂/día).

Q : Caudal del influente (m³/d).

S_o : DBO₅ del influente.

S_e : DBO₅ residual en el efluente tratado.

f : Factor de conversión de DBO₅ a DBO última (0.7 – 0.9).

P_x : Masa de microorganismos producida en el proceso = Lodo purgado diariamente (kg SSV/día).

1.42: equivalencia en mg de oxígeno de cada mg de SSV de lodo producido.

4.57: mg de oxígeno consumido por mg de amonio removido (por nitrificación).

$N_o - N_e$: Diferencia de concentración de nitrógeno de Kjeldahl (influyente – efluente).

Se considera el último término de la ecuación, solo cuando las condiciones de funcionamiento del proceso permiten la nitrificación.

1.4 Otras necesidades de los microorganismos y su influencia en el funcionamiento del LA

Los otros parámetros que afectan la actividad microbiana y el diseño de los lodos activados son presentados a continuación (Metcalf y Eddy, 2014; Fall, 2010):

Temperatura

Afecta la actividad microbiana, la transferencia de oxígeno, así como la sedimentabilidad. Por lo tanto, la temperatura local es una variable de diseño muy importante. Los efectos de la temperatura sobre las constantes cinéticas siguen la Ley de Arrhenius:

$$K_T = K_{20^{\circ}C} \theta^{T-20} \quad \text{Ec. (9)}$$

Dónde:

T: Temperatura en ° Celsius.

K_T : Cualquier constante utilizada en el diseño y evaluada a la temperatura de diseño T.

$K_{20^{\circ}C}$: Constante cinética conocida a 20°C (tablas bibliográficas).

θ : 1.00 – 1.08 constante de corrección para temperatura para los procesos de lodo activado (típicamente 1.04).

Efecto del pH

Óptimo para la remoción de DBO para lodos activados: 6.5 – 7.5 (puede funcionar bien hasta 8.5).

Compuestos tóxicos

La presencia de ciertos compuestos orgánicos e inorgánicos en las aguas disminuye las tasas de reacción (inhibición). También pueden alcanzar niveles tóxicos para los microorganismos: metales, químicos industriales (se recomienda evitar).

Nutrientes

Un balance adecuado de nutrientes es necesario tanto para el crecimiento bacteriano, cómo para la formación de flóculos biológicos que sedimentan de forma correcta. Los elementos más críticos son el nitrógeno (N) y el fósforo (P). Las necesidades de nutrientes para las bacterias se evalúan con base en las siguientes proporciones: DBO/N/P = 100/5/1 como mínimo.

El nitrógeno y el fósforo, así como los compuestos que se requieren a niveles de trazas (Ca, Mg, vitaminas, etc.), se encuentran normalmente en cantidades suficientes en las aguas residuales municipales (contrario a la mayoría de las aguas residuales industriales).

1.5 Remoción biológica aumentada de Fósforo (EBPR)

1.5.1 Introducción

Es importante introducir este tema debido a que en general se busca que los LAG funcionen de preferencia con base a microorganismos removedores de P.

La causa de la introducción de la remoción biológica aumentada de fósforo (EBPR) es porque la mayoría de los LAG buscan favorecer los PAO, de hecho, la mayoría de los sistemas EBPR tienen un sustrato con mayoría de PAO.

Existen procesos de lodo activado configurados especialmente para darles capacidad de remoción biológica aumentada de fósforo (EBPR de sus siglas en inglés, Enhanced Biological Phosphorus Removal).

Las descargas de Nitrógeno (N) y Fósforo (P) en los cuerpos de agua causan eutrofización, es decir, crecimiento excesivo de algas y plantas, hábitats dañinos para los peces y fauna acuática, producción de toxinas por parte de las algas, reducción de los usos recreativos de áreas naturales, reducción de la disponibilidad de agua (potable) y los sistemas de tratamiento de agua potable deben ser más complejos (Metcalf y Eddy 2014).

La remoción de N puede reducir la eutrofización, pero algunos organismos (cianobacterias) pueden absorber el nitrógeno de atmosférico (N_2) (el aire contiene aprox. 20 % O_2 y 80 % de N_2) y volver a ocasionar la eutrofización. Por lo anterior, para evitar este último, se debe también remover el fósforo, el cual no puede ser adsorbido desde la atmósfera. La remoción de fósforo es más eficiente para evitar la eutrofización dado que el fósforo solo existe en forma sólido o disuelta (orto-fosfatos) y no en el aire.

El lodo activado convencional permite remover pequeñas cantidades de fósforo, mismas que son dictadas por la relación mínima de DBO/N/P necesaria para la síntesis microbiana (100/5/1). Al tener más fósforo que remover, por ejemplo, cuando la proporción DBO/P en el influente sobrepasa 100/1 es necesario utilizar una versión de proceso de lodo activado que es diseñado para aumentar la capacidad de remoción de fósforo del proceso biológico. Estas versiones de LA son identificadas como procesos EBPR (Enhanced Biological

Phosphorus Removal). El tanque de aireación de EBPR requiere estrictamente una zona anaerobia, seguida de aerobia; lo anterior favorece el enriquecimiento de la biomasa en bacterias removedores de fósforo, llamada PAO (Organismos Acumuladores de Polifosfatos) (Metcalf y Eddy 2014) (López-Vázquez, 2020).

Las eficiencias típicas de remoción de P de las plantas de tratamiento son:

Sedimentación primaria simple	15 – 20%
Lodo activado convencional	30 – 40%
Remoción biológica aumentada de fósforo (EBPR)	hasta 99%
Remoción mediante LAG (Lodo Aerobio Granular)	hasta 99%

1.5.2 Ventajas del EBPR

No se requiere la adición de químicos para la remoción de fósforo (P).

No se generan lodos con alto contenido químico.

Es más “Ecológico”.

Más económico (que los lodos activados convencionales).

Altas eficiencias de remoción ($P_{\text{eff}} < 1 \text{ mgP/L}$).

Potencial de recuperación de lodo rico en fósforo (recurso) (López-Vázquez, 2020).

1.5.3 Desventajas de EBPR

Los sistemas son más complejos (requieren personal más capacitado) y hay riesgos que el fósforo removido sea liberado durante el manejo de lodos de purga o en clarificadores secundarios.

1.5.4 Principios de EBPR

El EBPR implica la acumulación de P en bacterias por encima de los requerimientos de crecimiento, por lo que se refiere a esto como remoción mejorada, aumentada o intensiva. Los organismos acumuladores de fósforo (PAOs) los almacenan como reservas de polifosfatos intracelulares, y cuando se purga el lodo se está sacando el P fuera del agua. El EBPR puede implementarse en un lodo activado operado en continuo con diferentes

tanques o bien como Reactor Batch Secuencial (RBS) cuyo ciclo comprende un tiempo sin airear (anaerobio) y otro aerobio. El EBPR se realiza en LAG con base a la última configuración (RBS).

1.5.5 Requerimientos esenciales para obtener un EBPR

Exposición de PAOs a condiciones secuenciales/alternantes anaerobias (AN) y aerobias (OX) (o anóxicas).

Almacenamiento de ácidos grasos volátiles (VFAs) por parte de los PAOs en el reactor anaerobio (VFAs presentes en el influente o generado en el reactor).

Una definición de las condiciones operativas de los reactores en general se da a continuación (Tabla 2).

Tabla 2: Condiciones operativas (definiciones ingenieriles).

Reactor	Abreviatura o notación	Oxígeno (O ₂)	Nitrato (NO ₃ ⁻) y/o Nitrito (NO ₂ ⁻)	Potencial Redox u Oxido-Reducción (mV)
Aerobio	OX	✓	-	>+150 mV
Anóxico	AX	X	✓	-150 < Redox < + 150
Anaerobio	AN	X	X	< -150 mv

Si : ✓ No: X Si o no: -

Los PAOs son organismos heterótrofos. Sin embargo, difieren de los heterótrofos ordinarios (OHOs) por su capacidad de almacenar el sustrato bajo condiciones anaerobias con PHA antes de volver a reutilizar el polímero en condiciones aerobias. A diferencia de los OHOs, los PAOs tienen la exclusiva capacidad de utilizar el poli-P acumulado intracelularmente para, en condiciones anaerobias, producir la energía necesaria (adenosin trifosfato, ATP) afín de almacenar compuestos orgánicos fácilmente biodegradables (DQO-RB), tales como ácidos grasos volátiles (AGV) (acetato y propionato), transformándolos en poli-β-hidroxi-alkanoatos (PHAs) intracelular. Los PHAs son posteriormente utilizados, en condiciones anóxicos o aerobias, para incrementar el consumo de fósforo, para sintetizar glucógeno, y

para el crecimiento de la biomasa y su mantenimiento. Esta característica de los PAOs le da ventaja competitiva frente a otras poblaciones microbianas relevantes (López-Vázquez, 2020).

Por lo tanto, para poder obtener las condiciones que permitan remover fósforo, la masa de PAOs puede verse fomentada recirculando el lodo activado a través de una secuencia de etapas anaerobias y aerobias (o anóxicas), mientras que se introduce el influente, generalmente rico en AGV, en la etapa anaerobia. Una representación esquemática del metabolismo de los PAOs se muestra en la Figura 2.

Organismos Acumuladores de Fósforo o Polifosfatos (Polyphosphate-accumulating organisms, PAO).

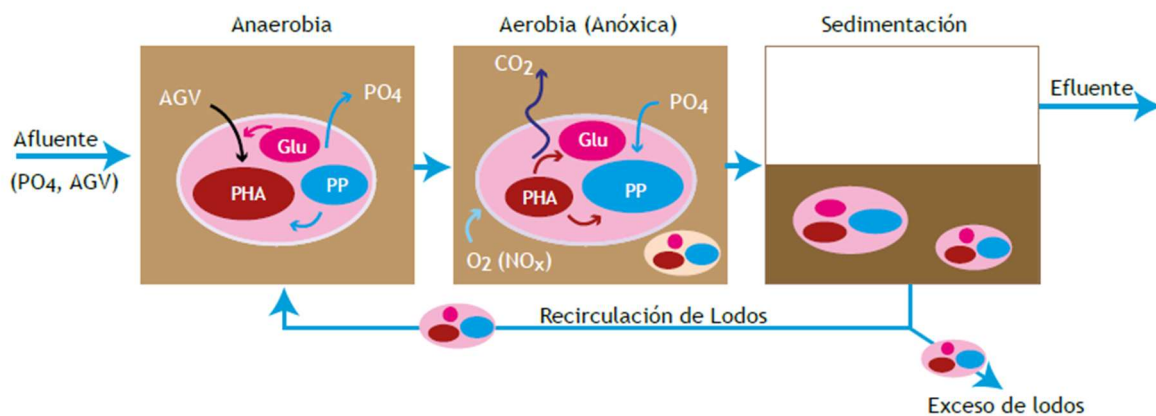


Figura 2: Esquema conceptual de la actividad de los PAOs (López-Vázquez et al. 2019).

VFA: Ácidos grasos volátiles (AGV) (Volatile Fatty Acids) como acetato (HAc) o propionato (HPr).

Los PAOs utilizan 3 compuestos intracelulares que son:

GLU: Glucógeno (polímero de la glucosa),

PHA: poli-β-hidroxi-alkanoatos (polímero bio-plástico),

PP: Polifosfatos,

$S_{F,inf}$: Materia orgánica fermentable presente en el influente.

En la Figura 3, se muestran los perfiles en el tiempo de los compuestos importantes en el EBPR. Primero durante la fase anaerobia el AGV disminuye en la fase líquida, acumulándose como PHA en la biomasa, mientras que el fosfato incrementa su concentración en el líquido debido a que los PP de la biomasa se hidrolizan y se liberan en el agua. P del agua decrece en zona aerobia, dado su sobreconsumo por las bacterias PAO, mientras que aumentan los polifosfatos intracelulares almacenados en la bacteria. Finalmente, el hecho de purgar una parte del lodo (Figuras 2 y 3) es lo que permite la eliminación de P del sistema (lodo rico en P).

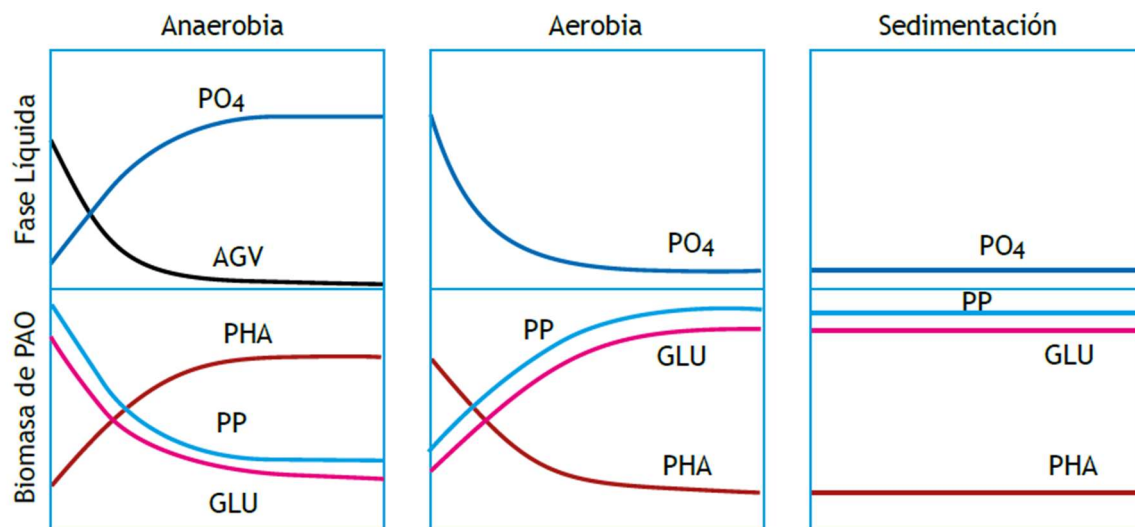


Figura 3: Esquema conceptual de una planta de tratamiento de aguas residuales mediante lodos activados, capaz de llevar a cabo la remoción biológica aumentada de fósforo (López-Vázquez et al., 2019).

Mecanismos de remoción biológica de fósforo (EBPR).

PAO son organismos con un crecimiento lento que almacenan carbón orgánico (S_{VFA}) bajo condiciones anaerobias, pero, se reproducen y remueven fósforo bajo condiciones aerobias.

Capacidad de almacenamiento de P por PAO

Máximo contenido de P en los PAOs = $0.38 \text{ gP/g } X_{\text{PAO}}$ (dónde X_{PAO} masa activa de PAO en SSV). El contenido de fósforo en los PAOs (gP/gVSS) depende de la cantidad de DQO (rápidamente) biodegradable presente en el influente (S_{bi} , RBDQO o DQO_b) que pueden almacenar los PAOs.

Hay 6 principios para optimizar el proceso EBPR y la remoción de fósforo en lodos activados:

1. Minimizar el ingreso de O_2 en el reactor ANAEROBIO.
 - a. Evitar remolinos, vórtices, cascadas, bombas, vertedores de pared delgada justo antes del ingreso al reactor anaerobio.
2. Minimizar el ingreso de NO_3^- (y NO_2^-) en el reactor ANAEROBIO.
 - a. Desnitrificar en la línea de recirculación de lodo (recirculación – s).
 - b. Desnitrificar en la línea interna de recirculación del tanque anóxico (recirculación-s).
3. Maximizar la presencia de VFAs en el reactor ANAEROBIO.
 - a. Promover la fermentación (construya reactores más grandes anaerobios).
 - b. Fermentar los lodos primarios y de circulación y suministrar los sobrenadantes al reactor ANAEROBIO.
 - c. Dosificar VFAs o residuos industriales al influente.
4. Capturar el fósforo suspendido en el efluente.
 - a. Asegurar una buena operación del sedimentador secundario (evitar desnitrificación y la flotación de lodo).
 - b. Implementar la filtración del efluente mediante filtros de arena.
5. Coagular y precipitar el fósforo.
 - a. Coprecipitar el fósforo en las líneas de tratamiento de lodos.
6. Maximizar la remoción de fósforo para el crecimiento bacterial.
 - a. Minimizar el SRT (Tiempo de Retención de Sólidos) para maximizar la generación de biomasa PAO.

1.5.6 Configuraciones de EBPR en plantas de tratamiento

Se han desarrollado varias configuraciones con base en los principios de optimización previos. A continuación, se presentan los esquemas de algunas de las configuraciones más famosas (Figuras 4 a 7)

1.5.6.1 Sistema Phoredox (A/O)

Características generales: el más simple, la composición del influente debe contener VFAs; pero la posible desnitrificación en el clarificador secundario puede afectar la calidad del efluente tratado (López-Vázquez et al., 2019).

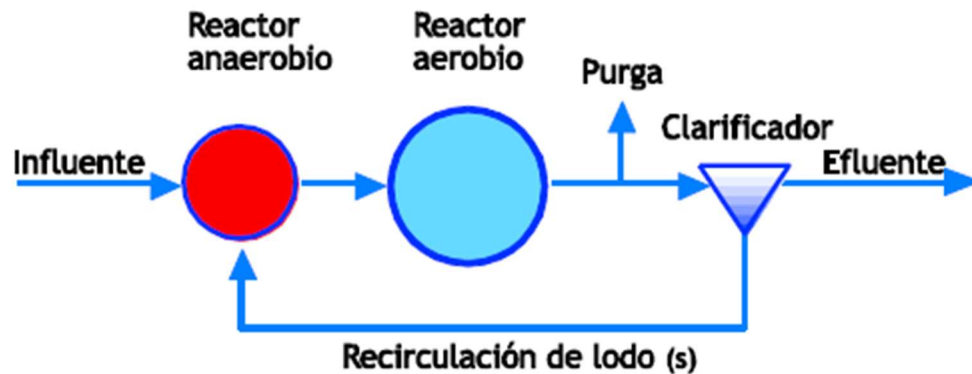


Figura 4: Sistema Phoredox (A/O).

1.5.6.2 Configuración Bardenpho modificado de 3 etapas (A2/O)

Es una variante que se fue desarrollando para proteger el reactor ANAEROBIO del ingreso de oxígeno y nitratos para maximizar el consumo de S_{VFA} por los PAOs.

Características generales: Concentraciones de nitrato más bajas en las recirculaciones que con otros sistemas en general y otras variantes del Bardenpho.

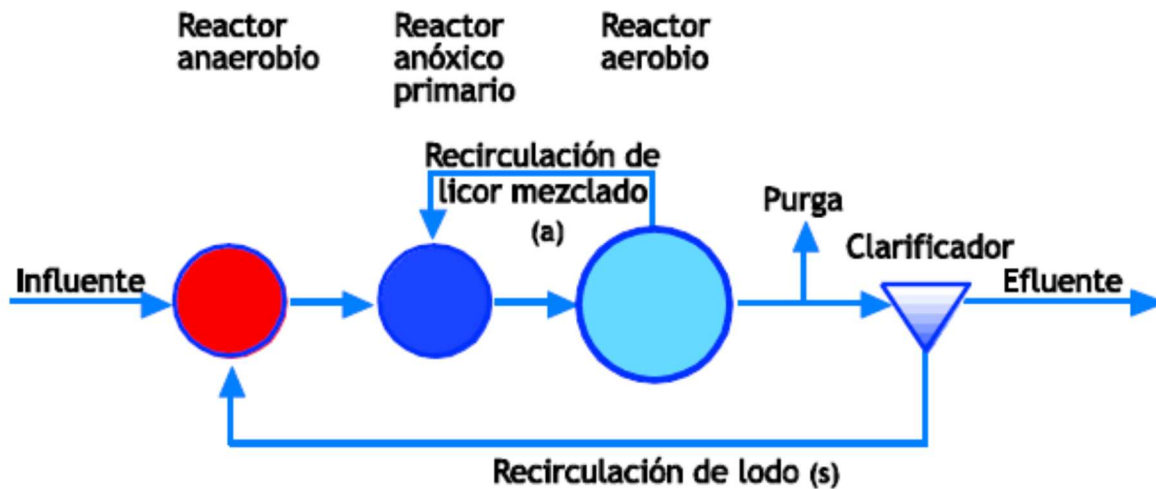


Figura 5: Sistema Bardenpho modificado de 3 etapas.

1.5.6.3 Configuración JHB (Johannesburg)

Características generales: Desnitrificación del lodo de recirculación (con una derivación posible del influente) (López-Vázquez et al., 2019).

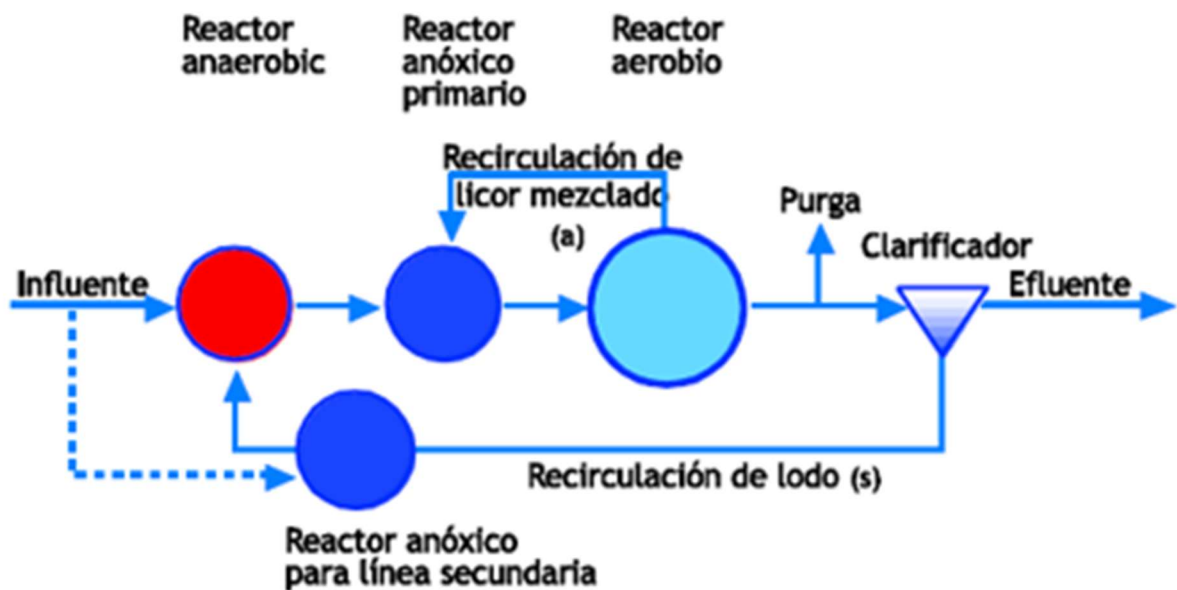


Figura 6: Sistema JHB (Johannesburg).

1.5.6.4 Bardenpho modificado de 5 etapas

Características generales: La segunda zona anóxica resulta en una baja concentración de nitratos en el efluente (y en la recirculación de lodos).

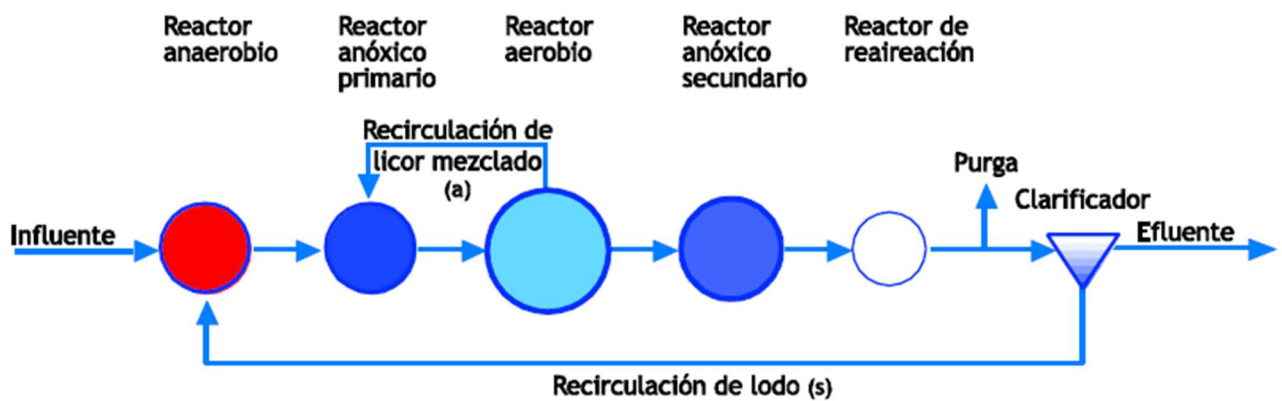


Figura 7: Sistema Bardenpho modificado de 5 etapas.

1.5.7 Desnitrificación en sistemas EBPR

El efecto de la recirculación de NO_3^- (y O_2) en la zona anaerobia reduce la cantidad de S_s (materia orgánica rápidamente biodegradable) disponible para los PAOs.

Pero, los PAOs desnitrificantes (DPAOs) van a desarrollarse si se incorpora una zona anóxica (AX) posteriormente a la zona anaerobia (AN).

CAPÍTULO 2: ANTECEDENTES DE LODO AEROBIO GRANULAR (LAG)

2.1 Historia y uso del LAG en el mundo

2.1.1 Historia

El concepto de lodos activados granulares se empezó a desarrollar a finales de los noventa cuando se empezaron a estudiar los reactores de manto de lodo aerobio de flujo ascendente (por sus siglas en inglés AUSB); se aplicó al tratamiento biológico de aguas residuales mediante auto inmovilización, con remociones de DBO hasta del 83 % (Mishima y Nakamura ,1991).

Desde 1997 al menos, unas de las primeras investigaciones sobre LAG y la primera patente (proceso Nereda™) fueron de la Universidad Tecnológica de Delft (TU-Delft) en Holanda. El tipo de ciclo de RBS empleado al inicio fue enteramente aerobio (todo-óxico). Más tarde, se fue trabajando de más en más con el ciclo anaerobio-aerobio (An-O), el cual presenta mayores ventajas como la capacidad adicional de remover fosforo, el consumo menor de energía de aireación y sobre todo una mayor estabilidad estructural de los gránulos formados a largo plazo (de Kreuk y van Loosdrecht, 2004). Por lo tanto, hoy el tipo de ciclo An-O es el más empleado.

También en 1999 se estudiaron las actividades enzimáticas en condiciones anaerobias y aerobias en reactores discontinuos de lodos activados de cuatro tipos de enzimas y encontraron como resultado que independientemente de la fase anaerobia o aerobia, las enzimas llevaron a cabo la síntesis de formas prácticamente iguales. La localización de las enzimas tampoco varió mucho y su estabilidad se mantuvo durante ambas fases sin diferencias significativas (Rajeev et al. 1997).

A principios de la década de los 2000 las investigaciones a escala de laboratorio realizadas en la Universidad Tecnológica de Delft (TU Delft), demostraron que el lodo granular aerobio podría formarse bajo una variedad de condiciones y que el lodo granular podía utilizarse

para conseguir una remoción biológica estable de DQO, fósforo y nitrógeno (de Kreuk et al. 2007).

Se creó una asociación en colaboración público-privada en la que participaron TU Delft, Royal Haskoning DHV, varias autoridades de agua de los distritos holandeses y STOWA (La Fundación holandesa para la investigación aplicada al agua). Esta asociación condujo al desarrollo de la tecnología de tratamiento de aguas residuales llamado Nereda[®], que es una aplicación a escala completa de la tecnología de lodos granulares aerobios. Después de la investigación inicial a escala piloto, la primera planta de tratamiento de aguas residuales Nereda[®] a escala real se puso en marcha en 2006 en una fábrica de quesos en los Países Bajos. Posteriormente han entrado en operación 18 plantas de tratamiento Nereda[®] a escala real (Pronk et al., 2011).

2.1.2 Uso en el mundo

El proceso Nereda opera un ciclo con tres fases o etapas. Llenado simultáneo del influente, salida del efluente; aireación/reacción y sedimentación, todo ello en un único reactor si particiones. La granulación puede lograrse mediante un proceso gradual de puesta en marcha utilizando lodos activados para la siembra o, alternativamente, lodos granulares Nereda[®] como inóculo (Giesen et al., 2013).

La mejora de la capacidad de sedimentación de los lodos granulares aerobios es evidente al comparar los valores típicos de IVL (índice volumétrico de lodos) a escala completa: para los lodos granulares aerobios, el IVL5 (5 minutos), tiende a acercarse al IVL30 (30 minutos), con valores típicos en plantas Nereda[®] en un rango de 30 – 60 mL/g (Giesen et al. 2013) mientras que para los lodos activados el IVL30 suele estar en el rango de 110 – 160 mL/g y el ILV5 no se mide porque los lodos presentan una mínima sedimentación después de 5 minutos (Tchobanoglous et al. 2004).

A menudo es posible reutilizar la infraestructura existente e implementar un aumento significativo de la capacidad de tratamiento biológico con una baja inversión. Ejemplos de

este tipo de aplicaciones en la tabla 3 son las readaptaciones de los SBR como la planta de tratamiento de Cargill en Rotterdam (Países Bajos).

A continuación, se muestra la tabla 3, donde se enlistan las plantas proyectadas, en fase de diseño/construcción y plantas operando con el sistema Nereda® que es una versión de proceso LAG patentado en Holanda. De ellas 11 plantas en construcción y 11 en las fases finales de diseño. (Pronk et al. , 2017).

Los caudales de tratamiento son muy variados, que van desde los 50 m³/d (Planta de Vika, Países Bajos) hasta los 600,000 m³/d (Planta de Ringsend, Irlanda), el promedio de caudal es aproximadamente 36,000 m³/d.

Tabla 3: Lista de plantas de tratamiento Nereda® a escala real en funcionamiento, en construcción y en fases finales de diseño (Pronk et al. 2017).

Plantas operativas	Caudal promedio diario (m ³ /día)	Caudal máximo (m ³ /h)	Población equivalente* (N. de habitantes)	Puesta en marcha	Nueva Planta/Readaptar CAS o SBR/Híbrido
Vika, Ede (NL)	50–250		1,500–5,000	2005	Readaptar
Cargill, Rotterdam (NL)	700		10,000–30,000	2006	Readaptar
Smilde, Oosterwolde (NL)	500		5,000	2009	Readaptar
STP Gansbaai (RSA)	5,000	400	63,000	2009	Nueva Planta
STP Epe (NL)	8,000	1,500	41,000	2011	Nueva Planta
STP Garmerwolde (NL)	30,000	4,200	140,000	2013	Nueva Planta
Vroomshoop (NL)	1,500	200	12,000	2013	Nueva Planta
STP Dinxperlo (NL)	3,100	570	11,000	2013	Nueva Planta
STP Wemmershoek (RSA)	5,000	468	39,000	2013	Nueva Planta
STP Frielas, Lisbon (PT)	12,000	1,850	44,000	2015	Readaptar
STP Ryki (PL)	5,320	465	38,600	2015	Nueva Planta
Westfort Meatproducts, IJsselstein (NL)	1,250	330	43,000	2015	Nueva Planta
STP Clonakilty (IRL)	4,896	622	23,000	2015	Nueva Planta
STP Carrigtwohill (IRL)	6,750	844	41,000	2015	Nueva Planta
STP Deodoro, Rio de Janeiro (BR)	Fase I - 64,800	4,590	360,000	2016	Nueva Planta
	Fase II - 86,400	6,120	480,000	2025	
STP Kingaroy (AUS)	2,625	450	11,000	2016	Nueva Planta
STP Simpelveld (NL)	3,668	945	10,000	2016	Nueva Planta
STP Cork Lower Harbour (IRL)	18,280	1,830	72,000	2017	Nueva Planta

Plantas en construcción	Caudal promedio diario (m ³ /día)	Caudal máximo (m ³ /h)	Población equivalente* (N. de habitantes)	Puesta en marcha	Nueva Planta/Readaptar CAS o SBR/Híbrido
STP Highworth (UK)	1,719	197	10,000	2017	Nueva Planta
STP Jardim Novo, Rio Claro (BR)	24,166	1,806	152,000	2018	Nueva Planta
STP Hartebeestfontein (RSA)	5,000	208	52,000	2018	Nueva Planta
STP Alpnach (CH)	14,000	1,872	48,000	2018	Nueva Planta
STP Zutphen (NL)	10,128	550	237,000	2018	Nueva Planta
STP Utrecht (NL)	55,000	13,200	343,000	2018	Nueva Planta
STP Inverurie (UK)	10,871	544	47,204	2018	Readaptar
STP Kendal (UK)	26,000	1,749	103,000	2019	Nueva Planta
STP Österröd, Strömstad (S)	3,730	360	13,000	2019	Nueva Planta
STP Faro – Olhão (PT)	20,582	1,908	149,000	2019	Nueva Planta
STP Ringsend, Dublin (IRL)	600,000	50,000	2,670,000	2021	Readaptar
Plantas en fase de diseño	Caudal promedio diario (m ³ /día)	Caudal máximo (m ³ /h)	Población equivalente* (N. de habitantes)	Puesta en marcha	Nueva Planta/Readaptar CAS o SBR/Híbrido
STP Morecambe (UK)	17,000	2,088	33,000	2018	Nueva Planta
STP Tatu, Limeira (BR)	57,024	3,492	322,000	2019	Nueva Planta
STP Tijuco Preto, Sumaré (BR)	19,900	1,492	110,000	2019	Nueva Planta
STP Breskens (NL)	3,500	1,000	31,300	2019	Nueva Planta
STP Jardim São Paulo, Recife (BR)	Phase I – 22,792	1,871	109,000	2019	Nueva Planta

	Phase II – 67,764	5,577	325,000	2025	
STP São Lourenço, Recife (BR)	Phase I – 18,842	1,287	105,000	2020	Nueva Planta
	Phase II - 25,123	1,715	140,000	2024	
STP Jaboatão, Recife (BR)	Phase I - 109,683	8,536	609,000	2020	Nueva Planta
	Phase II - 154,483	12,037	858,000	2025	
STP Kloten (CH)	26,000	2,850	125,000	2023	Readaptar
STP Barston (UK)	21,784	1,424	86,000	Tbd	Nueva Planta
STP Walsall Wood (UK)	7,176	646	29,166	Tbd	Nueva Planta
STP Radcliffe (UK)	5,324	463	24,722	Tbd	Nueva Planta

*(Calculado para 54 g DBO)

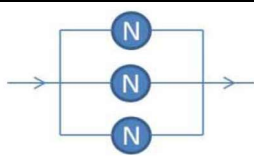

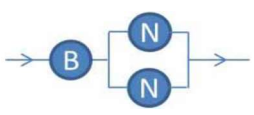

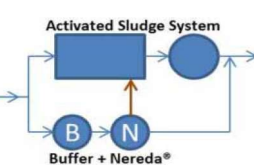

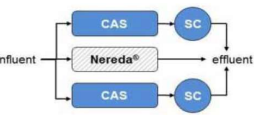

- Tbd: Sin fecha establecida aún

Desde la puesta en marcha de las primeras instalaciones de Nereda® a gran escala han surgido nuevos conocimientos que han permitido la innovación y el desarrollo del sistema y la optimización del diseño. Se han desarrollado varias configuraciones del sistema para adaptarse a una variedad de escenarios que se han experimentado de un sitio a otro.

En la ciudad de Ryki (provincia de Lublin, Polonia) entró en funcionamiento una nueva planta de tratamiento de aguas residuales Nereda® que está diseñada para tratar 5,320 m³/d. En cambio, para la modernización de la planta de tratamiento de aguas residuales de Vroomshoop (Países Bajos), su principal característica de la configuración híbrida es que los lodos residuales Nereda® se introducen en un sistema de lodos activados en paralelo, la planta está diseñada con una capacidad de 2,260 m³/d (Pronk et al., 2017).

Se han utilizado dos métodos de extensión paralela, mientras que también se han desarrollado dos métodos de extensión parcial. Ambas configuraciones se muestran en la tabla 4.

Tabla 4: Configuraciones Nereda® (Pronk et al. 2017)

Configuración Nereda®	Diseño típico	Características de configuración	Avances	Ejemplos de referencia	Aplicaciones potenciales	
1 Alimentación continua, 3 + reactores	3 reactores		Al menos un reactor en fase de alimentación en cualquier momento	Escalable para aplicación en plantas medianas (> 100,000 L/d) y de mayor tamaño (> 500,000 L/d)	Epe STP (Netherlands) 	Nueva planta; o ampliación de plantas existentes con el sistema Nereda®
2 Influyente ecualizador seguido de X reactores	1 ecualizador + 2 reactores		El amortiguador almacena el afluente entre alimentación de los reactores	Optimizando inversiones (2 versus 3 reactores)	Wemmershoek STP (South Africa) 	Nueva planta; o ampliaciones de plantas existentes con el sistema Nereda®
3 Híbrido	1 o más reactores Nereda® con el excedente de lodo conectado a un sistema de lodos activados		Lodos residuales Nereda® a sistema de lodos activados	Rendimiento mejorado del sistema de lodos activados; Uso óptimo de la infraestructura existente	Vroomshoop STP (Netherlands) 	Readaptación; escenarios de ampliación/optimización, utilizando infraestructura existente
4 Readaptar	Convertir los reactores de lodos activados existentes, SBR o cualquier tanque adecuado		Utilizar los tanques existentes o los reactores CAS (LA convencional)	Relación calidad-precio y rendimiento, mejora del rendimiento utilizando la infraestructura existente	Frielas STP (Portugal) 	Readaptación; espacio o presupuesto limitado, pero requiere capacidad y/o rendimiento mejorado

Pronk et al. (2017) narró algunas de las ventajas del sistema Nereda[®] de lodos aerobios granulares en plantas a gran escala en países bajos, explicando que es tiempo de abandonar el enfoque de lodos activados convencionales y mirar a un enfoque de lodos aerobios granulares, ya que en él también es posible extraer recursos tanto fósforo como exopolisacáridos tipo alginato (ALE) de los lodos aerobios granulares, lo que podría ofrecer oportunidades de reutilización sostenible. Una asociación de investigación coordinada en los Países Bajos condujo al desarrollo de la tecnología Nereda[®], una aplicación a gran escala de los lodos aerobios granulares y al día de hoy con más de 40 plantas en operación o fase de diseño/construcción (Tabla 4 y 5) que han cumplido con los requisitos de los efluentes y han logrado un tratamiento de aguas residuales más sostenible con las ventajas clave que se mencionan a continuación (en comparación con los sistemas de lodos activados de carga similar):

- Reducción del 25 – 75% de las dimensiones del sistema de tratamiento como resultado de mayores concentraciones de biomasa en el reactor y sin utilización de tanques de sedimentación secundarios.
- Reducción del 20 – 50% del uso de energía (ya que requiere menor aireación en la fase anaerobia y menor bombeo de recirculación).
- Ahorro en costos operativos y recursos humanos relacionados.

Otro de los descubrimientos importantes (de Kreuk y Van Loosdrecht, 2005) es que se pueden formar lodos granulares a partir de lodos activados convencionales aplicando condiciones de proceso específicas, como eliminar selectivamente la biomasa de sedimentación lenta y retener los lodos de sedimentación más rápida. Además, favorecer las bacterias de crecimiento lento como los Organismos Acumuladores de Fósforo (PAOs) ha demostrado mejorar la granulación (de Kreuk & van Loosdrecht ,2006).

Posteriormente, han entrado en funcionamiento 18 plantas de tratamiento Nereda[™] a escala real. En la tabla 3 se detallan las plantas a escala real en construcción (11 plantas) y en las fases finales de diseño (11 plantas).

Nereda[®] opera con un proceso cíclico de tres componentes o etapas del ciclo: llenado anaerobio del influente y salida del efluente simultánea, aireación/reacción, y sedimentación, todo ello en un único reactor de tipo RBS sin particiones (Giesen et al. 2013). La granulación puede lograrse mediante un proceso de puesta en marcha progresiva utilizando lodos activados para la inoculación o, alternativamente, lodos granulados de otro reactor Nereda[®].

2.2 Lodo Activado Convencional vs el Lodo Activado Granular

El lodo activado convencional funciona mediante flóculos; la separación de lodo del agua es mediante decantación (en el sedimentador) al aglutinarse en flóculos con una densidad cercana a la del agua (entre 1.01 – 1.06) con una velocidad lenta que necesita una gran superficie disponible en los reactores, con una concentración de biomasa relativamente baja (3 – 5 kg MLSS/m³). En cambio, en el LAG se crean gránulos mediante células auto inmovilizadas; la densidad promedio de los gránulos es mucho mayor a la del agua (entre 1.10 – 1.20) manteniendo una estructura más compacta y ofrece una separación garantizada entre sólidos y efluente, y con una mayor capacidad para soportar grandes cargas tóxicas; necesita una cantidad mínima de superficie disponible (sistema compacto) para poder llevar a cabo la sedimentación y logra una concentración de biomasa mucho más grandes que en los LA convencionales (8 – 15 g/L MLSS/m³) (Fall, 2010).

Al comparar al lodo activado convencional con el lodo activado granular, uno se da cuenta que pueden tener remociones similares, pero el LAG gasta menor cantidad de energía (eléctrica) y requiere menos espacio.

Tabla 5: Ejemplo de los resultados de una planta de lodo aerobio granular (proceso Nereda[®] TM en Países Bajos) (Nereda[®] Aerobic Granular Sludge Demonstration, 2017) (Giesen A. et al. ,2013).

Parámetro	Resultados		
	Influente mg/L	Efluente mg/L	Remoción
DQO	879	27	96.9 %
DBO	333	< 2	> 99.4 %
NTK	77	1.4	98.1 %
N-NH ₄ ⁺	54	0.1	99.8 %
N _{total}		< 4	> 94.7 %
P-PO ₄ ⁻	5.8	< 0.1	> 98.2 %

P_{total}	9.3	0.3	97.2 %
Sólidos Suspendedos Totales	341	< 5	98.5 %
40 % menos consumo de energía debido a la fase anaerobia y al menor uso de bombas (sin recirculación).			

2.3 Descripción lodo aerobio granular

El lodo aerobio granular o lodo activado granular (LAG) es una variante del proceso de lodos activados en general. Como ya se mencionó, los lodos activados granulares en lugar de formar flóculos (tubos alargados entrelazados) con densidades apenas mayores a las del agua, crean gránulos con densidades mucho mayores, lo que hace que su tiempo de sedimentación sea mucho menor, 5 minutos.

También como se dijo anteriormente la concentración de sólidos del licor mixto de LAG puede ser mucho más alta (7 – 15 kg SSV/m³) que en el LA convencional (1.5 – 4.5 kg SSV/m³). Todo esto resulta en un menor requerimiento del volumen de reactor y huella espacial, ahorrando así espacio en el sistema completo.

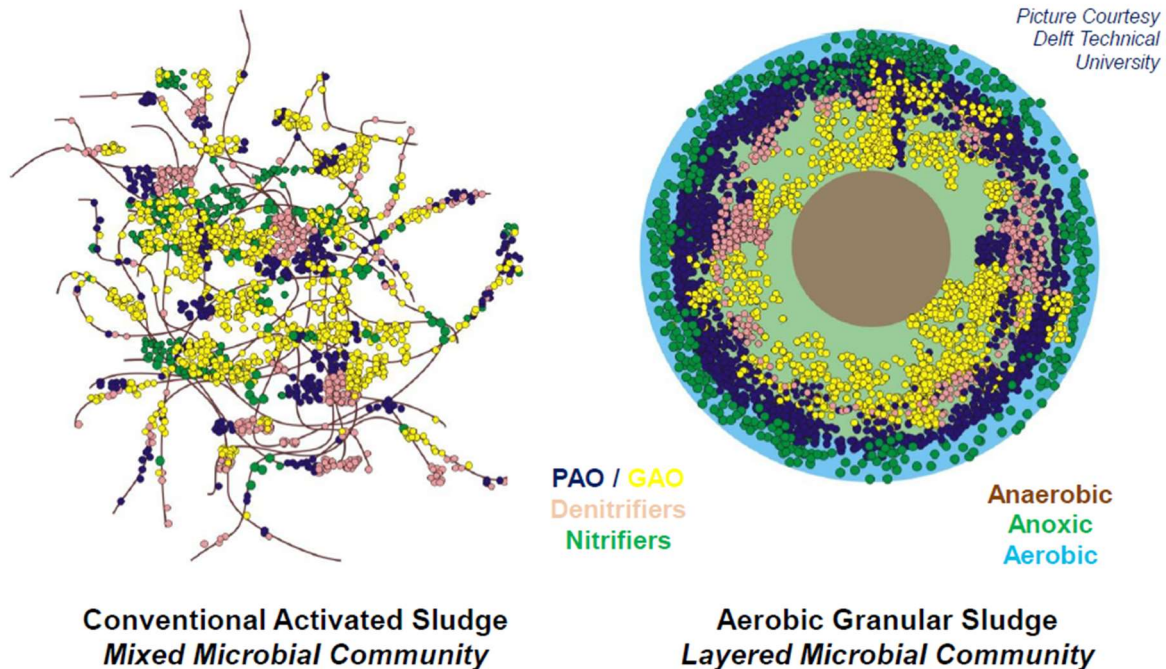


Figura 8: Estructuras microbianas de lodo activado convencional y Lodo Activado Granular. (Giesen A. et al. ,2013)

Cómo se aprecia en la Figura 8, el LAG tiene distintas zonas (Anaerobia, anóxica y aerobia) dentro de un mismo gránulo sólido, mientras que el LA está conformado por una estructura floculante muy porosa.

En el LAG, los microorganismos son capaces de unirse entre sí e irse agregando a través de la auto inmovilización y van formando gránulos. Estos densos agregados microbianos consisten en varias especies bacterianas; típicamente contiene millones de organismos por gramo de biomasa. Cada grupo de bacterias desempeña funciones diferentes en la degradación de aguas residuales que contienen diversos productos químicos orgánicos y en la eliminación de nutrientes. En comparación con los flóculos de lodo activado convencional, el LAG tiene una estructura microbiana regular más densa, más fuerte y a consecuencia con una mejor capacidad de sedimentación. Estas características dan como resultado una alta retención de biomasa y una mayor tolerancia a sustancias tóxicas.

2.4 Factores que afectan la granulación

Los principales factores que afectan la granulación son el ciclo de operación, la composición del sustrato, la tasa de carga orgánica, la fuerza de corte y el tiempo de sedimentación. Estos son revisados a continuación.

Ciclo de operación

El proceso LAG típico está configurado como reactor batch secuencial con fases de alimentación, reacción, sedimentación, purga de lodo eventualmente y descarga del efluente (Hwan, 2007). Es importante que la fase de reacción tenga un periodo de abundancia de sustrato seguido de un periodo hambruna. El ciclo más utilizado es el tipo anaerobio – aerobio, pero también puede ser aerobio enteramente (Tay et al. ,2001).

Composición del sustrato

Se han publicado informes sobre el cultivo de gránulos aeróbicos utilizando diferentes sustratos que incluyen glucosa, acetato, fenol y aguas residuales sintéticas. Los gránulos aerobios también se cultivaron con bacterias nitrificantes. Estos gránulos nitrificantes mostraron una gran capacidad de nitrificación. Los gránulos aerobios también se pudieron cultivar con éxito en reactores biológicos secuenciales (SBRs) a escala de laboratorio para tratar aguas residuales ricas en materia orgánica particulada. Igualmente se estudió la viabilidad de la formación de lodos activados granulares aerobios en las aguas residuales domésticas, con lo que se espera como un paso lógico en el proceso de ampliación o modernización de plantas existentes. Los gránulos aerobios alimentados con glucosa han mostrado una estructura filamentosa, mientras que los gránulos aerobios alimentados con acetato han tenido una estructura bacteriana no filamentosa y muy compacta en la que predomina una forma de bastón. Al final se encontró que la estructura de gránulos y la diversidad de especies dependen del tipo de fuente de carbono (Hwan, 2007).

Tasa de carga orgánica volumétrica (COV)

Las velocidades de carga son parámetros operativos importantes en los procesos biológicos. Varios estudios sobre biopelículas han demostrado que la estructura de la biopelícula

estaba directamente relacionada con la tasa de carga orgánica. En la formación de gránulos anaerobios, la tasa de carga orgánica es uno de los factores más críticos. El aumento de las tasas de carga orgánica mejora la formación de gránulos anaerobios en los sistemas de reactor anaerobio de flujo ascendente (RAFA). El gránulo aerobio puede formarse en un rango muy amplio de tasas de carga orgánica de 2.5 a 15 kg de demanda química de oxígeno (DQO)/m³ día.

Tay et al. (2005) informó que era más difícil obtener gránulos con tasas de carga orgánica inferiores a 2 kg de DQO/m³ día. El estudio acerca de los efectos de las tasas de carga orgánica en la formación y estabilidad de los gránulos mostró que las tasas de carga orgánica más bajas dieron como resultado una formación más lenta de los gránulos y tardó más tiempo en alcanzar el estado estacionario, aunque la formación de los gránulos aerobios no se ve afectada mayormente por la velocidad de carga orgánica, las características físicas como el tamaño promedio de los gránulos aerobios depende de la carga orgánica. También hubo informes de que el tamaño medio de los gránulos aerobios aumentó con el incremento de la tasa de carga orgánica. A una mayor tasa de carga orgánica puede incrementar la tasa de crecimiento de la biomasa, entonces, puede producirse la debilidad de la estructura del gránulo.

Fuerza hidrodinámica de corte

El flujo de aire en una columna de LAG ocasiona fuerzas de corte en el líquido, mismas que tienen influencia en la estructura de los gránulos. La formación de gránulos aerobios y estabilidad de los mismos se mejoró notablemente con una mayor fuerza de corte. Se discutió que el esfuerzo cortante en los gránulos es uno de los factores más importantes que influyen en la formación de gránulos aerobios. Las fuerzas de corte locales más altas en los reactores biológicos secuenciales (RBS) dieron como resultado gránulos más densos con diámetro más pequeño. Tay et al. (2005) operaron cuatro RBS paralelos con tasas de aireación crecientes, mostrando que los gránulos se formaron solo en reactores con una velocidad de gas superficial mayor a 1.2 cm/s.

La fuerza de corte se aprecia a través del parámetro V_{gas} que es la velocidad superficial de gas, misma que se calcula como:

$$V_{gas} = \frac{Q_{gas}}{A_{reactor}} \quad \text{Ec. (10)}$$

Dónde:

Q_{gas} : Es el caudal de gas (aire) L/min

$A_{reactor}$: es el área de la superficie de agua en el reactor. (cm²)

Se desarrollaron gránulos aerobios más regulares, más redondos y compactos con una alta fuerza hidrodinámica de corte. Reportaron un incremento en la producción de polisacáridos extracelulares. Las sustancias poliméricas extracelulares (SPE) son componentes importantes de los flóculos celulares y las biopelículas; teóricamente desempeñan un papel dominante en cualquier tipo de formaciones de biopelículas incluidas la floculación y la granulación. Algo que hay que resaltar es que los gránulos aerobios tienen mayor hidrofobicidad de la superficie celular que el lodo convencional. Esta capacidad de la superficie celular se relacionó positivamente con un aumento del contenido de proteína extracelular en el lodo, como parte de las SPE. Algunos investigadores han propuesto que los polisacáridos en SPE juegan un papel importante en la formación de estos agregados microbianos.

Tiempo de sedimentación

El tiempo de sedimentación funge como la presión selectiva más importante de la comunidad microbiana del LAG. Un tiempo de sedimentación corto siempre será benéfico y favorece la retención de bacterias de sedimentación rápida; en cambio con el lodo con una baja velocidad de sedimentación lo más probable es que se elimine del reactor. Otros investigadores informaron que los gránulos aerobios se cultivaron con éxito y se hicieron dominantes solo en los reactores biológicos secuenciales operando con un tiempo de sedimentación corto de 5 minutos. Se inicia la operación con un tiempo de sedimentación de 30 minutos, al próximo ciclo se disminuye el tiempo a 20 minutos y así sucesivamente

hasta llegar a los 5 minutos. También se observaron mezclas de gránulos aerobios y lodo suspendido en reactores biológicos secuenciales a tiempos de sedimentación de 20, 15 y 10 minutos (finales). Algunos sugirieron también que el corto tiempo de sedimentación estimula la producción de polisacáridos extracelulares; lo que comentan diversos autores es que mejoró la hidrofobicidad de la superficie celular en tiempos de sedimentación cortos (Hwan, 2007). Por lo tanto, la elección de un tiempo de sedimentación óptimo es muy importante en la granulación aerobia. Los gránulos con excelentes propiedades de sedimentación son esenciales para el funcionamiento eficaz de los sistemas biológicos de tratamiento de aguas residuales del tiempo de sedimentación y de la altura H del reactor, se puede calcular la velocidad crítica de sedimentación (V_{crit}):

$$V_{crit} = \frac{RIV \cdot H}{t_{sed}} \quad \text{Ec. (11)}$$

Dónde:

RIV: Es la relación de intercambio de volumen (%), determina la altura de la descarga

H: es la altura efectiva del reactor (m)

t_{sed} : es el tiempo de sedimentación (min)

2.5 Resumen de ventajas del LAG

- Sedimentación rápida (biomasa granulada, no flóculos).
- Baja producción de lodo (y rendimiento bajo $M_{uMáx}$) (selección de bacterias con baja tasa de crecimiento).
- Menor cantidad de espacio necesario que el lodo activado convencional (40% menos de área necesaria).
- Menor cantidad de energía necesaria para el tratamiento 20 – 50% menos (razones indicadas antes).
- Posibilidad de extracción de fósforo y de ALE (exopolisacáridos tipo alginato), lo que podría ofrecer oportunidad de reutilización sostenible.

- Reducción del 25 – 75% de las dimensiones del sistema de tratamiento como resultado de mayores concentraciones de biomasa en el reactor y sin utilización de tanques de sedimentación secundarios.
- Ahorro en costos operativos y recursos humanos relacionados (Pronk et al, 2017).

2.6 Parámetros de operación y definiciones del LAG

2.6.1 Ciclo de operación

El proceso LAG es típicamente configurado y operado como RBS, siendo importante el ciclo de operación y sus etapas (alimentación, reacción, sedimentación, purga, descarga).

- La duración del ciclo es típicamente 3h – 8h.
- El número de ciclos por día $n_c = 24h / \text{duración de ciclo en h}$, típicamente entre 3 y 8 ciclos por día.
- La fase de reacción más utilizada es la anaerobia – aerobia.

2.6.2 Factores relacionados con la fase de alimentación en el LAG

Alternativas de la modalidad de alimentación:

- Tipo pulso: relleno de reactor en corto tiempo (5 a 10 min, caudal alto).
- Tipo continuo: relleno lento mientras ocurre la reacción (30 – 90 min, Caudal bajo).
- Alimentación simultánea o no con la descarga del efluente.
- Una importante parte de la fase anaerobia puede ser durante la alimentación.

Hidrodinámica y condiciones redox durante la alimentación

- Mezclado, versus no mezclado (inyección del influente debajo del lecho de lodo).
- Aireado o no -> Aerobia vs. Anaerobia.
- De hecho, el ambiente puede volverse anóxico en parte (NO_3^- reciclado).

Control de la alimentación

- Bomba de alimentación o válvula (de gravedad)
- Control con un timer o un programa informático para limitar el tiempo.

Otras consideraciones importantes

- Preparación de las aguas residuales (reales o sintéticas)
- Importa saber que fracciones de DQO están presentes en un agua residual sintética (ARS)
- Recetas de agua residual sintética (sin Xs; con Xs y/o con Xi y ISS)
- Análisis de la composición de y/o verificación rutinaria
- Conservaciones de las soluciones de los influentes preparados
- Estrategias para evitar la degradación en el reservorio.

2.6.3 Sedimentación

La manera efectiva de seleccionar los gránulos es el tiempo de sedimentación corto, por ello, es que en la puesta en marcha del reactor se va reduciendo el tiempo de sedimentación progresivamente, por ejemplo, inicialmente se deja sedimentar durante 40 minutos y lo que no ha sedimentado se descarga junto con el efluente, luego se reduce el tiempo a 30 minutos y así sucesivamente hasta alcanzar el tiempo de 5 minutos. De este modo se garantiza que los gránulos sean compactos y sedimenten rápidamente.

2.6.4 Purga de lodo

Puede funcionar sin purga; en este caso la pérdida de sólidos solo ocurre con el efluente. En caso de operar con una purga, esta controla el θ_c del proceso.

La purga es un proceso secundario dentro de los lodos activados granulares, dado que no es estrictamente necesario como en los LA, pues los PAOs y GAOs tienen una tasa de crecimiento baja y eso contribuye a una producción menor de lodo.

2.6.5 Relación de intercambio de volumen (RIV)

La RIV es importante para el control de las concentraciones de sustrato dentro del reactor; si la concentración de influente es muy alta con una RIV baja (menor del 20 %) y una concentración media del reactor, se puede evitar el aumento repentino de la concentración. Caso contrario, si la concentración del influente es muy baja se puede tener una RIV alta

(mayor al 40 %) y de esa forma mantener la concentración del sustrato inicial en un valor medio.

2.6.6 Principales reglas de competencia entre microorganismos según la composición del efluente y el tipo de ciclo

Definiciones

PAO: Microorganismos Acumuladores de fósforo (dPAO: PAO desnitrificante)

GAO: Microorganismos Acumuladores de Glucógeno (dGAO: GAO desnitrificante)

NOO: Organismos Oxidantes de Nitritos

AOO: Organismos Oxidantes de Amoniacó

OHO: Organismos Heterótrofos Ordinarios

PHA: Polímero Poli-hidroxiálcanoatos.

Al cambiar y combinar los niveles de DQO, N y P del influente y el Oxígeno Disuelto del reactor, se puede favorecer la conformación de diferentes comunidades de microorganismos en los LAG. A continuación, se enumeran los efectos que tendrían los parámetros de operación sobre la composición microbiana de los gránulos y sobre el desempeño metabólico, considerando un ciclo An/O (Hernández et al. 2020).

- a) En presencia de niveles mínimos de P y N en los influentes (DQO/N/P de 100/5/1), los nutrientes son utilizados principalmente y en prioridad en la síntesis celular, siendo una manera de limitar la nitrificación y la remoción intensiva de P (así como el grupo de los nitrificantes y de los PAO).
- b) Los PAOs y GAOs son heterótrofos facultativos capaces de captar el C de ácidos grasos (no el sustrato S_s complejo) en condiciones anaerobias, antes de terminar la asimilación en condiciones aerobias (o anóxicas). Por el contrario, los OHOs tienen un alcance al AGV (Ácidos Grasos Volátiles) y al S_s solo en condiciones aerobias (o anóxicas).
- c) La alternancia de una fase anaerobia con abundancia de sustrato carbonoso y de una fase aerobia en condiciones de hambruna favorece el crecimiento y la selección de las bacterias capaces de almacenar acetato en la etapa anaerobia, al

detrimento de OHOs. Los microorganismos que predominarán así son los PAOs y/o GAOs, que son favorables a la granulación.

- d) Las bacterias GAO y PAO compiten entre sí; sin embargo, para que los PAOs estén significativamente presentes, se requiere un agua residual con exceso de P (DQO/P alto). Por otra parte, en caso de deficiencia de P en un ambiente anaerobio – aerobio, es muy probable que los GAOs predominen sobre los PAOs.
- e) Durante la fase de aireación del RBS, un nivel de oxígeno disuelto intermedio (OD de 1.5 a 3 mg/L) ocasiona dos zonas en el gránulo, una aerobia externa y otra no aireada interna (anóxica). Lo anterior propicia la oportunidad de nitrificación y desnitrificación simultánea (presencia de bacterias NOO y AOO, conjuntamente con PAO y GAO desnitrificantes dPAO y dGAO).
- f) Es importante señalar que, en todo caso, no habrá desnitrificación (ni dPAO y dGAO) sin nitrificación previa (por ejemplo, cuando N es bajo). También en caso de que el OD sea alto, no habrá desnitrificación simultánea ya que todo el gránulo sería aerobio (siempre y cuando se trate de un influente sin NO_3^-).
- g) La fuerza de corte (flujo de gas en el reactor) y la carga orgánica (nivel de DQO del influente) determinan el diámetro medio del gránulo. A su vez, el diámetro y el nivel de OD interactúan para determinar las fracciones aerobias y anóxicas del gránulo, así como los niveles de nitrificación versus de desnitrificación.
- h) Los dPAO y dGAO utilicen los PHA como fuente de C endógeno durante la desnitrificación simultánea. En los casos en que no haya desnitrificación simultánea satisfactoria, el efluente descargado tendría mucho nitrato.
- i) También en este último caso, el NO_3^- y el OD residual presentes en el licor mixto (1/2 volumen del reactor) estarían retornados al inicio del ciclo, este ocasiona un consumo de 3 mg de DQO por mg/OD y 8.6 mg de DQO por mg de N-NO_3^- . Tomando en cuenta lo anterior, la falta de desnitrificación simultánea (dPAO y dGAO) al final del ciclo ocasionaría una desnitrificación ahora secuencial al reiniciar el ciclo, lo que provoca el crecimiento de algunos OHOs. Esta ocurrencia y competencia favorece OHO en detrimento de los PAO y GAO, hasta que se agote el O_2 y el NO_3^- recirculado.

CAPÍTULO 3: ESTADO DE ARTE DE LAG (LITERATURA RECIENTE)

Adicionalmente a los antecedentes, han sido revisados 19 artículos recientes para establecer el estado del arte, los resultados fueron resumidos en una tabla como se describe a continuación.

3.1 Síntesis de revisión bibliográfica por autores

En la tabla 6 se presentan los resultados de la revisión bibliográfica de los artículos revisados, siendo síntesis de los estudios de LAG revisados (parámetros de operación y desempeño de reactores).

La tabla cuenta con 49 columnas de información o datos de cada uno de los artículos, en ella se obtuvieron los datos estadísticos de los artículos como promedio, moda, media, desviación estándar, mínimo y máximo considerando solo los artículos a escala de laboratorio.

Con respecto a la estructura general de la tabla, de la columna (1) a la columna (4) se presentan los datos y referencias principales de los artículos revisados.

En la columna (1) se muestra el autor del artículo a revisar, en la columna (2) el año de publicación de dicho artículo, en la columna (3) la escala del reactor en estudio; de la columna (5) a la columna (11) se presentan las características del influente.

En la columna (5) el tipo de Agua Residual (AR), en la columna (6) la DQO en el influente, en la columna (7) el nitrógeno amoniacal (N-NH), en la columna (8) el fósforo, en la columna (9) el nitrógeno total de Kjeldahl.

En la columna (10) la relación DQO/N/P, en la columna (11) la Tasa de Carga Orgánica, en la columna (12) se muestra el inóculo, es decir, el origen de los lodos activados granulares, en la columna (13) el tipo de ciclo, en la columna (14) el tipo de alimentación.

En las columnas (15) y (16) están las características del ciclo, teniendo en la columna (15) la cantidad de ciclos por día y en la columna (16) la duración del ciclo. De la columna (17) a la (24) está la duración de cada una de las etapas del ciclo. La columna (25) a la (35) son los parámetros de operación del reactor.

De las columnas (36) a la (43) muestra el desempeño de los gránulos. Y de la columna (44) a la (49) informan sobre las remociones y los principales parámetros de caracterización de la calidad del efluente.

Para mayor visibilidad, el lector puede consultar la versión digital de la tabla en Excel mediante los códigos QR mostrados a continuación.



Una hoja PDF (recomendado para consultar).



Excel (recomendado para uso de los datos)



Ocho hojas PDF (recomendado para imprimir)

(1)	(2)	(3)	(4)	(5) (6) (7) (8) (9) (10) (11)								
#	Autor et al.	Año	Escala	Objetivo de estudio	Influyente							
					Agua residual	DQO	N-NH	P	N-NTK	DQO/N/P	COV	
					tipo A.R.	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	100 /.../...	gDQO/m ³	
13	Layer et al.	2019	Labo	Comparación del comportamiento de cuatro reactores LAG-RBS con distintos tipos de Aguas residuales	AR Municipal	582					100/7/1	0.8
					ARS, 100% AGV	503						0.6
					ARS, Complejo Xs	331						0.4
					Municipal, Efluente primario	469						0.6
14	Tay et al.	2001	Labo	Observar el proceso de la granulación/microscopia	ARS, Ac vs Glucosa	2000	52	10	-	100/2.6/0.5	6	
15	Wang et al.	2019	Labo	Comparar 2 tipos de inoculo (lodo floculantevs granular), efecto de COV	ARS, Ac +Glu	1000	45	6		100/4.6/0.6		
16	Szabó et al.	2017	Labo	Efecto de 3 COV en los microbios El ciclo An-O se vuelve anóxico de hecho y Thauera predomina	ARS, Ac + +municipal	1416	85				100/6/1	3.7
	712					85				100/12/ 1	1.9	
	346					85				100/24/ 1	0.9	
17	Guimarães et al.	2020	Piloto 100L	Fallas en remoción de N en LAG de agua municipal. Prueba 2 estrategias de alimentación, Brasil	Municipal ,	335	52	5.5	-	100/15 1.6	1.1	
					(bajo P)	595	79	7.6	-	100/13/ 1.2	2.1	
18	Haaksman et al.	2020	Labo	Evalúa el efecto de la fuga de la DQO alimentada hacia la fase aerobia, cuando la remoción anaerobia es incompleta	ARS, Ac,	366	60	9.3	-	100/16/2.5	1.6	
					"	"	"	"	-	"	"	
					"	"	"	"	-	"	"	
19	de Graaf et al.	2020	Labo	Efecto del agua de mar (sales) en el desempeño del LAG, su granulación y en la comunidad microbiana	ARS, Ac	366	60	9.3	-	100/16/2.5	1.6	
					"	"	"	"	-	"	"	
					"	"	"	"	-	"	"	
Estadísticas de parámetros						DQO	N-NH	P	N-NTK	REFERENCIA 100/5/1	COV	
	Moda	2019				200	20	9.3	-	100/10/1	1.6	
	mediana	2019				503	52	8	-	100/10/1.4	1.6	
	Promedio	2016.1				733	58	9	-	100/10/1.7	2.3	
	Desviación Estándar	5.817				578	26	6	-	-	2.3	
	Mínimo	2001				200	20	3	-	100/2/0.2	0.4	
	Máximo	2020				2000	100	20	-	100/24/6	8.0	

(1)	(12)	(13)	(14)	(15)	(16)	(17)	(18)	(19)	(20)	(21)	(22)	(23)	(24)	
				características ciclos		Duración de las etapas secuenciales								
#	Autor et al.	inoculo	Tipo ciclo	Alimentación	núm. cicl/d	t _{tot} 1-ciclo (h)	t _{alim-anaero} (min)	t _{anae+} (min)	t _{aero1} (min)	t _{anox} (min)	t _{sedim} (min)	t _{descarg} (min)	t _{alim2} (min)	t _{aero2} (min)
		origen	Etapas	escalón /pulso	nc por día	(h)	(min)	(min)	(min)	(min)	(min)	(min)	(min)	(min)
1	Pishgar et al.	L.A. floc	An-O-Ax-O	pulso	6	4	8	55	104	30	10	2	1	30
	"	"	An-O	escalón	"	"	60	-	168	-	10	2	-	-
	"	"	todo-O	pulso	"	"	8	-	220	-	10	2	-	-
2	He et al.	LAG	An-O-Ax	pulso	6	6	2	120	90	144	2	2	-	-
3	He et al.	LAG	An-O-Ax	pulso	4	6	2	120	90	144	2	2	-	-
4	He et al.	LAG	An-O-Ax	pulso	4	6	2	120	90	144	2	2	-	-
5	Świątczak and Cydzik-Kwiatkowska	L.A. floc	An-O	escalón (descarga simultánea)	5	4.8	40	0	216	-	20	simultan to feed	-	-
6	Kreuk y van Loosdrecht	L.A. floc	An-O	escalón	8	3	60		112	-	3	5		
7	Stes et al.	L.A. floc (bebidas)	An-O(+)	pulso	3	8	10	120	225	-	10	5	0	30
8	de Kreuk y van Loosdrecht	L.A. floc	An-O	escalón	8	3	60	0	112	-	3	5		
9	Zhang et al.	L.A. floc	An-O		6	4		60	160		5-15	5		
10	He et al.	LAG	An-O-Ax	Pulso	4	6	2	120	90	144	2	2		
11	Pronk et al.	LAG			3.69	6.5	30							
	"													
	"													
	"													
12	de Sousa Rollemberg	LAG		escalón (mezclado)	4	6								
	1		An-O				35	71	233	-	5	1		
	2		An-O				35	107	197	-	5	1		
	3		An-O				35	143	161	-	5	1		
	4		An-O-Ax				35	89	197	18	5	1		
	5		An-O-Ax				35	89	179	36	5	1		
	6		An-O-Ax				35	89	161	54	5	1		

(1)	(12)	(13)	(14)	(15)	(16)	(17)	(18)	(19)	(20)	(21)	(22)	(23)	(24)	
#	Autor et al.	inoculo	Tipo ciclo	Alimentación	características ciclos		Duración de las etapas secuenciales							
					núm. cicl/d	t _{tot} 1-ciclo	t _{alim-anaero}	t _{anae+}	t _{aero1}	t _{anox}	t _{sedim}	t _{descarg}	t _{alim2}	t _{aero2}
		origen	Etapas	escalón /pulso	nc por día	(h)	(min)	(min)	(min)	(min)	(min)	(min)	(min)	
13	Layer et al.	L.A. floc (EBPR)	An-O	escalón (descarga simultánea)	4.3	5.6	75	15	240	-	5	1		
14	Tay et al.	L.A. floc	todo-O	pulso	6	4	5	-	229	-	1	5	-	
15	Wang et al.	L.A. flocvs AGS	todo-O		10	2.4	7	-	132	-	1	4	-	
16	Szabó et al.	L.A. floc	An-O	pulso	6	4	5	55	170	-	2	5	-	
	"	L.A. floc (sin PAO)	(Ax-O de facto)											
	"													
17	Guimarães et al.	L.A. floc	An-O	pulso	6	4	3	10	211	-	13	3	-	
			"	escalón	"	"	20	0	203	-	15	2	-	
18	Haaksman et al.	LAG	An-O	pulso	8	3	60	0	110	-	5	5	-	
		"		"	"	"	48	0	122	-	5	5	122 = aero-feed min, up to end	
		"		"	"	"	45	0	125	-	5	5	125 = aero-feed min + 46 min mix-air	
19	de Graaf et al.	LAG	An-O	escalón	6	4	60	0	170	-	5	5	-	
		"		"	"	"								
		"		"	"	"								
		inoculo	Tipo ciclo	Alimentación	núm. cicl/d	t _{tot} 1-ciclo	t _{alim-anaero}	t _{anae+}	t _{aero1}	t _{anox}	t _{sedim}	t _{descarg}	t _{alim2}	t _{aero2}
	Moda				6.0	4.0	35	0	90	144	5	5		
	mediana				6.0	4.0	35	60	165	99	5	2		
	Promedio				5.7	4.8	29	60	161	89	6	3		
	Desviación Estándar				1.8	1.5	23	51	49	56	5	2		
	Mínimo				3.0	2.4	2	0	90	18	1	1		
	Máximo				10.0	8.0	75	143	240	144	20	5		

(1)	(25)	(26)	(27)	(28)	(29)	(30)	(31)	(32)	(33)	(34)	(35)	
Parámetros de operación del Reactor												
#	Autor et al.	V react	H/D =a	VER	V crit	V gaz	O.D.	pH	Temp	HRT	SRT	purga
		(L)	(-)	%	m/h	cm/s	mg/L	(-)	°C	(h)	(días)	con/sin
13	Layer et al.	12.9	8.4	30%	5.1	-	2	7.0	20	18.6	20	con
14	Tay et al.	2.4	24	50%	36	2.5	-	7.0	-	8	8	sin
15	Wang et al.	1.5		50%		2.17			23		2	
16	Szabó et al.	3	14.7	43%	4.9	1.5	8	8.0	21	9.3	-	sin
	"											
	"											
17	Guimarães et al.	110 (L)	9	60%	9.5	1.1	8	7.2	26	7.2	6.5	sin
		"	"	"	"	"	"	6.9	26	6.7	15.5	sin
18	Haaksman et al.	2.7	5.0	55%	5.3	4.2	2	7.0	20	5.4	10	con
		"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"
		"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"
19	de Graaf et al.	3	21.7	50%			3.7	7.0	20		20	con
		"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"
		"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"
		V react	H/D =a	VER	V crit	V gaz	O.D.	pH	Temp	HRT (h)	SRT (d)	purga
	Moda	4	5.0	50%	7.5	0.0	2.0	7.0	20.0	12	25	
	mediana	4	9.5	50%	6.8	1.1	3.0	7.3	20.0	11	25	
	Promedio	5	10.3	47%	8.4	1.3	4.4	7.3	21.9	15	24	
	Desviación Estándar	5	6.1	13%	8.2	1.2	3.0	0.4	2.9	18	16	
	Mínimo	1	1.7	9%	0.2	0.0	1.0	6.9	18.5	5	2	
	Máximo	18	24.0	65%	36.0	4.2	9.1	8.2	28.0	89	63	

(1)	(36)	(37)	(38)	(39)	(40)	(41)	(42)	(43)	(44)	(45)	(46)	(47)	(48)	(49)	
#	Autor et al.	Desempeño gránulos							Remociones (efluente)						
		Diámetro gránulos (mm)		IVL5 (30)	V sedim	MLSS	SSV/SST	t granulación (d)		DQO	N-NH	NT	P	DQO-anae	SST efl
		d 50 final	d max final	(mL/g)	m/h real	mg/L	ivt	inicia	termina	%	%	%	%	%	mg/L
1	Pishgar et al.		5	88	-	7000	0.86	12	21	98	75	74	59	-	120
	"		4	41	-	8800	0.87	40	67	75	19	21	65		39
	"		10	44	-	11600	0.62	16	23	98	75	74	59		110
2	He et al.	-	-	27	-	6250		-	-	95	98	78	95	95	-
3	He et al.	-	-	27	-	6250	-	-	-	89	97	88	96	-	-
4	He et al.	1.54 1.69 1.77	-	27 30 33	58 51 40	4335 4618 4600	0.76 0.72 0.69	-	-	95" " "	97" " "	63 77 94	97" " "	94 97 89	-
5	Świątczak and Cydzik-Kwiatkowska	0.35	-	64	-	9128	0.79	-	-	92	-	87	95	92	15
6	Kreuk y van Loosdrecht	1.1	1.6	24	12		-	65	233	100	-	90	99		
7	Stes et al.	0.42	-	35	-	12600	0.92	80	-	97	-	-	-	97	8.1
8	de Kreuk y van Loosdrecht	1.3 1.1 1.3		24 20 14		12143 7143 23571	0.7 0.7 0.7	28	60	100	99	90	99	100	
9	Zhang et al.	1.68	2.04	134		3290	-			96	99	85	62		
10	He et al.			23		4400				90	80		90		
11	Pronk et al.	1	>1	45				75	360						
	"		1.54	28	58		0.73								
	"		1.69	30	51		0.72								
	"		1.77	33	40		0.71								
12	de Sousa Rollemberg						0.92								
	1	1.3	-	35	42	4130		21	-	91	92	71	68	50	62
	2	0.9	-	50	40	3260		22	-	90	91	73	71	50	58
	3	1.1	-	80	19	1740		30	-	89	75	63	68	50	41
	4	1.3	-	40	39	3480		20	-	89	90	85	70	50	56
	5	0.9	-	55	36	2390		28	-	91	78	78	50	50	42
	6	1.0	-	70	22	1900		30	-	90	71	57	54	50	41

(1)	(36)	(37)	(38)	(39)	(40)	(41)	(42)	(43)	(44)	(45)	(46)	(47)	(48)	(49)	
#	Autor et al.	Desempeño gránulos							Remociones (efluente)						
		Diámetro gránulos (mm)		IVL5 (30)	V sedim	MLSS	SSV/SST	t granulación (d)		DQO	N-NH	NT	P	DQO-anae	SST efl
		d 50 final	d max final	(mL/g)	m/h real	mg/L	ivt	inicia	termina	%	%	%	%	%	mg/L
13	Layer et al.	0.9	-	30						91	95	77		-	13
		0.45		50						93	97	60		-	17
		0.45		80						83	96	45		-	45
		0.45		70						88	97	63		-	34
14	Tay et al.	1.1		50	-	5900		-	21	97	-	-	-	-	-
		2.4		80		8600									
15	Wang et al.	3.5		(37)	57	8555	0.92		22	90	96	-	93		
		2.0		(60)	41	4770	0.87		54	87	96	-	97		
16	Szabó et al.	3.90	-	-	-	6000	-	7		91	100	66	100	28	-
	"	3.6	-	-	-	2000	-	7		90	100	38	100	55	-
	"	3.3	-	-	-	1000	-			80	100	0	100	65	-
17	Guimarães et al.	0.29		216 (109)		700		56		64	73	-	18	-	-
		0.45		109 (74)		1500		56		67	78	-	48	-	-
18	Haaksman et al.	1.40	-	35	-	6600	0.78	-	-	100	95	95	100	100	-
		-	-	40	-	6600	0.78	-	-	100	-	-	100	100	-
		-	-	80	-	3300	0.9	-	-	100	-	-	0	0	-
19	de Graaf et al.														
		Diámetro gránulos (mm)		IVL5 (30)	V sedim	MLSS	SSV/SST	t granulación (d)		DQO	N-NH	NT	P	DQO-anae	SST efl
	Moda	0.5	N/A	35	N/A	6250	0.9	28	21	100	75	74	100	50	41
	mediana	1.0	1.9	41	39.5	4130	0.8	28	60	91	93.5	74	70.5	52.5	41
	Promedio	1.2	3.5	50	35.9	4953	0.8	35	112	90	86	68	74	65	47
	Desviación Estándar	1.0	2.8	25	13.6	3237	0.1	23	123	9	17	23	27	29	31
	Mínimo	0.3	1.5	23	12.0	700	0.6	7	21	64	19	0	0	0.05	8.1
	Máximo	3.9	10.0	134	58.0	12600	0.9	80	360	100	100	95	100	100	120

3.2 Estadísticas e intervalos de valores comunes

En la parte inferior de la tabla 6 que es el compendio de parámetros operacionales de 19 artículos (Elaboración propia, 2021) aparecen las estadísticas (rangos, tendencias centrales y desviación estándar) de los diferentes parámetros entre los autores; en las estadísticas no se incluyen en las plantas grandes y piloto, solo reactores a escala de laboratorio.

Como se muestra en la tabla 6 algunos de los valores promedio para el nitrógeno amoniacal son entre 20 y 26 mg/L mayormente, para el fósforo entre 6 y 9 mg/L, la DQO entre 200 y 708 mg/L. Algo a resaltar es el tiempo de alimentación. Y lo más importante es que el porcentaje de remoción de prácticamente todos los experimentos los autores están por arriba del 80 % de DQO, 75 % del nitrógeno amoniacal, 75 % de fósforo y una concentración de sólidos suspendidos totales menor a 65 mg/L.

3.2.1 Año, escala y objetivos de los artículos

Los artículos consultados para la realización de la tabla son de 2014 a 2019; los objetivos son variados. De los 19 artículos revisados, 16 son a escala de laboratorio y 3 son plantas piloto o a escala real.

3.2.2 Características del influente

Los tipos de agua residual son dos, aguas residuales sintéticas y municipales. De los 19 artículos revisados son 17 de aguas residuales sintéticas y 2 de aguas residuales municipales. Las aguas residuales sintéticas se utilizan con la finalidad de entender la dinámica microbiana y los mecanismos de granulación, es decir, principalmente para investigación básica.

El rango general de DQO está entre 200 y 2,000 (mg/L); para este caso se puede separar en dos grupos, +1,000 y -1,000. De los cuales 5 son de +1,000 y 14 son -1,000. Con un promedio de 733.

El nitrógeno amoniacal se mantiene en un rango de 20 a 100 (mg/L).

3.2.3 Ciclo, tipo de alimentación e inoculo

De los 19 artículos, 11 son Anaerobios – Óxicos, 2 todo óxico y 7 con tipos de ciclos diversos. El más frecuente es An/OX para buscar favorecer el crecimiento de PAO/GAO.

La duración promedio de un ciclo es de 4 horas, es decir, en promedio 6 ciclos por día.

Un ejemplo de ciclo anaerobio, aerobio puede ser el número 6, con 60 minutos en fase de alimentación anaerobia, 112 minutos en fase aerobia, 3 minutos de sedimentación y 5 minutos para hacer la descarga.

3.2.4 Volumen de reactor, relación H/D, VER

El promedio de volumen para reactores de laboratorio es de 5L. El promedio de la relación H/D es de 5, es decir, que casi siempre la altura del reactor será 5 veces el diámetro del mismo. La relación de intercambio de volumen (RIV) determina el C_0 inicial y la concentración inicial actúa como parámetro de selección durante la operación, ya que eliminará a las partículas con velocidad menor de 5.5 m/h. el valor más frecuente es una RIV de 50%.

3.2.5 Velocidad crítica y velocidad de sedimentación

La velocidad crítica mínima es la velocidad que se propone en el diseño, en cambio, la velocidad de sedimentación es la velocidad real con la que caen las partículas, es decir, la velocidad crítica es la velocidad teórica mínima y la velocidad de sedimentación es la velocidad real. La velocidad crítica depende de la altura de la llave del efluente, es decir, de la RIV.

El promedio de velocidades críticas propuestas fue de 8.4 m/h, el rango va de 0.2 a 36 m/h y se obtuvieron velocidades reales de a 12 a 58 m/h, con un promedio de 13.6 m/h

3.2.6 Velocidad del gas, oxígeno disuelto, y tiempo de retención hidráulica

La velocidad del gas es la velocidad del aire que asciende y colisiona a los gránulos, de este modo los gránulos se vuelven más densos y su superficie es más lisa. El rango de valores va de entre 0.04 y 4.2 cm/s. Para el oxígeno disuelto se elige un valor intermedio de entre 2 y

3 mg/L con el fin de tener potencial de alcanzar una nitrificación y desnitrificación simultánea, el rango de valores va entre 1 y 9.1 (mg/L). El rango de valores para el tiempo de retención hidráulica va de 5.6 a 12 horas.

3.2.7 Tiempo de retención de sólidos, purga

La mayoría de los experimentos de los artículos son sin purga dado que el lodo que se produce es descargado por efluente y también contribuye que las tasas de crecimiento de la comunidad microbiana del LAG son bajas, es decir, se reproducen lentamente las bacterias. Para el tiempo de retención de sólidos el rango va de 2 a 29 días, esto está relacionado a la purga, a mayor tiempo de retención de sólidos (no controlado) es necesaria la purga, y a un tiempo menor de retención de sólidos (controlado) no es necesaria la purga. De los 19 artículos son 14 sin purga y 5 con purga.

3.2.8 MLSS

El licor mezclado o mixto se puede describir como la concentración de sólidos suspendidos dentro del tanque de aireación. La concentración promedio típica para LA es de 3,000 mg/L, en cambio para LAG la concentración mínima es de 7,000 mg/L. El rango de valores para reactores de laboratorio va de 3,290 a 12,600 mg/L.

3.2.9 Diámetro de los gránulos e índice volumétrico de lodos

El diámetro de los gránulos va de 0.42 a 3.9 mm para reactores a escala de laboratorio. El índice volumétrico de lodos se puede describir como el volumen en mL ocupados por gramo de lodo después de 30 minutos de sedimentación, su rango está entre 24 y 88 mL/g para LAG.

3.2.10 Eficiencias de remoción

Generalmente la remoción de DQO es casi el 100 %. Para los artículos revisados las remociones de DQO van de 75 a 100% en reactores a escala de laboratorio. Para la remoción de Nitrógeno total el rango va de 21 a 95% y para la remoción de fósforo las remociones van de 59 a 100%. Los sólidos suspendidos totales en el efluente van de 8.1 a 120 mg/L.

CAPÍTULO 4: PROPUESTA DE METODOLOGÍA GENERAL DE DISEÑO Y APLICACIÓN

4.1 Definición de requerimientos (cliente)

Tipo de reactor: reactor LAG columna de burbujas.

Tamaño: tamaño típico (laboratorio, menos de 2m de altura).

Material: Acrílico.

Diámetro: diámetros disponibles en acrílico.

Contaminantes a remover: C, N y P simultáneamente.

Dificultad de operación: fácil (que muestre mediciones, operación de bombas).

Parámetros de control y/o medición: OD, Q_{aire} , T, pH.

Tipo de agua residual: sustrato sintético ARS (posiblemente agua residual municipal).

Tipo de inóculo: de LA o de lodos de otra planta LAG.

Características del influente: medias (aproximadamente) de 500 mg/L DQO, 1.2 mg/L N- NH_4^+ , 10.9 mg/L P- PO_4^- AR carga mediana (Metcalf & Eddy, 2014).

Carga orgánica volumétrica: 1 – 2 Kg DQO/m³ d.

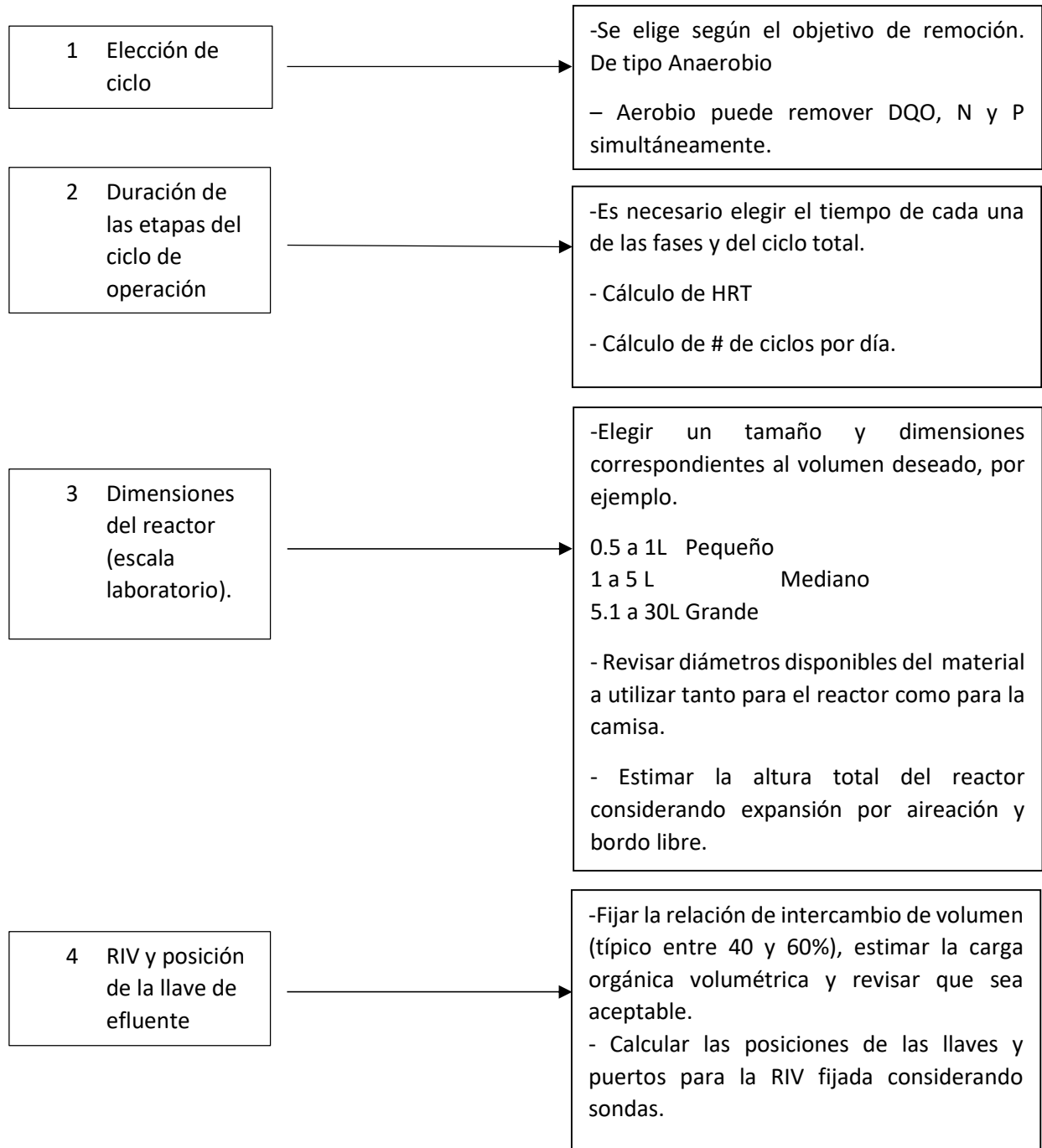
$V_{\text{crit mín}}$: 4m/h.

$V_{\text{sup gas mín}}$: 2.5 cm/s.

θ_c (tiempo de residencia celular): 20 días.

$X_{\text{mín}}$: 6000 mg/L SSLM

4.2 Procedimiento de diseño propuesto



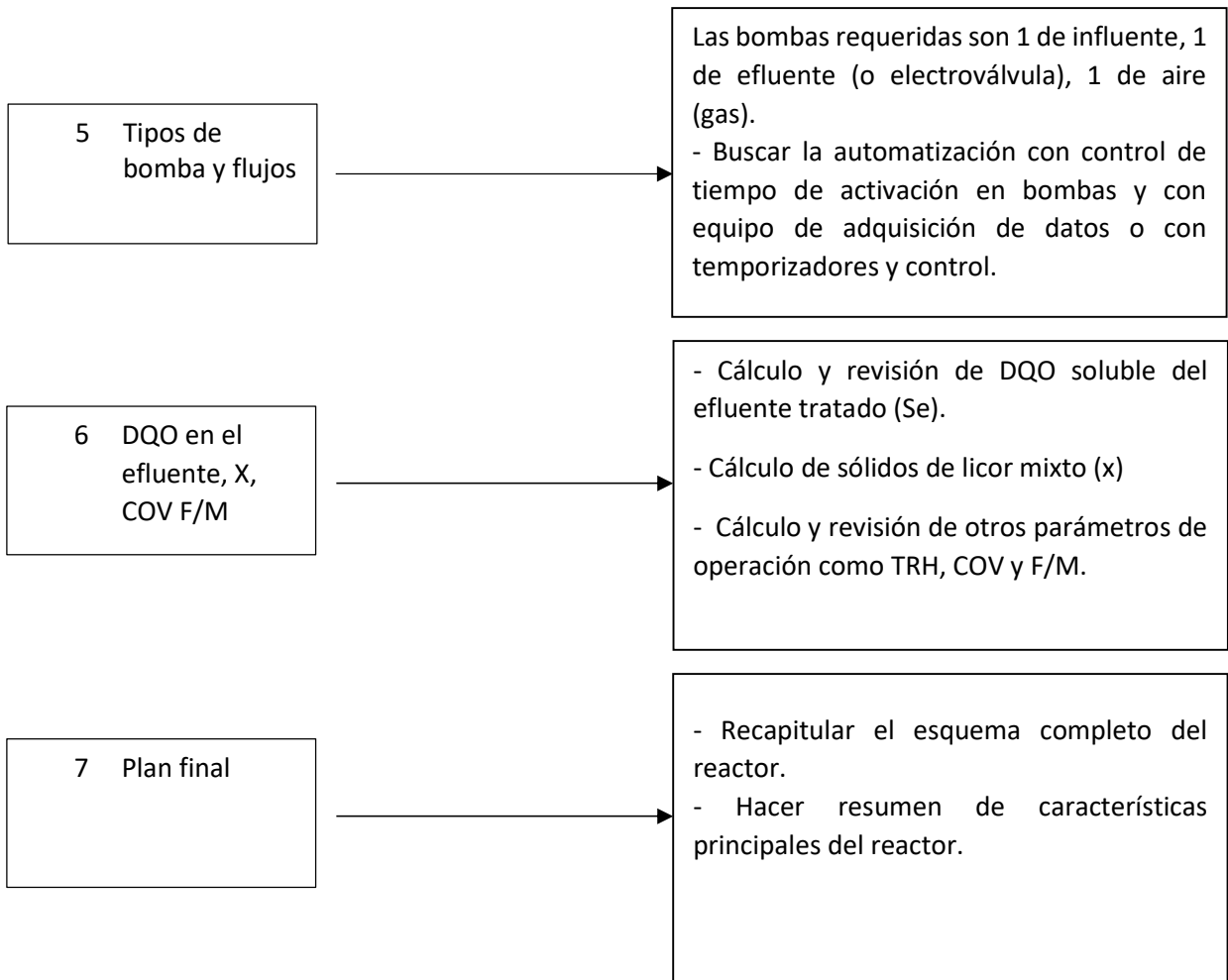


Diagrama de flujo (op 2)

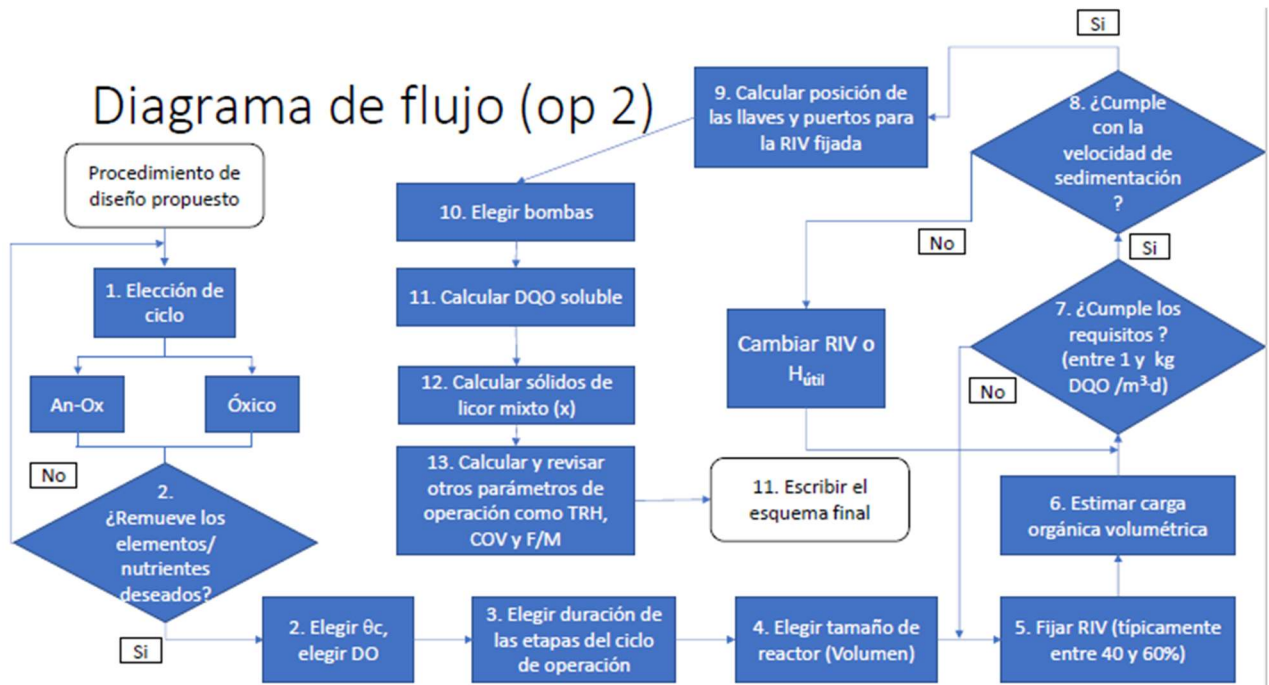
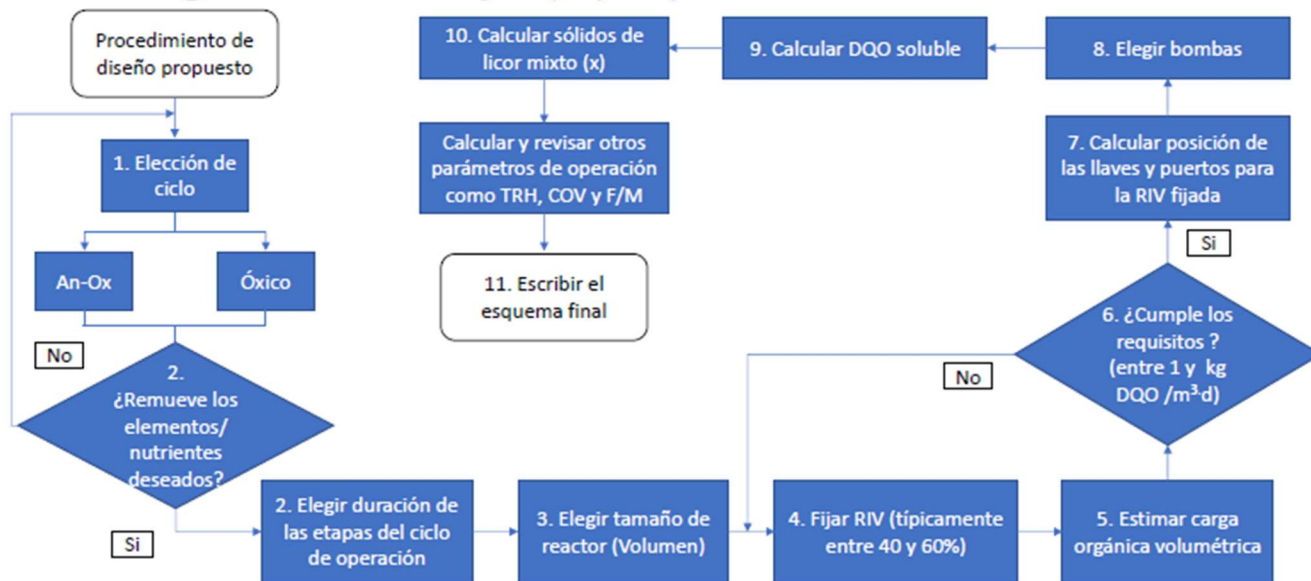


Diagrama de flujo (op 1)



4.3 Aplicación

Este apartado presenta a la vez la metodología general de diseño por pasos, así como los resultados de su aplicación para un prototipo LAG de 3.5 L.

4.3.1 Información inicial para el diseño

4.3.1.1 Criterios de diseño

Los principales criterios de diseño y sus valores son los siguientes:

V_{crit} mínimo = 4 m/h.

V_{crit} es la velocidad teórica de sedimentación.
velocidad mínima que debe tener una partícula, sino es evacuada en el efluente (selección de partículas pesadas)

V_{sup} gas 1.5 - 4 cm/s (comúnmente 2.5) velocidad superficial del gas (aire)

$\theta_c = 20$ días Tiempo de residencia celular (o tiempo de retención de sólidos, TRS)

X mínimos de 6000 mg/L SSLM Sólidos suspendidos totales en el licor mixto
La concentración de sólidos que va prevalecer en el reactor puede calcularse a partir de la Ecuación No. 4 de la masa $M_x = VX$ de lodo activado en el reactor (Metcalf & Eddy, 2014):

$$X = \frac{M_x}{V}$$

4.3.1.2 Especificaciones del cliente (proyecto de investigación):

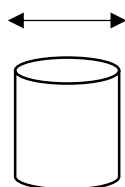
Volumen de reactor LAG deseado = 3.5 L

El reactor LAG será utilizado para remover C, N, y P simultáneamente

Es decir, que se requiere un ciclo Anaerobio - Aerobio.

Elegir un diámetro de acrílico disponible en el mercado y verificar la posible adaptación, por ejemplo:

Diámetro exterior de 3 po
Diámetro interior = 70.2 mm



3 mm de espesor

4.3.2 Diseño del reactor (procedimiento y aplicación)

4.3.2.1 Ciclo de operación (elección)

Se puede elegir entre los ciclos:

Anaerobio - Aerobio

Todo óxico

Y otros (anaerobio - óxico - Anóxico - óxico)

Se elige de tipo Anaerobio - Aerobio ya que puede remover DQO, N y P.

El reactor será operado con una purga de lodo a $\theta_c = 20$ días

El ciclo Anaerobio - Aerobio es obligatorio si se quiere remover fosforo.

Nivel de oxígeno disuelto durante la fase aerobia: 2 mg/L

Se elige un valor intermedio (2 a 3 mg/L típicamente) con el fin de tener el potencial de alcanzar una nitrificación y desnitrificación simultánea en el gránulo.

4.3.2.2 Duración de las etapas del ciclo de operación propuesto (ciclo típico)

El reactor es operado como reactor batch secuencial (RBS), en forma de columna.

Número de ciclos por día (nc) = 6 ciclos/día, con duración de 4h cada uno.

Tabla 8: Propuesta de duración de fases y de ciclo total

Etapas del ciclo	Duración	Observaciones
# 1. Alimentación anaerobia	65 min	Tipo escalón, por abajo del lecho, sin mezcla, 1h 05 min.
# 2. Descanso anaerobio	10 min	Espera sin mezcla, para degradar lo último que entró.
# 3. Aireación del reactor	135 min	Aire por 2h 15 min.
# 4. Purga de licor mixto	1 min	Manual, 1 vez por día en presencia de mezclado con aire. Volumen diario depende de θ_c
# 5. Sedimentación	5 min	Se corta el aire para el resto del ciclo.
# 6. Descarga del efluente	4 min	Con una bomba o una electroválvula.
# 7. Pausa de fin de ciclo	20 min	De ser necesario, podría modificarse este tiempo.

Total 240 min

La fase anaerobia dura 75 min en total (1h 15 min). Lo esperado es que, en 75 min, se adsorba toda la DQO anaeróticamente (fase de festín) y que en los 135 min aerobios siguientes (fase de hambruna) se termine la nitrificación, la desnitrificación simultánea y la remoción de P.

4.3.2.3 Dimensiones del reactor

Ya que se trata de un reactor batch, la dimensión del reactor se elige según las necesidades (Por ejemplo, dependiendo del volumen a tratar por día).

$V = 3.5 \text{ L}$. El material elegido es acrílico, por su disponibilidad y por el maquinado.

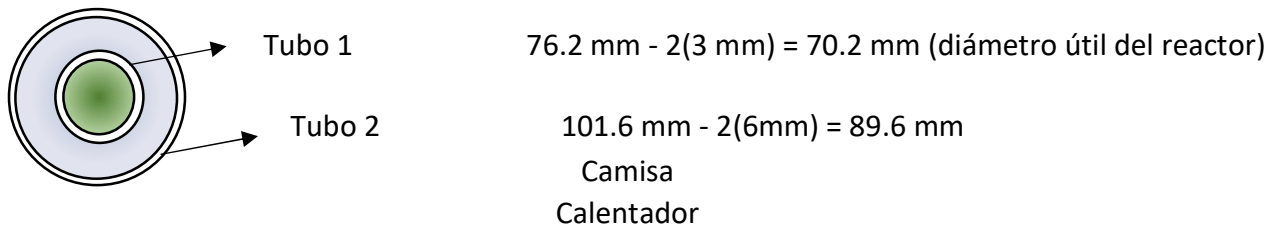
El sistema consta de 2 cilindros, un tubo 1 que juega el papel de reactor y un tubo 2 que es una jaqueta externa que recibirá agua limpia (de llave) recirculada a un baño de agua refrigerada para controlar la temperatura del reactor.

Diámetros externos (nominales) de los tubos de acrílico

Tubo 1, diámetro externo 3.0 pulgadas (76.2 mm), espesor de 3 mm

Tubo 2, diámetro externo 4 pulgadas (101.6 mm), espesor de 6 mm

Diámetros interiores de cada uno de los tubos de acrílico.



$D_{\text{útil del reactor}} = 7.02 \text{ cm}$ o bien 70.2 mm

4.3.2.4 Relación de intercambio de volumen (RIV)

La RIV es la proporción de volumen de influente alimentado (o efluente a descargar), comparado al volumen útil del reactor (Ec. 12):

$$RIV = \frac{V_{\text{influyente}}}{V_{\text{útil}}} \quad \text{Ec. (12)}$$

Se debe de elegir la RIV con la que se opera el reactor batch secuencial.

Determina hasta que nivel del influente se diluye con el agua tratado que queda en el reactor.

La dilución permite no pasar la COV máx (carga orgánica volumétrica) aceptable.

En la literatura la RIV va desde 9 % (con $C_o = 2000 \text{ mg DQO/L}$) hasta 60% cuando la DQO del influente (C_o) no es alta (300 mg DQO/L, por ejemplo).

Relación entre el COV y la RIV se muestra en la ecuación siguiente (Ec. 13)

$$COV = C_o \cdot RIV \cdot nc \cdot Kg/1000g \quad \text{Ec. (13)}$$

Dónde:

COV: carga orgánica volumétrica (Kg DQO/m³ d)

Co: es la concentración del influente (mg DQO/L o g/m³)

nc: número de ciclos por día (ciclos/d)

RIV: Relación de intercambio de volumen (fracción o porcentaje)

Método 1 (empleado aquí, ver Tabla): Fijar RIV y verificar si el COV satisface el criterio fijado de 1 a 2 kg DQO/m³.d.

Método 2: Fijar un COV deseado y aceptable (1 a 2 kg/m³.d) y calcular el RIV a emplear.

En la tabla No. 8, se muestran algunas RIVs fijadas propuestas y el cálculo de su respectiva COV.

Tabla 9: Cálculos de COV con distintas RIV

RIV (%)	COV (kgDQO/m ³ .d)	Cálculo del COV
20%	0.6	$\frac{500g}{m^3} \cdot 0.2 \cdot \frac{6 \text{ ciclos}}{d} \cdot \frac{1kg}{1000g}$
40%	1.2	$\frac{500g}{m^3} \cdot 0.4 \cdot \frac{6 \text{ ciclos}}{d} \cdot \frac{1kg}{1000g}$
50%	1.5	$\frac{500g}{m^3} \cdot 0.5 \cdot \frac{6 \text{ ciclos}}{d} \cdot \frac{1kg}{1000g}$
60%	1.8	$\frac{500g}{m^3} \cdot 0.6 \cdot \frac{6 \text{ ciclos}}{d} \cdot \frac{1kg}{1000g}$
80%	2.4	$\frac{500g}{m^3} \cdot 0.8 \cdot \frac{6 \text{ ciclos}}{d} \cdot \frac{1kg}{1000g}$

Los RIV de 40, 50 y 60% cumplen el criterio de un COV de entre 1 y 2 kg DQO/m³.d,

Se elige una COV de 50%

4.3.2.5 Posición de la llave o puerto de descarga del efluente para RIV de 50%

La altura a la que se coloca la llave del efluente, medida desde la parte baja de la columna es b , c es la altura de la llave del efluente al nivel de agua en el reactor.

$$b = H \cdot (1 - RIV) \quad \text{Ec. (14)}$$

$$c = H_{\text{útil}} \cdot RIV \quad \text{Ec. (15)}$$

Dónde:

H es la altura útil de la columna (cm)

RIV es la Relación de Intercambio de Volumen (%)

Para una mayor flexibilidad del prototipo, se van a instalar 3 puertos de efluente (elegibles), correspondientes a los RIV de 40, 50 y 60%.

Además, de ser necesario, se podría cambiar la COV a valores más bajos o más altos que 1 a 2 kg/m³.d, lo anterior cambiando el valor de C_o .

4.3.2.5 Longitud del reactor (altura útil)

Para estimar la altura útil, se considera la ecuación 16 de volumen del reactor, V :

$$V = \frac{\pi D^2}{4} \cdot H_{\text{útil}} \quad \text{Ec. (16)}$$

$$V = \frac{\pi D^2}{4} \cdot H_{\text{útil}} \rightarrow H_{\text{útil}} = \frac{V}{\frac{\pi D^2}{4}} = \frac{4V}{\pi D^2}$$

D: diámetro del Reactor

70.2 mm

7.02 cm

$$H_{\text{útil}} = \frac{4 \cdot 0.0035 \text{ m}^3}{\pi \cdot (0.0702 \text{ m})^2} = 0.905 \text{ m}$$

$H_{\text{útil}}$

90.5 cm

905 mm

La altura total se calcula como lo indica la ecuación No. 17 considerando la expansión y el bordo libre.

$$H_{\text{total}} = H_{\text{útil}} + \text{expansión} + \text{bordo libre} \quad \text{Ec. (17)}$$

Altura adicional para la expansión durante la aireación (25% de H útil)

$$\text{expansión} = \boxed{226 \text{ mm}}$$

Bordo libre para espumas y desborde accidental de efluente (34% de H útil)

$$\text{bordo libre} = \boxed{309 \text{ mm}}$$

$$H_{\text{total}} = 905 \text{ mm} + 226 \text{ mm} + 309 \text{ mm} = \boxed{1440 \text{ mm}} \quad \mathbf{1.44 \text{ m}}$$

Para obtener la relación H/D se utiliza la Ec. 18 (verificación versus típico)

$$\frac{H_{\text{útil}}}{D} \quad \text{Ec. (18)}$$

$$\frac{H_{\text{útil}}}{D} = \frac{0.905 \text{ m}}{0.0702 \text{ m}} = 12.88 \cong 13$$

$$\boxed{\frac{H_{\text{útil}}}{D} \cong 13}$$

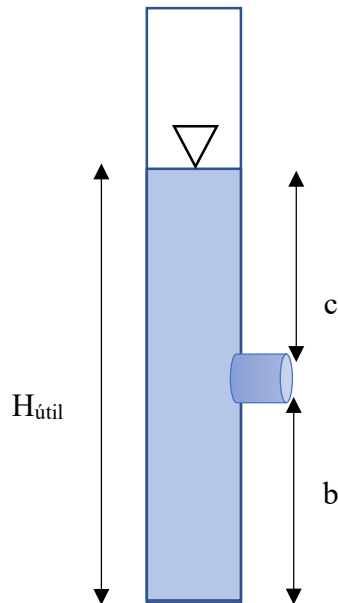
$$\mathbf{H_{\text{útil}} = 905 \text{ mm}}$$

$$H_{\text{total}} = 1440 \text{ mm}$$

(nivel del agua sin aire) nivel con agua y aire 1131 mm

(longitud total del reactor)

4.3.2.6 Cálculo del volumen del influente y posición de los puertos del efluente



b = distancia de abajo al puerto

c = distancia desde el nivel del agua hasta al puerto

$$b = H_{\text{útil}} \cdot (1 - RIV)$$

$$c = H_{\text{útil}} \cdot RIV$$

Volumen del influente y de efluente (V_{inf}) **por ciclo:**

$$V_{\text{inf}} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot c$$

$$V_{\text{inf 1 ciclo}} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot H_{\text{útil}} \cdot RIV = V_{\text{reactor}} \cdot RIV$$

Volumen del influente **por día:**

$$V_{\text{influyente por día}} = V_{\text{inf 1 ciclo}} \cdot nc$$

nc : número de ciclos/día

Para una RIV = 40, 50 y 60% , la tabla N muestra los resultados de cálculo de las dimensiones b y c , y de los volúmenes.

Tabla 10: RIV, dimensiones y volúmenes.

RIV (%)	RIV (fracción)	b (mm)	c (mm)	$V_{\text{influyente para 1 ciclo}}$ (L)	$V_{\text{influyente por día}}$ (L)
40	0.4	543	362	1.40	8.41
50	0.5	452.5	452.5	1.75	10.51
60	0.6	362	543	2.10	12.61

Ejemplo de cálculo

Por ejemplo, RIV = 0.5 \rightarrow c = 905 mm * 0.5 = 452.5 mm

b = 905 (1 - 0.5) = 455.5 mm

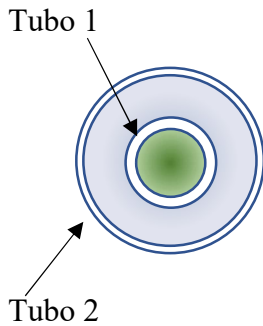
$$\begin{aligned} \text{Área de sección transversal del reactor} &= \frac{\pi D^2}{4} \\ &= \frac{\pi(0.0702)^2}{4} = 0.00387 \text{ m}^2 \rightarrow 38 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$V_{\text{influyente 1 ciclo}} = V_{\text{reactor}} \cdot \text{RIV} \longrightarrow 0.003868 (0.452.5) = 1.75 \text{ L}$

$V_{\text{influyente total por día}} = V_{\text{influyente de 1 ciclo}} \cdot n_c \longrightarrow 1.75 \text{ L/ciclo} * 6 \text{ ciclos/d} = \mathbf{10.51 \text{ L}}$

4.3.2.7 Volumen de agua en la camisa de control de temperatura

La longitud total de camisa cubrirá 1.14 m \Rightarrow H camisa (m) = **1.14**



$$V_{camisa\ de\ agua} = \frac{\pi}{4} (D_{int2}^2 - D_{ext1}^2) \cdot H_{camisas}$$

$$V_{camisa\ de\ agua} = \frac{\pi}{4} (0.0896^2 m^2 - 0.0762^2 m^2) \cdot 1.14\ m$$

$$V_{camisa\ de\ agua} = 1.99\ L$$

$$V_{camisa\ de\ agua} \cong 2\ L$$

4.3.2.8 Otros puertos del reactor

Puertos de sondas para mediciones (4 insertos)

Sondas a instalar potencialmente: 1 de pH, 1 de oxígeno disuelto, 1 de temperatura, y 1 de ORP (Potencial de oxido-reducción)

Posición en el reactor: parte central baja del reactor (debajo de los puertos de descarga)

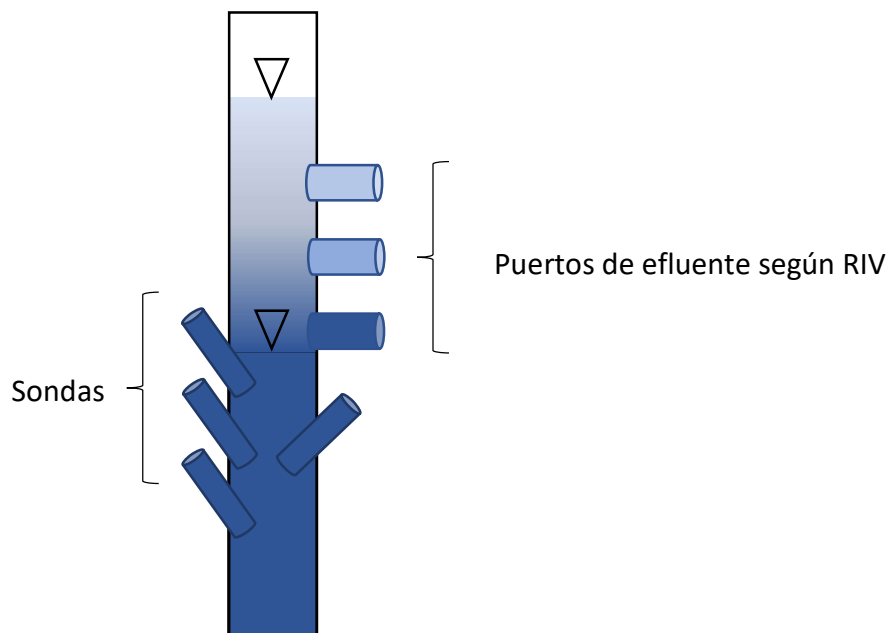
Puertos de entrada y salida de líquidos y gas

Extremo inferior del reactor: 1 entrada de gas, 1 entrada de influente, 1 desagüe de lodo

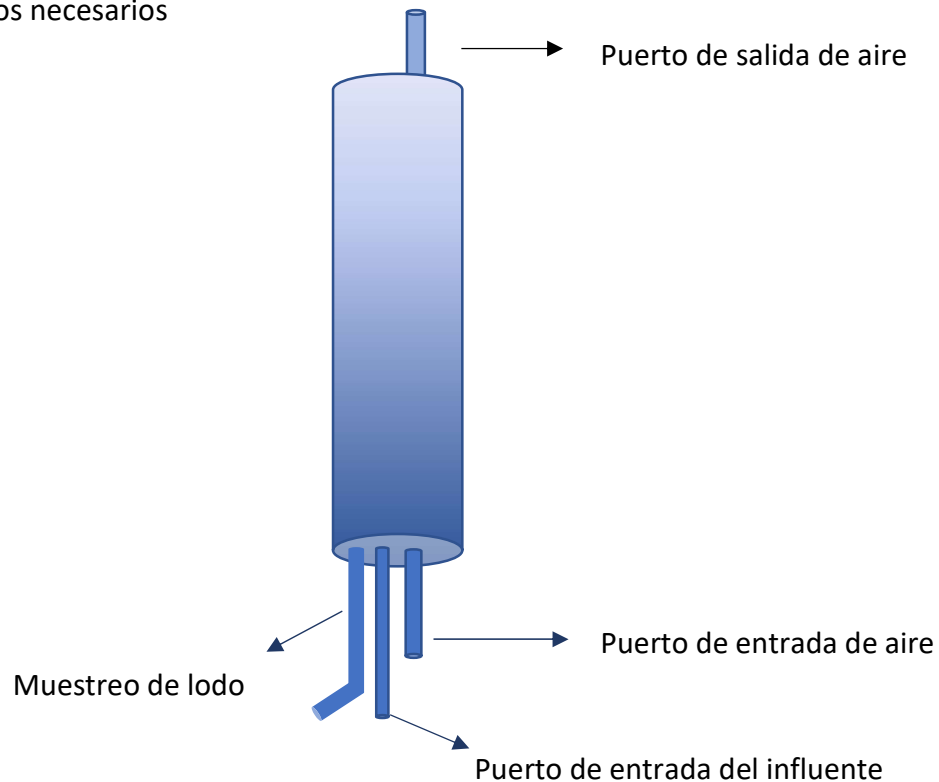
Extremo superior del reactor: 1 salida de gas, 2 entradas opcionales libres (ácido/base)

Puertos de agua de enfriamiento

Mínimo 1 entrada de agua fría (o caliente) y 1 de salida.



Otros puertos necesarios



4.3.2.9 Velocidad crítica de sedimentación (V_{crit}) (verificación)

Utilizando la Ec. No. 11 para cálculo de la velocidad crítica como se muestra a continuación.

$$V_{crit} = \frac{H_{\text{útil}} \cdot RIV}{t_{\text{sedimentación}}} = 4.5 \text{ m/h como mínimo (criterio de diseño)}$$

Para la RIV de 50%, y $t_{\text{sedim}} = 5 \text{ min}$,

$$V_{crit} = \frac{0.905 \text{ mm} \cdot 0.5}{5 \text{ min} \cdot \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}}} = 5.5 \text{ m/h}$$

Esto significa que cualquier partícula que no tenga una velocidad de más de 5.5 m/h será eliminada. Este actúa como Parámetro de selección durante la operación del reactor.

Opción: Alternativamente, la secuencia de diseño podría cambiarse de la siguiente manera, con respecto a la determinación del diámetro y de la altura útil de reactor

- Calcular $H_{\text{útil}}$ a partir de la ecuación anterior de V_{crit} , y utilizando el valor de V_{crit} de 4 m/h sugerido en los criterios. Hay un grado de libertad:

- i) imponer t_{sedim} (5min) y calcular $H_{\text{útil}}$ (prototipos de laboratorio)
- ii) imponer $H_{\text{útil}}$ (tanque de lodo activado existente, por ejemplo, 6m y calcular el tiempo de sedimentación requerido (por ej. 45 min, 50% RIV)
- b) Conociendo H y Volumen de reactor, calcular el diámetro (o largo y ancho)

4.3.2.10 Bombas requeridas

Tipos de bombas necesarias

1 de influente, 1 de efluente (o electroválvula), 1 de aire (gas).

1. Bomba de aire

Criterio de diseño: velocidad superficial de gas
Velocidad del gas $\cong 1.5$ a 4 cm/s

Considerando una velocidad del gas de 2.58 cm/s y un área de sección transversal del reactor de 38.7 cm² para estimar el caudal de la bomba de aire.

$$\text{Velocidad superficial del gas} = \frac{Q_{\text{gas}}}{\text{Área reactor}}$$

$$Q_{\text{gas}} = \text{Vel}_{\text{sup gas}} \cdot \text{Área}$$

$$Q_{\text{gas}} = \text{Vel}_{\text{sup gas}} \cdot \text{Área} \longrightarrow \text{Área} = 38.7 \text{ cm}^2$$

$$Q_{\text{gas}} = 2.58 \frac{\text{cm}}{\text{s}} \cdot 38.7 \text{ cm}^2 = 99.85 \frac{\text{cm}^3}{\text{s}} \left| \frac{1 \text{ L}}{1000 \text{ cm}^3} \right| \left| \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}} \right| = 5.99 \text{ L/min} \approx 6 \text{ L/min}$$

Finalmente obtenemos un caudal de gas de $Q_{\text{gas}} = 6 \text{ L/min}$

Con ello sabemos que:

- Es necesario utilizar una bomba con esta capacidad (10L/min máx)
- Es necesario usar un flujómetro del rango 0 a 10 L/min

2. Bomba de influente

Volumen a bombear por ciclo = 1.75 L (la mitad del volumen dada la RIV 50%).

Tiempo de bombeo (fase anaerobia) = 65 min (por ciclo).

Caudal de bomba

$$Q_{de\ bomba} = \frac{1.75L}{65\ min} = \frac{17550\ mL}{65\ min}$$

$$Q_{de\ bomba\ inf} = 26.9 \frac{mL}{min}$$

Es necesario comprar una bomba en este rango de Q; se recomienda MasterFlex (lo típico), que cubre un rango de 10 a 50 mL/min. La bomba Masterflex tiene 3 partes a elegir que se muestran en la Figura 9 (a, b y c).

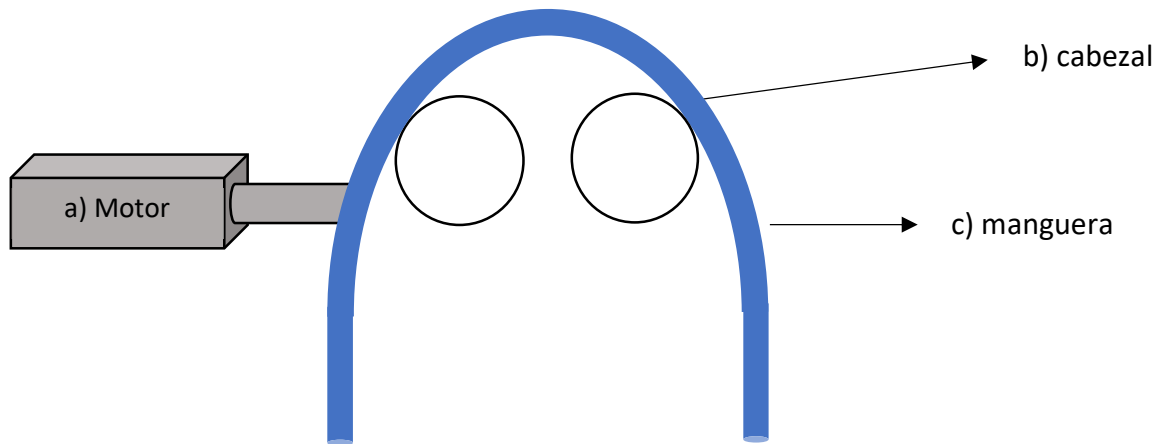


Figura 9: Bomba de influente.

3. Bomba de descarga de efluente

Volumen de efluente a bombear = 1.75 L - 0.175 mL de purga = **1575 mL**

Tiempo de bombeo ==> descarga de efluente, 4 min (ver detalles en el ciclo)

Caudal de bomba de efluente $\frac{1575\ mL}{4\ min} = \mathbf{394\ mL/min}$

$$Q_{bomba\ descarga} \approx 400\ mL/min$$

Podría comprarse una bomba de capacidad variable, aprox. de 300 a 700 mL/min

4. Purga de lodo (licor mixto)

$$\theta_c = 20\ días \rightarrow \theta_c = \frac{V_{reactor}}{V_{purga\ lodo}}$$

$$\rightarrow V_{purga\ de\ lodo\ diario} = \frac{3.5\ L}{20\ días} = 0.175 \frac{L}{d} = \mathbf{175\ mL/día}$$

La purga se realiza manualmente, teniendo la aireación activada.

La purga se hace cada día, una vez al final de la fase aireada del ciclo de la mañana.

4.3.2.11 Automatización

- Control de tiempo de activación de bombas -> con temporizadores (programables)
- Adquisición de datos y control (ADC) -> es necesario comprar equipos ADC y computo
- Nivel de oxígeno disuelto para esperar Nitrificación - Desnitrificación simultánea

La literatura indica que para lograr una Nitrificación - Desnitrificación simultánea recomienda un valor medio de oxígeno disuelto (por ejemplo, OD de 2mg/L)

4.3.2.12 Composición de agua residual

En la investigación del cliente (proyecto de investigación) se utilizarán aguas residuales

Composición de agua residual sintética (influyente)

Componentes mayoritarios	mg/L	Componentes minoritarios	mg/L
CH ₃ COONa	641	H ₃ BO ₃	0.045
NH ₄ Cl	161	ZnSO ₄ •7H ₂ O	0.036
KH ₂ PO ₄	48	MnCl ₂ •4H ₂ O	0.036
KCl	36	CuSO ₄ •5H ₂ O	0.009
FeCl ₃ •6H ₂ O	5	KI	0.054
MgSO ₄ •7H ₂ O	90	Na ₂ MoO ₄ •2H ₂ O	0.018
CaCl ₂ •2H ₂ O	14	CoCl ₂ •6H ₂ O	0.045
Extracto de levadura	1		
EDTA	1		

El agua sintética tiene como fuente de carbono el acetato de sodio (641 mg/L Na-Ac), la cual tiene una demanda química de oxígeno equivalente de 500 mg/L **DQO**.
1 mg/L NaAc = 0.78 mg/L DQO.

Las fuentes de nitrógeno y fósforo del ARS son el cloruro de amonio (161 mg/L NH₄Cl) y el fosfato de potasio monobásico (48 mg/L KH₂PO₄). Estas cantidades equivalen a 42.2 mgN/L de nitrógeno (amoniaco) y 10.9 mgP/L de fósforo, lo que da una relación DQO/N/P de 100/8/2 (más que el mínimo de 100/5/1 requerido en procesos biológicos). De esta forma, el ARS puede servir para evaluar nitrificación y remoción aumentada de P.

4.3.2.13 Estimación de S_e y X (calidad del efluente tratado y sólidos del licor mixto)

Simplificación 1: consideramos los parámetros de lodos activados clásicos (OHOs y sus

ecuaciones de diseño) (Metcalf & Eddy, 2014) (C. Fall, 2019).

Simplificación 2: El RBS se sustituye por su equivalente en continua (caudal diario); lo anterior para poder utilizar las ecuaciones de diseño del LA (Fall et al., 2017).

Retomando la Ec. 6, S_e para cálculo de la DQO soluble del efluente tratado S_e (Metcalf & Eddy, 2014)

$$s_e = \frac{K_s(1 + kd\theta_c)}{\theta_c \cdot (y \cdot k - kd) - 1} = 2.3 \text{ mg/L DQO soluble}$$

$k = 5 \text{ mg DQO/mg SSV.d}$	tasa específica de consumo de sustrato
$K_s = 60 \text{ mg/L DQO}$	constante de semi-saturación (modelo de Monod).
$Y = 0.6 \text{ mg SSV/mg DQO}$	Rendimiento de biomasa (sólidos suspendidos volátiles)
$kd = 0.06 \text{ d}^{-1}$	constante de muerte de bacterias heterótrofas
$q_c = 20 \text{ días}$	Tiempo de residencia celular
$S_e = 2.3 \text{ mg/L DQO}$	(Prácticamente 100% de remoción de materia orgánica)

Cálculo de X (sólidos del licor mixto, mg/L SSVLM)

$$V \cdot X = \frac{Y \cdot Q_{in}(S_0 - S_e)}{1 + kd\theta_c} \cdot \theta_c \quad \text{luego X se despeja} \quad X = \frac{(V \cdot X)}{V_{reactor}}$$

S_0 es la DQO del influente y Q_{in} el caudal de influente.

Retomando los datos calculados

$$Q_{in} = 10.5 \text{ L/d}$$

$$S_0 = 500 \text{ mg/L DQO}$$

Resultado:

$$X \approx 8144 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{MLVSS}$$

está en rangos típicos deseados del LAG
(> 7000 - 20000 mg/L SSV).

4.3.2.14 Otros parámetros de operación (TRH, COV y F/M)

$$\begin{aligned} \text{TRH} = V/Q \text{ o bien} \implies \text{TRH (h)} &= 24 / (\text{nc} \cdot \text{RIV}) \\ &= 24 / 6 \cdot 0.5 = \text{TRH} = 8 \text{ h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{COV} = Q_{in,so}/V \text{ o bien} \implies \text{COV (kg/m}^3\text{.d)} &= \text{Co} \cdot \text{RIV} \cdot \text{nc} / 1000 \\ &= 500 (0.5) (6) / 1000 = \text{COV} = 1.5 \text{ kg/m}^3\text{.d} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{F/M} = Q_{in,so}/VX \implies \text{F/M} &= \text{So} \cdot \text{RIV} \cdot \text{nc} / \text{MLVSS} \\ &= 500 (0.5) (6) / (8144) = \\ \text{F/M} &= 0.18 \text{ gDQO/gSSV.d} \end{aligned}$$

4.3.2.15 Plan final (con especificaciones)

A continuación, se muestra la Figura 10, el reactor en montaje global

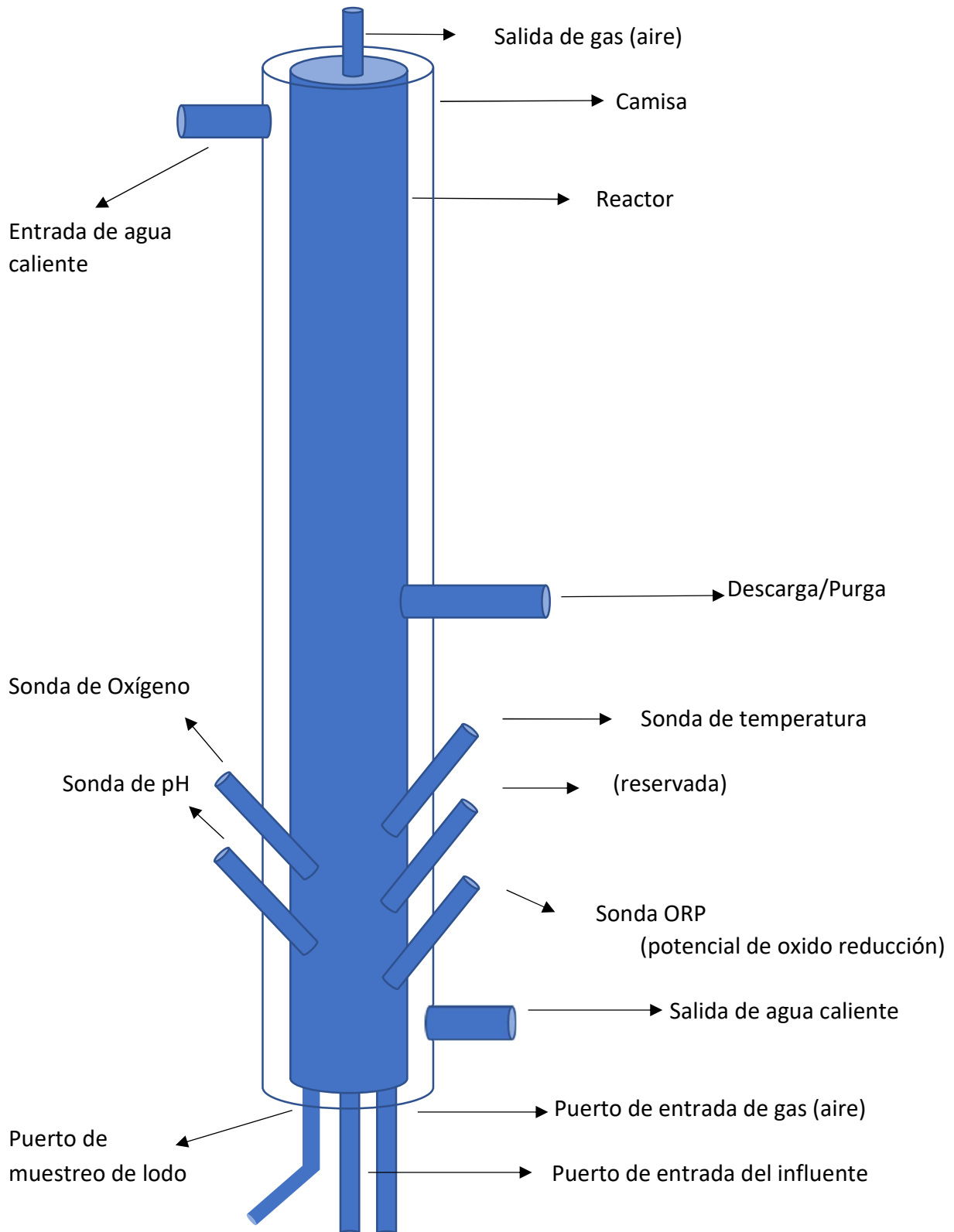


Figura 10: Reactor en montaje global.

4.3.2.15 Resumen de diseño

A continuación, se muestran tres tablas de resumen general del reactor, la tabla N con las dimensiones del, la tabla N+1 con las características generales del caudal y la tabla N+2 con los parámetros de operación.

Tabla 11: Dimensiones y caudales del reactor.

Diámetro ext. tubo 1	3.0 po (in)
Diámetro int. tubo 1	70.2 mm
Espesor tubo 1	3 mm
Volumen	3.5 L
Altura útil	905 mm
Altura total	1440 mm
Altura c	452.5 mm
Diámetro ext. tubo 2	4 po (in)
Diámetro int. tubo 2	89.6 mm
Espesor tubo 2	6 mm
Volumen de agua en la camisa	2 L
Caudal de gas	6 L/min
Caudal del influente	26.9 mL/min
Caudal de descarga	394 mL/min

Tabla 12: Parámetros de operación

Vcrit	5.5 m/h
θ_c	20 días
OD	2.0 mg/L
MLVSS	8144.0 mg/L MLVSS
nc	6 ciclos/día
RIV	50 %
COV	1.50 kg DQO/m ³ .d
V _{inf 1 ciclo}	1.75 L
V _{inf 1 día}	10.51 L
TRH	8 h
F/M	0.18 g DQO/gSSV.d

Tabla 13: Características del agua residual (influyente)

DQO	500 mg/L DQO
N	42 mg/L
P	10.90 mg/L

CONCLUSIONES

1. En el estado de arte se puede observar que el ciclo más utilizado para reactores LAG es Anaerobio – Aerobio, así mismo que la velocidad crítica de sedimentación va entre 3 y 4 m/h. Por otro lado, para reactores LAG de laboratorio el volumen típico es de 1 a 1.5 L y que opera con entre 3 y 8 ciclos al día. También se percibe que los rangos de velocidad de gas más comunes van de a 1.5 a 4 m/h y que la Carga Orgánica Volumétrica va de 1 a 3.7 g DQO/m³ casi siempre.
2. La literatura insiste en un tiempo corto de sedimentación (5 minutos) para reactores LAG 2 de laboratorio teniendo en mente solo el tiempo. Sin embargo, el criterio correcto es la velocidad crítica que se conserva para todo tipo de reactores entre 3 y 4 m/h. Por ello, en las plantas a escala real no es aplicable el tiempo de sedimentación de 5 minutos ya que para una planta promedio cuya reactor tiene 6 m de altura, sería necesaria una hora de sedimentación y no solo 5 minutos ($t_{sedim} = H \cdot VER\% / V_{cri}$).
3. La velocidad del gas típicamente va de 1.5 a 4 m/h, lo que hace para minimizar el caudal de aire y maximizar la transferencia de oxígeno conviene más un reactor alargado ($H/D = 10 - 15$, con área transversal pequeña) (Para el caso de reactor escala de laboratorio).
4. El ciclo Anaerobio – Aerobio es el más utilizado dado su potencial de remoción de nutrientes y que favorece la estabilidad del gránulo por el crecimiento de PAOs y GAOs que es muy lento. El LAG de GAO es igual de estable que el de PAO, pero sin remociones de fósforo.
5. Existen casos dónde no hay interés de remover nutrientes, por ejemplo en la macro planta de Atotonilco que conserva los nutrientes y utiliza el agua para riego. También hay algunas plantas que tratan agua industrial (alimenticia), que son pobres en nutrientes y no requieren su remoción. Para estos casos, es urgente desarrollar alternativas de LAG que sean todo Aerobio, Anóxico – Óxico u GAO (anaerobio – aerobio).

6. En general la remoción de la DQO y NH_4^+ siempre es alta (> 90 – 95 %), la remoción de fósforo puede llegar a 90 %, siempre y cuando se logre establecer el ambiente anaerobio. Sin embargo, el proceso de remoción más exigente es el de Nitrógeno total por desnitrificación y él se logra con un nivel medio de oxígeno alrededor de 2 mg/L con un ciclo Anaerobio – Aerobio, o bien con ciclo Anaerobio – Aerobio – Anóxico.
7. Es posible afirmar que con el diseño realizado (reactor de 3.5L) se cubre los requerimientos del cliente (del proyecto de investigación). Así lo expresó el cliente.
8. Se obtuvieron otros documentos con relevancia práctica como la estructura de una tabla de revisión bibliográfica que tiene hasta 40 entradas de información a partir de cada artículo en general. La tabla fue puesta en práctica con la revisión del estado del arte, que abarcó 19 artículos en la tesis. Lo anterior junto con la sección de antecedentes permitió establecer los rangos típicos de los parámetros y desarrollar un procedimiento de diseño de prototipo LAG.
9. La tesis tiene el mérito de proponer por primera vez un procedimiento estructurado de diseño de reactores LAG (extensible a escalas mayores), mismo que hasta ahora no existe como tal en la literatura abierta. Se dio satisfacción a las necesidades del cliente, además de hacer disponible la estructura de una tabla en Excel con 40 entradas para la revisión bibliográfica de parámetros de operación y desempeño de procesos LAG de la literatura.

REFERENCIAS

Referencias del texto principal de la tesis

Albertsson, J.G., Mcwhirter J.R., Robinson E.K., and Vahldieck N.P. (1970). Investigation of the Use of High Purity Oxygen Aeration in the Conventional Activated Sludge Process. Report for FWQA, Dept. of the Int., by Union Carbide Corp., Linde Div., Tona-wanda, NY.

Beun, J.J., Hendriks, A., van Loosdrecht, M.C.M., Morgenroth E., Wilderer P.A., Heijnen J.J. (1999). Aerobic granulation in a sequencing batch reactor. *Water Res*, 33, 2283.

de Kreuk M.K., Heijnen J.J., van Loosdrecht M.C. (2005). Simultaneous COD, nitrogen, and phosphate removal by aerobic granular sludge. *Biotechnol Bioeng*. 2005 Jun 20;90(6):761-9. doi: 10.1002/bit.20470.

de Kreuk M.K., Kishida N., van Loosdrecht M.C.M. (2007). Aerobic granular sludge – state of the art. *Water Sci Technol* 1 April 2007; 55 (8-9): 75–81. doi: <https://doi.org/10.2166/wst.2007.244>

de Kreuk M.K., van Loosdrecht M.C., (2004). Selection of slow growing organisms as a means for improving aerobic granular sludge stability. *Water Sci Technol*. 2004, 49, (11-12).

de Kreuk, M.K., and van Loosdrecht, M.C. (2006). Formation of Aerobic Granules with Domestic Sewage. *Journal of Environmental Engineering*, 132(6), 694–697. doi:10.1061/(asce)0733-9372(2006)132:6(694)

Fall C. (2010). Apuntes de sistemas de tratamiento. Lic. en Ingeniería civil, Facultad de ingeniería, UAEM.

Fall C. (2020). Curso monográfico; Lodo aerobio granular, IITCA, UAEM, Toluca México.

Giesen A., Thompson A. (2013). Aerobic granular biomass for cost-effective, energy efficient and sustainable wastewater treatment.

Goel R., Mino T., Satoh H., and Matsuo T. (1998). Enzyme activities under anaerobic and aerobic conditions in activated sludge sequencing batch reactor. *Water Research*, 32(7), 2081–2088. doi:10.1016/s0043-1354(97)00425-9

Hernández D. (2020). Extracto de protocolo de tesis de doctorado “Estabilidad del proceso de lodo aerobio granular (LAG) bajo diferentes condiciones de operación”, IITCA, UAEM.

Hwan J. (2007). Fundamental and application of aerobic granulation technology for wastewater treatment, <http://home.eng.iastate.edu/~tge/ce421-521/Jin%20Hwan%20Oh.pdf>

Lettinga, G.A.F.M., Van Velsen, A.F.M., Hobma, S.D., de Zeeuw W., & Klapwijk, A. (1980). Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnology and bioengineering*, 22(4), 699-734.

Liu Y., Tay J.H. (2001). Strategy for minimization of excess sludge production from the activated sludge process, *Biotechnology Advances*, Volume 19, (2), 2001, 97-107, ISSN 0734-9750, [https://doi.org/10.1016/S0734-9750\(00\)00066-5](https://doi.org/10.1016/S0734-9750(00)00066-5).

López Vázquez C. (2020). Curso monográfico; Lodo aerobio granular, IITCA, UAEM, Toluca México.

López-Vázquez C. M., Méndez G., García H.A., Cervantes F.J. (2017). Tratamiento biológico de aguas residuales: principios, modelación y diseño. IWA Publishing, London U.K.

López-Vázquez C. M., Menéndez C., Fall C. (2019). Métodos experimentales para el tratamiento de aguas residuales, IWA Publishing, London, U.K.

Majone M., Dircks K., Beim J.J. (1999). Aerobic storage under dynamic conditions in activated sludge processes. The state of the art. (1999). *Water Science and Technology*, 39(1). doi:10.1016/s0273-1223(98)00776-8.

Martínez García C. G. (2015). Proceso de lodo activado de baja producción de lodo: mecanismos de reducción de masa y modelación. Tesis de doctorado, CIRA, UAEM, Toluca México.

Metcalf & Eddy (2014). Wastewater Engineering: Treatment and Reuse. 4ª edición, McGraw-Hill, New York.

Millán Lagunas E. L. (2017). Desarrollo en escala piloto y modelación matemática de una variante de proceso biológico con baja producción de lodo. Tesis de doctorado, CIRA, UAEM, Toluca México.

Mishima K. y Nakamura M. (1991). Self-immobilization of aerobic activated sludge – A pilot study of the aerobic upflow sludge blanket process in municipal sewage treatment, *Water Sci Technol* (1991), 23 (4-6): 998-990.

Pronk M., Giesen A., Thompson A., Robertson S., van Loosdrecht M. (2017). Aerobic granular biomass technology: advancements in design, applications and further developments. *Water Practice and Technology* 1 December 2017; 12 (4): 987–996. doi: <https://doi.org/10.2166/wpt.2017.101>

Tay S.T., Moy B.Y., Maszenan A.M., Tay J.H. (2005). Comparing activated sludge and aerobic granules as microbial inocula for phenol biodegradation. *Appl Microbiol Biotechnol*. 2005 Jun;67(5):708-13. doi: 10.1007/s00253-004-1858-1.

Van der Roest, H.F., van Loosdrecht, M.C.M., Langkamp, E.J. and Uijterlinde C. (2015). Recovery and reuse of alginate from granular Nereda sludge. *Water* 21 17(2), 48.

Van Haandel y Lubbe (2007). Handbook Biological waste water treatment: design and optimisation of activated sludge systems. IWA Publishing, London, U.K.

Zhu J., Wilderer P.A. (2003). Effect of extended idle conditions on structure and activity of granular activated sludge. *Water Res*. 2003 doi: 10.1016/S0043-1354(02)00585-7.

Referencias de tabla 6 (En orden de aparición)

- I. Pishgar R., Dominic J.A., Sheng Z., Tay J.H. (2019). Influence of operation mode and wastewater strength on aerobic granulation at pilot scale: Startup period, granular sludge characteristics, and effluent quality. *Water Res.* 2019 doi: 10.1016/j.watres.2019.05.026.
- II. He Q, Song J, Zhang W, Gao S, Wang H, Yu J. (2020). Enhanced simultaneous nitrification, denitrification and phosphorus removal through mixed carbon source by aerobic granular sludge. *J Hazard Mater.* 2020 doi: 10.1016/j.jhazmat.2019.121043.
- III. Wang H., Song Q., Wang J., Zhang H., He Q., Zhang W., Song J., Zhou J., Li H. (2018). Simultaneous nitrification, denitrification and phosphorus removal in an aerobic granular sludge sequencing batch reactor with high dissolved oxygen: Effects of carbon to nitrogen ratios. *Sci Total Environ.* 2018 Nov 15;642:1145-1152. doi: 10.1016/j.scitotenv.2018.06.081.
- IV. He Q., Zhang W., Zhang S., Wang H. (2017). Enhanced nitrogen removal in an aerobic granular sequencing batch reactor performing simultaneous nitrification, endogenous denitrification and phosphorus removal with low superficial gas velocity, *Chemical Engineering Journal*, Volume 326, 2017, Pages 1223-1231.
- V. Świątczak P., Cydzik-Kwiatkowska A. (2018). Performance and microbial characteristics of biomass in a full-scale aerobic granular sludge wastewater treatment plant. *Environ Sci Pollut Res Int.* 2018 Jan;25(2):1655-1669. doi: 10.1007/s11356-017-0615-9.
- VI. de Kreuk M.K., Pronk M., van Loosdrecht M.C. (2005). Formation of aerobic granules and conversion processes in an aerobic granular sludge reactor at moderate and low temperatures. *Water Res.* 2005 Nov;39(18):4476-84. doi: 10.1016/j.watres.2005.08.031.
- VII. Stes H., Aerts S., Caluwé M., Dobbeleers T., Wuyts S., Kiekens F., D'aes J., de Langhe P., Dries J. (2018). Formation of aerobic granular sludge and the influence of the pH on sludge characteristics in a SBR fed with

- brewery/bottling plant wastewater. *Water Sci Technol.* 2018 May;77(9-10):2253-2264. doi: 10.2166/wst.2018.132.
- VIII. de Kreuk M.K., van Loosdrecht M.C. (2004). Selection of slow growing organisms as a means for improving aerobic granular sludge stability. *Water Sci Technol.* 2004;49(11-12):9-17.
- IX. Zhang B., Li W., Guo Y., Zhang Z., Shi W., Cui F., Lens P. N. L., Tay J.H. (2020). A sustainable strategy for effective regulation of aerobic granulation: Augmentation of the signaling molecule content by cultivating AHL-producing strains. *Water Res.* 2020 Feb 1;169:115193. doi: 10.1016/j.watres.2019.115193.
- X. He Q., Song J., Zhang W., Gao S., Wang H., Yu J. (2020). Enhanced simultaneous nitrification, denitrification and phosphorus removal through mixed carbon source by aerobic granular sludge. *J Hazard Mater.* 2020 Jan 15;382:121043. doi: 10.1016/j.jhazmat.2019.121043.
- XI. Pronk M., de Kreuk M.K., de Bruin B., Kamminga P., Kleerebezem R., van Loosdrecht M.C. (2015). Full scale performance of the aerobic granular sludge process for sewage treatment. *Water Res.* 2015 Nov 1;84:207-17. doi: 10.1016/j.watres.2015.07.011.
- XII. Rollemberg S.L.S., Ferreira T.J.T., Firmino P.I.M., Dos Santos A.B. (2020). Impact of cycle type on aerobic granular sludge formation, stability, removal mechanisms and system performance. *J Environ Manage.* 2020 Feb 15;256:109970. doi: 10.1016/j.jenvman.2019.109970.
- XIII. Layer M., Adler A., Reynaert E., Hernandez A., Pagni M., Morgenroth E., Holliger C., Derlon N. (2019). Organic substrate diffusibility governs microbial community composition, nutrient removal performance and kinetics of granulation of aerobic granular sludge. *Water Res X.* 2019 May 20;4:100033. doi: 10.1016/j.wroa.2019.100033.
- XIV. Tay J.H., Liu Q.S., Liu Y. (2001). Microscopic observation of aerobic granulation in sequential aerobic sludge blanket reactor. *J Appl Microbiol.* 2001 Jul;91(1):168-75. doi: 10.1046/j.1365-2672.2001.01374.x.

- XV. Wang X., Chen Z., Kang J., Zhao X., Shen J., Yang L. (2019). The key role of inoculated sludge in fast start-up of sequencing batch reactor for the domestication of aerobic granular sludge, *Journal of Environmental Sciences*, Volume 78, 2019, Pages 127-136, ISSN 1001-0742, <https://doi.org/10.1016/j.jes.2018.08.008>.
- XVI. Szabó E., Liébana R., Hermansson M., Modin O., Persson F., Wilén B.M. (2017). Microbial Population Dynamics and Ecosystem Functions of Anoxic/Aerobic Granular Sludge in Sequencing Batch Reactors Operated at Different Organic Loading Rates. *Front Microbiol.* 2017 May 1;8:770. doi: 10.3389/fmicb.2017.00770.
- XVII. Schambeck C.M., Magnus B.S., de Souza L.C.R., Leite W.R.M., Derlon N., Guimarães L.B., da Costa R.H.R. (2020). Biopolymers recovery: dynamics and characterization of alginate-like exopolymers in an aerobic granular sludge system treating municipal wastewater without sludge inoculum. *J Environ Manage.* 2020 Jun 1;263:110394. doi: 10.1016/j.jenvman.2020.110394.
- XVIII. Haaksman V.A., Mirghorayshi M., van Loosdrecht M.C.M., Pronk M. (2020). Impact of aerobic availability of readily biodegradable COD on morphological stability of aerobic granular sludge. *Water Res.* 2020 Dec 15;187:116402. doi: 10.1016/j.watres.2020.116402.
- XIX. de Graaff D.R., van Loosdrecht M.C.M., Pronk M. (2020). Biological phosphorus removal in seawater-adapted aerobic granular sludge. *Water Res.* 2020 Apr 1;172:115531. doi: 10.1016/j.watres.2020.115531.