

ELIMINACION DE NUTRIENTES EN TRATAMIENTO DE LIQUIDOS RESIDUALES

CURSO DE POSGRADO

dictado por el

Prof. Alvaro Carozzi

Agosto - Setiembre de 1991



INSTITUTO DE MECÁNICA
DE LOS FLUIDOS
E INGENIERÍA AMBIENTAL
"PROF. ING. OSCAR J. MAGGIOLO"

RESUMEN:

El presente trabajo fue preparado a partir del material utilizado por el Prof. Alvaro Carozzi () en el Curso de Posgrado "Eliminación de Nutrientes en Tratamiento de Líquidos Residuales", dictado en la Facultad de Ingeniería entre el 26 de agosto y el 5 de setiembre de 1991 bajo los auspicios del Ministerio de Vivienda, Ordenamiento Territorial y Medio Ambiente (M.V.O.T.M.A.).*

En el mismo se presentan las nociones básicas relacionadas con la presencia de nitrógeno y fósforo en líquidos residuales municipales e industriales. Se reseñan métodos modernos para el diseño de plantas para su eliminación, incluyendo referencias a normas de diseño aplicadas en la República Federal de Alemania.

Para la elaboración de este material se ha tenido como texto de referencia principal el "Fortbildungstudium 1989-1990", manual de técnicas de tratamiento de aguas residuales con eliminación de nutrientes elaborado por la Universidad Técnica de Munich.

(*) Alvaro Carozzi, Diplomat Ingenieur - Universidad Técnica de Munich.

ÍNDICE

	Página
PRIMERA PARTE: NUTRIENTES	
1.1	Introducción 9
1.2	Nitrógeno 10
1.2.1	Reacciones de oxidación-reducción y asimilación 11
1.2.2	Medición de Nitrógeno 15
1.3	Fósforo 16
1.3.1	Medición de Fósforo 16
1.4	Contenido de nutrientes en los líquidos residuales 18
1.4.1	Nitrógeno 18
1.4.2	Fósforo 18
1.5	Parámetros básicos de dimensionado 20
1.5.1	Parámetros físicos, químicos y biológicos 20
1.5.2	Estimación de caudales y su variación 20
1.5.3	Criterios de muestreo para diseño y control 20
1.5.4	Valores de carga característicos (Norma A 131) 21
SEGUNDA PARTE: REMOCIÓN DE NITRÓGENO	
2.1	Nitrificación 23
2.1.1	Cinética de reacción 23
2.1.2	Constantes cinéticas 24
2.1.3	Carga de nitrógeno nitrificable 25
2.1.4	Variación de la capacidad de ácidos 25
2.2	Denitrificación 27
2.2.1	Principios de la denitrificación 27
2.2.2	Respiración del nitrato 28
2.2.3	Desprendimiento de oxígeno 29
2.2.4	Requerimiento de sustrato 29
2.2.5	Variación de la capacidad de ácidos 29
2.2.6	Factores favorables para el proceso 29
2.2.7	Factores desfavorables para el proceso 30
2.3	Procesos de barros activados 31
2.3.1	Parámetros que controlan el proceso 31

	Página
2.3.2 Diseño de procesos para nitrificación	33
2.3.3 Diseño de procesos para denitrificación	39
2.4 Esquemas de sistemas combinados	41

TERCERA PARTE: DISEÑO DE PROCESOS COMBINADOS DE NITRIFICACION - DENITRIFICACION

3.1 Procesos de barros activados	45
3.1.1 Diseño según la Norma A 131	45
3.1.2 Procedimiento de las Universidades alemanas	48
3.1.3 Ejemplo de cálculo	61
3.2 Reactores de lecho fijo	65
3.2.1 Lechos percoladores	66
3.2.2 Biodiscos	74

CUARTA PARTE: REMOCIÓN DE FÓSFORO

4.1 Precipitación química	77
4.1.1 Precipitación por cal	78
4.1.2 Precipitación por sales metálicas	78
4.1.3 Ejemplo de cálculo	81
4.2 Eliminación biológica de fósforo	83
4.2.1 Fundamentos del método	83
4.2.2 Dimensionado de las unidades	85
4.2.3 Criterios de operación	87
4.2.4 Sistemas de defosforización biológica	88

QUINTA PARTE: SEDIMENTADORES SECUNDARIOS EN TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS

5.1 Conceptos preliminares	93
5.2 Sedimentadores secundarios para barros activados	94
5.2.1 Características del lodo	94
5.2.2 Dimensionado de sedimentadores	96
5.2.3 Forma y dispositivos accesorios	100
5.3 Sedimentadores en tratamientos biológicos de lecho fijo	102
5.3.1 Criterios para el dimensionado	102
5.3.2 Sedimentadores para lechos percoladores	102

PRIMERA PARTE

NUTRIENTES

1.1 INTRODUCCIÓN

El estudio del contenido de nutrientes en aguas naturales y residuales es de gran importancia por su influencia en los procesos de crecimiento de plantas y animales.

La disponibilidad de estos elementos en el medio es un factor que controla el crecimiento de los microorganismos que se encuentran en las aguas naturales. Un exceso de nutrientes puede generar un crecimiento explosivo de algas y producir condiciones inconvenientes para el aprovechamiento del agua.

Los nutrientes presentes resultan entonces muy útiles como indicadores de la calidad del agua y deben ser evaluados muy particularmente tanto en proyectos de abastecimiento de agua como en el diseño y control de tratamientos y disposición final de líquidos residuales.

El diseño de plantas de tratamiento con eliminación de nutrientes se hace necesario para evitar el vertido de éstos al medio en cantidades tales que puedan producir distorsiones al equilibrio biológico en el mismo.

Cuando se realiza un tratamiento de líquidos residuales por métodos biológicos los contenidos de nutrientes en el líquido y en los barros deben ser controlados para asegurar el funcionamiento estable de los procesos. Por lo tanto, el mantenimiento de proporciones adecuadas de carbono, nitrógeno y fósforo durante el proceso es un aspecto básico en el diseño y control de estos sistemas, aun cuando la remoción de nutrientes no sea el objetivo principal del tratamiento.

1.2 NITRÓGENO

El nitrógeno en los líquidos residuales crudos se encuentra normalmente en forma orgánica como componente de las proteínas, los aminoácidos, la urea, etc., y en forma inorgánica como amoníaco NH_3 o ion amonio NH_4^+ . El equilibrio entre el amoníaco y el ion amonio depende del pH, siendo su ecuación:



A pH alto la reacción se desplaza hacia la izquierda produciendo amoníaco, el cual es tóxico para la biota. A pH menor que 7 existe un predominio del ion NH_4^+ .

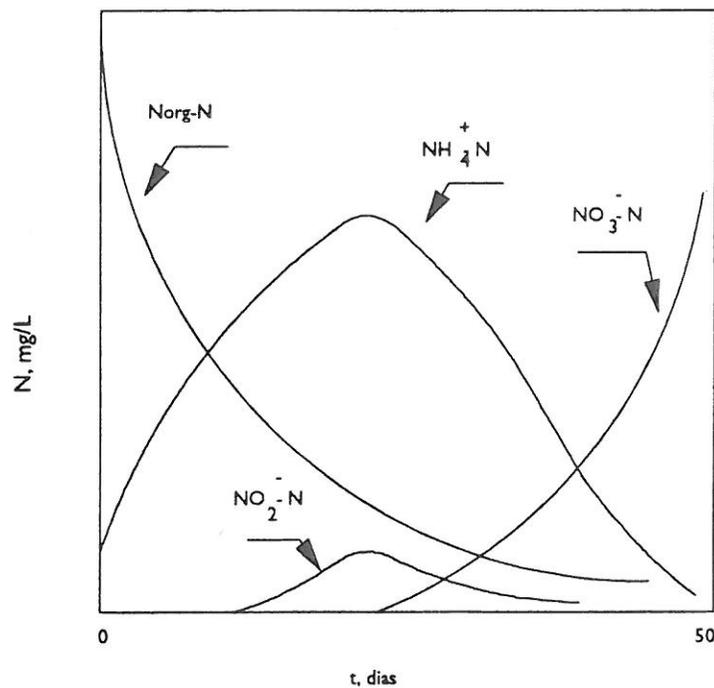


FIG. 1.1. - Evolución de las distintas formas del nitrógeno en aguas naturales.

ga de cantidades considerables de NH_4^+ a cuerpos de agua naturales producirá en éstos una disminución del oxígeno disuelto.

A los efectos de su comparación cuantitativa, los pesos de las distintas formas se expresan en su equivalente en nitrógeno.

En los líquidos residuales y en las aguas naturales, el nitrógeno se presenta bajo distintas formas dependiendo de las condiciones del medio. (Ver Fig. 1.1) A medida que el líquido residual sufre un proceso de degradación por oxidación bacteriana, el ion NH_4^+ pasa a ion nitrito NO_2^- y éste a nitrato NO_3^- ; siendo ésta la forma más oxidada del nitrógeno. Por lo tanto, la descar-

1.2.1 REACCIONES DE OXIDACIÓN-REDUCCIÓN Y ASIMILACIÓN

En ambientes naturales el nitrógeno participa en distintas reacciones de oxidación-reducción producidas por la actividad de microorganismos a través de hidrólisis. (Ver Cuadro 1.1) El nitrógeno pasa así a distintos estados de oxidación dependiendo del medio en que se encuentre.

CUADRO 1.1 - Reacciones básicas

HIDRÓLISIS O AMONIFICACIÓN	
$\text{N}_{\text{org}} + \text{H}_2\text{O}$	$\rightarrow \text{NH}_4^+ + \text{OH}^-$
NITRIFICACIÓN	
(1ª etapa)	$\text{NH}_4^+ + \frac{3}{2} \text{O}_2 \rightarrow \text{NO}_2^- + 2 \text{H}^+ + \text{H}_2\text{O} + 66 \text{ cal}$
(2ª etapa)	$\text{NO}_2^- + \frac{1}{2} \text{O}_2 \rightarrow \text{NO}_3^- + 17 \text{ cal}$
(reacción conjunta)	$\text{NH}_4^+ + 2 \text{O}_2 \rightarrow \text{NO}_3^- + 2 \text{H}^+ + \text{H}_2\text{O} + 83 \text{ cal}$
DENITRIFICACIÓN	
$\text{NO}_3^- + \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}$	$\rightarrow \frac{1}{2} \text{N}_2 + \frac{5}{2} \text{O} + \text{OH}^-$
ASIMILACIÓN	
NH_4^+	$\rightarrow \text{N}_{\text{org}} + \text{H}^+$

El medio se puede caracterizar de acuerdo a sus propiedades de oxidación, y en particular según qué elemento puede funcionar como aceptor de iones H^+ , de la siguiente manera:

AEROBIO	- el oxígeno existe en forma molecular o libre como O_2
ANAEROBIO	- no existe oxígeno disponible en ninguna de sus formas
ANOXICO	- no existe oxígeno libre pero sí combinado como NO_3^- , SO_4^{2-} o PO_4^{3-}

En condiciones aerobias se producen los procesos de oxidación del nitrógeno orgánico hasta la formación de nitratos. Este proceso ocurre en dos fases:

- la amonificación, en que el nitrógeno orgánico es oxidado a amonio, se produce por hidrólisis.
- la nitrificación, por la cual el amonio pasa a nitrato por oxidación.

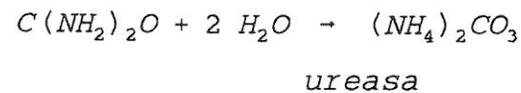
En medio anóxico se desarrollan bacterias que provocan la reducción del nitrato y del nitrito (*denitrificación*) a nitrógeno molecular, el cual se desprende como gas.

Finalmente, cuando el amonio es utilizado por la actividad bacteriana como fuente del nitrógeno necesario para el metabolismo, se produce la *asimilación*, que reduce el ion amonio a nitrógeno orgánico.

1.2.1.1 Amonificación

Los componentes nitrogenados de origen orgánico llegan al medio como residuos de la actividad biológica (urea, proteínas no asimiladas) o como desecho de materia orgánica muerta.

La urea pasa rápidamente a carbonato amónico por hidrólisis debido a la ureasa:



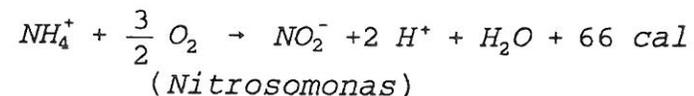
Las proteínas no asimiladas y las contenidas en la materia muerta de animales y plantas son convertidas a amonio por bacterias saprófitas en medios tanto aerobios como anaerobios.

1.2.1.2 Nitrificación

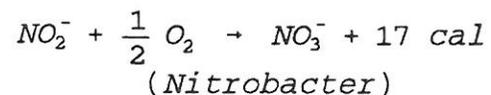
El proceso de nitrificación es realizado por bacterias *autótrofas aerobias estrictas*. Estas bacterias utilizan como fuente de energía a las reacciones de oxidación del nitrógeno y como fuente de carbono al CO_2 (no a la materia orgánica).

La nitrificación ocurre en dos etapas, cada una de las cuales es llevada a cabo por diferentes microorganismos. (Ver Cuadro 1.1)

En la primera etapa intervienen las *Nitrosomonas*, oxidando el amonio a nitrito y liberando 66 cal por mol de NH_4^+ oxidado.

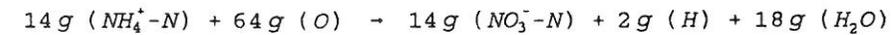


La segunda etapa es desarrollada por las *Nitrobacter*, las cuales oxidan el nitrito a nitrato liberando 17 cal por mol de NO_2^- oxidado.



La diferente capacidad calorífica de las reacciones hace que para mantener la misma biomasa las *Nitrobacter* necesiten oxidar mayores cantidades de nitrito. Esto justifica que normalmente se encuentren bajas concentraciones de nitritos en el agua, en relación con el nitrato y el amonio.

La reacción conjunta de nitrificación expresada en pesos moleculares es entonces:



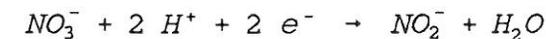
De la ecuación anterior se concluye que la oxidación de 1 g de NH_4^+-N requiere 4,6 g de O_2 en la nitrificación. Este consumo de oxígeno es aproximadamente 7 veces mayor que el requerido para la remoción de una cantidad similar de materia orgánica carbonosa. Si se efectúa un proceso posterior de denitrificación ese oxígeno puede ser parcialmente recuperado.

También se puede concluir que por cada mol de NH_4^+-N que se oxida se crean 2 moles de H^+ , de manera que el pH del agua tenderá a bajar en un grado que dependerá de la capacidad "buffer" del medio. Puesto que las bacterias nitrificantes tienen un rango de pH limitado para su desarrollo, en un sistema no controlado con suficiente amonio el pH podría bajar a niveles que detendrían la nitrificación. (Ver ap. 2.1.4)

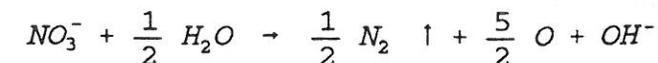
1.2.1.3 Denitrificación

El proceso de denitrificación tiene lugar en presencia de distintos tipos de bacterias capaces de "respirar" el oxígeno presente en forma de nitrato, utilizándolo como aceptor de electrones en las reacciones de reducción. De estas bacterias, las que tienen mayor interés -y de hecho las que se asocian al proceso de denitrificación como tal- son bacterias *heterótrofas facultativas* (*Pseudomonas*, *Micrococcus*, *Achromobacter*, *Bacillus*).

La reacción sucede en dos fases: primeramente el nitrato se reduce a nitrito y luego a nitrógeno molecular. Estas reacciones de reducción pueden escribirse así:



y la reacción conjunta es:



La denitrificación produce un mol de OH^- por cada mol de NO_3^- denitrificado, por lo que, al contrario que la nitrificación, este proceso hace subir el pH.

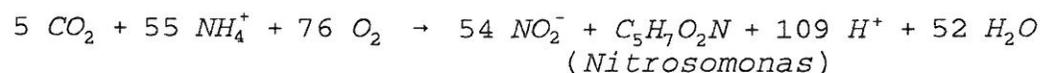
También puede verse que en la denitrificación se recupera parte del oxígeno consumido en la nitrificación.

Las bacterias heterótrofas necesitan la materia orgánica como fuente de carbono, por ello la denitrificación se puede realizar sólo en presencia de aquélla. Si la materia orgánica presente resulta insuficiente para que el proceso tenga lugar, la práctica común consiste en agregar metanol.

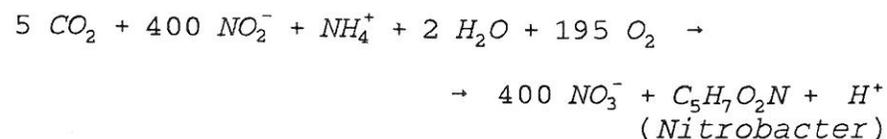
1.2.1.4 Asimilación bacteriana

Para describir la síntesis de la biomasa a partir de residuos carbonosos y nitrogenados se han propuesto las siguientes formulaciones. En ellas, parte del nitrógeno presente es incorporado en la materia orgánica utilizando como fuente de energía la liberada en las reacciones de oxidación.

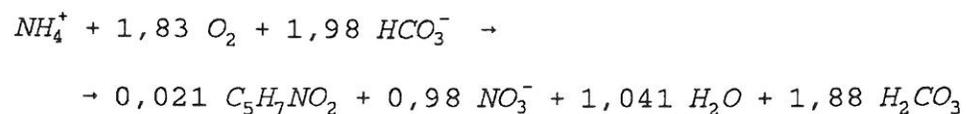
1ª etapa:



2ª etapa:



En resumen, la asimilación bacteriana del nitrógeno con nitrificación puede representarse por la siguiente relación estequiométrica:



De estas ecuaciones se deducen las siguientes relaciones:

- por cada mol de NH_4^+ oxidado (es decir, 14 g de $\text{NH}_4^+\text{-N}$) se forma 0,021 mol de biomasa (2,38 g).
- la asimilación de 1 g de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ requiere 4,2 g de O_2
- en la biomasa se incorpora aproximadamente el 2 % del nitrógeno amoniacal originalmente presente.

1.2.2 MEDICIÓN DE NITRÓGENO

Los métodos de medición de nitrógeno en sus distintas formas son los siguientes (Ver Sawyer-McCarty, "Chemistry for Environmental Engineers"):

AMONIO

Se emplea alguno de los siguientes métodos:

Nessler (clásico): solución fuertemente alcalina que se combina con amonio dando una dispersión coloidal cuyo color (amarillo-marrón) está en relación con la cantidad de amonio presente; se compara visualmente.

electrodos ("on line"): se mide la variación de potencial en la muestra y se correlaciona con la concentración de amonio.

NITRITOS

Debido a las bajas concentraciones en que se encuentra normalmente, es necesario recurrir a métodos colorimétricos o fotométricos.

NITRATOS

La medición de nitratos es muy difícil, habiéndose desarrollado varios métodos. Entre ellos están:

electrodos
reducción a nitritos seguido de fotometría
nitrofenol
espectrofotometría ultravioleta

NITRÓGENO ORGÁNICO Y DE AMONIO

Kjeldhal (NKT): oxidación mediante ácido sulfúrico y digestión (conversión de todo el nitrógeno orgánico a amonio), y luego medición del amonio resultante.

NITRÓGENO ORGÁNICO

destilación de NH_3 seguido de determinación por Kjeldhal

1.3 FÓSFORO

El fósforo es un componente básico de la materia orgánica por lo que está presente en todos los desagües de líquidos cloacales. En general no se encuentra como residuo de procesos industriales (salvo industrias de elaboración de lácteos, mataderos, etc.). La extensión del uso de detergentes sintéticos como sustitutos del jabón ha aumentado los contenidos de fósforo en los líquidos residuales domésticos.

Las formas principales en que se presenta en disolución son como ortofosfatos (H_3PO_4 , $H_2PO_4^-$, HPO_4^{2-} , PO_4^{3-}), como polifosfatos o como fosfato orgánico.

1.3.1 MEDICIÓN DE FÓSFORO

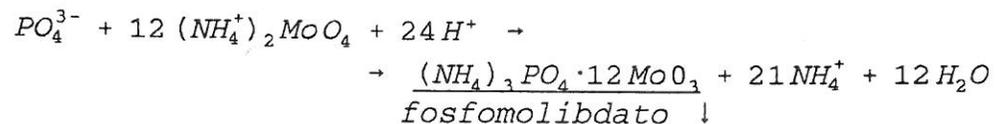
La medición de fósforo en sus distintas formas se realiza en general mediante métodos colorimétricos (Ver Sawyer-McCarty: op. cit.).

ORTOFOSFATOS

Se determinan por métodos gravimétricos (para grandes cantidades), volumétricos (concentraciones superiores a 50 mg/L) o colorimétricos.

métodos volumétricos: consisten en precipitación seguida de filtración, lavado y titulación del precipitado.

métodos colorimétricos: derivan de los anteriores por cuanto se basan en la comparación visual del precipitado de *fosfomolibdato*:



Con bajas concentraciones de fosfatos el fosfomolibdato da un sol coloidal amarillo. En presencia de grandes cantidades de fosfato forma un precipitado amarillo que puede utilizarse para determinación por comparación visual.

Para concentraciones por debajo de 30 mg/L el color no es apreciable, por lo que deben introducirse modificaciones en el coagulante (p. ej. vanadio). También puede ocurrir reducción del Mo en el compuesto, obteniendo un sol azulado cuya tonalidad se relaciona con la cantidad de fosfatos presentes.

POLIFOSFATOS

Para su determinación conviene convertirlos a ortofosfatos por ebullición con ácido sulfúrico, y luego medir los ortofosfatos como se indicó.

FÓSFORO ORGÁNICO

Mediante oxidación húmeda o digestión se destruye la materia orgánica liberándose iones fosfato. Por diferencia con el fósforo inorgánico, determinable por los procedimientos descritos previamente, se calcula el fósforo orgánico presente.

1.4 CONTENIDO DE NUTRIENTES EN LOS LÍQUIDOS RESIDUALES

Los procesos de descomposición de la materia orgánica carbonosa son realizados por organismos heterótrofos, los cuales sintetizan en su biomasa, además del carbono, otros nutrientes como el nitrógeno y el fósforo. En estos procesos de asimilación en la biomasa participan los distintos nutrientes según la siguiente relación aproximada:

$$C/N/P = 100/5/1$$

Los requerimientos de nutrientes en relación con el carbono utilizado son aproximadamente:

$$C/N = 12$$

$$C/P = 30$$

1.4.1 NITRÓGENO

Los líquidos residuales municipales contienen usualmente nitrógeno orgánico (medido como N) entre 20 y 50 mg/L.

Las proporciones en que se encuentra comúnmente el nitrógeno (medido como NKT) en los lodos de tratamiento primario es de 2,5 % y en lodos de tratamiento secundario 7,5 % (en peso, referidos a SST). Del tratamiento anaerobio de barros resulta un lodo digerido con un contenido de nitrógeno del 45 %.

1.4.2 FÓSFORO

El Cuadro 1.2 muestra la evolución de las cargas de fósforo en los líquidos residuales derivados de distintas actividades en la República Federal de Alemania. Se puede apreciar la incidencia del desarrollo de detergentes biodegradables en la reducción global del contenido de fósforo en los efluentes.

CUADRO 1.2 - Cargas de fósforo en líquidos residuales típicos (g/hab.eq.-día)

ORIGEN	AÑOS		
	1975	1985	1989
Excretas de humanos	1,6	1,6	1,6
Restos de alimentos	0,3	0,3	0,3
Detergentes, etc.	3,0	1,6	0,6
TOTALES	4,9	3,5	2,5

En líquidos residuales municipales las concentraciones de fósforo varían usualmente entre 6 y 10 g/L, en la forma de fósforo inorgánico disuelto (70 %) u orgánico (30 %). Un valor típico para diseño es 13 g/L.

El contenido de fósforo en lodos secundarios es usualmente unos 0,04 kg P/kg SST en sistemas con tratamiento biológico de lodos, o entre 0,01 y 0,02 kg P/kg SST en sistemas sin tratamiento biológico de lodos. La relación entre estos valores y las cargas al ingreso del tratamiento es un índice recomendable para la evaluación de las eficiencias obtenidas en el sistema.

1.5 PARÁMETROS BÁSICOS DE DIMENSIONADO

1.5.1 PARÁMETROS FÍSICOS, QUÍMICOS Y BIOLÓGICOS

Los parámetros fundamentales de diseño son los siguientes:

- * Sólidos Suspendidos Totales (SST), Sólidos Sedimentables (SS)
- * pH, alcalinidad, capacidad de ácidos
- * DBO₅ (total y filtrada), DQO (total y filtrada)
- * nutrientes: nitrógeno (NKT, NH₄⁻-N, NO₂⁻-N, NO₃⁻-N)
fósforo (P total, PO₄³⁻-P)
- * ácidos volátiles
- * grasas
- * SO₄²⁻, SO₃²⁻, S²⁻
- * compuestos orgánicos halogenados

1.5.2 ESTIMACIÓN DE CAUDALES Y SU VARIACIÓN

Para estimar los caudales de diseño se proponen las siguientes expresiones.

Q_s	- caudal de tiempo seco	[m ³ /d]
Q_f	- caudal de infiltración	[m ³ /d]
Q_b	= $Q_s \times 1/h$ (h = duración del vertido, en horas)	[m ³ /h]
Q_r	= $Q_f \times 1/24$	[m ³ /h]
Q_d	= $Q_s + Q_f$ (caudal diario)	[m ³ /d]
Q_t	= $Q_b + Q_r$ (caudal horario)	[m ³ /h]
Q_M	= $2 \times Q_b + Q_r$ (caudal máximo de diseño)	[m ³ /h]

1.5.3 CRITERIOS DE MUESTREO PARA DISEÑO Y CONTROL

Para el dimensionado de plantas de tratamiento es necesario evaluar una serie de parámetros y su variación en el tiempo. Se recomienda la realización de muestreos compuestos durante períodos tan extensos como sea posible para poder determinar las condiciones más exigentes.

Por ejemplo, para plantas municipales se requiere disponer de series de medidas de por lo menos 2 años continuos para caracterizar adecuadamente el líquido en las distintas situaciones de carga posibles.

El criterio propuesto por la Norma alemana es tomar como valores máximos de diseño (para parámetros como DBO₅, DQO, SST, NH₄⁺-N, NKT, P) los correspondientes al 85 % estadístico, que representan en forma aproxi-

mada a los valores medios correspondientes a la semana de mayor carga en el año.

En el caso de no disponer de series tan largas, se sugiere tomar los valores medios de la semana de mayor carga en el período disponible o un criterio similar.

1.5.4 VALORES DE CARGA CARACTERÍSTICOS (NORMA A 131)

De acuerdo a la Norma alemana A 131, las cargas en plantas de tratamiento de líquidos residuales municipales (en g/hab.eq.-día) son las referidas en el Cuadro 1.3. En el mismo se presentan los valores de remoción prevista para cada parámetro cuando hay sedimentación primaria, en función del tiempo de retención en los sedimentadores.

Para estimar la remoción con tratamiento primario se dan otros valores propuestos por Böhnke (Cuadro 1.4). Los valores de la tabla están dados en porcentajes de remoción.

CUADRO 1.3 - Valores típicos de carga para plantas municipales y remoción operada (en %) en sedimentadores primarios (A 131)

PARAMETRO	CARGAS (g/hab.eq.-día)	TIEMPO DE RETENCION EN SEDIMENTACION PRIMARIA		
		0,5 - 1,0 h	1,0 - 1,5 h	> 1,5 h
DBO	60	50	45	40
DQO	120	100	90	80
SST	70	40	35	30
N	11	10	10	10
P	2,5	2,3	2,3	2,3

CUADRO 1.4 - Remoción en tratamiento primario (%) según Böhnke

PARAMETRO	TIEMPO DE RETENCION	
	1 h	2 h
DBO	20	33
NKT	8	10
P	15	25
SST	40	60

SEGUNDA PARTE

REMOCION DE NITROGENO

2.1 NITRIFICACIÓN

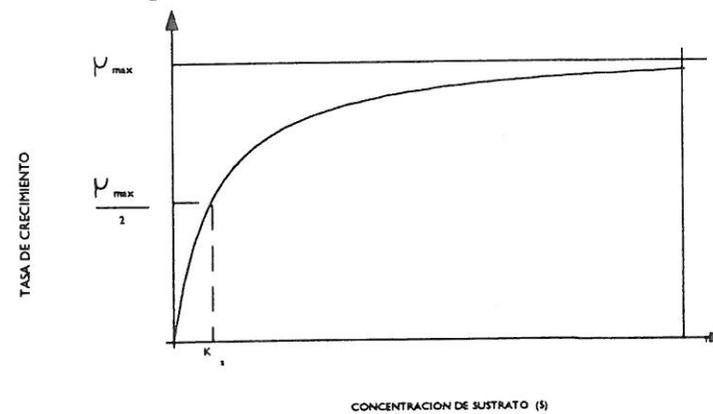
2.1.1 CINÉTICA DE REACCIÓN

El estudio de los procesos de oxidación bacteriana del nitrógeno se basa en la ecuación de Michaelis - Menten para crecimiento de poblaciones microbianas con limitación de sustrato S (ver Fig. 2-1). Si esta ley se modifica con la inclusión de un término que tenga en cuenta la desaparición de microorganismos por muerte, queda expresada de la siguiente forma:

$$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S}{K_s + S} - k_d$$

donde:

μ	tasa neta de crecimiento	[d ⁻¹]
$\mu_{m\acute{a}x}$	tasa máxima de crecimiento	[d ⁻¹]
S	concentración del sustrato	[mg/L]
K_s	constante de saturación ($\mu = \mu_{m\acute{a}x} / 2$)	[mg/L]
k_d	tasa de desaparición	[d ⁻¹]



Si la concentración de sustrato es muy alta la tasa de crecimiento es independiente de dicha concentración ($S > K_s$):

$$\mu = \mu_{m\acute{a}x} - k_d$$

Si la concentración de sustrato, en cambio,

FIG 2.1. - Ecuación de Michaelis - Menten

es muy baja ($K_s + S \sim K_s$) la tasa de crecimiento es proporcional a aquélla:

$$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S}{K_s} - k_d$$

2.1.2 CONSTANTES CINÉTICAS

Las constantes cinéticas propuestas para las reacciones de nitrificación son las siguientes:

CONSTANTE DE SATURACIÓN (K_N):

Nitrosomonas:

$$K_N = 0,73 \times 1,125^{(T-20)} \quad \text{o} \quad K_N = 1,00 \times 1,123^{(T-20)} \quad [\text{mg/L}]$$

En las expresiones anteriores K_N corresponde al K_s de la ecuación de Michaelis - Menten cuando el sustrato es amonio.

TASA DE CRECIMIENTO MÁXIMA ($\mu_{m\acute{a}x}$):

$$\textit{Nitrosomonas:} \quad \mu_{m\acute{a}x} = 0,47 \times 1,103^{(T-15)} \quad [\text{d}^{-1}]$$

$$\textit{Nitrobacter:} \quad \mu_{m\acute{a}x} = 0,70 \times 1,060^{(T-15)} \quad [\text{d}^{-1}]$$

CUADRO 2.1 - Tasa de crecimiento máxima $\mu_{m\acute{a}x}$ (d^{-1})

T (°C)	NITROSOMONAS	NITROBACTER
10	0,29	0,58
15	0,47	0,78
20	0,76	1,04
25	1,23	1,40
30	1,97	1,87

TASA DE DESAPARICIÓN (k_d):

$$k_d = 0,04 \times 1,029^{(T-20)} \quad [\text{d}^{-1}]$$

2.1.3 CARGA DE NITROGENO NITRIFICABLE

La carga de nitrógeno nitrificable es la cantidad de nitrógeno que efectivamente puede ser oxidado a nitrato. Se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$N_N = NKT_i - N_{lodos} - N_{org,e}$$

donde:

NKT_i nitrógeno (orgánico más amoniacal) a la entrada del reactor (incluye recirculación)

N_{lodos} nitrógeno asimilado en los lodos, extraído en la purga

$N_{org,e}$ nitrógeno orgánico en el efluente

Para barros activados, se puede estimar N_{lodos} aproximadamente en un 5 % de la carga de DBO ($C_{d,DBO}$) y $N_{org,e}$ en un 0,2 % del caudal de entrada.

El valor de N_N así determinado es el que interviene en las ecuaciones como $C_{d,N}$ (carga diaria de nitrógeno), expresado en *kg de nitrógeno nitrificable por día*.

2.1.4 VARIACIÓN DE LA CAPACIDAD DE ÁCIDOS

La capacidad de ácidos de un líquido es su potencialidad de soportar una variación en la concentración de H^+ sin que el pH cambie.

Esta capacidad de ácidos o capacidad "buffer" está relacionada con la alcalinidad:

$$SK = ALC_T + \frac{1}{14} \cdot (NH_4^+ - N)$$

donde:

SK capacidad de ácidos [mmol/L]
 ALC_T alcalinidad total [mmol/L]
 $(NH_4^+ - N)$ concentración de amonio [mmol/L]

La variación de la capacidad de ácidos en un proceso determinado está relacionada con la cantidad de moles de H^+ que se producen en el mismo.

La ecuación de nitrificación del amonio (ver ap. 1.2.1) muestra que por cada mol de $NH_4^+ - N$ oxidado se producen 2 moles de iones H^+ , acidificando el medio. Esto implica que a medida que se desarrolle la reacción el pH del agua irá bajando hasta llegar a un valor que podría inhibir totalmente la

actividad de las bacterias responsables del proceso de nitrificación. En consecuencia la capacidad de ácidos resulta un parámetro de control muy importante.

A los efectos de su utilización como control del proceso, la determinación de la capacidad de ácidos se realiza en la entrada y en el efluente de la planta y se calcula la variación que ocurre en el proceso de nitrificación. El valor final deberá estar por encima de un valor límite (valor sugerido 1,5 mmol/L) para asegurar un desarrollo correcto de la nitrificación.

Considerando que por cada mol de nitrógeno nitrificado se producen 2 moles de H⁺, la variación de la capacidad de ácidos en reactores nitrificadores (sin desnitrificación ni eliminación de fósforo) se puede calcular con:

$$\Delta SK = \frac{2}{14} N_N = \frac{2}{14} [NKT_i - N_{lodos} - N_{org,e}]$$

2.2 DENITRIFICACIÓN

2.2.1 PRINCIPIOS DE LA DENITRIFICACIÓN

El proceso de desnitrificación -reducción de nitrógeno como nitrato a nitrógeno molecular- puede ser llevado a cabo por diferentes microorganismos que son capaces de utilizar los iones NO₂⁻ y NO₃⁻ como aceptores de electrones. Se estima que entre un 25 % y un 40 % de la biomasa de un lodo activado es capaz de desnitrificar.

Las bacterias desnitrificantes por excelencia son las *Pseudomonas*, si bien también otros géneros participan del proceso. Se trata de bacterias anaerobias facultativas, vale decir, no requieren para vivir medios estrictamente anaerobios. Esto resulta de importancia en particular para sistemas combinados de nitrificación-denitrificación (ver Tercera Parte) en los que el líquido pasa sucesivamente por procesos anóxicos y aerobios.

CUADRO 2.3 - Energía de reacción (en kcal/mol)

Sustrato	CON O ₂	CON NO ₃ ⁻
Glucosa	-686	-637
Metanol	-164	-155
Lactosa	-314	-298

El proceso de desnitrificación ocurre en medio anóxico. En esas condiciones, las bacterias se sirven del oxígeno presente en los radicales NO₃⁻ para degradar la materia orgánica. La energía liberada en esta reacción (ver Cuadro 2.3) es sutilmente menor que si se consumiera oxígeno disuelto por lo que, si éste se hallase presente, las bacterias lo preferirían. La anoxicidad del medio resulta ser, pues, un factor determinante.

En resumen, las condiciones para que el proceso ocurra son:

- * ausencia de oxígeno disuelto
- * presencia de nitratos y de sustrato
- * presencia de bacterias facultativas

El sustrato debe ser suficiente para alimentar a las bacterias. Si la desnitrificación se aplica a un líquido que ha recibido ya cierto tratamiento con remoción de materia orgánica, la cantidad remanente de ésta puede ser una limitante importante. Existen tres métodos para corregir dicha deficiencia de sustrato:

Denitrificación exógena:

Se aporta sustrato desde el exterior del sistema. Comúnmente se agrega metanol, aunque se ha trabajado también con melazas y lácteos. El proceso ocurre rápidamente. Su principal desventaja estriba en que el agregado de un sustrato exógeno eleva considerablemente los costos operativos.

Denitrificación combinada:

Es una variante del método anterior, donde el sustrato que se agrega es simplemente el líquido a tratar. El proceso es algo más lento que el anterior y requiere reactores más voluminosos, pero el costo es de todos modos menor.

Denitrificación endógena:

Las reservas celulares se utilizan como sustrato. Es el método más lento. No se produce biomasa.

2.2.2 RESPIRACIÓN DEL NITRATO

La utilización de nitratos por las bacterias heterótrofas depende, entre otros factores, de la carga de sólidos, de la DQO, de la DBO₅ y de la temperatura. Se ha comprobado experimentalmente que existe una relación (ver Cuadro 2.4) entre el consumo de oxígeno que ocurre en la degradación de la materia orgánica (ON_C) y la utilización de nitratos en la denitrificación (ON_D). Por esta razón se habla de "respiración del nitrato", aludiendo a dicha proporcionalidad.

CUADRO 2.4 - Utilización de oxígeno por demanda carbonosa y de nitratos por denitrificación (mg/L-h)

T °C	ON _C	ON _D	ON _D /ON _C	ON _{Cmáx}	ON _{Dmáx}	ON _{Dmáx} /ON _{Cmáx}
12,5	19,5	12,5	0,69	50	26,5	0,53
17,5	30,0	22,7	0,75	48	40,3	0,70
22,5	42,0	31,6	0,75	--	--	--

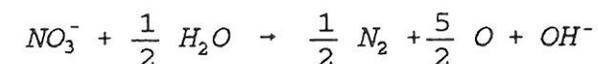
Hay dos propuestas para expresar tal dependencia, ambas válidas para temperaturas por encima de los 20°C:

$$\begin{aligned} \text{Kayser:} & \quad \text{ON}_D/\text{ON}_C = f_D & \text{con } f_D = 0,75 \\ \text{Norma A131:} & \quad \text{ON}_D/\text{ON}_C = 0,8 \times f_D & \text{con } f_D = 0,75 \end{aligned}$$

El factor (0,8) de reducción proporciona mayor seguridad acerca de que todo el nitrato sea consumido al reducirse los tenores de oxígeno, de modo de garantizar que el medio será efectivamente anóxico.

2.2.3 DESPRENDIMIENTO DE OXÍGENO

A partir de la ecuación global de la denitrificación:



se deduce que se libera 2,86 g de oxígeno por 1 g de NO₃⁻-N denitrificado.

2.2.4 REQUERIMIENTO DE SUSTRATO

Cuando se requiere agregar sustrato (metanol), estequiométricamente se consumirá 1,9 g de metanol por cada g de NO₃⁻-N denitrificado. En la práctica, sin embargo, el aporte necesario de metanol debe ser un 25 % a 30 % mayor. El mismo puede calcularse como:

$$C_m = 2,47 \cdot (\text{NO}_3^- - \text{N})_i + 1,53 \cdot (\text{NO}_2^- - \text{N})_i + 0,87 \cdot \text{OD}_0$$

siendo:

C_m	concentración de metanol	[mg/L]
$(\text{NO}_3^- - \text{N})_i$	concentración inicial de nitratos	[mg/L]
$(\text{NO}_2^- - \text{N})_i$	concentración inicial de nitritos	[mg/L]
OD_0	concentración inicial de oxígeno disuelto	[mg/L]

2.2.5 VARIACIÓN DE LA CAPACIDAD DE ÁCIDOS

En el proceso de denitrificación el medio sufre una leve alcalinización: se libera un mol de iones OH⁻ por mol de NO₃⁻-N reducido. Se recupera entonces en la denitrificación la mitad de la variación de la capacidad de ácidos operada en la nitrificación.

El pH óptimo para la denitrificación está comprendido entre 6,5 y 7,5. En medio ácido la flora denitrificante soporta bajos tenores de oxígeno, en tanto que en medio neutro o alcalino es necesario que el medio sea estrictamente anóxico.

Si el pH a la salida del proceso es bajo se debe corregir, lo cual se hace normalmente con agregado de cal.

2.2.6 FACTORES FAVORABLES PARA EL PROCESO

* Relación NKT / DBO₅ < 0,20 (para que no se exceda la capacidad de denitrificación de la biomasa).

- * Bajos tiempos de retención en el sedimentador primario, a fin de evitar perder materia orgánica fácilmente degradable que ha de servir como sustrato en la denitrificación. Los valores de diseño recomendados son del orden de 30 minutos; con valores de 1 ó 2 horas se acusa un importante descenso del rendimiento.
- * Relación alta de DBO_5 filtrada a DBO_5 total.
- * Construcción de reactores en cascadas.
- * Buena mezcla en el reactor, pero sin airear el sistema. La potencia recomendada es de 2 a 4 Watt/m³; por encima de esos valores, el rendimiento del proceso no se ve incrementado.
- * Acidificación del líquido a tratar.
- * Uniformización de concentraciones y caudales. Se suele emplear un tanque de almacenamiento, en donde el proceso pueda iniciarse.
- * Capacidad de nitrificación entre 0,05 y 0,20 kg NO_3^- /kg DBO_5 .

2.2.7 FACTORES DESFAVORABLES PARA EL PROCESO

- * Gran dilución del líquido a tratar (sistemas unitarios, caudales de infiltración importantes).
- * Descomposición de la materia orgánica en la red.
- * Tiempos de retención prolongados en el tratamiento primario sin lograr acidificación.
- * Precipitación química "de cabeza", pues elimina en parte la materia orgánica fácilmente degradable.
- * Relación $\text{NO}_3^- / \text{DBO}_5 > 0,30$
- * Presencia de oxígeno disuelto en el reactor (evitar caídas, resaltos, vertederos, etc., previos al reactor de denitrificación).
- * Desfasaje de los diagramas de flujo de DBO_5 y NO_3^- -N (las bacterias no tienen capacidad de acumulación, y no resisten sobrecargas de nitrato en ausencia de sustrato suficiente).
- * Baja relación de DBO_5 filtrada a DBO_5 total.

2.3 PROCESOS DE BARROS ACTIVADOS

2.3.1 PARÁMETROS QUE CONTROLAN EL PROCESO

Los parámetros fundamentales para el diseño son los siguientes:

θ_c	edad de lodos	[d]
Q_0	caudal de líquido a tratar	[m ³ /d]
Q_p	caudal de purga	[m ³ /d]
Q_e	caudal del efluente	[m ³ /d]
Q_R	caudal de recirculación de barros	[m ³ /d]
R_L	relación de recirculación de barros: $Q_R = Q_0 \cdot (1 + R_L)$	
V	volumen del reactor	[m ³]
SST_v	SST referido al volumen del sistema	[kg SST/m ³]
SST_p	SST en la purga	[kg SST/m ³]
SST_e	SST en el efluente	[kg SST/m ³]
SST_s	SST en el barro sedimentado	[kg SST/m ³]
P_{DBO}	producción específica de lodos	[kg SST/kg DBO_5]
P_v	producción de lodos referida al volumen	[kg SST/m ³ -d]
$C_{d,\text{DBO}}$	carga de DBO_5	[kg DBO_5 -d]
C_{SST}	carga de barros	[kg DBO_5 /kg SST-d]
C_v	carga volumétrica	[kg DBO_5 /m ³ -d]

El diseño de los barros activados se realiza en base a los sólidos suspendidos totales (SST) y no a los volátiles, debido a su facilidad de medida y a que todas las constantes cinéticas pueden ser calculadas en base a aquéllos.

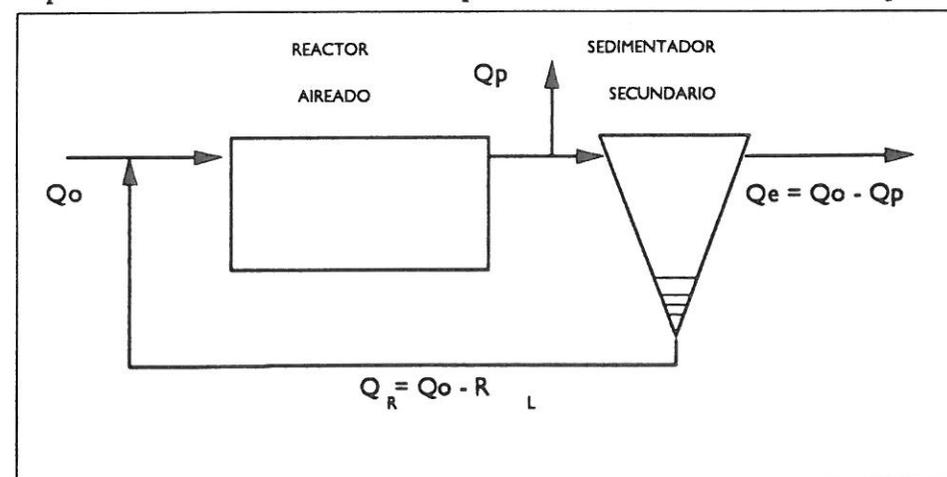


FIG. 2.2. - Esquema de procesos de barros activados

Edad de lodos:

La edad de lodos es el parámetro fundamental para el diseño de los procesos biológicos con eliminación de nitrógeno. Se define como la relación entre la masa de sólidos suspendidos totales en el sistema y la producción de sólidos eliminados en la purga, y es igual a la inversa de la tasa real de crecimiento. Representa asimismo el tiempo medio de retención de los microorganismos en el sistema.

$$\theta_c = \frac{SST_v \cdot V}{Q_p \cdot SST_p + Q_e \cdot SST_e} = \frac{SST_v}{P_v} = \frac{1}{\mu} \quad [d]$$

Relación de recirculación de barros:

Se expresa como porcentaje del caudal afluente. La recirculación de barros desde el sedimentador secundario tiene como objetivo la retención de la biomasa durante el tiempo necesario para asegurar su desarrollo.

$$R_L = \frac{SST_v}{SST_s - SST_v}$$

Carga volumétrica:

Es la masa de DBO_5 por unidad de volumen de reactor.

$$C_v = \frac{C_{d, DBO}}{V} \quad [kg \ DBO_5 / m^3 / d]$$

Carga de lodos:

Es la masa de DBO_5 por unidad de masa de SST en el reactor. También se le conoce como *relación alimentos/microorganismos (F/M)* o *factor de carga*.

$$C_{SST} = \frac{C_{d, DBO}}{SST \cdot V} \quad [kg \ DBO_5 / kg \ SST / d]$$

Producción específica de lodos:

Es la producción de barros referida a la carga en DBO_5 .

$$P_{DBO} = \frac{P_v}{C_v} \quad [kg \ SST / kg \ DBO_5]$$

Las relaciones entre los parámetros anteriores se deducen de sus definiciones y se expresan a continuación:

$$C_{SST} = \frac{1}{P_{DBO} \cdot \theta_c} = \frac{C_{d, DBO}}{P_v \cdot \theta_c}$$

$$C_v = C_{SST} \cdot SST_v$$

$$C_{SST} = \frac{C_v}{SST_v} = \frac{P_v}{P_{DBO} \cdot SST_v}$$

De lo anterior se concluye que tanto la carga de lodos como la carga volumétrica son parámetros dependientes de la edad de lodos, lo cual justifica tomar al último como parámetro básico de diseño.

2.3.2 DISEÑO DE PROCESOS PARA NITRIFICACIÓN

Para el dimensionado mediante métodos estáticos de reactores de barros activados con nitrificación se fija la temperatura, determinándose así la edad mínima de lodos y los demás parámetros que derivan de ésta.

Puesto que las bacterias nitrificantes son más lentas en su reproducción que las heterótrofas que degradan la materia orgánica, la edad de lodos mínima para la nitrificación será mayor que en los procesos de barros activados tradicionales.

En un sistema de barros activados con nitrificación existe una edad de lodos mínima por debajo de la cual no se produce la estabilización de la masa de microorganismos. Físicamente, este valor mínimo representa el tiempo de retención por debajo del cual las células son extraídas del sistema más rápidamente de lo que pueden reproducirse. Por lo tanto la edad de lodos de diseño deberá ser superior a la edad de lodos mínima.

$$\theta_c \geq \frac{1}{\mu_{máx}}$$

$$\theta_{c, mín} = 2,13 \cdot 1,103^{(15-T)}$$

Adoptando un factor f que tenga en consideración las fluctuaciones de la carga de nitrógeno y amonio, posibles fallas del equipo de oxígeno, variaciones de pH, etc., se tiene una edad de lodos mínima de diseño definida por:

$$\theta_{c, diseño} = f \cdot \theta_{c, mín}$$

En el Cuadro 2.5 se muestran algunos valores del factor f para distintas poblaciones equivalentes, con la correspondiente edad de lodos.

CUADRO 2.5 - Factor f para diseño de barros activados

f	θ_c (días)	Pobl. equiv.
2,9	10	< 20.000 hab.
2,3	8	> 100.000 hab.

Otro parámetro a considerar es la *concentración de SST por unidad de volumen en el reactor* (SST_v), la cual dependerá del tipo de planta de que se trate. (Ver Cuadro 2.6)

CUADRO 2.6 - Concentración de barros en el reactor

Tipo de plantas	SST_v [kg/m ³]
Plantas tipo	3,3
Aguas con tendencia a formación de lodos con alto índice de lodos	2,5
Plantas sin sedimentación primaria	4,5
Plantas con tratamiento químico de lodos (simultáneo)	> 4,5

2.3.2.1 Producción de lodos

La producción de lodos (P_v) se expresa en unidades de masa de SST por unidad de volumen de reactor y por día. La influencia de distintos factores en la producción de lodos se describe en el Cuadro 2.7.

CUADRO 2.7 - Producción de lodos

FACTOR	INCIDENCIA EN P_v
Aumento del tiempo de aireación	disminuye
Aumento de temperatura	aumenta
Contenido de O_2 en el reactor (entre 0,5 y 7,5 mg/l)	independiente
Aumento en contenido de lodos	disminuye

Sin tener en cuenta la variación de la temperatura y del contenido de oxígeno disuelto, la producción de lodos se puede calcular con la expresión siguiente:

$$P_v = a \cdot C_v - b \cdot SST_v \quad [kg/m^3 \cdot d]$$

producción respiración
bruta endógena

donde:

- a varía entre 0,6 y 1,5
 b varía entre 0,03 y 0,15

Las constantes a y b son propias del proceso y pueden ser determinadas en ensayos o propuestas dentro del rango mencionado.

La producción específica de lodos también puede determinarse mediante fórmulas empíricas. Según Kayser:

$$P_{DBO} = 0,6 \cdot \left(1 + \frac{C_{d,SST}}{C_{d,DBO}} - \frac{0,072 \cdot F}{\frac{1}{\theta_c} + 0,08 \cdot F} \right)$$

donde F es un factor de temperatura:

$$F = 1,072^{(T-15)}$$

De modo que la producción específica de lodos es función de la *edad de lodos, de la temperatura y de la relación SST/DBO₅ a la entrada* (más precisamente, de la relación de sólidos filtrables a la DBO₅).

2.3.2.2 Requerimiento de oxígeno

El cálculo detallado del oxígeno a suministrar al sistema debe tener en cuenta que éste ha de ser consumido tanto por la bacterias heterótrofas en la degradación de la materia orgánica, como por las bacterias autótrofas en los procesos de nitrificación. Su valor puede determinarse a través de la siguiente ecuación:

$$ON = (f_C \cdot ON_C + f_N \cdot ON_N) \cdot \frac{C_s}{C_s - C_x} \quad [kg O_2 / kg DBO_5]$$

donde:

- f_C, f_N factores que consideran las fluctuaciones de los parámetros en el líquido residual y en el seno del reactor; dependen de la edad de lodo y del tamaño de la planta
 ON_C oxígeno necesario para la degradación de la materia orgánica
 ON_N oxígeno necesario para la nitrificación
 C_s constante de saturación del oxígeno a la temperatura del proceso
 C_x concentración de oxígeno en el reactor

Llamando $ON_{C,v}$ al requerimiento de oxígeno específico al volumen, se tiene para la degradación orgánica que:

$$ON_C = \frac{ON_{C,v}}{C_v} = \frac{0,5 \cdot C_v + 0,24 \cdot X \cdot SST_v \cdot F}{C_v} \quad [kg \text{ O}_2/kg \text{ DBO}_5]$$

siendo:

$$X = B - \sqrt{B^2 - 8,33 \cdot \frac{C_{SST}}{F}}$$

$$F = 1,072^{(T-15)}$$

$$B = 0,555 + 4,167 \cdot A \cdot \frac{C_{SST}}{F}$$

$$A = 1 + \frac{C_{SST}}{C_{d,DBO}}$$

o, usando una expresión simplificada,

$$ON_C = 0,5 + \frac{0,144 \cdot \theta_c \cdot F}{1 + 0,08 \cdot \theta_c \cdot F} \quad [kg \text{ O}_2/kg \text{ DBO}_5]$$

Recordando que para oxidar un mol de NH_4^+-N se consume 4,6 g de oxígeno (ver apartado 1.2.1.2), el oxígeno necesario en la nitrificación se calcula como:

$$ON_N = 4,6 \cdot \frac{C_{d,NKT}}{C_{d,DBO}} \quad [kg \text{ O}_2/kg \text{ DBO}_5]$$

donde $C_{d,NKT}$ es la carga de nitrógeno Kjeldahl total (NKT) a la entrada.

El valor de oxígeno necesario que se recomienda adoptar para el dimensionamiento del sistema es el máximo que resulte de aplicar la ecuación anterior con cada uno de los estados de carga extremos: f_c igual a 1 y f_N deducido de tablas, y viceversa.

El tamaño del aireador, entonces, se determinará dividiendo este valor máximo por el coeficiente que el fabricante proporcione para relacionar los valores en agua limpia y residual; en su defecto, se asumirá para ese coeficiente un valor comprendido entre 0,5 y 0,8.

2.3.2.3 Variación de la capacidad de ácidos

La ecuación de la reacción conjunta de nitrificación-denitrificación indica que 1 mol de NH_4^+-N produce 1 mol de iones H^+ (se libera 2 moles de H^+ en la nitrificación y se consume 1 mol en la denitrificación).

Del mismo modo, considerando las demás reacciones en juego (ver apartado 1.2.1) se tiene que la variación de la capacidad de ácidos que es susceptible de sufrir el nitrógeno en el proceso total (nitrificación, denitrificación, hidrólisis y asimilación) se puede calcular con la expresión siguiente:

$$\Delta SK = [NH_4^+-N]_o - [NH_4^+-N]_e - [NO_3^--N]_o + [NO_3^--N]_e$$

2.3.2.4 Ejemplo de cálculo

Se desea dimensionar una planta de tratamiento con nitrificación de líquidos residuales de una ciudad de más de 100.000 habitantes. Los datos para el diseño son los siguientes:

Q_d	=	26.000 m ³ /d
$C_{d,DBO}$	=	6.000 kg/d
NKT_i	=	1.350 kg/d
θ_c	=	8 días
$C_{d,SST}$	=	4.030 kg/d
SK	=	7,5 mmol/L
T	=	12 °C

1. Producción específica de barros

$$F = 1,072^{(T-15)} = 1,072^{-3} = 0,812$$

$$P_{DBO} = 0,6 \cdot \left[1 + \frac{C_{d,SST}}{C_{d,DBO}} - \frac{0,072 \cdot F}{\frac{1}{\theta_c} + 0,08 \cdot F} \right]$$

$$= 0,6 \cdot \left[1 + \frac{4.030}{6.000} - \frac{0,072 \cdot 0,812}{\frac{1}{8} + 0,08 \cdot 0,812} \right]$$

$$= \underline{0,818 \text{ kg SST/kg DBO}_5}$$

2. Carga de lodos

$$C_{SST} = \frac{1}{P_{DBO} \cdot \theta_c} = \frac{1}{0,818 \cdot 8} = \underline{0,153 \text{ kg DBO}_5/\text{kg SST/d}}$$

3. Carga volumétrica

Se considera una concentración de SST en el reactor de 2,5 kg/m³, valor recomendado para controlar el desarrollo de bacterias filamentosas.

$$C_v = C_{SST} \cdot SST_v = 0,153 \cdot 2,5 = \underline{0,3825 \text{ kg DBO}/\text{m}^3/\text{d}}$$

4. Cálculo de volumen

$$V = \frac{C_{d, DBO}}{C_v} = \frac{6.000}{0,3825} = 15.700 \left[\frac{\text{kg DBO}/\text{d}}{\text{kg DBO}/\text{m}^3/\text{d}} \right]$$

$$V = \underline{16.000 \text{ m}^3}$$

5. Requerimiento de oxígeno

CALCULO DE ON_c :

$$ON_c = \frac{0,144 \cdot \theta_c \cdot F}{1 + \theta_c \cdot 0,08 \cdot F} + 0,5 =$$

$$= \frac{0,144 \cdot 8 \cdot 0,812}{1 + 8 \cdot 0,08 \cdot 0,812} + 0,5 = \underline{1,12 \text{ kg O}_2/\text{d}}$$

CALCULO DE ON_N :

$$ON_N = 4,6 \cdot \frac{C_{d, NKT}}{C_{d, DBO}}$$

$$C_{d, NKT} = NKT_c - 0,05 \cdot C_{d, DBO} - 0,002 \cdot Q =$$

$$= 1.350 - 0,05 \cdot 6.000 - 0,002 \cdot 26.000 = 998 \text{ kg/d}$$

$$ON_N = 4,6 \cdot \frac{998}{6.000} = \underline{0,765 \text{ kg O}_2/\text{d}}$$

Se debe considerar dos casos:

CASO 1 -

$$f_c = 1,0 \quad \text{y} \quad f_N = 2,0 \text{ (de tablas)}$$

$$ON = (1,12 \cdot 1 + 0,765 \cdot 2) \cdot \frac{11}{11 - 2} = \underline{3,23 \text{ kg O}_2/\text{kg DBO}_5}$$

CASO 2 -

$$f_c = 1,2 \text{ (de tablas)} \quad \text{y} \quad f_N = 1,0$$

$$ON = (1,12 \cdot 1,2 + 0,765 \cdot 1) \cdot \frac{11}{11 - 2} = \underline{2,58 \text{ kg O}_2/\text{kg DBO}_5}$$

Tomando el mayor de los valores calculados, el requerimiento horario de oxígeno se estima con la expresión:

$$ON_h = ON \cdot \frac{C_{d, DBO_5}}{\text{horas/día}} = 3,23 \cdot \frac{6.000}{24} = \underline{800 \text{ kg O}_2/\text{hora}}$$

6. Variación de la capacidad de ácidos

$$C_{d, NKT} = 1.350 - 0,05 \cdot 6.000 - 0,002 \cdot 26.000 = 998 \text{ kg/d}$$

$$\Delta SK = \frac{2}{14} \cdot \frac{998}{26.000} = 5,48 \text{ mmol/L}$$

$$SK_e = 7,5 - 5,48 = \underline{2,02 > 1,5 \text{ mmol}}$$

2.3.3 DISEÑO DE PROCESOS PARA DENITRIFICACIÓN

La edad del lodos mínima para nitrificación y denitrificación combinadas se puede estimar a partir de la edad de lodos para nitrificación de acuerdo con:

$$\theta_c (N/D) = \frac{\theta_c (N)}{1 - \frac{V_D}{V}}$$

El volumen del reactor de denitrificación (V_D) depende de:

- * la cantidad de nitrógeno a eliminar
- * la relación entre el nitrógeno nitrificado y la DBO_5 a la entrada
- * la fracción de materia orgánica fácilmente degradable
- * la edad del lodo
- * la concentración de sólidos suspendidos en el reactor
- * la temperatura del líquido

La capacidad de denitrificación del sistema se calcula con la expresión:

$$\frac{NO_3^- - N}{DBO_5} = 0,8 \frac{f_D \cdot ON_c \cdot V_D}{2,86 \cdot V}$$

En la hipótesis de que el afluente no aporta nitratos al sistema -es decir, éstos sólo provienen de la recirculación- el rendimiento del proceso puede evaluarse como el cociente entre las concentraciones de nitrato a la salida y a la entrada del reactor según la expresión siguiente:

$$\eta = \frac{(R_L \cdot Q + R \cdot Q) \cdot (NO_3 - N)_e}{(Q + R_L \cdot Q + R \cdot Q) \cdot (NO_3 - N)_e} = \frac{R_L + R}{1 + R_L + R}$$

Como la fracción de recirculación de líquido tratado R está fijada en el diseño del proceso, la variable a optimizar es el retorno de barros R_L . Si bien la función de rendimiento η es monótona creciente en R_L , los valores económicamente óptimos se dan cuando $(R + R_L)$ varía en un entorno de 2.

2.4 ESQUEMAS DE SISTEMAS COMBINADOS

La etapa de denitrificación puede disponerse de varias maneras en la implantación del sistema: "de cabeza", posterior o simultánea con la nitrificación o intermitente o alternada. La denitrificación siguiendo a la nitrificación (Fig. 2.3) no es recomendable en general puesto que, por la reducción de materia orgánica que ocurre en la última, puede resultar escasa la cantidad de nutrientes disponibles para el desarrollo de las bacterias denitrificantes. En estos casos es necesario agregar metanol u otros donadores de iones H^+ .

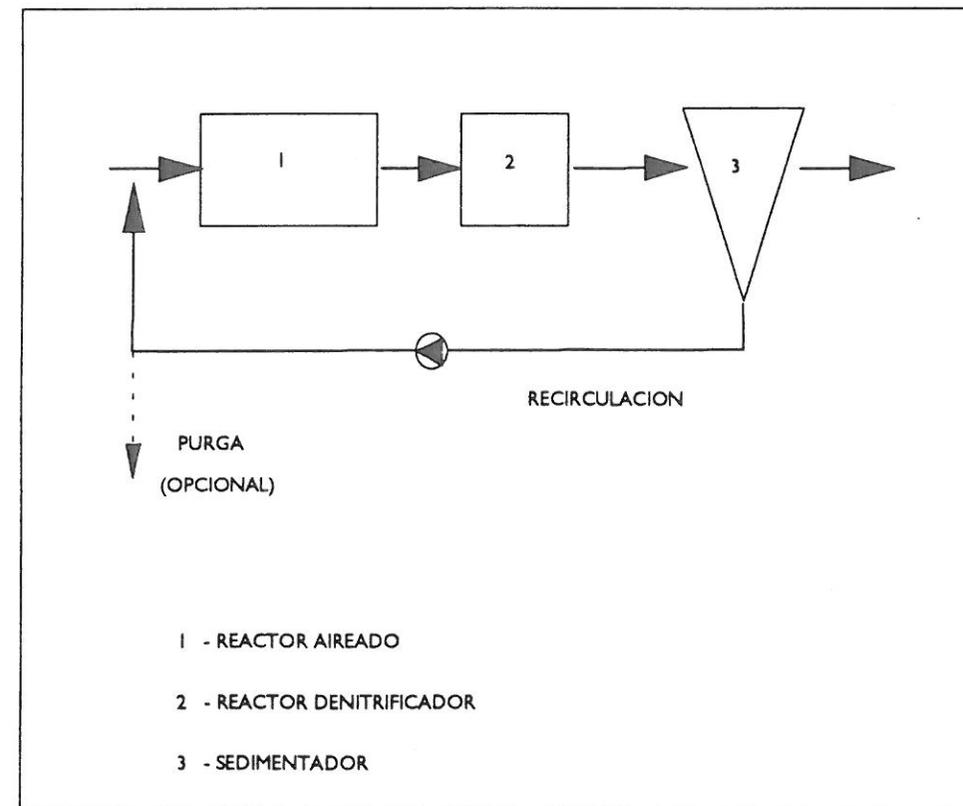


FIG. 2.3. Nitrificación seguida de denitrificación.

En la denitrificación "de cabeza" (Fig. 2.4) el afluente, la recirculación y el retorno de barros se juntan en un recinto a la entrada al reactor en condiciones anóxicas (sin mezcla ni aireación). El proceso puede hacerse en cascadas, alternando elementos aireados y anóxicos, simulando así un flujo en pistón.

La denitrificación *simultánea* se realiza por la creación de zonas aireadas y anóxicas dentro del mismo reactor pero sin separación física. También puede realizarse el proceso en forma intermitente o alternada en un mismo reactor.

En reactores de mezcla completa coexisten muchos estados de metabolismo, pudiéndose generar así asociaciones más o menos estables que son las que producen formas filamentosas. Por ello la disposición de cabeza (flujo pistón) es preferible porque reduce el riesgo de hinchazón de barros.

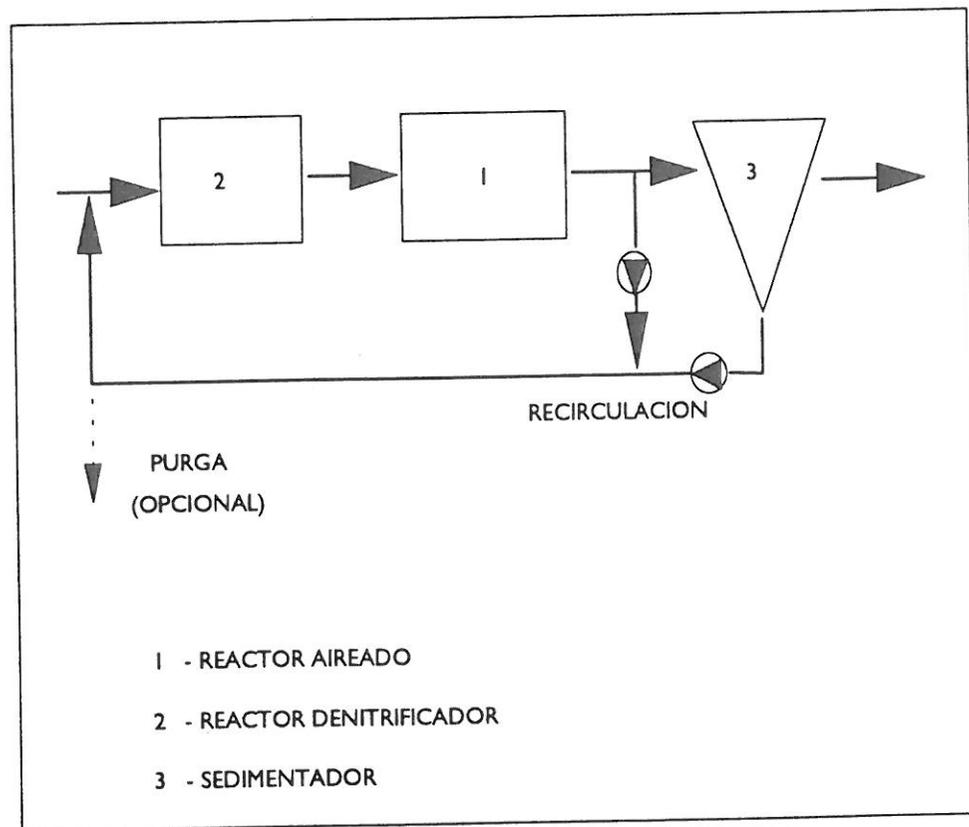


FIG. 2.4. Denitrificación "de cabeza".

A continuación se esquematizan dos sistemas patentados para procesos combinados: BarDenPho (Sudáfrica) y BioDenitro (Dinamarca).

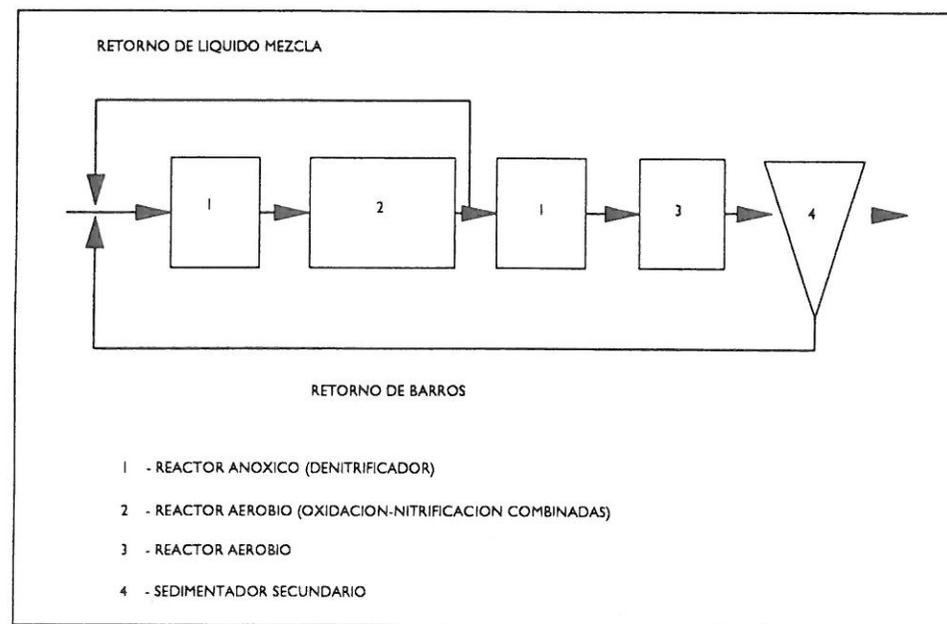


FIG. 2.5. Sistema "Bardenpho"

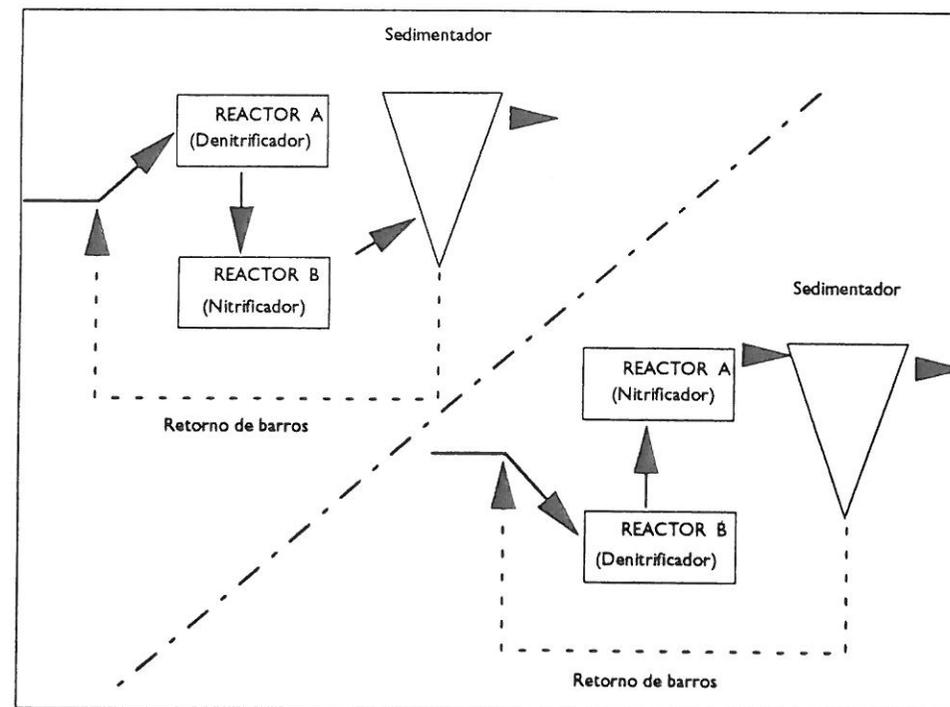


FIG. 2.6. Sistema "Bio-Denitro"

TERCERA PARTE

DISEÑO DE PROCESOS PARA NITRIFICACIÓN Y DENITRIFICACIÓN

3.1 PROCESOS DE BARROS ACTIVADOS

3.1.1 DISEÑO SEGÚN LA NORMA A 131

El volumen de reactor V_D necesario para un proceso de remoción de nitrógeno hasta la denitrificación se calcula de forma similar que para nitrificación, pero con un valor mayor para la edad de lodos. Según el sistema empleado (denitrificación de cabeza o simultánea) se elige V_D/V en función de los valores máximos admisibles para la relación $\text{NO}_3^-/\text{DBO}_5$ a 10 °C como se indica en el Cuadro 3.1.

CUADRO 3.1 - Máximos admisibles para la relación $\text{NO}_3^-/\text{DBO}_5$

V_D/V	PARA DENITRIFICACION:	
	de cabeza	simultánea
0,20	0,07	0,05
0,30	0,10	0,08
0,40	0,12	0,11
0,45	---	0,12

La edad de lodos mínima se determina de acuerdo con los valores del Cuadro 3.2, según el tamaño de la planta de tratamiento y la relación V_D/V fijada previamente.

CUADRO 3.2 - Edad de lodos (días)

V_D/V	POBLACION EQUIVALENTE	
	20.000 hab.	10.000 hab.
0,20	11	9
0,30	13	11
0,40	15	13
0,45	17	15

La *recirculación mínima necesaria* para lograr distintos grados de denitrificación se obtiene del Cuadro 3.3 (determinado para denitrificación de cabeza).

CUADRO 3.3 - Relaciones de recirculación mínimas necesarias

DENITRIFICACION REQUERIDA (%)	MINIMA RELACION DE RECIRCULACION
33	0,5
50	1,0
67	2,0
80	4,0
85	6,0

La *concentración de barros* en el reactor (SST) se estima que puede variar entre 2,5 y 3,5 kg/m³ si hay sedimentación primaria, y alcanzar hasta 4,5 kg/m³ cuando no la hay.

La *producción específica de lodos* P_v puede estimarse a partir de los valores del Cuadro 3.4, expresados en función de la edad de lodos y de la relación de la carga diaria de sólidos filtrables (SSF) a la de DBO₅.

CUADRO 3.4 - Producción específica de lodos (kg SST/kg DBO₅)

$C_{d,SSF}/C_{d,DBO}$	EDAD DE LODOS θ_c (días)					
	4	6	8	10	16	25
0,4	0,74	0,70	0,67	0,64	0,59	0,52
0,6	0,86	0,82	0,79	0,76	0,71	0,64
0,8	0,98	0,94	0,91	0,88	0,83	0,76
1,0	1,10	1,06	1,03	1,00	0,95	0,88
1,2	1,22	1,18	1,15	1,12	1,07	1,00

En base a los valores estimados para la concentración y la producción de barros, se determina la *carga de lodos* C_{SST} y el *volumen del reactor* V con las ecuaciones:

$$C_{SST} = \frac{1}{P_v \cdot \theta_c}$$

$$C_v = C_{SST} \cdot SST$$

$$V = \frac{C_{d,DBO}}{C_v}$$

La *capacidad de ácidos* se calcula con:

$$SK = 0,14 NKT - 0,07 (NO_3^- - N)_{denitr}$$

Véase también el Cuadro 2.2 (apartado 2.1.4).

Para el cálculo del *requerimiento de oxígeno* (ver Ap. 2.3.2.2), los valores que se sugiere adoptar para C_x son 2 mg/L si hay nitrificación y 0,5 mg/L cuando existe tratamiento aerobio simultáneo del lodo.

Para la demanda carbonosa de oxígeno se sugiere adoptar los valores del Cuadro 3.5, en función de la temperatura y la edad de lodos. Además, los factores f_c y f_N se toman del Cuadro 3.6.

CUADRO 3.5 - Requerimientos de oxígeno en fase carbonosa (kg O₂/kg DBO₅)

T (°C)	EDAD DE LODOS (días)					
	4	6	8	10	15	25
10	0,83	0,94	1,05	1,15	1,32	1,52
12	0,87	0,99	1,10	1,21	1,37	1,58
15	0,92	1,08	1,20	1,30	1,46	1,60
18	1,00	1,17	1,30	1,38	1,54	1,60
20	1,05	1,22	1,35	1,44	1,60	1,60

CUADRO 3.6 - Factores f_c y f_N para la demanda de oxígeno

	EDAD DEL LODO (días)					
	4	6	8	10	15	25
f _c	1,30	1,25	1,20	1,20	1,15	1,10
f _N (para menos de 20.000 hab. eq.)	-	-	-	2,50	2,00	1,50
f _N (para más de 100.000 hab. eq.)	-	-	2,00	1,80	1,50	-

3.1.2 PROCEDIMIENTO DE LAS UNIVERSIDADES ALEMANAS

Se presentará a continuación un algoritmo de cálculo para dimensionado de reactores de barros activados para nitrificación y denitrificación elaborado por un grupo de Universidades alemanas.

3.1.2.1 Fundamentos del método

El método se basa en los siguientes criterios:

- 1 - Utilización de un *modelo estacionario de cargas*. En casos críticos (con altas cargas) se recomienda efectuar una simulación con un modelo *dimámico*.
- 2 - Debido a la alta incidencia de la temperatura en el crecimiento de las bacterias nitrificantes, se debe fijar una *temperatura de diseño* para la

cual se verificarán las exigencias en concentraciones finales de amonio y nitratos. Si no existiesen mediciones de temperatura del líquido durante un período de por lo menos 2 años se tomará 10 °C como temperatura de diseño (condiciones sugeridas en Alemania).

- 3 - El parámetro fundamental de dimensionado es la *edad del lodo* θ_c .
- 4 - Puesto que la masa de bacterias nitrificantes en el reactor depende de la edad del lodo y de la carga de nitrógeno nitrificable, la *edad del lodo mínima* $\theta_{c,min}$ dependerá de la concentración de amonio admisible en el efluente (requerida por normas), la temperatura, los parámetros biológicos y la carga de nitrógeno a la entrada.
- 5 - El cálculo de los volúmenes requeridos para el nitrificador y el denitrificador se realiza mediante la *edad de lodos de la fase aerobia*:

$$\theta_{c,A} = \frac{V_N}{V} \cdot \frac{SST_v}{P_v}$$

- 6 - La *tasa de crecimiento* de las bacterias nitrificantes se calcula con la siguiente expresión:

$$\mu = \frac{\mu_{máx,A}}{S} \cdot \frac{(NH_4^+ - N)_{p,0}}{K_N + (NH_4^+ - N)_{p,0}} \cdot f_{T,A} - k_{dA} \cdot f_{T,dA}$$

siendo:

- (NH₄⁺-N)_{p,0} *concentración pico de amonio a la entrada del reactor*
 S *factor de corrección por cargas pico de amonio*
 $\mu_{máx,A}$ *tasa máxima de crecimiento de las bacterias nitrificantes (etapa aerobia)*
 k_{dA} *tasa de desaparición de las bacterias nitrificantes*
 $f_{T,A}, f_{T,dA}$ *factores de corrección por temperatura (crecimiento y desaparición)*
 K_N *constante de saturación para las bacterias nitrificantes*

El cálculo del factor S se describe en el apartado siguiente.
 El valor recomendado para K_N es 1,0 mg/L para líquidos municipales.

- 7 - La *edad de lodos en la fase aerobia* se calcula como:

$$\theta_{c,A} = \frac{f'}{\mu}$$

El coeficiente f' tiene en cuenta la falta parcial de nitrógeno, así como las variaciones de pH y los efectos de las sustancias inhibitoras. El valor recomendado es

$$f' = 1,25$$

- 8 - La concentración de oxígeno en el reactor aerobio debe ser:

$$OD_R > 0,5 \text{ mg/L}$$

Para el diseño se adopta:

$$OD_R = 2 \text{ mg/L}$$

- 9 - La carga de nitrógeno en nitrificación se estima como la diferencia entre el valor medio de la carga de nitrógeno nitrificable y la carga de nitrógeno a la salida:

$$N_{N,m} - NKT_e = NKT_0 - NKT_e - NKT_{\text{lodos}}$$

- 10 - Una fase fundamental del algoritmo es el cálculo de la producción de lodos. Esta se calcula a partir del crecimiento de las bacterias heterótrofas (denitrificantes) y autótrofas (nitrificantes), así como de la fracción activa de la biomasa.

Para el cálculo de la producción de lodos se han propuesto dos métodos:

A) METODO DESARROLLADO POR LAS UNIVERSIDADES

Se calcula la producción específica de lodos en función de la biomasa de bacterias heterótrofas (X_H) y autótrofas (X_A) y de la fracción inerte (X_I).

$$P_v = \frac{X_H + X_A + X_I}{\theta_c} \quad [kg \text{ SST}/m^3/d]$$

B) METODO DE KAYSER Y VON DER EMDE

Se calcula la producción de lodos a partir de la parte activa de la biomasa (X).

$$P_v = \frac{X_H + X_I}{\theta_c} \quad [kg \text{ SST}/m^3/d]$$

Los términos X_A , X_H y X_I se desarrollan en el apartado siguiente.

De gran importancia resulta además la relación entre los valores de sólidos filtrables y de DBO_5 a la entrada. Si no es posible determinar estos valores se sugiere recurrir a los valores típicos indicados en el Cuadro 3.7.

CUADRO 3.7 - Sólidos filtrables y DBO_5 al ingreso

TIPO DE PLANTA	DBO_0 (mg/L)	SSF_0 (mg/L)	SSF_0/DBO_0
Sin tratamiento primario	300	350	1,2
Con tratamiento primario	200	140	0,7

- 11 - El grado de denitrificación depende de la presencia de nitratos y de la demanda de oxígeno proveniente de la fase carbonosa.

La demanda de oxígeno ON_v (específica al volumen) se calcula con:

$$ON_v = 0,5 \cdot \eta \cdot S_0 \cdot q_v + 0,24 \cdot X_H \cdot f_{T,dH} \quad [kg \text{ O}_2/m^3/d]$$

Debe notarse que ON_v aumenta con valores crecientes de la edad de lodos θ_c y de la temperatura T .

La presencia de nitratos se regula con la relación de recirculación de barros, de modo que el rendimiento del proceso está vinculado a dicha relación:

$$\eta = \frac{R_L + R}{1 + R_L + R}$$

Para relaciones suficientemente altas de DBO_5/N y tasas usuales de recirculación ($R_L + R$) se alcanzan rendimientos de un 80 % en remoción de nitrógeno. Este valor se mejora con sistemas en cascada y alcanza un 90 % en sistemas con denitrificación simultánea.

- 12 - Para el cálculo de la relación de volúmenes V_N/V (o V_D/V) debe considerarse el aumento de la respiración debido a la denitrificación.

- 13 - Se puede verificar la capacidad de ácidos en el efluente, en función de las Normas de calidad vigentes. Por ejemplo:

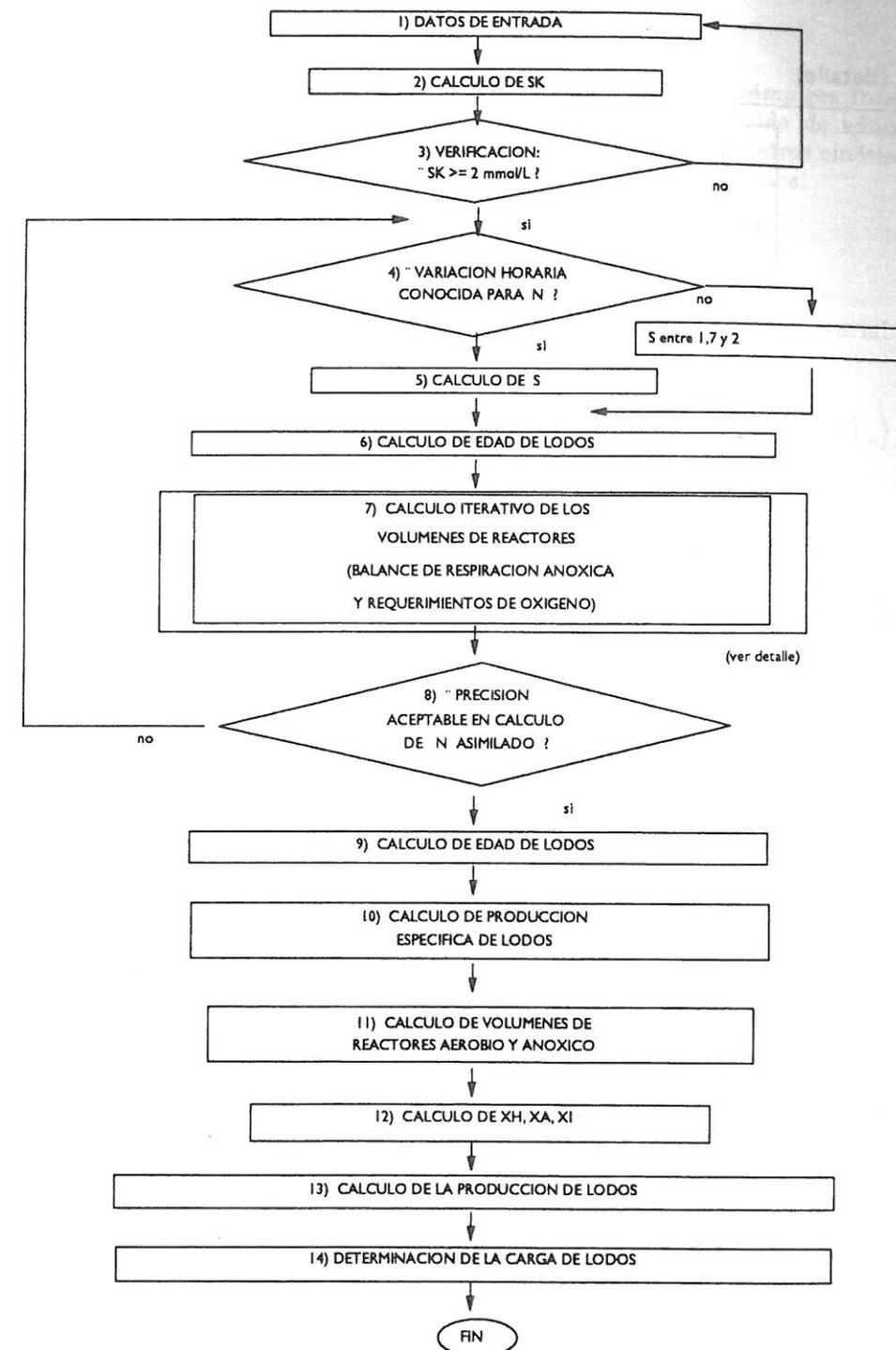
$$\begin{aligned} \text{pH} &> 6,6 \text{ a } 6,8 \\ \text{SK} &> 2 \text{ mmol/L} \end{aligned}$$

3.1.2.2 Algoritmo de cálculo

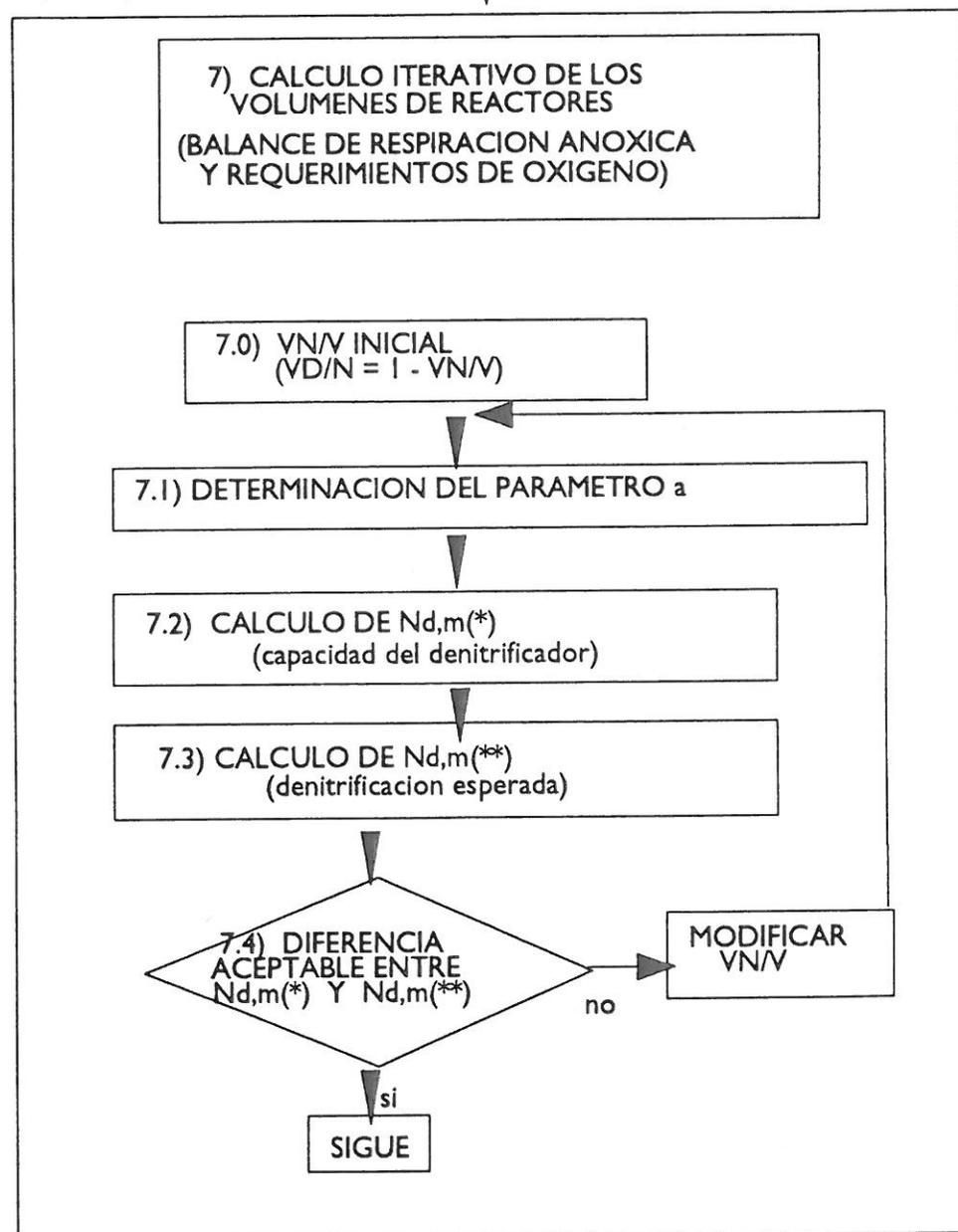
Se presenta a continuación el diagrama de flujo del algoritmo utilizado para el diseño según el método analizado, y se desarrolla posteriormente cada ítem del mismo.

Los parámetros empleados en los cálculos se definen como sigue:

DBO_0	concentración de DBO_5 a la entrada	
$N_{m,0}$	nitrógeno nitrificable a la entrada, en valor medio	
$(NH_4^+-N)_{m,e}$	nitrógeno de amonio a la salida, en valor medio	
$\theta_c, \theta_{c,A}$	tiempos de retención celular (edad de lodos) en el sistema y en el reactor aerobio, respectivamente	[d]
X_H	masa de bacterias heterótrofas	[kg SST/m ³]
X_A	masa de bacterias autótrofas	[kg SST/m ³]
X_I	parte inerte	[kg SST/m ³]
Y_H	tasa de crecimiento de bacterias heterótrofas, referida a la DBO_5 eliminada	[kg SST/kg DBO_5]
Y_A	tasa de crecimiento de bacterias autótrofas, referida al nitrógeno nitrificado	[kg SST/kg N]
η	eficiencia en la remoción de DBO_5	
f_I	fracción inerte de la biomasa muerta	
f_P	fracción de sólidos no degradables a la entrada	
$f_{T,dA}, f_{T,dH}$	factores de corrección por temperatura para desaparición de bacterias autótrofas y heterótrofas, respectivamente	
k_{dA}, k_{dH}	tasas de desaparición de bacterias autótrofas y heterótrofas, respectivamente	



(detalle)



1) DATOS DE ENTRADA

Se requiere conocer los valores iniciales de los parámetros fundamentales (caudales medios y de pico, temperaturas, contenido de sólidos, alcalinidad; sustrato, nitrógeno en sus diversas formas; parámetros cinéticos) y los límites exigidos por las Normas para el vertido de los mismos.

2) CÁLCULO DE LA CAPACIDAD DE ÁCIDOS

Se realiza mediante la fórmula de von Kapp y Kraut (variables expresadas en mmol/L):

$$SK = ALC + \frac{1}{14} \cdot ([NH_4^+ - N]_{e,m} + [NO_3^- - N]_o - [NO_3^- - N]_e)$$

3) VERIFICACIÓN DE LA CAPACIDAD DE ÁCIDOS

Si la capacidad de ácidos así calculada es menor que 2 mmol/L se debe modificar las condiciones iniciales (p.ej. aumentando la alcalinidad) hasta lograr un valor más adecuado.

4) FACTOR DE CORRECCIÓN POR PICOS HORARIOS EN LA CARGA DE NITRÓGENO (VARIACIÓN HORARIA NO CONOCIDA)

Si no se dispone de curvas de variación horaria del nitrógeno en el afluente se propone un factor de corrección por picos de amonio (S) entre 1,7 y 2.

- plantas de menos de 20.000 hab. eq.: $S = 2$
- plantas de más de 20.000 hab eq.: $S = 1,7$

5) FACTOR DE CORRECCIÓN POR PICOS HORARIOS EN LA CARGA DE NITRÓGENO (VARIACIÓN HORARIA CONOCIDA)

El factor S se puede calcular con:

$$S = \frac{[N_{N,p} - (NH_4^+ - N)_{p,0}] \cdot Q_p}{[N_{N,m} - (NH_4^+ - N)_{m,e}] \cdot Q_{24}}$$

$$N_N = NKT_0 - N_{lodos} - N_{org,e}$$

En la expresión anterior los subíndices 0 se refieren a la entrada al reactor; e se refiere al efluente del reactor; p y m indican valores pico y medios, respectivamente.

Además:

N_N nitrógeno nitrificable
 N_{lodos} nitrógeno asimilado en el barro
 N_{org} nitrógeno orgánico

6) CÁLCULO DE EDAD DE LODOS (AEROBIA)

La edad de lodos en la fase aerobia se calcula como el inverso de la tasa específica máxima de crecimiento (ver ap. 3.1.2.1) multiplicado por el factor de corrección f' .

7) CÁLCULO ITERATIVO DE LA RELACIÓN DE VOLÚMENES V_N/V

La relación entre los volúmenes necesarios para el reactor de nitrificación y el sistema total se determina en base a un balance entre la respiración anóxica y el requerimiento de oxígeno.

7.0) Se propone un valor inicial para V_N/V o V_D/V .

7.1) Se calcula el factor de corrección a mediante ecuaciones empíricas. El factor de corrección se propone calcular con:

$$a = A \cdot \left(100 \cdot \frac{V_D}{V} \right)^B$$

siendo:

$$A = 5,333 \cdot C^{1,153} + 2,95$$

$$B = -0,42 \cdot C^{0,656} - 0,235$$

Los valores propuestos para C son:

Kayser - Ermel: $C = 0$ $a = 2,95 \cdot \left(100 \cdot \frac{V_D}{V} \right)^{-0,235}$

Pöpel: $C = 1$ $a = 8,283 \cdot \left(100 \cdot \frac{V_D}{V} \right)^{-0,655}$

La propuesta de Kayser - Ermel resulta del lado de la seguridad.

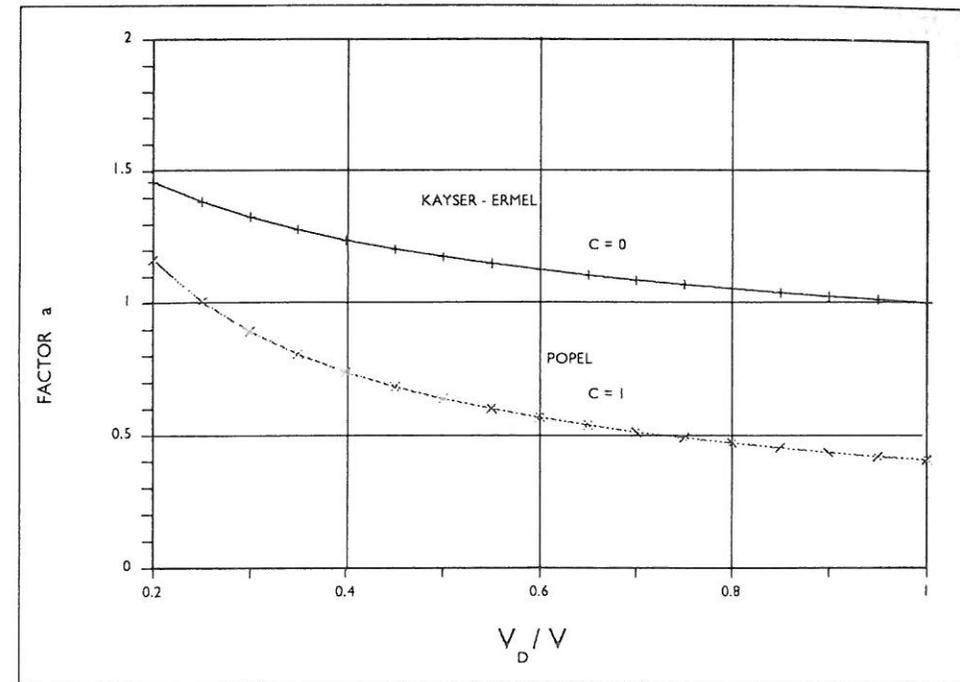


FIG. 3.1 - Factor de corrección a en función de V_D/V

7.2) Del balance entre la respiración anóxica y el requerimiento de oxígeno resulta:

$$2,86 \cdot N_{d,m} \cdot Q_{24} = a \cdot f_D \cdot V_D \cdot ON_{C,v}$$

y siendo:

$$ON_{C,v} = 0,5 \cdot \eta \cdot S_0 \cdot Q_v + 0,24 \cdot X_H \cdot f_{T,dH}$$

se tiene que la capacidad del denitrificador se puede estimar con:

$$N_{d,m}^{(*)} = a \cdot \frac{f_D}{2,86} \cdot \eta \cdot S_0 \cdot \frac{V_D}{V} \cdot \left(0,5 + \frac{0,24 \cdot Y_H \cdot \theta_{c,A} \cdot \frac{V}{V_N} \cdot f_{T,dH}}{1 + k_{dH} \cdot f_{T,dH} \cdot \theta_{c,A} \cdot \frac{V}{V_N}} \right)$$

7.3) La denitrificación realmente operable se deduce de la expresión siguiente:

$$N_{d,m}^{(**)} = NKT_{m,0} + r_x \cdot N_{lodos} + N_{fecales} + \\ - [NH_4^+ - N]_{e,m} - [NO_3^- - N]_e - N_{org,e} - N_{lodos}$$

En esta ecuación r_x corresponde a la fracción de nitrógeno incorporada a los lodos retornados. Depende del sistema de manejo de lodos y de las relaciones de recirculación.

Para sistemas en 1 y 2 etapas se sugiere $r_x = 55\%$.

Además N_{lodos} se calcula con:

$$N_{lodos} = \frac{i_B \cdot X_H + i_I \cdot X_A + i_I \cdot X_I}{\theta_c \cdot Q_v}$$

siendo:

i_B	contenido de nitrógeno en la biomasa	[kg N/kg biomasa]
i_I	contenido de nitrógeno en la materia inerte	[kg/kg]
X_A, X_H, X_I	fracciones de biomasa autótrofa, heterótrofa e inerte, respectivamente (definidas en ítem 12)	

Se definen las siguientes expresiones auxiliares:

$$P_I = i_I \cdot f_P \cdot SST_0$$

$$P_H = \frac{i_B + i_I \cdot f_I \cdot k_{dH} \cdot f_{T,dH} \cdot \theta_{c,A} \cdot \frac{V}{V_N}}{1 + k_{dH} \cdot f_{T,dH} \cdot \theta_{c,A} \cdot \frac{V}{V_N}} \cdot Y_H \cdot \eta \cdot DBO_0$$

$$P_A = \frac{i_B + i_I \cdot f_I \cdot k_{dA} \cdot f_{T,dA} \cdot \theta_{c,A} \cdot Y_A}{1 + k_{dA} \cdot f_{T,dA} \cdot \theta_{c,A}}$$

con lo que resulta en forma simplificada que:

$$N_{lodos} = \frac{P_I + P_H + P_A \cdot (N_{n,m} - [NH_4^+ - N]_{e,m})}{1 + P_A \cdot (1 - r_x)}$$

donde:

$$N_{n,m} = NKT_{m,0} + r_x \cdot N_{lodos} + N_{fecales} - [NO_3^- - N]_0 - N_{org,e} - N_{lodos}$$

7.4) Mediante cálculos iterativos (ítems 7.1 a 7.3) variando la relación V_N/V se comparan los valores $N_{d,m}^{(*)}$ y $N_{d,m}^{(**)}$ hasta lograr una aproximación aceptable.

8) VERIFICACIÓN DEL NITRÓGENO ASIMILADO

Si se comparan los valores obtenidos para el nitrógeno eliminado según las fórmulas de los ítems 5 y 7 y la diferencia es aceptable, se continúa el procedimiento. De lo contrario se debe recalcular la edad de lodos (ítem 6) y el resto de los parámetros derivados.

9) DETERMINACIÓN DE LA EDAD DE LODOS TOTAL

Luego de las verificaciones anteriores se tienen los valores ajustados para la relación V_N/V y para la edad de lodos total θ_c .

10) PRODUCCIÓN ESPECÍFICA DE LODOS

Se calcula como la relación entre el contenido de sólidos y la edad de lodos calculada:

$$P_v = \frac{SST_v}{\theta_c}$$

11) CÁLCULO DE VOLÚMENES DE REACTORES

Se define un valor auxiliar P_* :

$$P_* = \frac{P_v}{Q_v} = \frac{X_H + X_A + X_I}{\theta_c \cdot Q_v}$$

pero entonces:

$$P_* = f_P \cdot SST_0 + \frac{1 + f_I \cdot k_{dH} \cdot f_{T,dH} \cdot \theta_c}{1 + k_{dH} \cdot f_{T,dH} \cdot \theta_c} \cdot Y_H \cdot \eta \cdot S_0 + \\ + \frac{1 + f_I \cdot k_{dA} \cdot f_{T,dA} \cdot \theta_{c,A}}{1 + k_{dA} \cdot f_{T,dA} \cdot \theta_{c,A}} \cdot Y_A \cdot (N_{n,m} - [NH_4^+ - N]_{e,m})$$

Por lo tanto se puede calcular:

$$Q_v = \frac{P_v}{P_*} \quad V = \frac{Q_{24}}{Q_v}$$

y de allí se determinan los volúmenes V_N y V_D .

12) CÁLCULO DE LAS FRACCIONES DE BIOMASA X_A , X_H , X_I

Las fracciones de biomasa heterótrofa, autótrofa e inerte se calculan con las siguientes expresiones:

$$X_H = \frac{Y_H \cdot \eta \cdot DBO_0 \cdot Q_v}{1 + k_{dH} \cdot f_{T,dH} \cdot \theta_c} = \frac{Y_H \cdot \eta \cdot \theta_c \cdot C_v}{1 + k_{dH} \cdot f_{T,dH} \cdot \theta_c}$$

$$X_A = \frac{Y_A \cdot [N_{m,0} - (NH_4^+ - N)_{m,e}] \cdot Q_v \cdot \theta_{c,A}}{1 + k_{d,A} \cdot f_{T,dA} \cdot \theta_{c,A}}$$

$$X_I = f_P \cdot SST_0 \cdot Q_v \cdot \theta_c + f_I \cdot k_{dH} \cdot f_{T,dH} \cdot X_H \cdot \theta_c + f_I \cdot k_{dA} \cdot f_{T,dA} \cdot X_A \cdot \theta_{c,A}$$

Como verificación deberá ser:

$$X_H + X_A + X_I = SST_v$$

13) CÁLCULO DE LA PURGA DE LODOS

$$P = V \cdot P_v \quad [\text{kg SST/d}]$$

14) CÁLCULO DE LA CARGA DE LODOS

$$C_{SST} = \frac{S_0 \cdot Q_{24}}{V \cdot SST_v \cdot 1.000} \quad [\text{kg DBO}_5/\text{kg SST/d}]$$

3.1.3 EJEMPLO DE CÁLCULO

DATOS INICIALES

SST_R	= 3,3 g/L
T	= 10 °C
ALC	= 4 mmol/L
Q_{24}	= 200 L/hab/d
$[NO_3^- - N]_0$	= 0 mg/L
N_{fecal}	= 0 mg/L
NKT_0	= 50 mg/L

VALORES FINALES DE DISEÑO

$[NH_4^+ - N]_{e,m}$	= 1 mg/L
$[NO_3^- - N]_e$	= 7 mg/L
$N_{org,e}$	= 2 mg/L
$[N_{total} - N]_e$	= 10 mg/L
$[NH_4^+ - N]_{e,p}$	= 5 mg/L

PARÁMETROS CINÉTICOS Y ESTEQUIOMÉTRICOS

f	= 1,25	k_{dA}	= 0,05 d ⁻¹
f_D	= 0,75	k_{dH}	= 0,08 d ⁻¹
f_I	= 0,1	i_B	= 0,12 kg N/kg biomasa
$f_{T,A}$	= 1,103 ^(T-15)	i_I	= 0,01 kg N/kg SST
$f_{T,dA}$	= 1,09 ^(T-15)	K_N	= 1 mg/L
$f_{T,dH}$	= 1,073 ^(T-15)	$\mu_{máx,A}$	= 0,52 d ⁻¹
f_P	= 0,6	Y_h	= 0,6
η	= 0,95	Y_A	= 0,15
r_x	= 0,55		

ALGORITMO DE CÁLCULO

1) DATOS DE ENTRADA

$$S_0 = 210 \text{ mg/L} \quad SST_0 = 170 \text{ mg/L}$$

2) CAPACIDAD DE ÁCIDOS

$$SK = 4 + \frac{1}{14} \cdot (1 - 7) = 3,6 \text{ mmol/L}$$

3) VERIFICACIÓN DE LA CAPACIDAD DE ÁCIDOS

$$SK = 3,6 > 2,0$$

4) FACTOR DE CORRECCIÓN

Se propone $S = 1,7$.

5) (no corresponde)

6) CÁLCULO DE LA EDAD DE LODOS AEROBIA

$$\theta_{c,A} = 1,25 \cdot \frac{1}{\frac{0,52}{1,7} \cdot \frac{5}{1+5} \cdot 1,103^{-5} - 0,05 \cdot 1,09^{-5}} = 10,1 \text{ d}$$

7) RELACIÓN DE VOLÚMENES

7.0) Se propone inicialmente $V_N/V = 0,6$.

7.1) El factor de corrección es (Kayser-Ermel):

$$a = 2,95 \cdot (100 \cdot 0,40)^{-0,235} = 1,24$$

7.2) La capacidad del denitrificador se calcula con:

$$N_{d,m}^{(*)} = 1,24 \cdot \frac{0,75}{2,86} \cdot 0,95 \cdot 210 \cdot 0,4 \cdot 0,5 \cdot \frac{0,24 \cdot 0,6 \cdot 10,1 \cdot \frac{1}{0,6} \cdot 1,073^{-5}}{1 + 0,08 \cdot 1,073^{-5} \cdot 10,1 \cdot \frac{1}{0,6}}$$

$$= \underline{35,7 \text{ mg N/L}}$$

7.3) Se calculan las expresiones auxiliares:

$$P_T = 0,01 \cdot 0,6 \cdot 170 = 1,02$$

$$P_A = \frac{12 + 0,01 \cdot 0,1 \cdot 0,05 \cdot 1,09^{-5} \cdot 10,1}{1 + 0,05 \cdot 1,09^{-5} \cdot 10,1} \cdot 0,15 = 0,014$$

$$P_H = \frac{0,12 + 0,01 \cdot 0,1 \cdot 0,08 \cdot 1,073^{-5} \cdot 10,1 \cdot \frac{1}{0,6}}{1 + 0,08 \cdot 1,073^{-5} \cdot 10,1 \cdot \frac{1}{0,6}} \cdot 0,6 \cdot 0,95 \cdot 210 = 7,44$$

El nitrógeno asimilado en los lodos se estima con:

$$N_{lodos} = \frac{1,02 + 7,44 + 0,014 \cdot (50 - 1)}{1 + 0,014 \cdot (1 - 0,55)} = 9,06 \text{ mg N/L}$$

Luego la denitrificación realmente operada resulta:

$$N_{d,m}^{(**)} = 50 + 0,55 \cdot 9,06 - 1 - 7 - 2 - 9,06 = \underline{35,9 \text{ mg N/L}}$$

7.4) Se encuentra en este caso que los valores de $N_{d,m}^{(*)}$ y $N_{d,m}^{(**)}$ son aceptablemente próximos, por lo que puede proseguirse con el algoritmo.

8) (no corresponde)

9) EDAD DE LODOS TOTAL

$$\theta_c = \frac{1}{0,6} \cdot 10,1 = 16,8 \text{ d}$$

10) PRODUCCIÓN ESPECÍFICA DE LODOS

$$P_v = \frac{3,3}{16,8} = 0,196 \text{ kg SST/m}^3/\text{d}$$

11) CÁLCULO DE VOLUMEN DE REACTORES

$$N_{n,m} = 50 + 0,55 \cdot 9,06 - 2 - 9,06 = 43,92$$

El valor auxiliar P, resulta:

$$P_* = 0,6 \cdot 170 + \frac{1 + 0,1 \cdot 0,08 \cdot 1,073^{-5} \cdot 16,8}{1 + 0,08 \cdot 1,073^{-5} \cdot 16,8} \cdot 0,6 \cdot 0,95 \cdot 210 +$$

$$+ \frac{1 + 0,1 \cdot 0,05 \cdot 1,09^{-5} \cdot 10,1}{1 + 0,05 \cdot 1,09^{-5} \cdot 10,1} \cdot 0,15 \cdot (43,92 - 1) =$$

$$= 102 + 67,36 + 5,01 = \underline{174,37}$$

Entonces:

$$Q_v = \frac{0,196}{174,37} = \underline{0,00112 \text{ m}^3/\text{m}^3/\text{d}}$$

y

$$V = \frac{0,2}{0,00112} = \underline{178,57 \text{ L/hab}}$$

Por lo tanto:

$$V_N = 0,6 \cdot 178,57 = 107,14 \text{ L/hab}$$

$$V_D = 0,4 \cdot 178,57 = 71,43 \text{ L/hab}$$

12) FRACCIONES DE BIOMASA

$$X_H = \frac{0,6 \cdot 0,95 \cdot 210 \cdot 0,00112 \cdot 16,8}{1 + 0,08 \cdot 1,073^{-5} \cdot 16,8} = 1,16 \text{ kg SST/m}^3$$

$$X_A = \frac{0,15 \cdot (43,92 - 1) \cdot 0,00112 \cdot 16,8}{1 + 0,05 \cdot 1,09^{-5} \cdot 10,1} = 0,091 \text{ kg SST/m}^3$$

$$X_I = 0,6 \cdot 170 \cdot 0,00112 \cdot 16,8 + 0,1 \cdot 0,08 \cdot 1,073^{-5} \cdot 1,16 \cdot 16,8 + \\ = 0,1 \cdot 0,05 \cdot 1,09^{-5} \cdot 0,091 \cdot 10,1 = 2,03 \text{ kg SST/m}^3$$

Como verificación:

$$X_H + X_A + X_I = 1,16 + 0,091 + 2,03 \\ = 3,28 \text{ kg SST/m}^3 \approx 3,3 \text{ kg SS}$$

13) PURGA DE LODOS

$$P = 0,1786 \cdot 0,196 = 0,035 \text{ kg SST/hab/d}$$

14) CARGA DE LODOS

$$C_{SST} = \frac{210 \cdot 0,2}{0,1786 \cdot 3,3 \cdot 1.000} = 0,071 \text{ kg DBO}_5 / (\text{kg SST}) / d$$

3.2 REACTORES DE LECHO FIJO

En los reactores de lecho fijo los procesos de depuración ocurren a nivel de la superficie del material soporte. Allí se desarrolla una película biológica o "biofilm" en la que coexisten bacterias, hongos, protozoarios, gusanos e insectos. En particular, la flora nitrificante (*Nitrosomonas* y *Nitrobacter*) aparece cuando ya la DBO_5 se ha reducido en forma importante, pues de lo contrario su crecimiento estaría inhibido por el de otras bacterias, cuyas tasas de crecimiento pueden ser hasta 50 veces mayores.

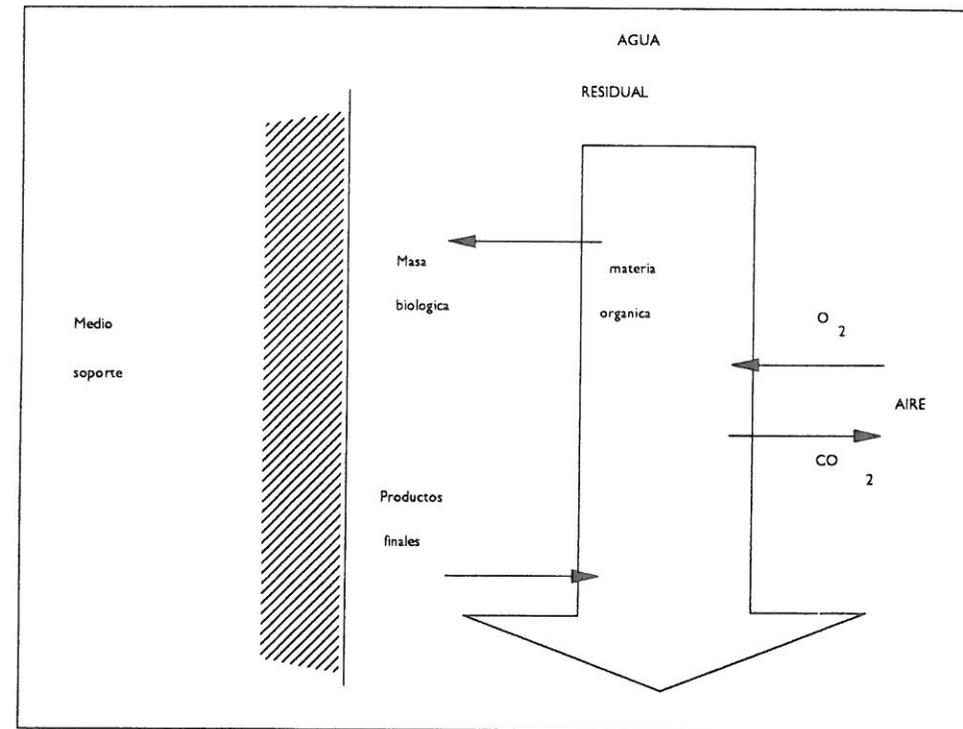


FIG. 3.2 - Esquema de mecanismo de biorreactores de lecho fijo

La estabilidad de los biorreactores de lecho fijo -una de sus principales virtudes- está vinculada al equilibrio ecológico de su biomasa. El biofilm se conforma con tres capas diferenciadas: una externa, en régimen aerobio, que recibe sustrato y en donde hay crecimiento bacteriano; una intermedia también aerobia, pero que no recibe sustrato y está en fase de respiración endógena; y una interna anaerobia que tampoco recibe sustrato, en proceso de fermentación gaseosa, y por la cual se fija la biomasa al material soporte. El espesor del biofilm estabilizado es del orden de 70μ .

Cíclicamente, la tercera capa se debilita a causa de la formación de burbujas de gas y produce el desprendimiento de la capa biológica. Los nemátodos se ocupan entonces de desintegrar el material desprendido, controlados a su vez por los hongos. Así se pueden desarrollar colonias de protozoarios ciliados. En alrededor de tres semanas se obtiene un biofilm maduro, con estos ciclos sucediéndose normalmente.

En el interior del reactor el flujo de aire es de tipo chimenea, mientras que a nivel superficial depende de la temperatura ambiente. Usualmente la temperatura de funcionamiento del sistema supera en 1,5 °C la temperatura ambiente.

3.2.1 LECHOS PERCOLADORES

Es una de las modalidades de reactor de lecho fijo que puede ser diseñada para que ocurra nitrificación. Las bacterias nitrificantes se desarrollan en el cuarto inferior del manto filtrante. Para que el proceso ocurra, deben darse las siguientes condiciones en el líquido de entrada (muestras compuestas cada 2 horas, durante 24 horas):

* DBO ₅	≤	200 mg/L
* DQO	≤	400 mg/L
* NKT/DBO ₅	≤	0,3

Las condiciones de salida del efluente esperables con equipos y operación correctos serían las siguientes:

* DBO ₅	≤	30 mg/L
* DQO	≤	130 mg/L
* NH ₄ ⁺ -N	≤	10 mg/L

Es importante considerar en el diseño las posibles ventajas de recircular. Estas son:

- * Dilución de la concentración del afluente (reducción de la carga orgánica).
- * Aumento de la tasa hidráulica y, por consiguiente, del caudal de lavado.
- * Mayor tiempo de contacto del líquido con la biomasa, redundando en una remoción global mayor al final del proceso (aunque la remoción en cada pasaje por el filtro es porcentualmente menor).
- * Mejor distribución del sustrato en toda la altura del lecho, que conduce a un crecimiento más uniforme del biofilm.
- * Mayor capacidad para soportar sobrecargas.
- * Si el reactor nitrifica, se puede lograr una denitrificación adicional, aunque ésta no sea en general cuantificable.

En cuanto a la capacidad de soportar sobrecargas, cabe observar que a igualdad de carga, se obtiene un efluente de mejor calidad cuando el caudal es elevado que cuando lo es la concentración. Además, es menos desfavorable aumentar el caudal a concentración fija que aumentar la concentración a caudal fijo. En efecto, este hecho se vincula con que elevar el caudal conduce a una limpieza del biofilm, acondicionándolo y elevando su capacidad de tratamiento

A su vez, las desventajas que se asocian al diseño con recirculación son:

- * Mayor gasto de energía.
- * Puede requerir un reactor de mayores dimensiones.
- * Si el afluente aporta materia difícilmente degradable, ésta se concentra a través de las pasadas sucesivas por el manto.
- * El descenso de temperatura que puede ocurrir en el lecho debido al líquido recirculado reduciría los niveles de actividad biológica.

Una precaución a tener en cuenta acerca de la circulación de aire en el exterior del lecho es que la misma puede invertirse dependiendo de la temperatura ambiente. En invierno la circulación interior y exterior son de igual sentido -de abajo hacia arriba- mientras que en verano la circulación exterior se invierte. Si las variaciones de temperatura son estacionalmente muy marcadas, es conveniente apantallar el lecho para evitar que la masa biológica pueda verse afectada.

3.2.1.1 Conceptos básicos de diseño

Del mismo modo que para los procesos de barros activados, se define para estos procesos una edad de lodos:

$$\theta_c = \frac{SST_A \cdot A_V}{Y_B \cdot C_V} = \frac{SST_A}{Y_B \cdot C_A}$$

donde:

SST _A	carga superficial de sólidos, relativa al área de contacto	[kg SST/m ²]
C _V , C _A	carga de DBO ₅ específica al volumen del reactor y a la superficie de contacto, respectivamente	[m ² /m ³]
A _V	área de contacto específica al volumen de material soporte	[m ² /m ³]
Y _B	producción de bacterias heterótrofas específica a la masa de sustrato eliminada	[g/g]

La determinación empírica de SST_A y de y_B permite estimar todos los demás parámetros necesarios para calcular las cargas superficiales y volumétricas admisibles para el desarrollo de los organismos nitrificantes:

$$C_{A,adm} \leq \frac{SST_A}{y_B \cdot \theta_{c,min}}$$

$$C_{v,adm} \leq \frac{SST_A \cdot A_v}{y_B \cdot \theta_{c,min}}$$

Las expresiones anteriores permiten entender por qué *reactores de lechos percoladores con alta carga no nitrifican* (no se alcanzan las edades de lodo mínimas), mientras que *con cargas medias a bajas nitrifican sólo en las capas más profundas* luego de que en las superiores se ha producido la remoción de la carga orgánica.

Además de los ya definidos, los siguientes son los parámetros que se utilizarán en el resto del capítulo para el diseño de lechos percoladores.

$DBO_{m,0}, DBO_m$	concentración media de DBO_5 en el afluente y en el reactor (incluida la recirculación), respectivamente	$[mg/L]$
Q_m	caudal medio de ingreso al sistema	$[m^3/d]$
R	fracción de recirculación del líquido tratado, referido al caudal de ingreso	
Q	caudal en el reactor: $Q = Q_m \cdot (1 + R)$	$[m^3/d]$
V	volumen total del reactor	$[m^3]$
A	área del lecho percolador	$[m^2]$
A_T, A_B, A_N	áreas de contacto total, para depuración biológica y para nitrificación, respectivamente	$[m^2]$
q_A	carga hidráulica (incluida recirculación) $q_A = Q / (24 \cdot A_T)$	$[m/h]$
$v_N, v_{N,máx}$	velocidades de nitrificación	$[g/m^2-d]$
k_B	tasa de remoción biológica	$[m^3/m^2-d]$
C_N	carga de amonio en nitrificación	$[g/d]$
K	constante de saturación para bacterias nitrificantes	$[mg/L]$
H	altura del lecho percolador	$[m]$
h	duración de descargas	$[h]$

Para el dimensionado de lechos percoladores con nitrificación se han propuesto dos metodologías. Una de ellas, la Norma alemana A 135, garantiza concentraciones de amonio en el efluente de menos de 10 mg/L. La metodología de Wolf, por su parte, permite calcular el valor de amonio en el

efluente en base a los parámetros de diseño y, por lo tanto, variar éstos para condiciones más o menos exigentes.

3.2.1.2 Dimensionado según la Norma A 135

El método que propone esta Norma no permite calcular la concentración de amonio a la salida, pero se supone garantiza valores inferiores a 10 mg/L. Cuando las normas locales no resulten más exigentes en este parámetro, puede aplicarse el procedimiento de cálculo que se describe a continuación.

Los parámetros fundamentales en este caso son las cargas volumétrica C_v e hidráulica q_A , las cuales dependen del tipo de material soporte a emplear. El material soporte se caracteriza con el *área específica* A_v . Para líquidos municipales ($NKT/DBO_5 \leq 0,3$) los valores recomendados son:

CUADRO 3.8 - Cargas volumétrica e hidráulica

Soporte	C_v (kg/m ³ -d)	q_A (m/h)
De piedras	0,2	0,4 - 0,8
De material plástico $A_v = 100$ m ² /m ³	0,2	0,6 - 1,0
De material plástico $A_v = 150$ m ² /m ³	0,3	0,8 - 1,2
De material plástico $A_v = 250$ m ² /m ³	0,4	1,0 - 1,5

El procedimiento consiste entonces en fijar C_v y con este valor obtener el volumen del reactor V :

$$V = \frac{C_{d,DBO}}{C_v} = \frac{DBO_{m,0} \cdot Q_t}{1000 \cdot C_v} \quad [m^3]$$

A continuación se deduce la altura del lecho H a partir de la carga hidráulica q_A indicada en el Cuadro 3.8.

$$H = \frac{h \cdot q_A \cdot DBO_m}{1000 \cdot C_v} \quad [m]$$

La producción de lodos del sistema se estima en aproximadamente 0,75 kg/kg de DBO_5 tratada.

3.2.1.3 Dimensionado según Wolf

El procedimiento de cálculo desarrollado por Wolf es un método estático que tiene en cuenta los parámetros cinéticos del proceso. De éstos la carga superficial admisible, la velocidad de nitrificación y la tasa de remoción biológica deben ser determinados mediante ensayos en plantas piloto.

La metodología propuesta es la siguiente:

- 1 - Se fija la temperatura del proceso y se lee de tablas (Cuadro 3.9) los correspondientes valores de la carga superficial admisible para que el proceso tenga lugar ($C_{A,adm}$), de la tasa de remoción biológica (k_B) y de la máxima velocidad de nitrificación ($v_{N,máx}$).

CUADRO 3.9 - Cargas admisibles y coeficientes cinéticos

T (°C)	$C_{A,adm}$ (g/m ² -d)	k_B (m/d)	$v_{N,máx}$ (g/m ² -d)
5	2,5 - 4,0	0,1	0,6 - 0,8
10	4,0 - 7,0	0,2	0,8 - 1,2
15	7,0 - 12,0	0,3	1,2 - 2,0
20	10,0 - 16,0	0,4	2,0 - 3,2

- 2 - Se calcula la carga superficial de DBO_5 a la entrada del reactor con la siguiente fórmula:

$$C_{A,0} = \frac{DBO_{m,0} \cdot Q_A \cdot 24}{1 \cdot A_V}$$

- 3 - La degradación de materia orgánica se representa con la siguiente función:

$$C_A = C_{A,0} \cdot e^{-k_B \cdot \frac{A}{Q}}$$

De este modo se puede determinar el valor de la mínima área necesaria para la depuración biológica del líquido. Basta para ello despejar A de la función anterior y considerar para C_A un valor admisible para la ocurrencia de los procesos de nitrificación (Cuadro 3.9). Se tiene entonces que el área necesaria para esta etapa se calcula con:

$$A_B^{nec} = [\ln C_{A,0} - \ln C_{A,adm}] \cdot \frac{Q}{k_B}$$

- 4 - Se calcula la carga de amonio y la velocidad de nitrificación, de modo de obtener la mínima área necesaria para la nitrificación.

$$C_N = [(NH_4^+ - N)_0 - (NH_4^+ - N)_e] \cdot Q$$

$$v_N = v_{N,máx} \cdot \frac{(NH_4^+ - N)_e}{(NH_4^+ - N)_e + K}$$

$$A_N^{nec} = \frac{C_N}{v_N}$$

- 5 - Se determina la mínima área total necesaria:

$$A_T = A_B^{nec} + A_N^{nec} \quad [m^2]$$

- 6 - Se calcula el volumen de reactor y la altura del lecho:

$$V = \frac{A_T}{A_V} \quad [m^3] \quad H = \frac{V}{A} \quad [m]$$

- 7 - Se calcula la concentración de amonio que se logra efectivamente a la salida:

$$(NH_4^+ - N)_e = N^* + \sqrt{(N^*)^2 + 2 \cdot (NH_4^+ - N)_0}$$

donde el valor auxiliar N^* se calcula como:

$$N^* = -0,5 \cdot \left[2 - (NH_4^+ - N)_0 + v_{N,máx} \cdot \frac{A_N}{Q} \right]$$

3.2.1.4 Ejemplo de cálculo

A continuación se desarrollará un ejemplo de cálculo empleando ambas metodologías expuestas anteriormente, a efectos de ilustrar su utilización y de comparar los resultados obtenidos con cada una de ellas.

Se tiene:

Q_t	= 1000 m ³ /d
DBO_5	= 200 mg/L
$[NH_4^+ - N]_0$	= 40 mg/L
ALC	= 3,0 mmol/L
NKT/ DBO_5	= 0,2
A_V	= 60 m ² /m ³
T	= 10 °C

Se asume que la relación de recirculación es $R = 1,0$ y que el lecho es de piedras con $q_A = 0,6$ m/h. Además, si $DBO_e = 0$ resultará que:

$$DBO_m = 100 \text{ mg/L.}$$

I - SEGUN NORMA A 135

$$V = DBO_{m,0} \cdot Q_t \Rightarrow V = \frac{200 \cdot 1.000}{1.000 \cdot 0,2} = \underline{1000 \text{ m}^3}$$

$$C_v = 0,2 \text{ kg/m}^3/d$$

Luego:

$$H = \frac{h \cdot q_A \cdot DBO_m}{1000 \cdot C_v} \Rightarrow H = \frac{14 \cdot 0,6 \cdot 100}{1.000 \cdot 0,2} = \underline{4,2 \text{ m}}$$

$$q_A = 0,6 \text{ m/h}$$

II - SEGUN WOLF

La carga superficial es:

$$C_{A,0} = \frac{100 \cdot 0,6 \cdot 24}{1 \cdot 60} = 24 \text{ g/m}^2/d$$

El área necesaria para la degradación de materia orgánica es:

$$A_B^{nec} = [L(24) - L(6)] \cdot \frac{2.000}{0,2} = \underline{14.000 \text{ m}^2}$$

La velocidad de nitrificación resulta:

$$v_N = 1,0 \cdot \frac{5}{5+2} = 0,71 \text{ g/m}^2/d$$

y la carga de amonio en nitrificación (incluida la recirculación):

$$C_N = \left[\left(\frac{40 + 1 \cdot 5}{2} \right) - 5 \right] \cdot 2.000 = 35.000 \text{ g/d}$$

Luego el área requerida para la nitrificación es:

$$A_N^{nec} = \frac{35.000}{0,71} = \underline{49.000 \text{ m}^2}$$

El área total requerida resulta:

$$A_T = A_B^{nec} + A_N^{nec} = 14.000 + 49.000 = \underline{63.000 \text{ m}^2}$$

y finalmente:

$$V = \frac{A_T}{A_v} = \frac{63.000}{60} = \underline{1.050 \text{ m}^3}$$

$$H = \frac{V}{A} = \frac{1.050}{140} = \underline{7,5 \text{ m}}$$

Se calcula la concentración de amonio en la salida:

$$N^* = -\frac{1}{2} \cdot \left[2 - (NH_4^+ - N)_0 + v_{N,máx} \cdot \frac{A_N}{Q} \right]$$

$$= -0,5 \cdot \left[2 - 40 + 1 \cdot \frac{49.000}{1.000} \right] = -5,5$$

por lo tanto:

$$(NH_4^+ - N)_e = N^* + \sqrt{(N^*)^2 + 2 \cdot (NH_4^+ - N)_0}$$

$$= -5,5 + \sqrt{5,5^2 + 2 \cdot 40} = \underline{5 \text{ mg/L}}$$

Se determina la capacidad de ácidos a la salida:

$$SK_0 = ALC_0 + \frac{(NH_4^+ - N)_0}{14} \text{ mmol/L}$$

$$= 3,0 + \frac{40}{14} = 5,85 \text{ mmol/L}$$

$$\Delta SK = \frac{1}{14} \cdot \left[(NH_4^+ - N)_0 - (NH_4^+ - N)_e - (NO_3^- - N)_0 + (NO_3^- - N)_e \right]$$

$$= \frac{1}{14} \cdot (40 - 5) = 2,5 \text{ mmol/L}$$

$$SK_e = SK_0 - \Delta SK = 5,85 - 2,5 = \underline{3,35 \text{ mmol/l}} > 1,5 \text{ mmol/L}$$

3.2.2 BIODISCOS

3.2.2.1 Parámetros de diseño

Las características del montaje de reactores de biodiscos garantizan la aireación permanente del sistema. Cuando se los diseña con tasas menores que para un tratamiento secundario convencional, se pueden obtener procesos de nitrificación. Estos comienzan cuando la DBO_5 está por debajo de 10 o 20 mg/L en el reactor. La producción de lodos es similar a la que ocurre en el caso de lechos percoladores (del orden de 0,75 kg/kg DBO_5 eliminada).

Los sistemas de biodiscos -sistemas de flujo pistón- no suelen ser diseñados en una única etapa. Se usan por lo menos dos etapas, pero para nitrificar se recomienda como mínimo tres. De acuerdo al número de cascadas que se empleen, las áreas obtenidas del cálculo se pueden afectar por un coeficiente de reducción. Estos factores y las cargas superficiales recomendadas (para $NKT/DBO_5 \leq 0,3$) se muestran en el Cuadro 3.10.

El dimensionado puede hacerse, como en el caso de los lechos percoladores, tanto por el método de la Norma A 135 como por el de Wolf, siempre que la relación NKT/DBO_5 no sobrepase el valor de 0,3. De lo contrario, el método de Wolf es indicado.

CUADRO 3.10 - Cargas superficiales y factores de reducción

Número de cascadas	Factor de reducción	C_A (g/m ² -d)
2	1,00	—
3	0,91	4
4	0,87	5
> 4	0,85	—

3.2.2.2 Ejemplo de cálculo

Se tiene un líquido con las características del ejemplo anterior (ap. 3.2.1.4).

I - SEGUN NORMA A 135

Para un reactor con 4 cascadas y $C_A = 5$ g/m²-d:

$$A_{teórica} = \frac{C_{d, DBO}}{C_A} = \frac{200 \cdot 1.000}{5} = 40.000 \text{ m}^2$$

$$A_{neces} = 0,87 \cdot 40.000 = 34.800 \text{ m}^2$$

Entonces cada etapa requerirá 8.500 m².

II - SEGUN WOLF

Como en el caso anterior:

$$A_{teórica} = 40.000 \text{ m}^2$$

Con 4 cascadas, se requerirá en cada etapa un área de:

$$A_{etapa} = \frac{A_{teórica}}{4} = 10.000 \text{ m}^2$$

por lo tanto la carga superficial en la primera etapa es:

$$C_{A,1} = \frac{C_{d, DBO}}{A} = \frac{200 \cdot 1.000}{10.000} = 20 \text{ g/m}^2/\text{d}$$

Si la carga admisible ($C_{A,adm}$) es 6 g/m²-d y la tasa de remoción biológica (k_B) es 0,2 (ver Cuadro 3.9) se tiene para 10 °C:

$$\begin{aligned} A_B^{nec} &= [L(C_{A,0}) - L(C_{A,adm})] \cdot \frac{Q}{k_B} \\ &= [L(20) - L(6)] \cdot \frac{1.000}{0,2} = 6.020 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

De la misma tabla se obtiene el valor de $v_{N,máx}$. Además, tomando $K = 2$ (valor recomendado):

$$\begin{aligned} v_N &= v_{N,máx} \cdot \frac{(NH_4^+ - N)_e}{(NH_4^+ - N)_e + K} \\ &= 1,0 \cdot \frac{5}{5 + 2} = 0,71 \text{ g/m}^2/\text{d} \end{aligned}$$

y

$$\begin{aligned} C_N &= [(NH_4^+ - N)_0 - (NH_4^+ - N)_e] \cdot Q = \\ &= (40 - 5) \cdot 1.000 = 35.000 \text{ g/d} \end{aligned}$$

Entonces:

$$A_N^{nec} = \frac{C_N}{v_N} = \frac{35.000}{0,71} = 49.000 \text{ m}^2$$

El área total requerida es pues:

$$A_T = 49.000 + 6.000 = 55.000 \text{ m}^2$$

III - VERIFICACION DE LA CONCENTRACION FINAL DE AMONIO

Con los valores de diseño según la Norma A 135 resulta del cálculo más exacto de Wolf que el área disponible para nitrificación es:

$$A_N = 40.000 - 6.000 = 34.000 \text{ m}^2$$

Luego se tiene que :

$$\begin{aligned} N^* &= -0,5 \cdot \left[2 - (NH_4^+ - N)_0 + V_{N, \text{máx}} \cdot \frac{A_N}{Q} \right] \\ &= -0,5 \cdot \left[2 - 40 \cdot 1,0 \cdot \frac{34.000}{1.000} \right] = 2 \end{aligned}$$

y la concentración de amonio en la salida es:

$$\begin{aligned} (NH_4^+ - N)_e &= N^* + \sqrt{(N^*)^2 + 2 \cdot (NH_4^+ - N)_0} \\ &= 2 + \sqrt{2^2 + 2 \cdot 40} = 11,2 \text{ mg/L} > 5 \text{ mg/L} \end{aligned}$$

CUARTA PARTE

REMOCIÓN DE FÓSFORO

4.1 PRECIPITACIÓN QUÍMICA

Por precipitación química se entiende la transformación de compuestos o componentes disueltos, principalmente en forma de iones, en compuestos no solubles que precipitan. Esta transformación se obtiene mediante el agregado de coagulantes que reaccionan formando núcleos insolubles, los cuales convenientemente acondicionados precipitan posteriormente.

La floculación es el mecanismo mediante el cual se realiza la aglomeración de pequeñas partículas en grandes flóculos, con lo cual se acelera de cierta manera la posibilidad de sedimentación. Los procesos de floculación son fundamentales a los efectos de permitir una buena separación en las etapas de sedimentación, flotación y filtración.

Los procesos anteriormente mencionados, precipitación y floculación, son físicamente diferentes aunque en la práctica resulta difícil su distinción. Mientras la precipitación química produce un cambio de fase (de iones disueltos a partículas suspendidas) la floculación sólo resulta en un aumento del tamaño de las partículas, permitiendo su separación.

La precipitación química se obtiene en forma general en 4 etapas:

- 1 - DOSIFICACIÓN
- 2 - MEZCLA INTENSA (1 a 3 min.)
- 3 - CRECIMIENTO DE FLÓCULOS (10 a 20 min.)
- 4 - SEPARACIÓN DE FLÓCULOS (sedimentación o flotación)

Los elementos más frecuentemente utilizados como coagulantes son:

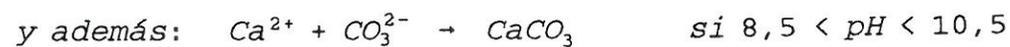
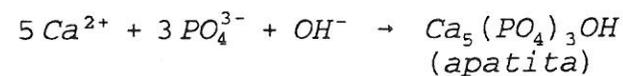
sales metálicas (Al^{3+} , Fe^{3+} , Fe^{2+})
cal
aluminato de sodio
"Ferri flocc", AVR (granulados)

Los productos del proceso son, por un lado, un líquido clarificado y por otro, una mezcla de líquido y sólidos. El tipo de lodos obtenido depende de los coagulantes utilizados:

- * Iones de Calcio dan lodos con bajo contenido de humedad.
- * Iones de Aluminio y Hierro (III) a pH neutro o mayor y con dosificaciones medias a altas dan lodos muy hidratados.
- * Polímeros (principalmente catiónicos) también dan barros con alto contenido de humedad.
- * El uso combinado de iones metálicos trivalentes y polímeros (éstos como ayudantes de coagulación) da barros con contenido de humedad menor que con el empleo de los iones metálicos exclusivamente.

4.1.1 PRECIPITACIÓN POR CAL

Con el agregado de cal se producen las siguientes reacciones, dependiendo del pH del medio:



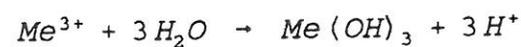
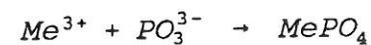
La concentración de fósforo en el efluente (P_e) se estima con la expresión:

$$\log P_e = k_5 - k_6 \cdot \text{pH}_F$$

donde k_5 y k_6 son constantes empíricas.

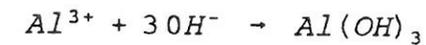
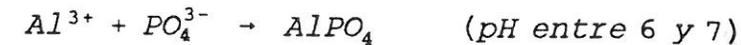
4.1.2 PRECIPITACIÓN POR SALES METÁLICAS

El agregado de sales metálicas promueve la formación de fosfatos metálicos o hidróxidos insolubles (dependiendo del pH existente en el medio) que precipitan según las expresiones generales siguientes ("Me" representa el metal utilizado):

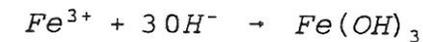


La capacidad de ácidos y la alcalinidad son factores determinantes para el desarrollo de estas reacciones.

Precipitación con aluminio:



Precipitación con hierro:



4.1.2.1 Dosificación de las sales de metales

Considerando que en forma simultánea con la precipitación del fósforo se producen otras reacciones, es preciso realizar una sobredosificación de las sales metálicas.

Definiendo la relación molar β , como la relación entre los moles de cationes metálicos y de fósforo, es posible calcular los requerimientos de estas sales para la precipitación. El valor normalmente asumido para esta relación es de 1,5.

$$\beta = \frac{\text{moles Me}}{\text{moles P}}$$

Por lo tanto la concentración de sales a agregar será:

$$[\text{Me}] = \beta \cdot [\text{P}] \cdot \frac{\text{Peso molar Me}}{\text{Peso molar P}}$$

Otra ecuación propuesta para estimar la cantidad de coagulante (F_z) es:

$$F_z = \beta \cdot \frac{P_z}{Y} \quad [\text{g/m}^3]$$

$$Y = 0,555 \cdot C_{\text{Fe}} + 1,148 \cdot C_{\text{Al}}$$

siendo:

P_z	contenido de fósforo en el líquido tratado	$[\text{g/m}^3]$
C_{Fe}	contenido de hierro en el coagulante	$[\text{kg/kg}]$
C_{Al}	contenido de aluminio en el coagulante	$[\text{kg/kg}]$

4.1.2.2 Remoción de fósforo

Pöpel ha propuesto la siguiente expresión para estimar la eficiencia en remoción de fósforo:

$$e = k_1 + k_2 \cdot \log \beta$$

donde:

e eliminación de fósforo en %
 k_1, k_2 constantes empíricas

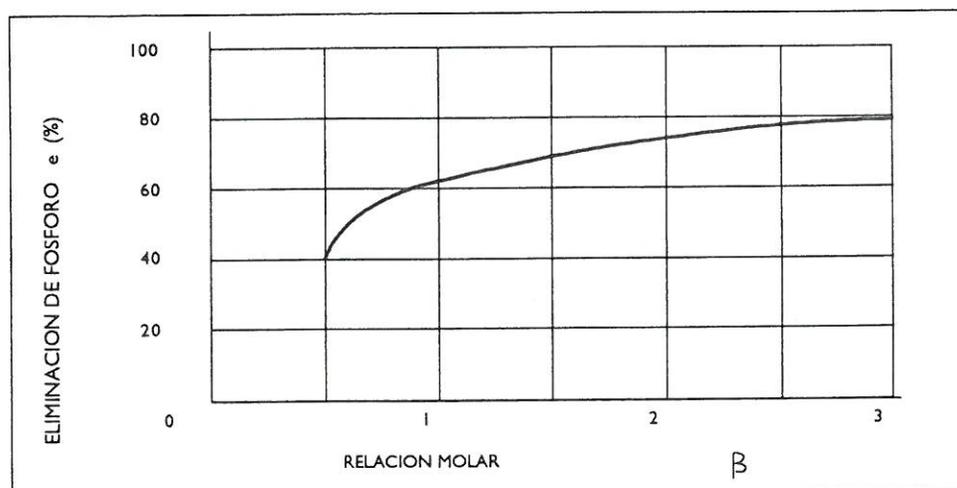


FIG. 4.1 - Eficiencia en remoción de fósforo en función de la relación molar β .

4.1.2.3 Producción de barros

Según el coagulante empleado, se producen usualmente entre 2,5 g (con Fe^{3+}) y 4 g (con Al^{3+}) de barros por g de ion trivalente agregado. Esta producción se compone de una fracción producida por la eliminación de la DBO_5 (P_{DBO}) y otra por los productos de sedimentación del fósforo (P_p):

$$P = P_{DBO} + P_p$$

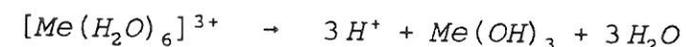
La producción de lodos por la DBO_5 se estima con los valores del Cuadro 3.4 (ap. 3.1.1). La fracción debida a la precipitación de fósforo se puede calcular con:

$$P_p = 6,8 \frac{C_{d,P}}{C_{d,DBO}} \quad [kg/kg] \quad (\text{con } Fe^{3+})$$

$$P_p = 5,3 \frac{C_{d,P}}{C_{d,DBO}} \quad [kg/kg] \quad (\text{con } Al^{3+})$$

4.1.2.4 Variación de la capacidad de ácidos

Expresando la reacción de coagulación en términos generales como:



la variación en la capacidad de ácidos se puede calcular de la siguiente manera:

$$\Delta SK = 0,06 Fe^{3+} + 0,04 Fe^{2+} + 0,11 Al^{3+} - 0,03 (P_o - P_e) \quad [mmol/L]$$

4.1.2.5 Mezcla y floculación

Para la mezcla se suele emplear tiempos de reacción entre 1 y 3 minutos con una potencia entre 100 y 150 W/m^3 .

En la floculación se emplean tiempos de reacción de 10 a 30 minutos, con potencias entregadas de unos 5 W/m^3 .

4.1.3 EJEMPLO DE CÁLCULO

Datos básicos:

P total en el agua residual	10	g/m^3
P total a la salida del sedimentador primario	8	g/m^3
DBO_5	200	mg/L
P asimilado (1 % de la DBO_5)	2	g/m^3

P total a eliminar	6	g/m^3

Coagulantes:

$FeCl_3$ en solución (138 g Fe/kg)
 $\beta = 1,5$

CONCENTRACIÓN DE HIERRO

$$[Fe] = [P] \cdot \beta \cdot 1,8$$

$$= 6 \cdot 1,5 \cdot 1,8 = \underline{16,2 \quad g/m^3}$$

DOSIS DE SOLUCIÓN DE COAGULANTE

$$F_z = \frac{16,2 \text{ g/m}^3}{138 \text{ g Fe/kg}} = \underline{0,117 \text{ g/m}^3}$$

El agregado de 16,2 mg/L de Fe^{3+} produce a su vez un incremento de los iones Cl^- según la siguiente relación:



$$[\text{Cl}^-] = 16,2 \cdot 1,9 = 31 \text{ mg/L}$$

En caso de utilizar sulfato ferroso, las relaciones son:



$$[\text{SO}_4^{2-}] = 27,54 \text{ mg/L}$$

Siendo las concentraciones de ion Cl^- normalmente menores que 100 mg/L y las de sulfato menores que 200 mg/L, se observa que el uso de estos coagulantes aumenta la presencia de dichos iones en un 30 y un 14 % respectivamente.

4.2 ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DEL FÓSFORO

4.2.1 FUNDAMENTOS DEL MÉTODO

El fósforo está presente en muchas estructuras celulares y formando parte de los mecanismos de intercambio de energía y masa. El contenido de fósforo es aproximadamente el 3 % del peso seco de la célula. Por lo tanto, altas concentraciones de microorganismos en medios favorables para su desarrollo pueden significar grandes cantidades de fósforo fijado en la biomasa. En ciertas condiciones estos microorganismos pueden incorporar más fósforo que el necesario para su crecimiento, almacenándolo en forma de polifosfatos. El contenido de P en las células puede alcanzar de este modo hasta un 10 % en peso seco.

El consumo aumentado de fósforo puede observarse en algunos sistemas de tratamiento con líquidos ricos en fósforo pero con crecimiento limitado por nitrógeno y azufre (p. ej. en procesos anaerobios). En estos casos los polifosfatos actúan como fuente alternativa de energía además de suministrar el fósforo necesario.

Esta acumulación en exceso (estudiada ya en 1888 por Lieberman) depende de varios factores ambientales como los contenidos de fósforo y azufre en el medio y las concentraciones de oxígeno e iones metálicos, y ocurre en distintas formas según el organismo de que se trate.

La estructura básica de acumulación consiste en moléculas de fosfato unidas por enlaces anhídrido ricos en energía (ATP: Adenosin-tri-fosfato). Esta estructura es preferida a la de polifosfatos granulares porque contiene mayor cantidad de fósforo y enlaces más ricos en energía.

En los líquidos residuales se tiene fósforo casi exclusivamente en la forma de ortofosfato, la cual se incorpora a la biomasa en el proceso de tratamiento. Dicha incorporación puede ser:

- a) por asimilación celular normal (crecimiento bacteriano)
- b) por almacenamiento en exceso en situación de "stress"
- c) indirectamente, por precipitación producida por el cambio de ciertas condiciones del proceso (p. ej. pH)

En procesos biológicos convencionales, buena parte de los fosfatos disueltos es removida mediante la síntesis de biomasa. En los barros, en cambio, se concentran los fosfatos insolubles, resultando concentraciones entre 1 y 2 % de fósforo (en peso seco de barros).

La remoción de fósforo obtenida en plantas de tratamiento de líquidos municipales está usualmente entre 20 y 30 %. Una mayor remoción sólo es posible incentivando la acumulación por parte de las bacterias. Esto se logra combinando procesos anaerobios, anóxicos y aerobios con el objetivo de someter a las bacterias a un "stress" que provoque la acumulación. Los

sucesivos pasajes por etapas anaerobias y aerobias impiden el desarrollo de bacterias anaerobias estrictas (p. ej. las del metano). Se provoca así un aumento en los ácidos volátiles (propiónico, acético) generados por la fermentación en las bacterias anaerobias facultativas, los cuales de otro modo serían consumidos por las bacterias anaerobias estrictas.

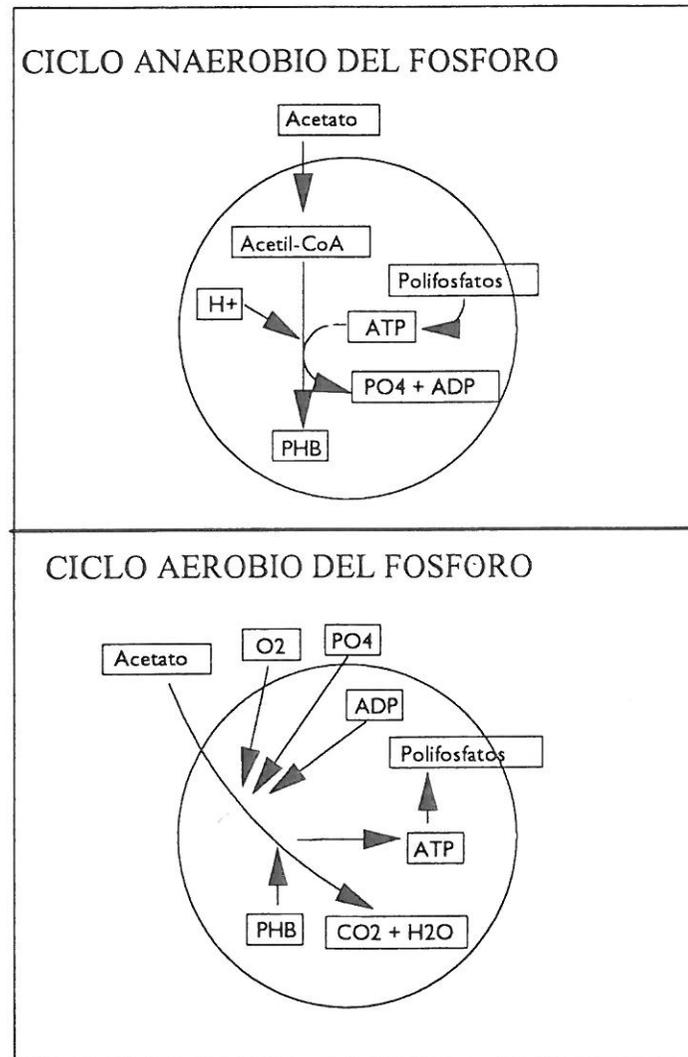


FIG. 4.2 - Ciclos del fósforo.

adaptándose rápidamente al medio. Así la asimilación y el crecimiento de las bacterias comienzan inmediatamente. El ácido butírico se consume y vuelve a formarse ATP, asimilando grandes cantidades de fosfatos del medio y li-

En la zona anaerobia (mezcla de líquido a tratar y retorno de barros) no debe haber nitritos ni nitratos. De esta manera no se tiene oxígeno como aceptor de electrones y ocurre la respiración anaerobia (ver Fig. 4.2). Las bacterias enriquecidas en polifosfatos utilizan la energía almacenada en éstos para hidrolizar su sustrato (ácidos volátiles) a ácido polihidroxi-butírico (PHB) como forma de reserva. En el proceso el ATP se degrada a ADP y se libera fosfatos al medio.

Cuando se pasa a condiciones aerobias, las bacterias enriquecidas en lípidos (PHB) pueden utilizar éstos como fuente de energía y de carbono,

berando dióxido de carbono y agua. La cantidad de fosfatos asimilada en esta fase es mayor que la liberada en la etapa anaerobia, por lo que se obtiene un efecto global de *remoción neta de fosfatos*.

La evolución del proceso, pasando de condiciones anaerobias a aerobias, varía la concentración de fosfatos disueltos como se indica en la Fig. 4.3.

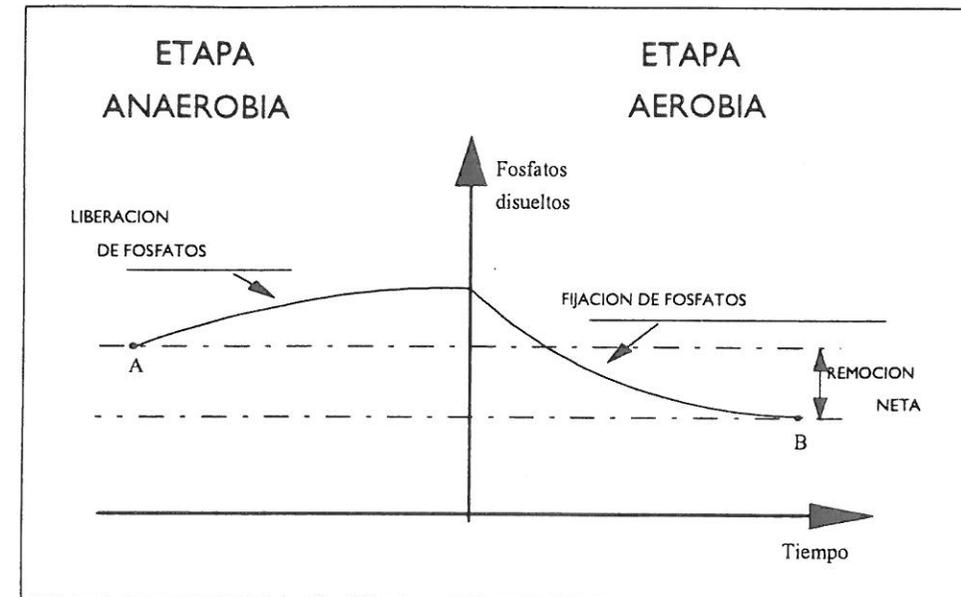


FIG. 4.3. - Efecto de remoción neta de fosfatos disueltos.

4.2.2 DIMENSIONADO DE LAS UNIDADES

4.2.2.1 Volumen del reactor anaerobio

Aún no existen normas para el dimensionado de unidades para remoción biológica del fósforo, de donde por el momento simplemente se determina el volumen del reactor anaerobio V_{AN} de la siguiente manera:

$$V_{AN} = t_c \cdot Q \cdot (1 + R)$$

En la ecuación anterior, t_c es el tiempo de contacto, y se toma usualmente entre 1 y 2 horas dependiendo de las características del líquido. La relación de recirculación es usualmente $R = 1$ por lo que se puede estimar el volumen de los reactores como:

$$V_{AN} \approx 4 \cdot Q$$

4.2.2.2 Rendimiento del proceso

En general, el rendimiento puede escribirse como el cociente entre las concentraciones de fósforo en la salida y en la entrada:

$$\eta = \frac{P}{P_0} = \frac{C_{elim} \cdot Y_C \cdot i_P}{P_0 \cdot i_C}$$

siendo:

P	concentración de fósforo a la salida
P ₀	concentración de fósforo a la entrada
C _{elim}	carbono eliminado
Y _C	g C en biomasa / g C eliminado
i _P	g P / g SST (1,5 - 1,8 %)
i _C	g C / g SST (30 - 34 %)

4.2.2.3 "Propensity Factor"

Se trata de un índice -cuyo uso no está aún generalizado- a través del que se estudia el proceso Phoredox. Se define como:

$$P_F = \left[\frac{C_{0,DBO} \cdot a - 2,86 \cdot R \cdot C_{e,NO_x}}{1 + R} \right] \cdot f_{xa}$$

siendo:

R = Q _R / Q ₀	relación de recirculación
a	factor que cuantifica la fracción de DBO ₅ fácilmente degradable
2,86	razón de consumo de oxígeno para la denitrificación
f _{xa}	parte de la biomasa en condiciones anaerobias

De acuerdo con lo anterior, se puede calcular la remoción de fósforo como:

$$\Delta P_{total} = 1,55 e^{0,2038 \cdot P_F} \quad [mg/L]$$

Sea por ejemplo:

C _{DBO,0}	=	300 mg/L
C _{NO_x,e}	=	12 mg/L
R	=	70 %
SST	=	2,7 mg/L
V _N	=	1500 m ³
V _D	=	925 m ³
V _{AN}	=	700 m ³

Entonces:

$$f_{xa} = \frac{700 \cdot 2,7}{(1500 + 700 + 925) \cdot 2,7} = \frac{700}{3125} = 0,224$$

$$P_F = \frac{(300 \cdot 0,3 - 12 \cdot 2,9 \cdot 0,7)}{1,7} \cdot 0,224$$

$$= \frac{90 - 24,4}{1,7} \cdot 0,224 = 8,6$$

y finalmente:

$$\Delta P = 1,55 \cdot e^{0,2038 \cdot 8,6} = 8,9 \quad mg/L$$

4.2.3 CRITERIOS DE OPERACIÓN

A continuación se describen algunos criterios de operación resultantes de los estudios realizados hasta el momento.

- La relación P/DBO₅ más favorable se tiene entre 0,01 y 0,03.
- Es conveniente la presencia de ácidos volátiles en abundancia, al menos 50 mg/L. Se recomienda intentar la acidificación del líquido a través de una activación del lodo.
- Se debe evitar trabajar con líquidos diluidos por lo que se prefieren los sistemas separativos. Si se trata de sistemas unitarios o sistemas separativos con caudal de infiltración abundante, deben construirse depósitos de retención del líquido, con un volumen de unos 15 m³ por Há alcantarillada.
- En lo posible se debe evitar la sedimentación primaria. Si la hay, operar con cortos tiempos de retención.
- Es favorable disponer de un gran contenido de materia orgánica fácilmente degradable (p.ej. de origen industrial).
- La presencia de oxígeno disuelto en la zona de entrada perturbará las condiciones de anoxicidad y anaerobiosis requeridas.
- Para el espesado de lodos -tanto primarios como secundarios- se recurrirá a métodos mecánicos. No es recomendable el espesado por gravedad, ya que el sistema quedaría en fase anaerobia durante un tiempo prolongado.
- El agua de deshidratación a recircular debe tener pequeñas cargas de fósforo. Cuando el lodo se deshidrata en prensa o por centrifugación, es preciso agregar sales metálicas para fijar el fósforo a los lodos.

- Se recomienda efectuar una denitrificación intensiva del lodo a recircular, puesto que altas concentraciones de nitratos inhiben a las bacterias del fósforo y los procesos no tendrían lugar.
- La relación NKT / DBO_5 a la entrada no superará el valor 0,25.
- Si bien en un proceso anaerobio su crecimiento se dificulta, de todos modos se debe vigilar la formación de bacterias filamentosas.
- Es conveniente dimensionar el sistema para una edad del lodo de como mínimo 4 días. Esto resultará en reactores de mayores dimensiones.
- Cuando las condiciones del líquido no son adecuadas, se puede mejorarlas con un diseño en cascadas (flujo pistón), eliminando puntos de oxigenación previos al reactor y acidificando el líquido previo a su ingreso a la unidad de remoción de fósforo.

4.2.4 SISTEMAS DE DEFOSFORIZACIÓN BIOLÓGICA

Si bien las primeras experiencias en cuanto al empleo de reactores biológicos con la finalidad de bajar las concentraciones de fósforo en líquidos residuales ocurren a mediados de la década del '60, el auge de estos métodos es posterior a 1987.

La remoción de fósforo neta que puede lograrse por métodos biológicos es de $0,03$ a $0,05$ g P/g DBO_5 . En general, para obtener los valores de fósforo exigidos por las normas, se suele implementar una primera etapa de remoción biológica y complementarla luego con precipitación química.

Para ello se han implementado diversas tecnologías, las cuales se esquematizan a continuación.

REMOCIÓN DE FÓSFORO EN LA LÍNEA DE TRATAMIENTO PRINCIPAL

La remoción de fósforo ocurre por depuración biológica en el proceso de tratamiento principal, retirándose con los lodos en la purga.

Sistema "Phoredox" - Es un sistema con altas cargas puesto que se mezclan el líquido bruto o el de sedimentación primaria con el retorno de barros (ver Fig. 4.4). Los nitritos y nitratos que se forman deben eliminarse puesto que interferirían con la liberación de fosfatos en el recinto anaerobio. Por lo tanto se debe hacer nitrificación-denitrificación de los lodos recirculados.

Sistema "UCT" - Desarrollado en la Universidad de Ciudad El Cabo, este sistema realiza una etapa de denitrificación previa con los lodos retornados, con lo que se aumenta la remoción de nitritos y nitratos (ver Fig. 4.5).

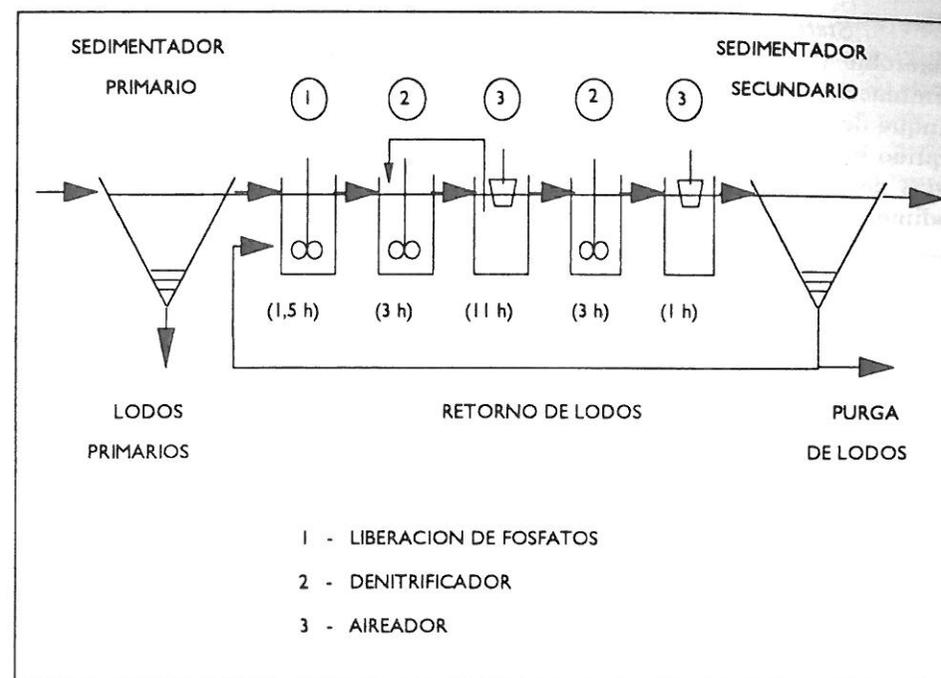


FIG. 4.4 - Sistema "Phoredox"

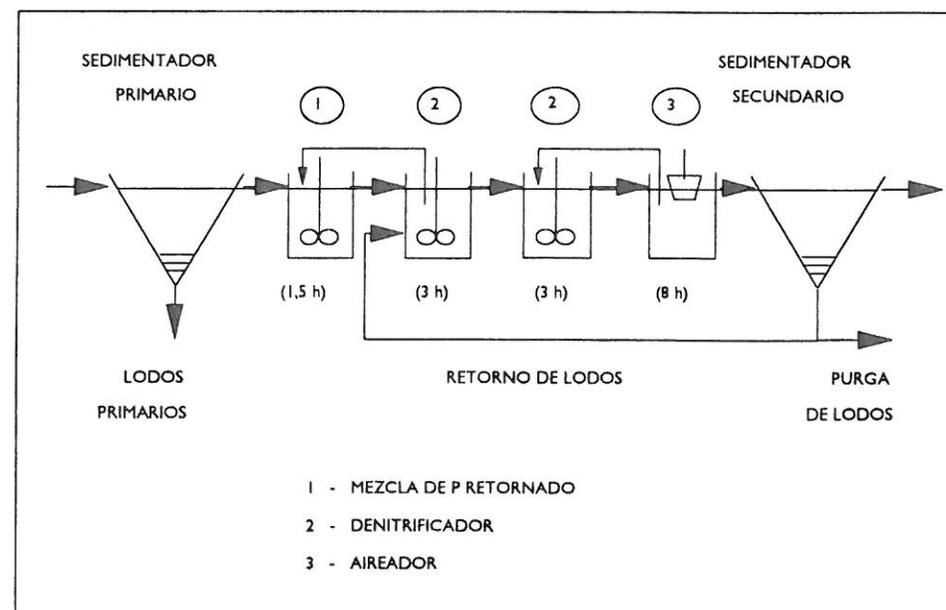


FIG. 4.5 - Sistema UCT (University of Cape Town)

Sistema "EASC" - Mediante el aumento del tiempo de retención anaerobio ("Extended Anaerobic Sludge Contact") se obtiene una tasa de eliminación mayor. Previo al reactor biológico (ver Fig. 4.6) se dispone un tanque de sedimentación en el que se favorece el contacto de los lodos con el líquido en tratamiento (tiempo de retención aprox. 15 h). La mezcla de los lodos de retorno con el líquido a tratar debe hacerse antes del tanque de sedimentación.

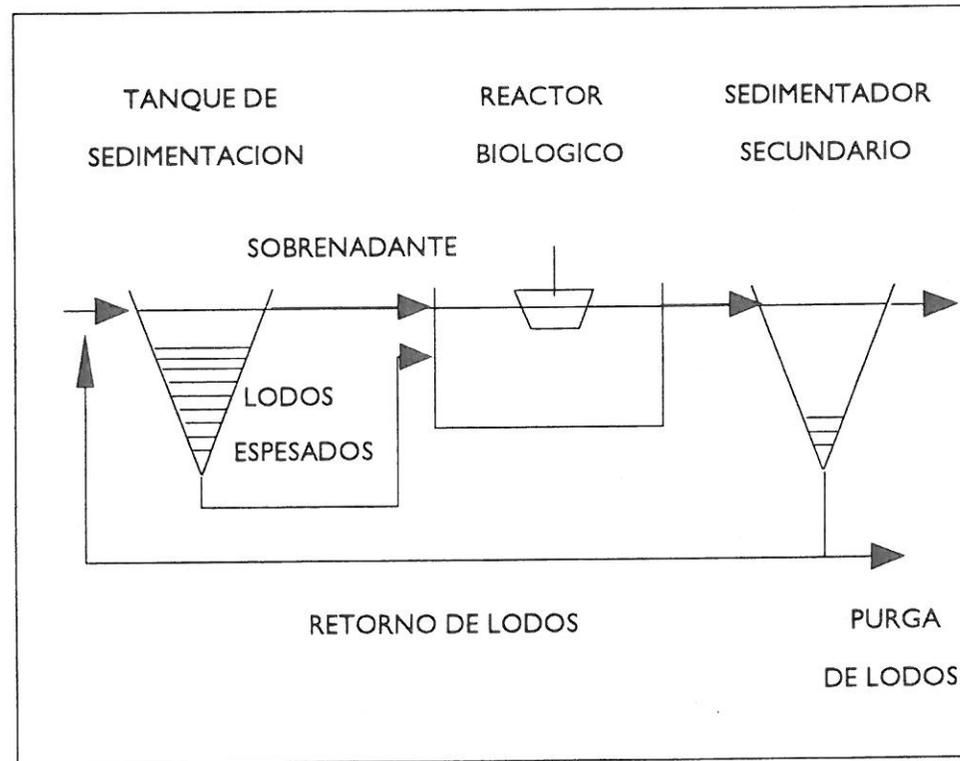


FIG. 4.6 - Sistema EASC (Extended Anaerobic Sludge Contact)

Al aumentar los tiempos de retención anaerobia ocurre *fermentación ácida* formándose ácidos grasos, principalmente acetato ("acidogénesis"). Con tiempos aún mayores ocurre fermentación del metano. La presencia de ácidos orgánicos (promovida por los altos tiempos de retención en el tanque de sedimentación) acelera la liberación de fosfatos en la etapa anaerobia. Como ambos procesos (liberación de fosfatos y formación de ácidos orgánicos) requieren un medio anaerobio se diseña el sistema de modo de que ocurran en la misma unidad (tanque de sedimentación).

Este esquema es combinable con otros procesos de remoción de nutrientes (p.ej. "Biodenifho"), ajustando convenientemente las cargas del tratamiento.

Sistema "ISAH" - (Hannover, 1983) Este sistema se ha desarrollado para utilizar en casos con líquidos residuales con características atípicas o inconvenientes para los sistemas más convencionales (bajas cargas de sustrato, altos caudales de infiltración, bajas temperaturas). Se provoca una denitrificación separada del barro de retorno para reducir las posibles interferencias con la liberación de fosfatos en la etapa anaerobia (ver Fig. 4.7).

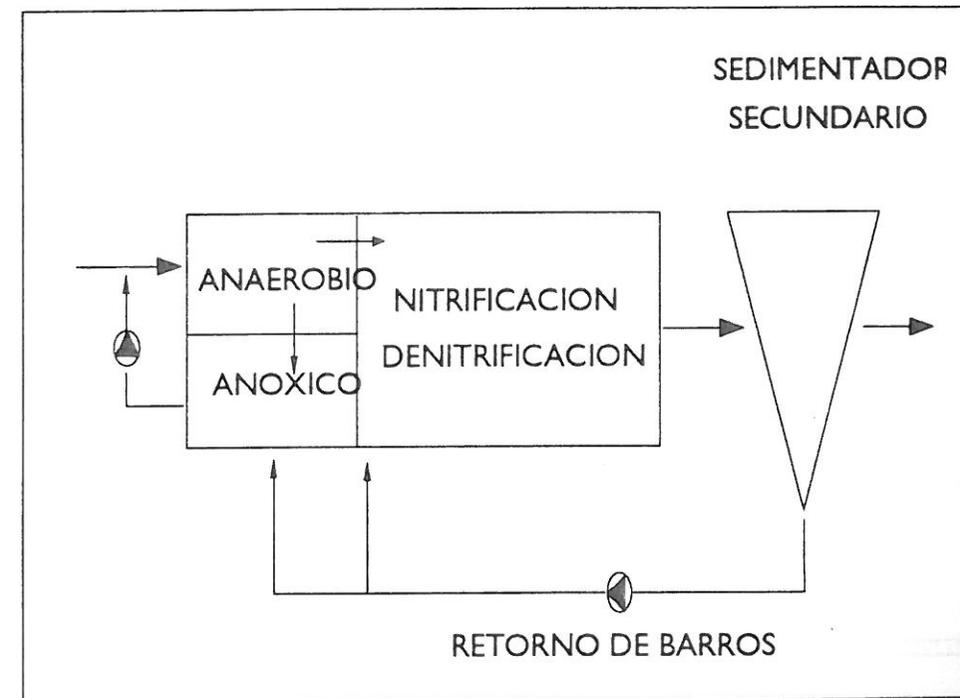


FIG. 4.7 - Sistema ISAH.

REMOCIÓN DE FÓSFORO EN LÍNEA DE TRATAMIENTO SECUNDARIA

En este caso la remoción de fósforo ocurre en un proceso que no integra la línea de tratamiento principal.

Sistema "Phostrip" - Una parte de los lodos de retorno pasan a un espesador con altos tiempos de retención (5 a 20 h). En el espesador ocurre liberación de fosfatos que salen con el sobrenadante. Este es tratado por precipitación química, con lo que se logra la eliminación de la parte de fósforo que escapa al tratamiento biológico. (Ver Fig. 4.8)

La utilización de sistemas "Phostrip" se limita a casos de altas cargas sin nitrificación.

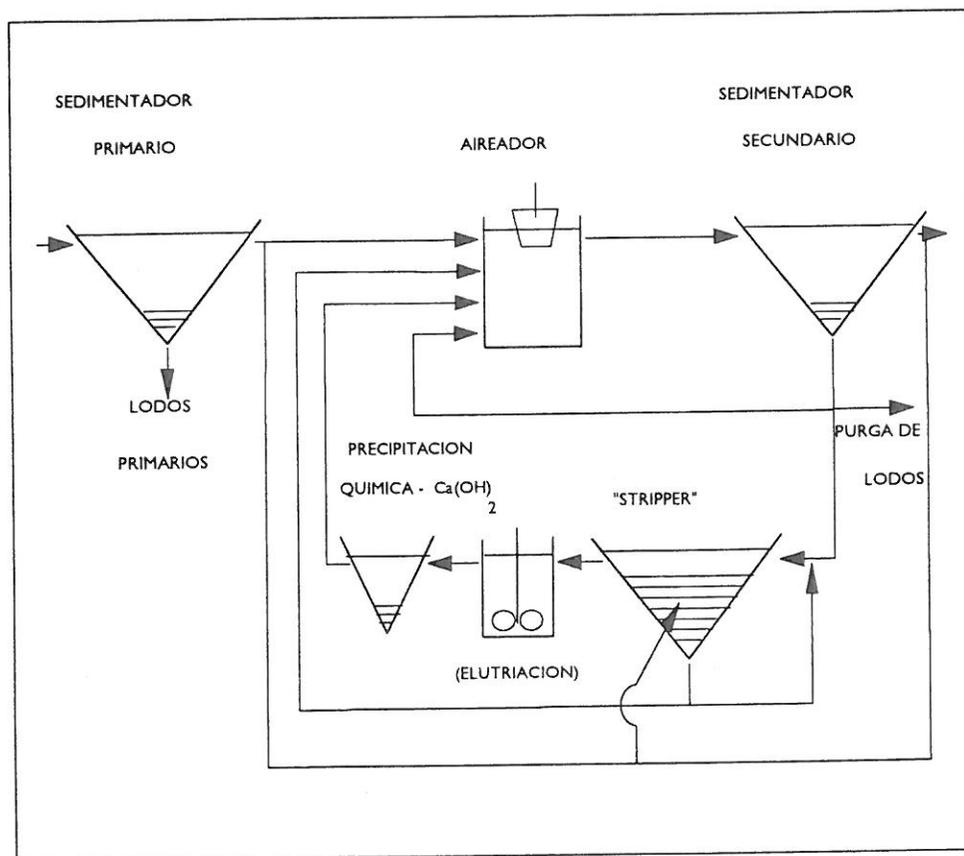


FIG. 4.8 - Sistema "Phostrip"

QUINTA PARTE

SEDIMENTADORES SECUNDARIOS EN TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS

5.1 CONCEPTOS PRELIMINARES

Los efluentes que provienen del tratamiento biológico contienen cantidades considerables de sólidos floculentos que es preciso eliminar. El diseño de las unidades para clarificar estos líquidos obedece a criterios que difieren en parte de los empleados para el diseño de sedimentadores convencionales, debido a las características del material que se desea eliminar. A su vez, hay variantes en el diseño de los sedimentadores secundarios según que el efluente a tratar provenga de reactores de barros activados, de discos biológicos o de lechos percoladores. En los sedimentadores secundarios se pueden lograr concentraciones de 20 mg/L de sólidos suspendidos a la salida, a la vez que se logra reducir también los valores de DBO_5 y DQO.

Cuadro 5.1 - Valores típicos de DBO_5 y DQO

	Entrada (g/g SST)	Salida (mg/L)
DBO_5	0,3 a 1,0	< 15
DQO	0,8 a 1,6	< 30

5.2 SEDIMENTADORES SECUNDARIOS PARA BARROS ACTIVADOS

Se enumeran y discuten a continuación una serie de factores a considerar en el diseño de sedimentadores secundarios para clarificar efluentes de reactores de barros activados.

Los factores fundamentales a tener en cuenta son:

- * caudal máximo en tiempo lluvioso
- * características de sedimentabilidad del fango en relación con las condiciones de funcionamiento adecuado de la planta (espesamiento, etcétera)
- * cargas de superficie y de sólidos
- * elección del tipo de sedimentador a emplear (vertical u horizontal)
- * velocidades de circulación
- * situación y carga sobre vertederos
- * eliminación de espumas
- * dispositivos de entrada y salida

5.2.1 CARACTERISTICAS DEL LODO

5.2.1.1 Velocidad de sedimentación

De acuerdo con la ley de Stokes, se puede escribir:

$$v_{sed} = \frac{g}{18} \cdot \frac{\varphi_F - \varphi_W}{\varphi_W} \cdot \frac{d^2}{\nu}$$

siendo:

- φ_F densidad específica de la partícula
- φ_W densidad específica del líquido
- d diámetro de la partícula
- ν viscosidad dinámica del líquido

En líquidos residuales municipales puede considerarse la densidad y la viscosidad del líquido prácticamente constantes, no así la densidad y el peso de los flóculos. Por lo tanto, son las características de éstos los que determinan que los procesos sean o no posibles.

5.2.1.2 Índice de lodos

Las características del lodo también son analizables desde el punto de vista del "índice de lodos".

Es un índice que describe las características de los flóculos en cuanto a su capacidad de sedimentación. Se define de la siguiente manera:

$$IL = \frac{VL}{SST} \quad [mL/g]$$

siendo:

- VL volumen de lodos [mL/L]
- SST sólidos suspendidos totales [g/L]

Por lo tanto, el índice de lodos corresponde al volumen de barros sedimentados referido a la masa de sólidos suspendidos en los lodos.

En general, se tiene que:

- IL < 100 mL/g buena capacidad de sedimentación
- IL > 200 mL/g muy mala capacidad de sedimentación

Valores elevados de IL podrían estar acusando además la presencia de algas filamentosas, las cuales elevan considerablemente el valor de VL.

La norma A 131 sólo considera los casos en que se tiene:

- VL < 600 mL/L
- IL < 180 mL/g

Como referencia, se dan los siguientes valores para el índice de lodos:

CUADRO 5.2 - Índice de lodos (mL/g)

	$C_{SST} > 0.05$	$C_{SST} \leq 0.05$
Líquidos con bajo contenido de materia orgánica	100 - 150	75 - 100
Líquidos con alto contenido de materia orgánica	150 - 180	100 - 150

Cuando se superan los valores dados, se hace imprescindible bajar el índice de lodos para poder manejarlos. Algunas prácticas corrientes para lograrlo son:

- Diseño en cascadas, para que el sistema trabaje en flujo pistón.
- Utilización de selectores (reconcentrar previamente el líquido en un reactor anaerobio durante 20 a 30 minutos).
- Agregado de sales metálicas.
- Desgasificación (denitrificación total antes de llegar al sedimentador secundario).

5.2.2 DIMENSIONADO DE SEDIMENTADORES

5.2.2.1 Caudal de diseño

Se deben diseñar para el caudal máximo, definido como:

$$Q_M = 2 \cdot Q_t$$

o bien

$$Q_M = 2 \cdot Q_S + Q_F = 2 \cdot \frac{Q_S}{h} + \frac{Q_F}{24}$$

donde:

Q_M	caudal máximo (valor de diseño)	$[m^3/h]$
Q_t	caudal de tiempo seco (probabilidad 85 %)	$[m^3/h]$
Q_S	caudal del vertimiento	$[m^3/d]$
Q_F	caudal de infiltración	$[m^3/d]$
h	duración del pico de vertido, en horas	

5.2.2.2 Carga hidráulica

La carga hidráulica se calcula como:

$$q_A = \frac{Q_M}{A} \quad [m/h]$$

siendo A la superficie expuesta del sedimentador (en m^2) a la altura del pelo de agua.

5.2.2.3 Tasa volumétrica de lodos

La tasa volumétrica de lodos q_{SA} es el parámetro fundamental para el diseño de sedimentadores secundarios para reactores de barros activados. Se define a partir de la carga hidráulica q_A y de las características del lodo:

$$q_{SA} = q_A \cdot VL = q_A \cdot IL \cdot SST \quad [L/m^2/h]$$

lo que equivale a definir la carga hidráulica como:

$$q_A = \frac{q_{SA}}{IL \cdot SST} = \frac{q_{SA}}{VL}$$

Un valor típico de diseño es $q_{SA} = 300 \text{ L/m}^2\text{-h}$.

En general, para obtener $SST_0 < 20 \text{ mg/L}$, se requiere para sedimentadores horizontales $q_{SA} \leq 450 \text{ L/m}^2\text{-h}$; y para sedimentadores verticales $q_{SA} \leq 600 \text{ L/m}^2\text{-h}$.

Cuando se trata de sedimentadores intermedios se permite exceder estos valores, pues resta aún efectuar parte del tratamiento diseñado. Aun cuando el valor de SST_0 no esté controlado por normas, resulta de interés como un buen indicador de la remoción operada en DBO_5 y DQO.

5.2.2.4 Superficie requerida de sedimentador

El área de sedimentador necesaria se calcula con:

$$A_{nec} = \frac{Q_M}{q_A} = \frac{Q_M}{q_{SA}} \cdot SST \cdot IL$$

Para sedimentadores horizontales se propone $q_A < 1,6 \text{ m/h}$ y para sedimentadores verticales $q_A < 2,0 \text{ m/h}$.

5.2.2.5 Tiempo de retención y espesamiento del lodo

El tiempo de retención y espesamiento debe ser suficiente para lograr que el lodo adquiera las características deseadas para su evacuación, pero no puede ser excesivamente largo, pues comienzan a gestarse en el fondo procesos anaerobios de denitrificación ("denitrificación salvaje"). En ellos se genera y desprende gas nitrógeno en forma de una corriente ascendente que perturba las condiciones del medio y, al adherirse a la superficie de los flóculos, los arrastra, dificultando su sedimentación. Es por ello que el tiempo de espesado t_E no debe superar las 2 horas.

A partir del valor de t_E (expresado en horas) se deduce la concentración C del lodo:

$$C = 300 \cdot t_E + 500$$

donde:

t_E	tiempo de espesado (horas)
C	concentración del lodo (L/m^3)

5.2.2.6 Recirculación

A partir del tiempo de espesado t_E es posible determinar el valor de R , siguiendo el procedimiento que se muestra a continuación:

1. Se fija el valor del tiempo de espesado, que no debe ser mayor a 30 minutos para evitar que el medio se vuelva anóxico.

2. A partir de t_E se calcula, usando una fórmula empírica, el valor de SST_B , contenido de sólidos suspendidos en el fondo del reactor:

$$SST_B = 1000 \cdot \frac{\sqrt[3]{t_E}}{IL}$$

3. Usando el valor de SST_B , se puede calcular el valor de SST_R (sólidos en los lodos de recirculación):

- a) en sedimentadores verticales:

$$SST_R = SST_B$$

- b) en sedimentadores horizontales con barredor:

$$SST_R = 0,7 \times SST_B$$

- c) en sedimentadores horizontales con sistema de succión:

$$SST_R = (0,5 \text{ a } 0,7) \times SST_B$$

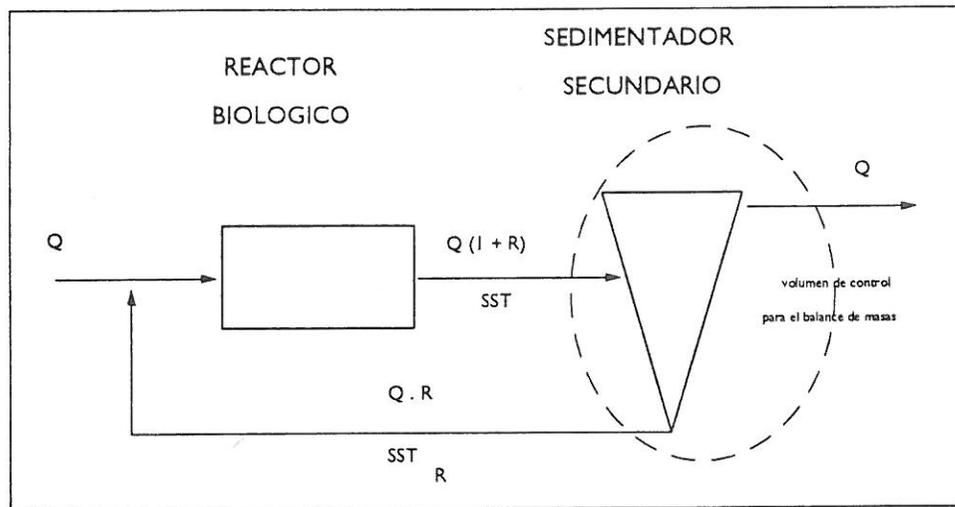


FIG. 5.1 - Esquema de recirculación y balance de masas en el sedimentador.

En general, el balance de masas en el sedimentador da:

$$Q \cdot R \cdot SST_R = SST \cdot Q (1 + R) \Rightarrow R = \frac{SST}{SST_R - SST}$$

Si R es muy bajo (p.ej. menor que 0,5) se requiere que IL sea muy bajo en los barros recirculados y por lo tanto se necesitan mayores tiempos de espesamiento t_E para los lodos sedimentados.

Valores muy altos de R producen caudales de recirculación que pueden generar turbulencia en el sedimentador con lo que se romperían los flóculos, afectando la calidad del efluente.

Para denitrificación es necesario que $R > 1,0$. En este caso se puede evitar la turbulencia recirculando el líquido desde la entrada al sedimentador y no desde la salida.

En general se deberá cumplir que $R < 1,5$.

5.2.2.7 Profundidades en el sedimentador

De acuerdo a la profundidad -y por ende, a los procesos que tienen lugar- podemos distinguir en el sedimentador cuatro zonas:

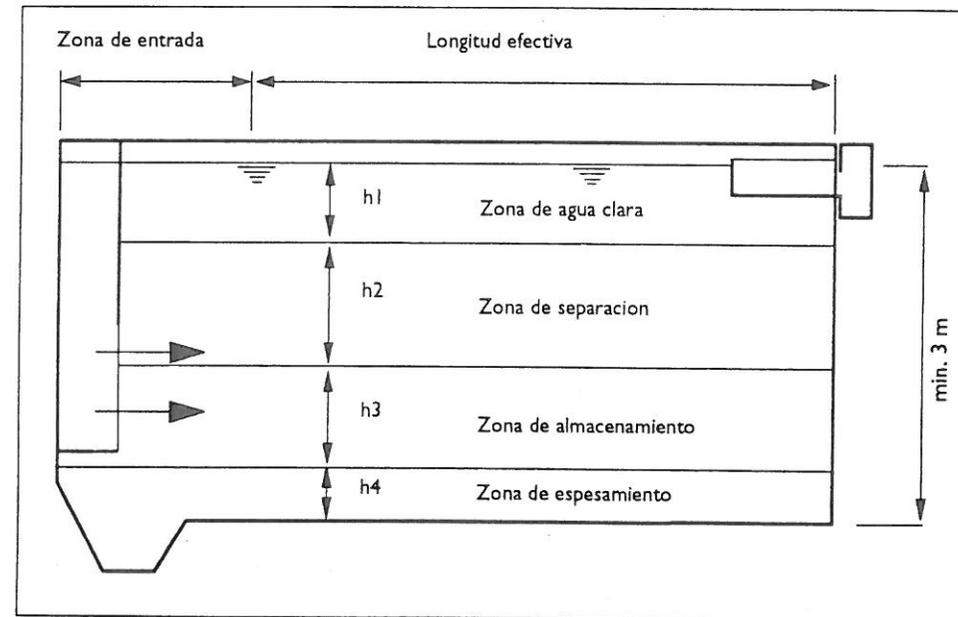


FIG. 5.2 - Zonas y profundidades en el sedimentador.

h_1 Zona de agua clara: es una zona de seguridad. Normalmente se toma 0,50 m.

h_2 Zona de separación: es donde tienen lugar los procesos de sedimentación propiamente dichos. Está condicionada por la tasa de lodos y por el índice de lodos, vale decir, por la cantidad y sedimentabilidad de los mismos.

$$h_2 = \frac{0,50 \cdot q_A \cdot (1 + R)}{1 - \frac{VL}{1.000}} = \frac{0,50 \cdot q_{SA} \cdot (1 + R)}{VL \cdot (1 - \frac{VL}{1.000})}$$

h_3 *Zona de almacenamiento:* es la que se destina a agua de lluvia o caudal de infiltración. En los sistemas separativos en que no hay picos en el caudal de infiltración, esta zona no se incluye. De lo contrario, su altura se diseña para absorber los picos de la avenida de diseño.

$$h_3 = \frac{0,3 \cdot SST \cdot IL \cdot 1,5 \cdot q_A \cdot (1 + R)}{500} = 0,45 \cdot q_{SA} \cdot \frac{1 + R}{500}$$

h_4 *Zona de espesamiento:* es en la que se concentran los lodos. Aunque habitualmente su profundidad queda determinada por los restantes valores de diseño, no debe ser inferior a:

$$h_4 = \frac{SST \cdot IL \cdot q_A \cdot (1 + R)}{C} \quad t_E = \frac{q_{SA} \cdot (1 + R)}{C} \cdot t_E$$

Se debe tener en cuenta que al diseñar un sedimentador rectangular la profundidad en la zona de salida debe ser como mínimo 3 m. Por su parte, al diseñar un sedimentador circular, la profundidad en el eje debe ser por lo menos 4 m -excluyendo la de la tolva- y en el contorno superior a 2,5 m. Se impone una restricción adicional: la altura al haber recorrido 2/3 del radio a partir del eje debe ser mayor que 3 m.

5.2.3 FORMA Y DISPOSITIVOS ACCESORIOS

Para lodos activados es más efectivo el sedimentador circular que el rectangular, aunque la efectividad está muy vinculada también a los dispositivos de entrada y salida y de barrido de lodos. Los diámetros de los sedimentadores secundarios son en general de 30 a 50 m, aunque los hay de menos de 5 m y hasta de 60 m. Por debajo de 20 m de diámetro se diseñan como sedimentadores verticales.

Se recomienda que el radio del tanque no sea superior a 5 veces la profundidad.

En los sedimentadores de planta rectangular, la relación que debe cumplirse es que el largo de la pileta no sea más de 10 veces la profundidad.

Cuando el dimensionado da unidades muy grandes, se recomienda analizar la conveniencia de sustituirlas por varias unidades más pequeñas.

5.2.3.1 Dispositivos de entrada y salida

Los dispositivos de entrada son en gran parte responsables de la efectividad del sistema de sedimentación. Antes de la entrada, las velocidades en las tuberías deben ser de 0,3 a 1,5 m/s.

El tiempo de retención en la cámara de entrada debe ser de 3 a 5 minutos. Hay que procurar lograr en ella la desgasificación.

Debe lograrse una distribución del caudal tan homogénea como sea posible en toda la zona de entrada, cuya profundidad debe ser como mínimo de 4 m. Cuando se trata de sedimentadores horizontales, la entrada debe ser radial y uniforme. Para lograrlo se han creado diversos dispositivos: pantallas, placas deflectoras, etc..

En cuanto a los dispositivos de salida, pueden ser superficiales (vertederos) o sumergidos (tuberías perforadas). En su diseño debe tenerse en cuenta que las operaciones de limpieza no se vean entorpecidas. De ahí que es importante considerar, como alternativa al clásico sistema de la corona de vertederos de recolección, la colocación de los mismos en forma radial.

Cuando se diseñan canaletas colectoras con vertederos triangulares y están distantes de la pared de la unidad, es conveniente colocar, a una distancia que supere los 30 cm, una pantalla cuya profundidad alcance 20 o 30 cm por debajo del pelo de agua.

La velocidad de entrada debe estar comprendida entre 30 y 40 cm/s, y los caudales lineales de diseño son:

$$\begin{aligned} \text{entrada unilateral:} & \quad q_L \leq 10 \text{ m}^3/\text{m-h} \\ \text{entrada bilateral:} & \quad q_L \leq 3 \text{ m}^3/\text{m-h} \end{aligned}$$

5.2.3.2 Barredores de lodo

Los dispositivos de barrido clásicamente usados son de succión o de barrido propiamente dicho. Estos últimos recorren el fondo rasqueteándolo y empujando el lodo hacia la tolva de la unidad, desde donde debe ser retirado. En cambio, los dispositivos de succión, cuyo funcionamiento puede ser hidrostático o por bombeo, absorben directamente el lodo que encuentran a medida que avanzan.

En sedimentadores circulares estos sistemas, en sus dos modalidades, son giratorios. En cubas rectangulares de más de 6 m de ancho se suelen emplear equipos múltiples de cadenas y rascadores.

5.3 SEDIMENTADORES EN TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS DE LECHO FIJO

5.3.1 CRITERIOS PARA EL DIMENSIONADO

Los criterios generales para el diseño son los siguientes:

1. En base a los parámetros característicos del lodo se verifica el valor de la recirculación.
2. Se determina la carga hidráulica $q_A = q_{SA} / VL$.
3. Se calculan los valores de h_1, h_2, h_3, h_4 (como se indicó en el apartado 5.2.2.7) y el área de diseño:

$$A_{q_A} = \frac{Q_m}{q_A}$$

4. Se ubica el área de diseño en la mitad de la altura de la zona de sedimentación h_2 y se construye un tronco de cono con pendiente 1,7:1 hasta 1,3:1.
5. Se miden distancias h_3, h_4 hacia abajo de la zona antes delimitada. Se calcula $h_{(2/3)R}$ y se la corrige si es insuficiente.
6. Se calcula el volumen de la unidad así obtenida y se verifica que sea suficiente.
7. Se agrega una altura h_1 en la parte superior, para la zona de agua clara.

5.3.2 SEDIMENTADORES PARA LECHOS PERCOLADORES

El diseño en estos casos es más sencillo, pues es suficiente trabajar con dos parámetros que pueden ser fijados de acuerdo a la población equivalente que corresponde a la planta: el tiempo de retención y la carga hidráulica (ver Cuadro 5.3).

Cuadro 5.3 - Parámetros de diseño

PARAMETRO	TIEMPO	> 500 hab.eq.	50 < n < 500 hab.eq.	< 50 hab.eq.
q_A [m/h]	Seco	< 1,0		
	Lluvioso		0,4 - 0,6	< 0,40
t [h]	Seco	> 2,5	3,0 - 3,5	> 3,50
	Lluvioso	> 1,5		
v_h [m/h]	Seco			
	Lluvioso	< 30		
Profundidad		> 2,50		> 1,00
Area [m ²]				> 0,70

El volumen necesario V se obtiene a partir del tiempo de retención:

$$t_R = \frac{V}{Q_t} \Rightarrow V = Q_t \cdot t_R$$

A su vez, el área de diseño se calcula una vez elegido el valor de la carga hidráulica:

$$q_A = \frac{Q_t}{A} \Rightarrow A_{q_A} = \frac{Q_t}{q_A}$$