

## ANEJO Nº 7: CÁLCULO DEL PROCESO

## ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN .....	3
2. BASES DE DISEÑO.....	3
3. BY-PASS GENERAL.....	4
4. POZO DE GRUESOS .....	5
4.1. DIMENSIONES UNITARIAS PRINCIPALES.....	5
4.2. CONDICIONES DE OPERACIÓN.....	6
4.3. REJA DE GRUESOS.....	7
5. BOMBEO INICIAL.....	8
6. PRETRATAMIENTO COMPACTO.....	8
6.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN.....	10
6.2. PRODUCCIÓN DE ARENA.....	11
6.3. PRODUCCION DE GRASAS Y FLOTANTES.....	11
7. ENTRADA Y BY-PASS DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO .....	11
8. REACTOR BIOLÓGICO.....	12
8.1. PARÁMETROS DE OPERACIÓN .....	15
8.2. CÁLCULO DE LA EDA MÍNIMA DEL FANGO PARA LA NITRIFICACIÓN .....	16
8.3. CAPACIDAD MÁXIMA DE DESNITRIFICACIÓN .....	17
8.4. BALANCE DE LA NITRIFICACIÓN Y DESNITRIFICACIÓN BIOLÓGICA .....	18
8.5. NECESIDADES MEDIAS DE OXIGENO EN CONDICIONES DE CAMPO .....	19
8.6. NECESIDADES MÁXIMAS DE OXÍGENO EN CONDICIONES DE CAMPO. ....	21
8.7. APOORTE HORARIO DE OXÍGENO. ....	22
8.8. SISTEMA DE AIREACIÓN. ....	22
8.8.1. Demanda de oxígeno en condiciones estándar .....	22
8.8.2. Aporte de oxígeno y potencia por disco. ....	23
8.8.3. Determinación del número de discos. ....	24
8.8.4. Potencia de los grupos motrices. ....	24
8.8.5. Oxígeno aportado .....	25
8.8.6. Consumo eléctrico.....	26
8.9. DIMENSIONES DEL REACTOR.....	26

8.9.1. Nivel de agitación mínimo.....	26
9. DECANTACIÓN SECUNDARIA .....	26
9.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN .....	28
10. PURGA DE FANGOS BIOLOGICOS Y ELIMINACION DE FOSFORO .....	29
10.1. EFICACIA EN LA ELIMINACIÓN DE FÓSFORO.....	30
10.2. PRECIPITACIÓN QUÍMICA DEL FÓSFORO .....	31
10.3. PURGA DE FANGOS SECUNDARIOS. ....	32
11. RECIRCULACIÓN DE FANGOS BIOLOGICOS.....	32
12. ESPESAMIENTO POR GRAVEDAD.....	33
12.1. DIMENSIONES DEL ESPESADOR Y CONDICIONES DE OPERACIÓN.....	34
12.2. CONDICIONES DE OPERACIÓN. ....	35
13. DESHIDRATACIÓN DE FANGOS .....	36
13.1. BOMBEO DE FANGOS A DESHIDRATACIÓN .....	36
13.2. ACONDICIONAMIENTO DEL FANGO .....	36
13.2.1. Consumo de polielectrolito sólido .....	36
13.2.2. Preparación y dosificación de la dilución de polielectrolito .....	36
13.3. UNIDAD DE DESHIDRATACIÓN.....	37
13.4. PRODUCCIÓN DE FANGOS DESHIDRATADOS.....	37
13.5. ALMACENAMIENTO DE FANGOS DESHIDRATADOS.....	37

## 1. INTRODUCCIÓN

Tras llevar a cabo la revisión de los cálculos realizados en el proyecto objeto de la actual revisión y actualización para la “CONSTRUCCIÓN DE LA ESTACIÓN DEPURADORA DE AGUAS RESIDUALES DE SAN PEDRO (ALBACETE)” y tras comprobar la validez de los mismos y su adecuación a la normativa legal vigente, este anejo se mantiene tal como está.

## 2. BASES DE DISEÑO

### CAUDALES

Caudal máximo en colector de llegada	:	175,00	m <sup>3</sup> /h
Caudal máximo entrada planta	:	95,98	m <sup>3</sup> /h
Caudal máximo pretratamiento	:	95,98	m <sup>3</sup> /h
Caudal máximo tratamiento biológico	:	70,00	m <sup>3</sup> /h
Caudal medio	:	25,88	m <sup>3</sup> /h
Caudal diario	:	621	m <sup>3</sup> /día

### CARGAS CONTAMINANTES EN EL AGUA DE ENTRADA

#### DQO:

Concentración máxima	:	900	mg/l
Concentración media	:	600	mg/l
Carga diaria	:	372,7	Kg/día

#### DBO<sub>5</sub>:

Concentración máxima	:	360	mg/l
Concentración media	:	240	mg/l
Carga diaria	:	149,1	Kg/día
Habitantes equivalentes (60 gr/hab.eq./día)	:	2.484	hab.eq

#### Sólidos en suspensión:

Concentración máxima	:	540	mg/l
Concentración media	:	360	mg/l
Carga diaria	:	223,6	Kg/día

#### Nitrógeno:

Concentración media TKN	:	48,0	mg/l
-------------------------	---	------	------

Carga diaria : 29,8 Kg/día

**Fósforo:**

Concentración media : 10,0 mg/l

Carga diaria : 6,2 Kg/día

**CALIDAD EXIGIDA EN EL AGUA EFLUENTE**

Concentración media QDO :  $\leq 125$  mg/l

Concentración media DBO5 :  $\leq 25$  mg/l

Concentración media SS :  $\leq 35$  mg/l

Concentración media N total :  $\leq 15$  mg/l

Concentración media Fósforo :  $\leq 2$  mg/l

**CARACTERÍSTICAS EXIGIDAS EN LOS FANGOS FINALES**

Reducción de sólidos volátiles :  $\geq 40$  %

Materia seca en los fangos deshidratados :  $\geq 20$  %

**TEMPERATURA MEDIA DEL AGUA RESIDUAL** : 18 °C

**ALTITUD MEDIA DEL TERRENO DE LA EDAR** : 852,00 m

### 3. BY-PASS GENERAL

El colector de llegada de las aguas residuales, de DN-300, descargará directamente al pozo de gruesos. En el anejo de cálculos hidráulicos se justifica la pendiente mínima del trazado del colector.

Desde él, el agua pasará al pozo de bombeo inicial atravesando una reja de barrotes que impedirá el paso de los sólidos gruesos, que atascarían las bombas.

Cuando las bombas estén fuera de servicio, o cuando llegue a la planta un caudal superior al que las bombas pueden impulsar, el agua residual saldrá del pozo de gruesos por un vertedero de labio fijo, de 1 m de longitud, practicado en una de sus paredes, y se conducirá al punto de vertido a través de un colector de DN-300.

La cota del vertedero se hace coincidir con el nivel máximo previsto en el pozo de gruesos para el caudal máximo a tratar.

La lámina de agua sobre el vertedero se calcula según la fórmula:

$$H = ( Q : (2/3 \times \mu \times l \times (2g)^{1/2}) )^{2/3}$$

Donde:

$h$  : Lámina sobre vertedero en m.c.a

$Q$  : Caudal vertiente en  $m^3/s$

$\mu$  : Constante = 0,6

$l$  : Longitud vertedero en m

$g$  : Aceleración de la gravedad en  $m/s^2$

Para un caudal a aliviar de  $175 m^3/h$ , se obtiene una lámina de agua de 0,091 m.

#### 4. POZO DE GRUESOS

Se ha diseñado como primera operación de tratamiento, un predesarenado y desbaste, que tendrá lugar en 1 pozo de gruesos diseñado para los caudales siguientes:

Caudal máximo en el colector :  $175,00 m^3/h$

Caudal máximo a tratar :  $95,98 m^3/h$

Caudal medio a tratar :  $25,88 m^3/h$

##### 4.1. DIMENSIONES UNITARIAS PRINCIPALES

Longitud : 2,00 m

Anchura superior : 2,50 m

Anchura fondo : 1,40 m

Angulo pared en el fondo :  $45^\circ$

Lámina de agua : 1,00 m

Altura poceta fondo : 0,55 m

Altura total : 3,30 m

Superficie transversal útil  $= ((2,50 + 1,40) : 2) \times 0,55 + 2,50 \times (1,00 - 0,55) = 2,20 m^2$

Superficie horizontal superior  $= 2,50 \times 2,00 = 5,00 m^2$

Superficie fondo tolva  $= 1,40 \times (2,00 - (2,50 - 1,40)) = 1,26 m^2$

Volumen útil prismático  $= 5,00 \times 0,45 = 2,25 m^3$

Volumen útil troncoprismático  $= (0,55/3) \times (5,00 + 1,26 + (5,00 \times 1,26)^2) = 1,61 m^3$

Volumen útil total  $= 2,25 + 1,61 = 3,86 m^3$

#### 4.2. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Las dimensiones anteriores permiten conseguir unas condiciones de operación adecuadas para la decantación de las arenas gruesas y de los sólidos pesados:

Tiempo de retención a caudal a tratar:

$$\frac{3,86 \text{ m}^3}{175,00 \text{ m}^3/\text{h}} \times 60 \text{ min/h} = 1,32 \text{ min}$$

Tiempo de retención a caudal a tratar:

$$\frac{3,86 \text{ m}^3}{95,98 \text{ m}^3/\text{h}} \times 60 \text{ min/h} = 2,41 \text{ min}$$

Tiempo de retención a caudal medio:

$$\frac{3,86 \text{ m}^3}{25,88 \text{ m}^3/\text{h}} \times 60 \text{ min/h} = 8,95 \text{ min}$$

Velocidad de paso a caudal máximo:

$$\frac{95,98 \text{ m}^3}{2,20 \text{ m}^2 \times 3600 \text{ s/h}} = 0,01 \text{ m/s}$$

Velocidad de paso a caudal medio:

$$\frac{25,88 \text{ m}^3}{2,20 \text{ m}^2 \times 3600 \text{ s/h}} = 0,00 \text{ m/s}$$

Carga hidráulica a caudal máximo:

$$\frac{95,98 \text{ m}^3/\text{h}}{5,00 \text{ m}^2} = 19,20 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$$

Carga hidráulica a caudal medio:

$$\frac{25,88 \text{ m}^3/\text{h}}{5,00 \text{ m}^2} = 5,18 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$$

#### 4.3. REJA DE GRUESOS

A la salida del pozo se instalará una reja de las siguientes dimensiones:

Anchura de la reja	: 600 mm
Altura útil reja mojada	: 300 mm
Separación entre barrotes	: 49 mm
Espesor barrotes	: 10 mm
Nº de barrotes	: 11 Uds

Superficie paso de agua :

$$\frac{(49 \times (11-1) \times 300) \text{ mm}^2}{10^6 \text{ mm}^2/\text{m}^2} = 0,15 \text{ m}^2$$

Si se mantienen las siguientes condiciones:

Altura agua aguas abajo reja	: 300 mm
Pérdida de carga máxima	: 120 mm
Altura aguas arriba reja	: 420 mm

Se consigue mantener un régimen de velocidades adecuado.



Velocidad de paso en reja limpia a caudal máximo:

$$\frac{95,98 \text{ m}^3/\text{h}}{3.600 \text{ s/h} \times 0,15 \text{ m}^2} = 0,18 \text{ m/s}$$

Velocidad de paso en reja limpia a caudal medio:

$$\frac{25,88 \text{ m}^3/\text{h}}{3.600 \text{ s/h} \times 0,15 \text{ m}^2} = 0,05 \text{ m/s}$$

## 5. BOMBEO INICIAL

Se ha previsto una estación de bombeo, mediante bombas centrífugas sumergibles, para un caudal máximo total de 95,98 m<sup>3</sup>/h.

Según queda justificado en el anejo de cálculos hidráulicos, la presión de impulsión que deberán proporcionar será de 5,20 m

Para suministrar el caudal mencionado se instalarán 3 bombas, 2 en servicio, que deberán suministrar un caudal unitario máximo de:

$$\frac{95,98 \text{ m}^3/\text{h}}{2 \text{ Uds. en servicio}} = 48 \text{ m}^3/\text{h}$$

## 6. PRETRATAMIENTO COMPACTO

La operación de pretratamiento se realizará en 1 una unidad compacta prevista para los siguientes caudales:

Caudal máximo por línea : 95,98 m<sup>3</sup>/h

Caudal medio por línea : 25,88 m<sup>3</sup>/h

La unidad de pretratamiento compacta es una combinación de equipos que incluye desbaste y compactado, lavado de residuos, desarenado, lavado de arenas y desengrasado. Las grasas se bombean al tamiz y se recogen mezcladas con los sólidos.

Estos equipos compactos tienen la ventaja de no producir salpicaduras ni olores ya que la unidad está totalmente cerrada.

**Tanque:**

Anchura tanque	: 1245 mm
Longitud tanque	: 5300 mm
Altura tanque	: 1840 mm
Materiales tanque	: AISI-304

**Tamiz:**

Diámetro cesta	: 400 mm
Paso de sólidos	: 3 mm
Compactación residuos	: 30-35 %
Potencia motor tamiz	: 1,1 kW
Materiales tamiz	: AISI-304

**Desarenador:**

Longitud desarenador	: 4500 mm
Anchura desarenador	: 1245 mm
Volumen útil	: 6,90 m <sup>3</sup>
Grado de separación	: 80 %
Potencia tornillo horizontal	: 0,55 kW
Materiales tornillo horizontal	: AISI-304
Potencia tornillo inclinado	: 1,1 kW
Materiales tornillo inclinado	: AISI-304
Inclinación	: 35 °

**Sistema de aireación:**

Caudal aire	: 11,3 Nm <sup>3</sup> /h
Potencia compresor	: 0,45 kW
Presión de aire	: 10 m.c.a

**Sistema de desengrasado:**

Caudal bomba de grasas	: 5,8 m <sup>3</sup> /h
------------------------	-------------------------

Potencia motor : 1,35 kW

Tratamiento químico anticorrosivo : SI

Limpieza con agua a presión : SI

### 6.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN

El dimensionado anterior permite conseguir condiciones de operación que se mantienen dentro de los valores usuales de diseño:

Permanencia a caudal máximo:

$$\frac{6,90 \text{ m}^3}{95,98 \text{ m}^3/\text{h}} \times 60 \text{ min/h} = 4,31 \text{ min}$$

Permanencia a caudal medio:

$$\frac{6,90 \text{ m}^3}{25,88 \text{ m}^3/\text{h}} \times 60 \text{ min/h} = 16,00 \text{ min}$$

Velocidad ascensional a caudal máximo:

$$\frac{95,98 \text{ m}^3/\text{h}}{5,40 \text{ m}^2} = 17,77 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$$

Velocidad ascensional a caudal medio:

$$\frac{25,88 \text{ m}^3/\text{h}}{5,40 \text{ m}^2} = 4,79 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$$

Velocidad transversal a caudal máximo:

$$\frac{(95,98 / 3600) \text{ m}^3/\text{s}}{1,53 \text{ m}^2} = 0,017 \text{ m/s}$$

Velocidad transversal a caudal medio:

$$\frac{(25,88 / 3600) \text{ m}^3/\text{s}}{1,53 \text{ m}^2} = 0,005 \text{ m/s}$$

## 6.2. PRODUCCIÓN DE ARENA

El cálculo de la producción de arenas toma como parámetros: una tasa de 20 l de arena por cada 1000 m<sup>3</sup> de agua tratada, una densidad de la arena seca de 1,5 kg/l y una concentración de arena en el agua aspirada del desarenador de 1 kg/m<sup>3</sup>.

- Cantidad de arena seca extraída:

$$25,88 \text{ m}^3/\text{h} \times 24 \text{ h/d} \times 20 \text{ l} / 1000 \text{ m}^3 = 12 \text{ l/día}$$

$$12 \text{ l/día} \times 1,5 \text{ kg/l} = 19 \text{ kg/día}$$

## 6.3. PRODUCCION DE GRASAS Y FLOTANTES

Para el cálculo de la producción de grasas se estima una concentración media de grasas en el agua residual de 50 ppm con una densidad de 0,90 Kg/l y una concentración de las mismas en el agua que se extrae del desarenador-desengrasador del 5 %.

- Caudal de grasas concentradas:

$$\frac{25,88 \text{ m}^3/\text{h} \times 24 \text{ h/d} \times 0,05 \text{ Kg/m}^3}{0,90 \text{ Kg/l} \times 1000 \text{ l/m}^3} = 0,03 \text{ m}^3/\text{día}$$

## 7. ENTRADA Y BY-PASS DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO

Dado que el caudal máximo en el desarenador pretratamiento es superior al que permite tratar el reactor biológico, se limitará el caudal de entrada al mismo.

El caudal máximo en bypass será de 95,98 m<sup>3</sup>/h y se instalará un vertedero de labio fijo de 1 m de longitud. La lámina sobre vertedero se calcula según la fórmula siguiente:

$$H = \left( \frac{Q}{(2/3 \times \mu \times L \times (2 \times g)^{1/2})} \right)^{(2/3)}$$

Q = Caudal a aliviar (m<sup>3</sup>/s)

μ = Coeficiente de caudal del vertedero (0,6)

L = Longitud del vertedero (m)

g = Aceleración de la gravedad (m/s<sup>2</sup>)

$$H = \left( \frac{95,98 / 3.600}{(2/3 \times 0,6 \times 1 \times (2 \times 9,81)^{1/2})} \right)^{(2/3)} = 0,061\text{m}$$

## 8. REACTOR BIOLÓGICO

El diseño del reactor biológico se inicia fijando los rendimientos de depuración necesarios:

### Concentraciones en el agua de entrada al reactor:

Concentración media de DBO <sub>5</sub> :	240	ppm
Concentración media de SS :	360	ppm
Concentración media de TKN :	48,0	ppm
Concentración media de NO <sub>3</sub> :	0	ppm
Concentración media de P :	10,0	ppm

### Balance del Nitrógeno:

Asumiendo que el 8 % en peso de los sólidos volátiles de los fangos activos es nitrógeno, se consigue eliminar, con la purga de dichos fangos, 10,3 ppm.

Por otro lado, aceptando que 1,9 ppm del nitrógeno de entrada son inertes, la concentración efectiva que podrá oxidarse se reduce a:

$$48,0 - 10,3 - 1,9 = 35,8 \text{ ppm}$$

Sin embargo, de todo este nitrógeno potencialmente oxidable, queda una concentración residual que no se consigue nitrificar y que depende de las condiciones de operación de la planta. En este caso este valor se ha fijado en 1,0 ppm.

Y finalmente, aunque se ha considerado que 10,3 ppm de N quedan absorbidos en los fangos diarios que se producen, debe tenerse en cuenta que como por el efluente pueden escapar 35,0

ppm de sólidos en suspensión, también podrá llegar a escapar el nitrógeno asociado a los mismos, es decir, 1,6 ppm.

#### Balance del fósforo:

Asumiendo que el 1,5 % en peso de los sólidos volátiles de los fangos activos es fósforo, se consigue eliminar 2,0 ppm. con la producción diaria de fangos. Sin embargo, debe tenerse en cuenta que, como por el efluente pueden escapar 35,0 ppm de sólidos en suspensión, también podrá llegar a escapar el fósforo asociado a los mismos, es decir 0,3 ppm.

Puesto que la absorción biológica del fósforo no es suficiente para cumplir con las exigencias de vertido, es necesario realizar una precipitación química adicional que se describe en un apartado posterior.

#### Concentraciones en el agua efluente:

Concentración media de DBO <sub>5</sub>	:	25,0	ppm
Concentración media de SS	:	35,0	ppm
Concentración media de N total (ver balance nitrificación-desnitrif.)	:	14,1	ppm
Concentración media de TKN total (1,9+1,0+1,6)	:	4,5	ppm
Concentración media de TKN oxidable	:	1,0	ppm
Concentración media de N-NO <sub>3</sub> (ver balance nitrificación-desnitrif.)	:	9,6	ppm
Concentración media de P total	:	2,0	ppm

#### Rendimientos máximos asumidos para el cálculo del oxígeno:

$$R (DBO_5) = \frac{240 - 25,0}{240} \times 100 = 89,6 \%$$

7.

$$R (SS) = \frac{360 - 35,0}{360} \times 100 = 90,3 \%$$

8.

$$R (\text{elim.N}) = \frac{48,0 - 14,1}{48,0} \times 100 = 70,5 \%$$

$$R (\text{oxid.TKN}) = \frac{35,8 - 1,0}{35,8} \times 100 = 97,2 \%$$

$$R (\text{desn.N-NO}_3) = \frac{(35,8 - 1,0) + 0 - 9,6}{35,8 - 1,0 + 0} \times 100 = 72,3 \%$$

$$R (P) = \frac{10,0 - 2,0}{10,0} \times 100 = 80\%$$

9.

10.

#### Cargas de entrada:

0,2400	Kg DBO5/m <sup>3</sup>	x	25,88	m3/h x 24 h/d =	149,1	Kg DBO5/día
0,3600	Kg SS/m <sup>3</sup>	x	25,88	m3/h x 24 h/d =	223,6	Kg SS/día
0,0100	Kg P/m <sup>3</sup>	x	25,88	m3/h x 24 h/d =	6,2	Kg P/día
0,0358	Kg TKNox/m <sup>3</sup>	x	25,88	m3/h x 24 h/d =	22,2	Kg TKN/día

#### Cargas a eliminar:

149,1	Kg DBO5/día	x	89,6 / 100	=	133,6	Kg DBO5/día
223,6	Kg SS/día	x	90,3 / 100	=	201,9	Kg SS/día
22,2	Kg TKN/día	x	97,2 / 100	=	21,6	Kg TKN/día

$$21,6 \quad \text{Kg NO}_3/\text{día} \quad \times \quad 72,3 / 100 \quad = \quad 15,6 \quad \text{Kg NO}_3/\text{día}$$

$$6,2 \quad \text{Kg P/día} \quad \times \quad 80 / 100 \quad = \quad 5,0 \quad \text{Kg P/día}$$

### 8.1. PARÁMETROS DE OPERACIÓN

Se ha previsto construir un reactor que permita unas condiciones de operación que aseguren los rendimientos mencionados en el apartado anterior.

Para ello se adoptará un volumen total de  $724,6 \text{ m}^3$  y una concentración de sólidos en suspensión totales de  $4,40 \text{ kg/m}^3$ . Con todo ello se consigue una edad del fango que permite estimar una concentración de sólidos volátiles respecto a los sólidos totales del 57 %.

Las condiciones de operación serán pues:

$$\text{Carga volúmica} = \frac{149,1 \text{ Kg.DBO}_5/\text{día}}{724,6 \text{ m}^3} = 0,206 \text{ Kg DBO}_5/\text{m}^3/\text{día}$$

$$\text{Sólidos sistema} = 4,40 \text{ KgMLSS/m}^3 \times 724,6 \text{ m}^3 = 3.188 \text{ kg MLSS}$$

$$\text{Carga másica} = \frac{149,1 \text{ Kg.DBO}_5/\text{día}}{3.188 \text{ Kg.MLSS}} = 0,047 \text{ Kg DBO}_5/\text{d/KgMLSS}$$

$$\text{Fangos ext.} = 1,04 \text{ KgSS/KgDBO}_{5\text{eliminada}} \times 133,6 \text{ KgDBO}_{5\text{e}}/\text{d} = 138,9 \text{ KgSS/d}$$

$$\text{Edad del fango} = \frac{3.188 \text{ Kg.MLSS}}{138,9 \text{ Kg.SS/d}} = 23,0 \text{ días}$$



$$\text{Tiempo retención} = \frac{724,6 \text{ m}^3}{25,88 \text{ m}^3/\text{h.}} = 28,00 \text{ horas}$$

$$\text{Punta contaminación} = \frac{70,00 \text{ m}^3/\text{h} \times 360 \text{ ppmDBO}_5}{25,88 \text{ m}^3/\text{h} \times 240 \text{ ppmDBO}_5} = 4,1$$

## 8.2. CÁLCULO DE LA EDA MÍNIMA DEL FANGO PARA LA NITRIFICACIÓN

Para que tenga lugar la nitrificación, la velocidad de crecimiento de nitrosomonas ( $\mu_m$ ) debe ser mayor que la velocidad de crecimiento del resto de bacterias que constituyen la biomasa ( $1/\theta_c$ ). Esto se expresa mediante la siguiente ecuación:

$$\mu \geq \frac{1}{\theta_c}$$

A su vez, la velocidad de crecimiento de Nitrosomonas se expresa mediante la siguiente fórmula:

$$\mu_m = \mu_{m,\max} \times \frac{(N-NH_4^+)}{K_N + (N-NH_4^+)} \times \frac{DO}{K_O + DO} \times \text{Factor } T^a \times \text{Factor pH}$$

donde:

$\mu_{m,\max}$  = velocidad máx. crecimiento de nitrosomonas ( $0,8 \text{ d}^{-1}$ )

Factor  $T^a$  =  $1,1^{(t-20)} = 0,47$

$t$  = Temperatura del agua ( $12,0 \text{ }^\circ\text{C}$ )

$DO$  = Concentración media de  $O_2$  mantenida en el reactor

$K_O$  = Constante de saturación del oxígeno ( $0,40 \text{ mgO}_2/\text{l}$ )

$K_N, 12,0^\circ\text{C}$  = Constante de saturación del  $N-NH_4^+$  ( $1,00 \text{ mg/l}$ )

$N-NH_4^+$  = Concentración nitrógeno amoniacal en el reactor = 1,0 ppm

Factor pH =  $1 - 0,83 \times (7,2 - pH) = 0,83$  ( Si  $pH > 7,2$  Factor=1)

pH = 7,0

En nuestro caso tendremos una velocidad de nitrificación de:

$$\mu_m = 0,8 \times \frac{1,0}{(1,00+1,0)} \times \frac{0,5}{(0,40 + 0,5)} \times 0,47 \times 0,83 = 0,086 \text{ días}^{-1}$$

$$\mu_m = 0,086 \text{ días}^{-1}$$

Por tanto, la edad mínima requerida para la nitrificación, considerando un factor de seguridad de 1,5 será:

$$\Theta_c \text{ min} = ( 1 / 0,086 ) \times 1,5 = 17,5 \text{ días}$$

Dado que la edad que se consigue en el reactor diseñado es de 23,0 días, habrá nitrificación.

### 8.3. CAPACIDAD MÁXIMA DE DESNITRIFICACIÓN

Aproximadamente, 254 m<sup>3</sup> del volumen del reactor se mantendrán en condiciones anóxicas. Para calcular la capacidad de desnitrificación del volumen anóxico adoptado debe conocerse la velocidad de desnitrificación.

Para el tipo de aguas que nos ocupan, y con las condiciones de operación mencionadas anteriormente, aceptaremos una velocidad máxima a 20 °C de 0,07 KgNO<sub>3</sub>/KgMLVSS/día , y realizaremos una corrección de dicha velocidad según la fórmula utilizada por METCALF & EDDY.

$$V = v_{\max} \times 1,09^{(T-20)} \times (1 - c) \text{ Kg NO}_3/\text{KgMLVSS/día}$$

Siendo:

c = concentración de O<sub>2</sub> en la zona anóxica = 0,10 ppm

T = 12,0 °C

$$V = 0,07 \times 1,09^{(12,0-20)} \times (1 - 0,10) = 0,03 \text{ Kg NO}_3/\text{KgMLVSS/día}$$

Por lo tanto, el volumen anóxico fijado permitirá desnitrificar una cantidad máxima de:

$$254 \text{ m}^3 \times 4,40 \text{ kgSS/m}^3 \times 57\% \text{ SV/SS} \times 0,03 \text{ KgNO}_3/\text{KgMLVSS/día} = 19,1 \text{ Kg NO}_3/\text{día}$$

superior a la cantidad prevista (15,6 Kg NO<sub>3</sub>/día)..

#### 8.4. BALANCE DE LA NITRIFICACIÓN Y DESNITRIFICACIÓN BIOLÓGICA

En el esquema adjunto se presenta el balance del nitrógeno. En el puede verse que se cumplen los requerimientos de contaminación exigidos en el efluente sin ser necesaria la recirculación de licor mixto.

$$Q = 621 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$\text{TKN}_{\text{total}} = 29,81 \text{ Kg/día} = 48,0 \text{ ppm}$$

$$\text{TKN en fangos} = 6,4 \text{ kg/día} = 10,3 \text{ ppm}$$

$$\text{TKN oxidables} = 22,20 \text{ kg/día} = 35,8 \text{ ppm}$$

$$\text{N-NO}_3 = 0 \text{ kg/día} = 0 \text{ ppm}$$

##### REACTOR BIOLOGICO

$$\text{TKN}_{\text{ox}}(\text{IN}) = 22,20 + 1,0 + 0 = 23,2 \text{ Kg/d}$$

$$\text{NO}_3(\text{IN} + \text{Form}) = 0 + 9,6 + 0,0 + (0,93 \times 23,2) = 31,2 \text{ Kg/d}$$

NITRIFICACION=93%

DESNITRIFICACION=50%

$$\text{TKN}_{\text{ox}}(\text{OUT}) = (1 - 0,93) \times 23,2 = 1,6 \text{ kg/d}$$

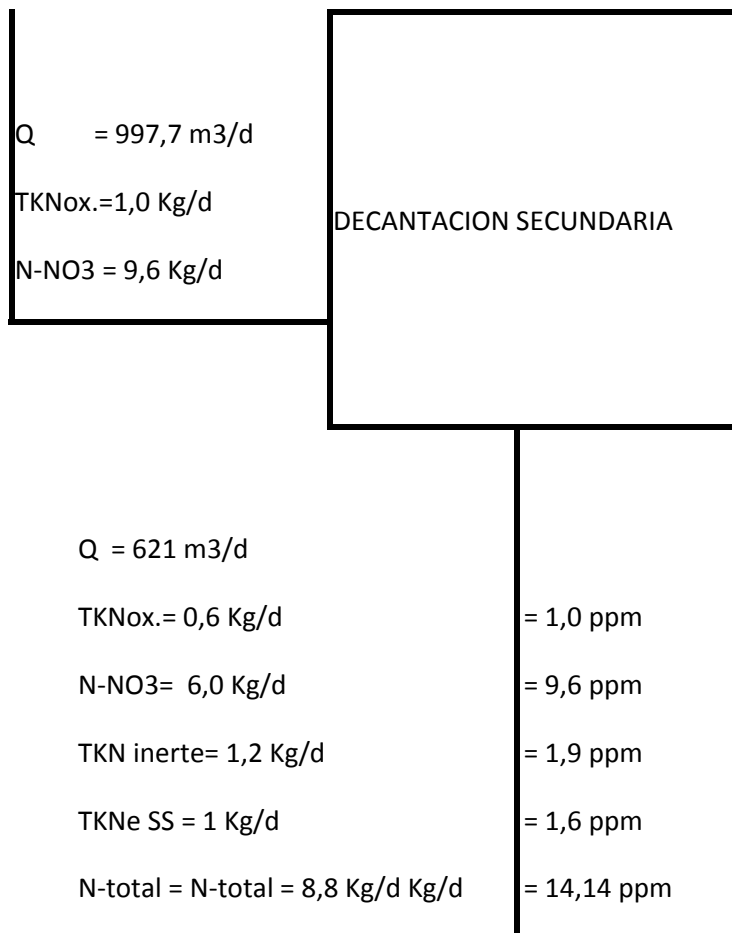
$$\text{N}_2 = 0,5 \times 31,2 = 15,6 \text{ Kg/d}$$

$$\text{NO}_3(\text{OUT}) = 31,2 - (0,5 \times 31,2) = 15,6 \text{ Kg/d}$$

$$Q = 1.618,8 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$\text{TKN}_{\text{ox}}(\text{IN}) = 1,6 \text{ Kg/d}$$

$$\text{N-NO}_3 = 15,6 \text{ Kg/d}$$



Eliminación total de nitrógeno obtenida = 70,5 %

Eliminación total de nitrógeno exigida = 68,8 %

Porcentaje desnitrificación global del sistema = 72,3 %

## 8.5. NECESIDADES MEDIAS DE OXIGENO EN CONDICIONES DE CAMPO

El oxígeno necesario para conseguir los rendimientos fijados tiene en cuenta los términos siguientes:

- a) O<sub>2</sub> para la respiración endógena y la eliminación de la materia carbonácea
- b) O<sub>2</sub> para el proceso de nitrificación
- c) O<sub>2</sub> recuperado en el proceso de desnitrificación

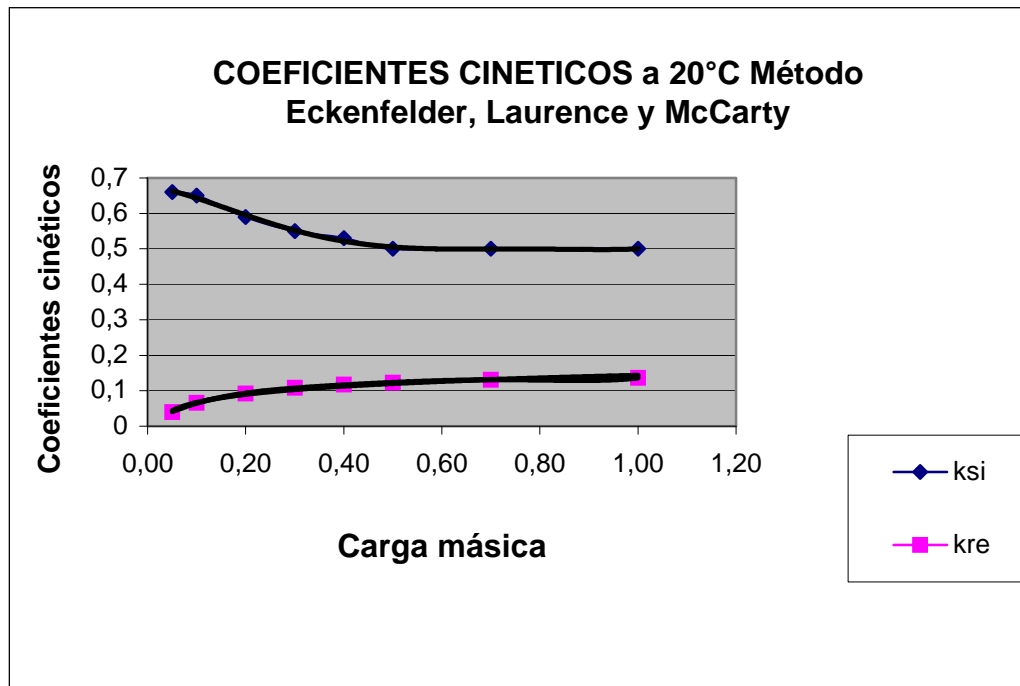
a1) O<sub>2</sub> medio para la respiración endógena.

El oxígeno necesario para la respiración es proporcional a la masa celular presente en el reactor, y la constante de proporcionalidad depende de la carga másica a la que se opera la planta y de la temperatura del agua.

Según el método utilizado por CEDEX: Eckenfeldre, Lawrence y McCarty , dicha constante se calcula según la fórmula siguiente, adoptándose como valor de temperatura, la máxima alcanzable, que se ha fijado en 20°C.

$$K_{re} = k_{re}(20) \times 1,029^{(t-20)}$$

El valor de  $K_{re}(20) = 0,039$  se obtienen según la gráfica adjunta:  $k_{re} = 0,039 \times 1,029^{(20-20)} = 0,039$



El consumo de  $O_2$  para respiración endógena será pues:

$$0,039 \text{ KgO}_2/\text{d}/\text{KgMLSS} \times 3.188 \text{ KgMLSS} = 124,3 \text{ KgO}_2/\text{día}$$

a2)  $O_2$  medio para la eliminación de  $DBO_5$

El oxígeno necesario para la eliminación de la materia biodegradable es proporcional a la  $DBO_5$  eliminada y la constante de proporcionalidad ( $K_{Si} = 0,664 \text{ KgO}_2/\text{kg } DBO_5$ ) depende de la carga másica a la que se opera la planta.

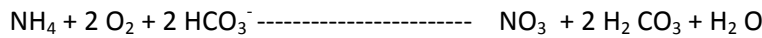
$$0,664 \text{ KgO}_2/\text{Kg}DBO_5 \times 133,6 \text{ Kg}DBO_5/\text{d} = 88,7 \text{ Kg } O_2/\text{día}$$

a)  $O_2$  medio para la eliminación de la  $DBO_5$  y la respiración endógena (suma de los apartados a1 y a2)

$$124,3 + 88,7 = 213 \text{ KgO}_2/\text{día}$$

b) O<sub>2</sub> medio para la nitrificación

La reacción que rige el proceso de nitrificación es:



necesitándose 64 KgO<sub>2</sub>/14 KgN = 4,6 KgO<sub>2</sub>/kgN eliminado

Según el balance de nitrógeno presentado en un apartado anterior, el rendimiento de nitrificación del sistema es de 97,21 %, oxidándose 21,6 KgN/día. Por tanto, el oxígeno requerido para la nitrificación será:

$$4,6 \text{ KgO}_2/\text{KgN} \times 21,6 \text{ KgN/día} = 99,4 \text{ Kg O}_2/\text{día}$$

c) O<sub>2</sub> medio recuperado en el proceso de desnitrificación.

En el proceso de desnitrificación se recuperan 2,86 Kg de oxígeno por Kg de N-NO<sub>3</sub> consumido.

Según el balance de nitrógeno presentado en un apartado anterior, el rendimiento de desnitrificación global del sistema será del 72,3 %, desnitrificándose 15,6 KgN-NO<sub>3</sub>/d. El oxígeno recuperado será pues:

$$15,6 \text{ Kg.N-NO}_3/\text{día} \times 2,86 \text{ KgO}_2/\text{KgN-NO}_3 = 44,6 \text{ Kg O}_2/\text{día}$$

Lo que supone recuperar el 44,9 % del oxígeno consumido en la nitrificación.

O<sub>2</sub> medio total :

$$213 + 99,4 - 44,6 = 267,8 \text{ Kg.O}_2/\text{día}.$$

## 8.6. Necesidades máximas de oxígeno en condiciones de campo.

Las puntas de caudal y de DBO provocan una necesidad punta de oxígeno que afecta únicamente al utilizado para la síntesis. El consumo para la respiración no varía, al no variar la cantidad de microorganismos presentes en el reactor. El consumo máximo de oxígeno considerando una punta de 1,5 será de:

$$\text{O}_2 \text{ máximo. Respiración} = \text{O}_2 \text{ medio respiración} = 124,3 \text{ KgO}_2/\text{día}$$

$$\text{O}_2 \text{ máximo eliminación DBO} = 88,7 \times 1,5 = 133,05 \text{ KgO}_2/\text{día}$$

a) O<sub>2</sub> máximo para la respiración endógena y la eliminación de la materia carbonácea:

$$124,3 + 133,05 = 257,4 \text{ KgO}_2/\text{día}$$

b) O<sub>2</sub> máximo para nitrificación.

El consumo máximo de oxígeno para la oxidación del TKN, considerando una punta de 1,5 será de:

$O_2$  máximo oxidación TKN =  $99,4 \times 1,5 = 149,1 \text{ KgO}_2/\text{día}$

**c)  $O_2$  máximo recuperado por desnitrificación:**

$O_2$  máx. desnitrificación =  $44,6 \times 1,5 = 66,9 \text{ KgO}_2/\text{día}$

**$O_2$  máximo total:**

$257,4 + 149,1 - 66,9 = 339,6 \text{ KgO}_2/\text{día}$

## 8.7. Aporte horario de oxígeno.

Para el dimensionado de los equipos de aireación se establece que el aporte diario, calculado en el apartado anterior, se realice en 24 horas al día, resultando unos aportes horarios de :

Aporte medio = 267,8 : 24 = 11,16 Kg  $O_2$ /h

Aporte máximo = 339,6 : 24 = 14,15 Kg  $O_2$ /h

## 8.8. Sistema de aireación.

### 8.8.1. Demanda de oxígeno en condiciones estándar

Para el cálculo de la potencia de aireación es necesario convertir el consumo de oxígeno calculado en condiciones reales de campo a condiciones estándar, que son las que se utilizan en las pruebas de eficiencia de los distintos equipos de aireación. El factor de corrección se calcula aplicando la fórmula siguiente:

$$FCF = \frac{(\beta \times ACF \times C_{sw} - C_1)}{C_{ss}} \times ALFA \times 1,024^{(T-20)}$$

$\beta$  = Factor corrección salinidad y tensión superficial.

ACF = Factor corrección altitud.

ALFA = Factor transferencia de los discos Orbal.

T = Temperatura del agua residual de la planta.

$C_{sw}$  = Concentración de saturación de  $O_2$  en agua limpia a la temperatura T

$C_{ss}$  = Concentración de saturación de  $O_2$  en agua limpia a 20 °C

$C_1$  = Concentración de  $O_2$  que quiere mantenerse en el agua residual del reactor biológico.

Para un valor de temperatura máxima de 20 °C y una altitud de 852,00 m, se obtiene el siguiente factor de corrección de campo:

$$FCFe = \frac{(0,98 \times 0,90 \times 9,09 - 2)}{9,09} \times 0,95 \times 1,024^{(20 - 20)} = 0,629$$

El oxígeno en condiciones estándar se obtiene dividiendo el oxígeno en condiciones de campo por el factor de corrección.

Necesidades medias en condiciones estándar :

$$11,16 : 0,629 = 17,74 \text{ kg O}_{2st}/h$$

Necesidades máximas en condiciones estándar :

$$14,15 : 0,629 = 22,50 \text{ kg O}_{2st}/h$$

### 8.8.2. Aporte de oxígeno y potencia por disco.

El aporte de oxígeno de los discos ORBAL depende de la velocidad de rotación, del sentido de giro y de la sumergencia a la que trabajan. A continuación se reflejan tres de las múltiples condiciones de operación posibles:

#### Condiciones de mínimo aporte:

Velocidad de rotación	: 43 rpm
Sentido de rotación	: APEX
Sumergencia	: 0,242 m
Aporte de O <sub>2</sub> (st)/disco	: 0,301 Kg.O <sub>2</sub> (st)/h/disco
Potencia ab. en el eje	: 0,19 CV/disco

#### Condiciones de operación:

Velocidad de rotación	: 43 rpm
Sentido de rotación	: BASE
Sumergencia	: 0,457 m
Aporte de O <sub>2</sub> (st)/disco	: 0,655 Kg.O <sub>2</sub> (st)/h/disco



Potencia ab. en el eje : 0,42 CV/disco

**Condiciones medias:**

Velocidad de rotación : 57 rpm

Sentido de rotación : BASE

Sumergencia : 0,400 m

Aporte de O<sub>2</sub> (st)/disco : 0,934 Kg.O<sub>2</sub> (st)/h/disco

Potencia ab. en el eje : 0,69 CV/disco

**Condiciones de máximo aporte:**

Velocidad de rotación : 57 rpm

Sentido de rotación : BASE

Sumergencia : 0,533 m

Aporte de O<sub>2</sub> (st)/disco : 1,198 Kg.O<sub>2</sub> (st)/h/disco

Potencia ab. en el eje : 0,89 CV/disco

**8.8.3. Determinación del número de discos.**

El número de discos necesarios se calculará a partir de la demanda máxima de oxígeno estándar y de las condiciones de máximo aporte indicadas en el apartado anterior.

$$\frac{22,50 \text{ Kg.O}_2(\text{st})/\text{h}}{1,198 \text{ Kg.O}_2(\text{st})/\text{h/disco}} = 19 \text{ discos}$$

**Número total de discos instalados:**

Consideraciones de ajuste en la distribución de los discos obligan a fijar el número de discos a:

Nº total de discos: 19

**8.8.4. Potencia de los grupos motrices.**

El sistema de aireación diseñado está formado por los siguientes rotores :

- 1 Rotor de 19 discos

Los rotores se accionan con motorreductores de 1 velocidad, girando los motores a una velocidad máxima de 1500 r.p.m. y los discos a 57 r.p.m.

Los rotores se actúan mediante un **variador de frecuencia** que recibe la señal del medidor de oxígeno instalado en el reactor. De esta manera se consigue variar la velocidad de rotación y adaptar el aporte de oxígeno a las variaciones de la demanda.

La potencia máxima requerida en el eje de cada uno de los rotores y la potencia de los motores instalados es la siguiente:

- Rotor ORBAL de 19 discos

Potencia requerida = 0,89 CV/disco x 19 discos = 16,9 CV

Potencia instalada = 20 CV

#### 8.8.5. Oxígeno aportado .

Con el número de discos instalados se consigue el aporte de oxígeno siguiente:

- **O<sub>2</sub> st. en las condiciones de mínimo aporte:**

Total: 19 discos x 0,301 kg O<sub>2</sub>/h/disco = 5,72 kg O<sub>2st</sub>/h

- **O<sub>2</sub> st. en las condiciones medias:**

Total: 19 discos x 0,934 kg O<sub>2</sub>/h/disco = 17,75 kg O<sub>2st</sub>/h

- **O<sub>2</sub> st. en las condiciones de máximo aporte:**

Total: 19 discos x 1,198 kg O<sub>2</sub>/h/disco = 22,76 kg O<sub>2st</sub>/h

Estos aportes suponen respecto al oxígeno medio necesario, los siguientes porcentajes:

$$\text{Aporte mínimo} = \frac{5,72}{17,74} \times 100 = 32\%$$

$$\text{Aporte medio} = \frac{17,75}{17,74} \times 100 = 100\%$$

$$\text{Aporte máximo} = \frac{22,76}{17,74} \times 100 = 128\%$$

### 8.8.6. Consumo eléctrico.

Para aportar el oxígeno medio diario que se cifra en 426 kg O<sub>2</sub>/día, se trabajará 11,7 horas a las condiciones de operación y 12,3 horas a las condiciones máximas, mencionadas en un apartado anterior.

Aceptando un rendimiento eléctrico del motor del 90 %, el consumo eléctrico total será:

$$19 \text{ discos} \times (0,42 \text{ CV/disco} \times 11,7\text{h} + 0,89 \text{ CV/disco} \times 12,3 \text{ h}) \times 0,736 \text{ Kw/CV} : 0,9 = 257,28 \text{ kwh/día}$$

### 8.9. Dimensiones del reactor.

Para el proceso biológico se trabajará con 1,00 tanque, tipo canal de oxidación con el decantador en el centro, de las siguientes dimensiones:

Número de canales	: 1
Anchura canal	: 4,50 m
Calado máximo	: 3,35 m
Altura pared exterior	: 3,65 m
Radios interiores mínimo y máximo del canal	: 5,4 y 9,9 m
Espesor pared canal	: 0,40 m
Diámetro exterior total	: 20,60 m

Con estas medidas, puede procederse al cálculo del volumen.

$$\text{Superficie} = \pi \times (9,9^2 - 5,4^2) = 216,30 \text{ m}^2$$

$$\text{Volumen} = 216,30 \text{ m}^2 \times 3,35 \text{ m} = 724,61 \text{ m}^3$$

#### 8.9.1. Nivel de agitación mínimo.

El nivel de agitación cuando se trabaja con los discos en las condiciones de mínimo aporte, debe ser igual o superior al mínimo recomendado para rotores ORBAL : 0,005 CV/m<sup>3</sup>.

$$19 \text{ discos} \times 0,19 \text{ CV/d} : 724,61 \text{ m}^3 = 0,0050 \text{ CV/m}^3$$

En algunas circunstancias, puede ser necesario parar la aireación para poder asegurar la desnitrificación. Para poder parar el rotor y continuar manteniendo la biomasa en suspensión se instalará **un vehiculador** de 1.200 mm de diámetro de hélice y 3 kW de potencia.

## 9. DECANTACIÓN SECUNDARIA

Para el proceso de decantación secundaria se ha proyectado 1,00 decantador.

Geometría : circular

Diámetro decantador : 10,0 m

Altura de agua en pared : 3,53 m

Pendiente del fondo : 10,1 %

Altura troncocónica total : 0,505 m

Situación canal perimetral : interior

Ancho canal perimetral : 0,3 m

Ancho pared canal perimetral : 0,15 m

Dados los datos anteriores se calcula:

- Superficie decantación:

$$\pi \times 10,0^2 / 4 = 78,54 \text{ m}^2$$

- Volumen cilíndrico:

$$78,54 \times 3,53 = 277,25 \text{ m}^3$$

- Volumen troncocónico

$$78,54 \times 0,505 / 3 = 13,22 \text{ m}^3$$

- Volumen total:

$$277,25 + 13,22 = 290,47 \text{ m}^3$$

- Calado en vertedero:

$$3,53 + ((0,3 + 0,15) \times 10,1 \%) = 3,58 \text{ m}$$

- Longitud del vertedero:

$$\pi \times (10,0 - 2 \times (0,3 + 0,15)) = 28,59 \text{ m}$$

### 9.1. Condiciones de operación

Carga hidráulica a caudal máximo:

$$\frac{70,00 \text{ m}^3/\text{h}}{78,54 \text{ m}^2} = 0,89 \text{ m}^3/\text{h}/\text{m}^2$$

Carga hidráulica a caudal medio :

$$\frac{25,88 \text{ m}^3/\text{h}}{78,54 \text{ m}^2} = 0,33 \text{ m}^3/\text{h}/\text{m}^2$$

Carga de sólidos a caudal máximo (con recirculación):

$$\frac{122,00 \text{ m}^3/\text{h} \times 4,00 \text{ kg}/\text{m}^3}{78,54 \text{ m}^2} = 6,21 \text{ kg}/\text{h}/\text{m}^2$$

Carga de sólidos a caudal medio (con recirculación):

$$\frac{58,45 \text{ m}^3/\text{h} \times 4,00 \text{ kg}/\text{m}^3}{78,54 \text{ m}^2} = 2,98 \text{ kg}/\text{h}/\text{m}^2$$

Tiempo retención a caudal máximo:

$$\frac{290,47 \text{ m}^3}{70,00 \text{ m}^3/\text{h}} = 4,15 \text{ h}$$

Tiempo retención a caudal medio:

$$\frac{290,47 \text{ m}^3}{25,88 \text{ m}^3/\text{h}} = 11,22 \text{ h}$$

Carga sobre vertedero a caudal máximo:

$$\frac{70,00 \text{ m}^3/\text{h}}{28,59 \text{ m}} = 2,45 \text{ m}^3/\text{h/m}$$

Carga sobre vertedero a caudal medio:

$$\frac{25,88 \text{ m}^3/\text{h}}{28,59 \text{ m}} = 0,91 \text{ m}^3/\text{h/m}$$

## 10. PURGA DE FANGOS BIOLOGICOS Y ELIMINACION DE FOSFORO

Para el cálculo de la purga de fangos utilizaremos la fórmula de Huisken modificada:

$$Fe = \left( 1,2 \times C_m^{0,23} + 0,5 \times \left( \frac{SS_0}{DBO_5} - 0,6 \right) \right) \times DBO_5 e \text{ lim.}$$

Donde:

Fe = Fangos en exceso (Kg SS/día)

Cm = Carga másica de trabajo

SS<sub>0</sub> = Sólidos de entrada al tratamiento biológico (ppm)

DBO<sub>5</sub> = DBO<sub>5</sub> de entrada al tratamiento biológico (ppm)

DBO<sub>5 elim.</sub> = DBO<sub>5</sub> eliminada en el reactor biológico. (Kg. DBO<sub>5</sub> elim./día)

Donde la tasa de de producción de fangos obtenida con la fórmula anterior será de:

$$1,2 \times 0,047^{0,23} + 0,5 \times \left( \frac{360}{240} - 0,6 \right) = 1,04 \text{ KgSS/kgDBO}_{\text{5elim}}$$

Y por tanto la producción diaria de fangos biológicos en exceso será:

$$1,04 \times 133,5 \text{ Kg DBO}_{\text{elim}}/\text{día} = 138,8 \text{ Kg SS/día}$$

De los 138,8 KgSS/día de producción de fangos en exceso, una parte es eliminada por el efluente en forma de sólidos en suspensión y la otra por la purga.

La cantidad de fangos eliminados por el efluente es de:

$$621,1 \text{ m}^3/\text{d} \times (35 / 1.000) \text{ Kg SS/m}^3 = 21,7 \text{ Kg SS/d}$$

La cantidad de fangos eliminados por la purga asciende a:

$$138,8 \text{ Kg SS/d} - 21,7 \text{ Kg SS/d} = 117,1 \text{ Kg SS/d}$$

Sin embargo, a fin de realizar un cálculo conservador en el dimensionado de la línea de fangos, consideraremos que no se escapan sólidos por el efluente y que por lo tanto todos los fangos se extraen por la purga.

### 10.1. Eficacia en la eliminación de fósforo

Dado el tipo de reactor diseñado puede esperarse un contenido en fósforo en los fangos del 0,90 % respecto a la materia seca de los mismos. La extracción de fósforo por la purga será pues de:

$$0,009 \text{ KgP/KgSS} \times 117,1 \text{ Kg SS/día} = 1,1 \text{ Kg P/día}$$

y por lo tanto, la concentración de salida, sin considerar una dosificación adicional de reactivos, será de:

$$\frac{((6,2 - 1,1) \times 1.000) \text{ gr P/día}}{25,9 \text{ m}^3/\text{hora} \times 24 \text{ h/día}} = 8,3 \text{ ppm}$$

## 10.2. Precipitación química del fósforo

La dosis de sales minerales, cuando éstas se usan para la precipitación del fósforo disuelto en el agua, se calcula en exceso, aceptando en la práctica, un consumo cuya relación molar ión metálico / ión fósforo puede oscilar de 1 a 3 veces la relación estequiométrica. En los cálculos siguientes se ha fijado este factor en 2.

La sal prevista para tal fin es el Cloruro Férrico comercial, que presenta una riqueza del 40% y una densidad de 1,425 Kg/l.

El consumo de dicho reactivo queda reflejado en los cálculos siguientes:

Tal como se justificó en el apartado del reactor biológico, el fósforo que debe ser eliminado a fin de que la concentración de fosforo efluente sea de 2 ppm asciende a 5,0 Kg/día. Puesto que 1,1 Kg/día son absorbidos en los fangos, sólo deberán precipitarse químicamente:

$$\text{Fósforo a precipitar} = 5,0 - 1,1 = 3,9 \text{ Kg P/día}$$

### CONSUMO DE CLORURO FÉRRICO:

$$\begin{aligned} & \frac{3,9 \text{ Kg P/día}}{31 \text{ Kg P/ Kmol P}} \times (2 \times 56 \text{ Kg Fe/Kmol P}) = 14,1 \text{ Kg Fe/día} \\ & \frac{14,1 \text{ Kg Fe/día} \times (162,2 / 56) \text{ KgFeCl}_{3\text{puro}}/\text{Kg Fe}}{0,4 \text{ Kg FeCl}_{3\text{puro}} / \text{Kg FeCl}_{3\text{comercial}}} = 102,0 \text{ Kg FeCl}_{3\text{com.}} / \text{día} \\ & \frac{102,0 \text{ Kg FeCl}_{3\text{com}} / \text{día}}{1,425 \text{ Kg/l} \times 24 \text{ h/día}} = 2,98 \text{ L. FeCl}_3 / \text{hora} \end{aligned}$$

Analizando de forma simplificada las reacciones que tienen lugar al adicionar una sal metálica en el agua residual, consideraremos que ésta reacciona con los compuestos de fósforo precipitándolos en forma de fosfatos y el exceso en forma de hidróxidos.

Puesto que el Cloruro Férrico se ha adicionado en una cantidad doble a la estequiométricamente necesaria, una mitad reaccionará dando  $\text{FePO}_4$  y la otra  $\text{Fe(OH)}_3$ .



$$7,1 \text{ Kg Fe/día}$$

$$\times 151 \text{ Kg FePO}_4/\text{Kmol Fe} = 19 \text{ Kg FePO}_4/\text{día}$$

$$56 \text{ Kg Fe/Kmol}$$

$$7,1 \text{ Kg Fe/día}$$

$$\times 107 \text{ Kg Fe(OH)}_3/\text{Kmol Fe} = 13,46 \text{ Kg Fe(OH)}_3/\text{día}$$

$$56 \text{ Kg Fe/Kmol}$$

Estos fangos se extraerán del fondo del decantador secundario junto con los fangos biológicos constituyendo, la mezcla, los fangos secundarios.

Si la purga se realiza 7 días por semana, la extracción diaria de fangos deberá ser:

$$138,8 \text{ KgSSbio/d} + 19 \text{ Kg FePO}_4/\text{d} + 13,46 \text{ Kg Fe(OH)}_3/\text{d}$$

$$= 171,3 \text{ KgSS/d}$$

$$(7 \text{ días} / 7 \text{ días por semana})$$

Considerando una concentración de los fangos secundarios del 0,7 % el caudal diario de purga será:

$$171,3 \text{ KgSS/día}$$

$$= 24,5 \text{ m}^3 / \text{día}$$

$$(0,7 : 100) \times 1000 \text{ KgSS/m}^3$$

### 10.3. Purga de fangos secundarios.

Para la extracción de dichos fangos se instalarán 1 bomba, la de recirculación en reserva, de 10 m<sup>3</sup>/h de caudal unitario, que permitirán realizar la purga en un tiempo mínimo de:

$$24,5 \text{ m}^3 / \text{día}$$

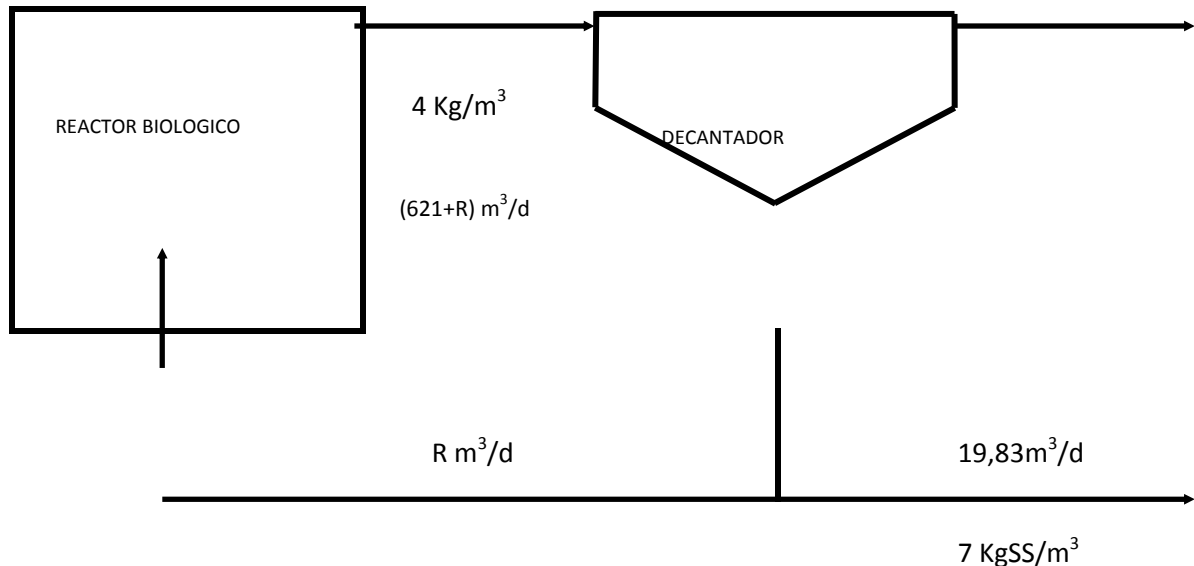
$$= 2,4 \text{ horas/día}$$

$$10 \text{ m}^3/\text{h} \times 1 \text{ bombas servicio}$$

### 11. RECIRCULACIÓN DE FANGOS BIOLÓGICOS.

A fin de restituir al reactor biológico los fangos activos que pasan de éste al decantador secundario, se realizará una recirculación de los mismos desde el fondo del decantador a la entrada del reactor.

Realizando un balance de masas en el sistema, se deduce que: para un vertido medio de llegada de  $621 \text{ m}^3/\text{d}$ , unas concentraciones de  $4.000 \text{ mg/l}$  de sólidos en el reactor biológico y  $7.000 \text{ mg/l}$  de sólidos en los fangos recirculados y en la purga, y considerando que la totalidad de fangos en exceso es eliminada por dicha purga a razón de  $19,83 \text{ m}^3/\text{d}$ , el caudal de recirculación resultante es el siguiente:



$$(621 + R) \times 4 = (7 \times 19,83) + (7 \times R)$$

$$R = 782 \text{ m}^3/\text{d}$$

Aunque este valor representa un 126 % del caudal diario de entrada, se preverá una capacidad de recirculación igual o superior al igual al 201 % de dicho caudal.

## 12. ESPESAMIENTO POR GRAVEDAD.

El tratamiento de espesado de los fangos funcionará con 1 espesador por gravedad previsto para tratar una carga diaria total que, tal como se justifica en un apartado anterior, resulta ser de  $171,3 \text{ KgSS/día}$  con un caudal de  $24,5 \text{ m}^3/\text{día}$  a una concentración del 0,70 %.

Características del fango espesado:

La concentración de los fangos espesados se estima en un 3,00 %, por lo que el caudal total diario de fangos espesados es:

$$\frac{171,3 \text{ Kg SS/día}}{30 \text{ Kg/m}^3} = 5,71 \text{ m}^3/\text{día}$$

Si la purga se realiza durante 2 días a la semana, la cantidad de fangos espesados a extraer es:

$$\frac{171,3 \text{ Kg SS/día} \times 7 \text{ d/sem}}{(2 \text{ días/sem.})} = 599,6 \text{ Kg SS/día}$$

$$\frac{5,71 \text{ m}^3/\text{día} \times 7 \text{ d/sem}}{(2 \text{ días/sem.})} = 19,99 \text{ m}^3/\text{día}$$

Y el caudal horario, considerando un tiempo de purga diario de 5,0 horas, asciende a 4,00 m<sup>3</sup>/h.

El caudal total del sobrenadante será:

$$24,5 - 19,99 = 4,51 \text{ m}^3/\text{día}$$

El caudal horario máximo se producirá cuando el espesador esté lleno y se produzca una entrada de fango. Por lo tanto, el caudal horario máximo de sobrenadante coincide con el caudal máximo de entrada de fangos : 2,00 m<sup>3</sup>/h

### 12.1. Dimensiones del espesador y condiciones de operación.

Tipo de espesador	: con mecanismo
Diámetro interior	: 3,0 m
Altura cilíndrica	: 3,05 m
Calado en la pared	: 2,65 m
Pendiente del fondo	: 150 %
Altura cónica	: 2,25 m

Dados los datos anteriores se calcula:

- Superficie:

$$\pi \times \frac{3,0^2}{4} = 7,07 \text{ m}^2$$

**- Volumen útil:**

$$\text{Volumen cilíndrico útil} = 7,07 \times 2,65 = 18,74 \text{ m}^3$$

$$\text{Volumen cónico} = 7,07 \times 2,25 : 3 = 5,30 \text{ m}^3$$

$$\text{Volumen útil total} = 18,74 + 5,30 = 24,04 \text{ m}^3$$

**12.2. Condiciones de operación.**

**Tiempo de retención de los fangos de entrada:**

$$\frac{24,04 \text{ m}^3}{24,5 \text{ m}^3/\text{día}} \times 24 \text{ h/día} = 23,55 \text{ h}$$

**Tiempo de retención de los fangos espesados:**

$$\frac{24,04 \text{ m}^3}{19,99 \text{ m}^3/\text{día}} \times 24 \text{ h/día} = 101,04 \text{ h}$$

**Carga de sólidos:**

$$\frac{171,3 \text{ KgSS/día}}{7,07 \text{ m}^2} = 24,23 \text{ Kg SS/día/m}^2$$

**Duración recomendada de la alimentación de fangos:**

A fin de no superar la carga hidráulica recomendada para este tipo de fangos, la duración de la alimentación de fangos al espesador debería ser superior a:

$$\frac{24,5 \text{ m}^3/\text{día}}{7,07 \text{ m}^2 \times 0,45 \text{ m}^3/\text{h/m}^2} = 7,70 \text{ horas/día}$$

### 13. DESHIDRATACIÓN DE FANGOS

#### 13.1. Bombeo de fangos a deshidratación

Se ha previsto que la instalación de deshidratación funcione **5,0 horas** diarias, **2 días** a la semana. Por lo tanto, la capacidad real de la instalación debe permitir deshidratar:

$$\frac{171,30 \text{ KgSS/d} \times 7 \text{ días/semana}}{2 \times 5,0 \text{ h/día}} = 119,9 \text{ kg SS/h}$$

que a una concentración de entrada de 3,00 % resulta un caudal total de:

$$119,9 \text{ kg SS/h} : 30 \text{ kg SS/m}^3 = 4,00 \text{ m}^3/\text{h}$$

Para el bombeo de los fangos a deshidratación se instalarán 2 bombas helicoidales, 1 en reserva, que deberán suministrar un caudal unitario de:

$$4,00 \text{ m}^3/\text{h} : 1 \text{ ud. en servicio} = 4,0 \text{ m}^3/\text{h}$$

#### 13.2. Acondicionamiento del fango

##### 13.2.1. Consumo de polielectrolito sólido

El consumo de floculante, en base a la experiencia de instalaciones en funcionamiento, puede variar entre 4,5 y 4,0 kg por cada 1.000 kg de SS presentes en los fangos.

$$\text{Máximo : } (119,9 / 1.000) \text{ Tm SS/h} \times 4,5 \text{ kg/Tm SS} \times 1.000 \text{ g/kg} = 540,00 \text{ g/h}$$

$$\text{Medio: } (119,9 / 1000) \text{ Tm SS/h} \times 4,0 \text{ kg/Tm SS} \times 1000 \text{ g/kg} = 480,00 \text{ g/h}$$

$$\text{Medio diario: } 480,00 \text{ g/h} \times 5,0 \text{ h/día} / (1000 \text{ g/kg}) = 2,40 \text{ kg/día}$$

##### 13.2.2. Preparación y dosificación de la dilución de polielectrolito

El polielectrolito se dosifica diluido. Inicialmente se prepara una solución concentrada de 5 g/l utilizando agua potable, y posteriormente se diluye en línea hasta una concentración de 1 g/l, utilizando agua tratada de la salida de la depuradora.

Los caudales necesarios de la solución madre de polielectrolito serán:

$$\text{Caudal máximo total: } 540,00 \text{ g/h} : 5 \text{ g/l} = 107,9 \text{ l/h}$$

$$\text{Caudal medio total: } 480,00 \text{ g/h} : 5 \text{ g/l} = 96,0 \text{ l/h} \quad (480,0 \text{ l/día})$$

Se instalarán 2 bombas dosificadoras, 1 en reserva, que deberán suministrar un caudal regulable entre:

$$\text{Caudal máximo unitario: } 107,9 \text{ l/h} : 1 \text{ ud. en servicio} = 107,90 \text{ l/h}$$

$$\text{Caudal medio unitario: } 96,0 \text{ l/h} : 1 \text{ ud. en servicio} = 96,00 \text{ l/h}$$

Puesto que se ha previsto preparar la dilución 1 vez al día, la capacidad mínima de almacenamiento deberá ser de 480,0 l.

### **13.3. Unidad de deshidratación.**

Se instalará 1 centrifuga, 1 en servicio, de la siguiente capacidad unitaria máxima:

- Capacidad hidráulica  $= 4 \text{ m}^3/\text{h}$
- Carga de sólidos secos  $= 120 \text{ kgSS/h}$

Funcionando 5,0 horas al día, 2 días a la semana, el caudal de alimentación unitario resulta de  $4,00 \text{ m}^3/\text{h}$  y de  $120,00 \text{ kg SS/h}$ .

### **13.4. Producción de fangos deshidratados.**

Con una concentración de 20 kg de sólidos secos por cada 100 kg de fango, y aceptando una densidad de dicho fango de  $1.100 \text{ kg/m}^3$ , el volumen diario de fangos deshidratados asciende a:

$$\frac{599,6 \text{ Kg SS/d}}{(20 \text{ Kg SS}/100 \text{ Kg fango}) \times 1100 \text{ Kg/m}^3} = 2,75 \text{ m}^3/\text{d} \text{ (2 d/sem)}$$

$$2,75 \text{ m}^3/\text{d} : 5,0 \text{ h/día} = 0,55 \text{ m}^3/\text{h}$$

### **13.5. Almacenamiento de fangos deshidratados.**

Para tener un stock de fangos de 2 días, el volumen mínimo de almacenamiento será:

$$2,75 \text{ m}^3/\text{día} \times 2 \text{ días} = 5,50 \text{ m}^3$$

Para ello se dispondrá de 2 contenedor de  $4,00 \text{ m}^3$  de capacidad unitaria.

