

ANEXOS

ANEXO A

Anexo A: Bases de cálculo del tratamiento biológico

En este anexo, y a modo de resumen, se exponen los datos de partida y parámetros principales calculados del tratamiento biológico. Además, para cada corriente del proceso se muestran las expresiones que permiten calcular los correspondientes valores de los distintos parámetros con los que se han caracterizado las mismas. Finalmente se recogen en sendas tablas, para *condiciones medias* y *condiciones máximas*, los valores de los parámetros característicos de las corrientes del proceso biológico, en las dos condiciones.

◇ Datos de partida

	Condiciones medias	Condiciones máximas
T [°C]	13	13
Y $\left[\frac{\text{kg SS/m}^3}{\text{kg DBO}_5/\text{m}^3} \right]$	0,71	0,71
k [d ⁻¹]	3,0	3,0
MSA [kg/m ³]	4,0	4,0
MSR [kg/m ³]	8,0	8,0
MSS [kg/m ³]	0,02	0,02
N,NTK_B) _R [kg/m ³]	10 ⁻³	10 ⁻³
F _{NA} [%]	10,0	10,0
N) _{VERTIDO} [g/m ³]	60,0	----

donde

T = temperatura de cálculo del proceso biológico [°C]

Y = coeficiente de crecimiento de masa activa $\left[(\text{kg SS/m}^3) / (\text{kg DBO}_5/\text{m}^3) \right]$

k = factor de degradabilidad de la materia orgánica [d⁻¹]

MSA = concentración de sólidos en el reactor biológico [kg/m³]

MSS = concentración de sólidos que escapan con el agua decantada [kg/m³]

MSR = concentración de sólidos en la purga de fangos del decantador [kg/m³]

$N_{NTK_B}_R$ = nitrógeno total Kjeldahl soluble biodegradable residual (no eliminado)
en el reactor biológico $[kg/m^3]$

F_{NA} = fracción en peso de nitrógeno asimilado en los fangos $[\%]$

$N_{VERTIDO}$ = concentración límite de nitrógeno total en el vertido

◇ Parámetros principales

Edad crítica de los fangos

$$SRT_c = \frac{1}{\mu_{nT} \cdot (1 - f_{AXN}) - b_{nT}} \quad [d] \quad (AA.001)$$

Edad mínima de los fangos

$$SRT = FS \cdot SRT_c = \frac{FS}{\mu_{nT} \cdot (1 - f_{AXN}) - b_{nT}} \quad [d] \quad (AA.002)$$

donde se ha tomado un factor de seguridad FS de 1,5.

Tasa específica de producción de organismos nitrificantes

$$\mu_{nT}(T) = 0,180 \cdot 1,123^{T-14} \quad [d^{-1}] \quad (AA.003)$$

Tasa de endogénesis de organismos nitrificantes

$$b_{nT}(T) = 0,034 \cdot 1,029^{T-14} \quad [d^{-1}] \quad (AA.004)$$

Masa volátil residual generada, en kg/m^3 , por kg/m^3 de DBO_5 biodegradado

$$m_{VR} = m_{AR} + m_{IR} \quad (AA.005)$$

Masa activa residual

$$m_{AR} = \frac{Y}{1 + b \cdot SRT} \quad (AA.006)$$

Masa inerte residual

$$m_{IR} = 0,20 \cdot \frac{Y \cdot b \cdot SRT}{1 + b \cdot SRT} \quad (AA.007)$$

Coeficiente de pérdida de masa activa

$$b = 0,21 * 1029^{T-15} \quad [d^{-1}] \quad (AA.008)$$

Producción de masa volátil

$$\Delta MV = \Delta MV_A + \Delta MV_I \quad [kg/d] \quad (AA.009)$$

Producción de masa volátil activa

$$\Delta MV = m_{AR} \cdot \left(DBO_5 - RD \right)_7 + \frac{DBO_5 - LD \big)_7}{1 + \frac{1 + b \cdot SRT}{(1 + R) \cdot k \cdot Y \cdot SRT}} \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.010)$$

Producción de masa volátil inerte

$$\Delta MV = m_{IR} \cdot \left(DBO_5 - RD \right)_7 + \frac{DBO_5 - LD \big)_7}{1 + \frac{1 + b \cdot SRT}{(1 + R) \cdot k \cdot Y \cdot SRT}} \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.011)$$

Sólidos en suspensión volátiles residuales a la salida del reactor biológico

$$SS, V - R \big)_9 = SS, V - RI \big)_9 + SS, V - RA \big)_9 \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.012)$$

Sólidos en suspensión volátiles residuales inertes a la salida del reactor biológico

$$SS, V - RI \big)_9 = 0,20 \cdot (1 + R) \cdot SS, V \big)_7 \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.013a)$$

Sólidos en suspensión volátiles residuales activos a la salida del reactor biológico

$$SS, V - RA \big)_9 = \frac{0,80}{1 + \frac{(1 + R) \cdot k \cdot Y \cdot SRT}{1 + b \cdot SRT}} \cdot (1 + R) \cdot SS, V \big)_7 \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.013b)$$

con R, el factor de recirculación de fangos.

Fracción de sólidos minerales en el sistema

$$X = \frac{SS, M)_7}{SS, M)_7 + SS, V_R)_9 + \Delta MV} \quad (AA.014)$$

Caudal de salida de agua decantada

$$Q)_{10} = \frac{MSR \cdot Q)_7 - \frac{SS, M)_7}{X}}{MSR - MSS} \quad [m^3/d] \quad (AA.015)$$

Caudal de salida de fangos en exceso

$$Q)_{E7} = \frac{\frac{SS, M)_7}{X} - MSS \cdot Q)_7}{MSR - MSS} \quad [m^3/d] \quad (AA.016)$$

Volumen del reactor biológico

$$V)_{REACTOR} = [SS, M)_7 + SS, V)_7 + MSR \cdot R \cdot Q)_7] \cdot \frac{SRT}{MSA} \quad [m^3] \quad (AA.017)$$

Fracción activa de los fangos

$$f_A = \frac{SS, V_RA)_9 + \Delta MV_A}{SS, M)_9 + SS, V_R)_9 + \Delta MV} \quad (AA.018)$$

Consumo total de DBO_5 por oxigenaciones parásitas en la cámara anóxica

$$DBO_5_RD)_{CP} = 1,620 \cdot [(1+R) \cdot 10^{-3} \cdot Q)_7 + 2,772 \cdot N, NO_2^-)_7] \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.019)$$

Potencial de desnitrificación por consumo de DBO_5 rápidamente biodegradable (cinética 1)

$$N, NO_3^-)_{R1, MAX} = \frac{[DBO_5_RD)_7 - DBO_5_RD)_{CP}]}{4,620 \cdot \frac{kg/m^3 DBO_5}{kg/m^3 N, NO_3^-}}} \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.020)$$

Velocidad de desnitrificación por cinética 1

$$k_T)_1 = 0,241 \cdot 1100^{T-14} \quad [d^{-1}] \quad (AA.021)$$

Tiempo necesario para el consumo de DBO_5 por la cinética 1

$$t_1 = \frac{N, \text{NO}_3^-}_{R1}}{k_T)_1 \cdot \text{MSA} \cdot f_A \cdot (1+R) \cdot Q)_7} \quad [\text{d}] \quad (\text{AA.022})$$

con $N, \text{NO}_3^-}_{R1}$, el nitrógeno en forma de nitrito realmente eliminado (reducido).

Tiempo de residencia en la cuba anóxica

$$t)_{\text{ANÓXICO}} = t)_1 + t)_2 = t)_1 \quad [\text{d}] \quad (\text{AA.023})$$

ya que, como se detalla en la *memoria de cálculo*, el tiempo necesario para la reducción por la cinética 2 ($t)_2$) es nulo.

Volumen de la cuba anóxica

$$V)_{\text{ANÓXICO}} = t)_{\text{ANÓXICO}} \cdot Q)_8 = t)_{\text{ANÓXICO}} \cdot (1+R) \cdot Q)_7 \quad [\text{m}^3] \quad (\text{AA.024})$$

Fracción anóxica del reactor biológico

$$f_{\text{ANX}} = \frac{V)_{\text{ANÓXICO}}}{V)_{\text{REACTOR}}} \quad (\text{AA.025})$$

Nitrógeno asimilado en los fangos

$$N_{\text{AF}} = F_{\text{NA}} \cdot \Delta \text{MV} \quad \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.026})$$

Fracción de nitrógeno total Kjeldahl en forma soluble biodegradable a la entrada al proceso biológico que se asimila en los fangos

$$N, \text{NTK_B})_F = \frac{N_{\text{AF}}}{N, \text{NTK_B})_7 + N, \text{NTK_BNA})_7} \cdot N, \text{NTK_B})_7 \quad \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.027})$$

Nitrógeno en forma de nitrito que se genera en el proceso biológico (*nitrificación*)

$$N, \text{NO}_3^-)_P = N, \text{NTK_B})_7 - [N, \text{NTK_B})_F + N, \text{NTK_B})_R \cdot Q)_7] \quad \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.028})$$

En la siguiente tabla se muestran los valores de los parámetros anteriores en las condiciones de diseño consideradas.

	Condiciones medias	Condiciones máximas
SRT_c [d]	7,923	7,923
SRT [d]	11,885	11,885
$\mu_{nT}(T)$ [d ⁻¹]	0,160	0,160
$b_{nT}(T)$ [d ⁻¹]	0,033	0,033
m_{VR}	0,345	0,345
m_{AR}	0,254	0,254
m_{IR}	0,091	0,091
b [d ⁻¹]	0,151	0,151
ΔMV [kg/d]	58,263	83,402
ΔMV_A [kg/d]	42,867	61,362
ΔMV_i [kg/d]	15,397	22,040
$SS, V_R)_9$ [kg/d]	3,261	4,635
$SS, V_{RI})_9$ [kg/d]	2,657	3,767
$SS, V_{RA})_9$ [kg/d]	0,604	0,868
X [%]	7,62	7,66
$Q)_{10}$ [m ³ /d]	90,655	114,319
$Q)_{E7}$ [m ³ /d]	8,099	11,639
$V)_{REACTOR}$ [m ³]	2.408,785	2.408,785
f_A [%]	37,25	39,88
$DBO_5 - RD)_{CP}$ [kg/d]	0,856	1,166

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$k_T)_1 \text{ [d}^{-1}\text{]}$	0,219	0,219
$t)_1 = t)_{\text{ANÓXICO}} \text{ [d]}$	0,058	0,070
$V)_{\text{ANÓXICO}} \text{ [m}^3\text{]}$	15,495	15,495
$f_{\text{ANX}} \text{ [%]}$	0,64	0,64
$N_{\text{AF}} \text{ [kg/d]}$	5,826	8,340
$N, \text{NTK_B})_F \text{ [kg/d]}$	5,694	8,151
$N, \text{NO}_3^-)_P \text{ [kg/d]}$	2,311	3,327

◇ Corrientes del proceso

1. Salida de agua decantada

1.a) Caudal

$$Q)_{10} = \frac{\text{MSR} \cdot Q)_7 - \frac{\text{SS,M})_7}{X}}{\text{MSR} - \text{MSS}} \text{ [m}^3/\text{d}] \quad (\text{AA.029})$$

1.b) Sólidos en suspensión

$$\text{SS, V_D})_{10} = (1 - X) \cdot \text{MSS} \cdot Q)_{10} \text{ [kg/d]} \quad (\text{AA.030})$$

$$\text{SS, M_D})_{10} = X \cdot \text{MSS} \cdot Q)_{10} \text{ [kg/d]} \quad (\text{AA.031})$$

$$\text{SS, V_ND})_{10} = 0,000 \text{ [kg/d]} \quad (\text{AA.032})$$

$$\text{SS, M_ND})_{10} = 0,000 \text{ [kg/d]} \quad (\text{AA.033})$$

1.c) DBO₅

Para la fracción decantable

$$DBO_{5_D}_{10} = DBO_{5_D}_9 \cdot \frac{MSS \cdot Q_{10}}{MSR \cdot Q_9} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.034)$$

donde

$$DBO_{5_D}_9 = \frac{DBO_{5_D}_7 + DBO_{5_C}_7}{\left(1 - \frac{R}{(1+R) \cdot \left(1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1+b \cdot SRT} \right)} \right) \cdot \left(1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1+b \cdot SRT} \right)} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.035)$$

Análogamente, para la fracción soluble

$$DBO_{5_S}_{10} = DBO_{5_S}_9 \cdot \frac{Q_{10}}{Q_9} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.036)$$

donde

$$DBO_{5_S}_9 = \frac{0,50 \cdot DBO_{5_S}_7}{\left(1 - \frac{R}{(1+R) \cdot \left(1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1+b \cdot SRT} \right)} \right) \cdot \left(1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1+b \cdot SRT} \right)} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.037)$$

Respecto a la fracción coloidal

$$DBO_{5_C}_{10} = 0,000 \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.038)$$

1.d) Nitrógeno total Kjeldahl

Para la fracción decantable

$$N,NTK_D_{10} = \frac{MSS \cdot Q_{10}}{MSS \cdot Q_{10} + MSR \cdot Q_{E7}} \cdot N,NTK_D_7 + \frac{N_{AF}}{SS,V_R_9 + \Delta MV} \cdot X \cdot MSS \cdot Q_{10} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.039)$$

La fracción soluble biodegradable responde a la ecuación

$$N,NTK_B)_{10} = N,NTK_B)_R \cdot Q)_{10} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.040)$$

mientras que la soluble no biodegradable se calcula según (3.246)

$$N,NTK_NB)_{10} = N,NTK_NB)_7 \cdot \frac{Q)_{10}}{Q)_7} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.041)$$

Para calcular el nitrógeno total Kjeldahl soluble biodegradable pero no amonizable

$$N,NTK_BNA)_{10} = [N,NTK_BNA)_7 - N,NTK_BNA)_F] \cdot \frac{Q)_{10}}{Q)_7} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.042)$$

siendo

$$N,NTK_BNA)_F = \frac{N_{AF}}{N,NTK_B)_7 + N,NTK_BNA)_7} \cdot N,NTK_BNA)_7 \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.043)$$

1.e) N,NO_2^- y N,NO_3^-

El contenido de nitrógeno en forma de nitritos que entra al proceso biológico en totalmente reducido en la cámara anóxica en el proceso de desnitrificación, por lo que

$$N,NO_2^-)_{10} = 0,000 \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.044)$$

El contenido en nitrógeno en forma de nitratos, según se vio en (3.263), viene dado por la siguiente expresión

$$N,NO_3^-)_{10} = [N,NO_3^-)_7 + N,NO_3^-)_P - N,NO_3^-)_E] \cdot \frac{Q)_{10}}{Q)_7} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.045)$$

1.f) Fósforo

Denominamos genéricamente por $P, \#$, al contenido de fósforo en forma de ortofosfatos ($\# = O$) y polifosfatos ($\# = P$).

De esta forma, para la fracción decantable

$$P, \#_D)_{10} = \frac{MSS \cdot Q)_{10}}{MSS \cdot Q)_{10} + MSR \cdot Q)_{E7}} \cdot P, \#_D)_{7} + \frac{P, \#_ND)_{F}}{SS, V_R)_{9} + \Delta MV} \cdot X \cdot MSS \cdot Q)_{10} \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.046)$$

donde

$$P, \#_ND)_{F} = P_{AF} \cdot \frac{P, \#_ND)_{7}}{P, O_ND)_{7} + P, P_ND)_{7}} \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.047)$$

con

$$P_{AF} = P_{AF})_{MA} + P_{AF})_{MI} \\ = 0,018 \cdot \Delta MV_A + 0,015 \cdot \Delta MV_I \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.048)$$

Para la no decantable

$$P, \#_ND)_{10} = [P, \#_ND)_{7} - P, \#_ND)_{F}] \cdot \frac{Q)_{10}}{Q)_{7}} \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.049)$$

2. Purga de fangos en exceso

2.a) Caudal

$$Q)_{E7} = \frac{\frac{SS, M)_{7}}{X} - MSS \cdot Q)_{7}}{MSR - MSS} \quad [m^3/d] \quad (AA.050)$$

2.b) Sólidos en suspensión

$$SS, V_D)_{E7} = (1 - X) \cdot MSR \cdot Q)_{E7} \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.051)$$

$$SS, M_D)_{E7} = X \cdot MSR \cdot Q)_{E7} \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.052)$$

$$SS,V_ND)_{E7} = 0,000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.053})$$

$$SS,M_ND)_{E7} = 0,000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.054})$$

2.c) DBO_5

Para la fracción decantable

$$\text{DBO}_5_D)_{E7} = \text{DBO}_5_D)_9 \cdot \frac{\text{MSR} \cdot Q)_{E7}}{\text{MSA} \cdot Q)_9} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.055})$$

Análogamente, para la fracción soluble

$$\text{DBO}_5_S)_{E7} = \text{DBO}_5_S)_9 \cdot \frac{Q)_{E7}}{Q)_9} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.056})$$

Respecto a la fracción coloidal

$$\text{DBO}_5_C)_{E7} = 0,000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.057})$$

2.d) Nitrógeno total Kjeldahl

Para la fracción decantable

$$\begin{aligned} \text{N,NTK_D)_{E7}} = & \frac{\text{MSR} \cdot Q)_{E7}}{\text{MSS} \cdot Q)_{10} + \text{MSR} \cdot Q)_{E7}} \cdot \text{N,NTK_D)}_7 \\ & + \frac{\text{N}_{AF}}{\text{SS,V_R)}_9 + \Delta \text{MV}} \cdot X \cdot \text{MSR} \cdot Q)_{E7} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \end{aligned} \quad (\text{AA.058})$$

La fracción soluble biodegradable responde a la ecuación

$$\text{N,NTK_B)_{E7}} = \text{N,NTK_B)}_R \cdot Q)_{E7} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.059})$$

mientras que la soluble no biodegradable se calcula según

$$\text{N,NTK_NB)_{E7}} = \text{N,NTK_NB)}_7 \cdot \frac{Q)_{E7}}{Q)_7} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.060})$$

Para calcular el nitrógeno total Kjeldahl soluble biodegradable pero no amonizable

$$N,NTK_BNA)_{E7} = [N,NTK_BNA)_7 - N,NTK_BNA)_F] \cdot \frac{Q)_{E7}}{Q)_7} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.061)$$

2.e) N,NO_2^- y N,NO_3^-

Contenido de nitrógeno en forma de nitritos

$$N,NO_2^-)_{E7} = 0,000 \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.062)$$

Contenido en nitrógeno en forma de nitratos

$$N,NO_3^-)_{E7} = N,NO_3^-)_{10} \cdot \frac{Q)_{E7}}{Q)_{10}} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.063)$$

2.f) Fósforo

La fracción decantable se calcula mediante

$$P, \#_D)_{E7} = \frac{MSR \cdot Q)_{E7}}{MSS \cdot Q)_{10} + MSR \cdot Q)_{E7}} \cdot P, \#_D)_7 + \frac{P, \#_ND)_F}{SS, V_R)_9 + \Delta MV} \cdot X \cdot MSR \cdot Q)_{E7} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.064)$$

Para la no decantable

$$P, \#_ND)_{E7} = [P, \#_ND)_7 - P, \#_ND)_F] \cdot \frac{Q)_{E7}}{Q)_7} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.065)$$

3. Salida del reactor biológico

3.a) Caudal

$$Q)_9 = Q)_8 = (1+R) \cdot Q)_7 \left[\frac{m^3}{d} \right] \quad (AA.066)$$

3.b) Sólidos en suspensión

$$SS, V_D)_9 = (1-X) \cdot MSA \cdot Q)_9 \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.067)$$

$$SS,M_D)_9 = X \cdot MSA \cdot Q)_9 \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.068)$$

$$SS,V_ND)_9 = 0,000 \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.069)$$

$$SS,M_ND)_9 = 0,000 \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.070)$$

3.c) DBO₅

Para la fracción decantable

$$DBO_5_D)_9 = \frac{DBO_5_D)_7 + DBO_5_C)_7}{\left(1 - \frac{R}{(1+R) \cdot \left(1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1+b \cdot SRT} \right)} \right) \cdot \left(1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1+b \cdot SRT} \right)} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.071)$$

Análogamente, para la fracción soluble

$$DBO_5_S)_9 = \frac{0,50 \cdot DBO_5_S)_7}{\left(1 - \frac{R}{(1+R) \cdot \left(1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1+b \cdot SRT} \right)} \right) \cdot \left(1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1+b \cdot SRT} \right)} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.072)$$

Respecto a la fracción coloidal

$$DBO_5_C)_9 = 0,000 \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.073)$$

3.d) Nitrógeno total Kjeldahl

Para la fracción decantable

$$N,NTK_D)_9 = N_{AF} + \frac{MSA \cdot Q)_9}{MSS \cdot Q)_{10} + MSR \cdot Q)_{E7}} \cdot N,NTK_D)_7 \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.074)$$

La fracción soluble biodegradable responde a la ecuación

$$N,NTK_B)_9 = N,NTK_B)_R \cdot Q)_9 \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.075)$$

La soluble no biodegradable se calcula según

$$N,NTK_NB)_9 = N,NTK_NB)_7 \cdot \frac{Q)_9}{Q)_7} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.076)$$

Para calcular el nitrógeno total Kjeldahl soluble biodegradable pero no amonizable

$$N,NTK_BNA)_9 = N,NTK_BNA)_7 + N,NTK_BNA)_{E8} - N,NTK_BNA)_F \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.077)$$

siendo

$$N,NTK_BNA)_{E8} = N,NTK_BNA)_{E7} \cdot \frac{Q)_{E8}}{Q)_{E7}} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.078)$$

3.e) N,NO_2^- y N,NO_3^-

Contenido de nitrógeno en forma de nitritos

$$N,NO_2^-)_9 = 0,000 \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.079)$$

Contenido en nitrógeno en forma de nitratos

$$N,NO_3^-)_9 = N,NO_3^-)_{10} \cdot \frac{Q)_9}{Q)_{10}} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.080)$$

3.f) Fósforo

Fracción decantable

$$P,\#_D)_9 = P,\#_D)_7 + P,\#_D)_{E8} + P_{AF} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.081)$$

donde

$$P,\#_D)_{E8} = P,\#_D)_{E7} \cdot \frac{Q)_{E8}}{Q)_{E7}} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.082)$$

Fracción no decantable

$$P, \# \text{ _ ND})_9 = P, \# \text{ _ ND})_{10} \cdot \frac{Q)_9}{Q)_{10}} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.083})$$

4. Recirculación de fangos biológicos

4.a) Caudal

$$Q)_{E8} = R \cdot Q)_7 \left[\text{m}^3/\text{d} \right] \quad (\text{AA.084})$$

4.b) Sólidos en suspensión

$$SS, V \text{ _ D})_{E8} = (1 - X) \cdot MSR \cdot Q)_{E8} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.085})$$

$$SS, M \text{ _ D})_{E8} = X \cdot MSR \cdot Q)_{E8} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AB.086})$$

$$SS, V \text{ _ ND})_{E8} = 0,000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.087})$$

$$SS, M \text{ _ ND})_{E8} = 0,000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.088})$$

4.c) DBO_5

Para la fracción decantable

$$\text{DBO}_5 \text{ _ D})_{E8} = \text{DBO}_5 \text{ _ D})_9 \cdot \frac{MSR \cdot Q)_{E8}}{MSA \cdot Q)_9} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AB.089})$$

Análogamente, para la fracción soluble

$$\text{DBO}_5 \text{ _ S})_{E8} = \text{DBO}_5 \text{ _ S})_9 \cdot \frac{Q)_{E8}}{Q)_9} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.090})$$

Respecto a la fracción coloidal

$$\text{DBO}_5 \text{ _ C})_{E8} = 0,000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.091})$$

- 4.d) Nitrógeno total Kjeldahl
Para la fracción decantable

$$N,NTK_D)_{E8} = N,NTK_D)_{E7} \cdot \frac{Q)_{E8}}{Q)_{E7}} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.092)$$

La fracción soluble biodegradable responde a la ecuación

$$N,NTK_B)_{E8} = N,NTK_B)_{E7} \cdot \frac{Q)_{E8}}{Q)_{E7}} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.093)$$

mientras que la soluble no biodegradable se calcula según

$$N,NTK_NB)_{E8} = N,NTK_NB)_{E7} \cdot \frac{Q)_{E8}}{Q)_{E7}} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.094)$$

Para calcular el nitrógeno total Kjeldahl soluble biodegradable pero no amonizable

$$N,NTK_BNA)_{E8} = N,NTK_BNA)_{E7} \cdot \frac{Q)_{E8}}{Q)_{E7}} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.095)$$

- 4.e) N,NO_2^- y N,NO_3^-
Contenido de nitrógeno en forma de nitritos

$$N,NO_2^-)_{E8} = 0,000 \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.096)$$

Contenido en nitrógeno en forma de nitratos

$$N,NO_3^-)_{E8} = N,NO_3^-)_{E7} \cdot \frac{Q)_{E8}}{Q)_{E7}} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.097)$$

- 4.f) Fósforo
Fracción decantable

$$P,\#_D)_{E8} = P,\#_D)_{E7} \cdot \frac{Q)_{E8}}{Q)_{E7}} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.098)$$

Fracción no decantable

$$P, \#_ND)_{E8} = P, \#_ND)_{E7} \cdot \frac{Q)_{E8}}{Q)_{E7}} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.099})$$

5. *Purga de fangos del decantador secundario*

5.a) Caudal

$$Q)_{E6} = Q)_{E8} + Q)_{E7} \left[\text{m}^3/\text{d} \right] \quad (\text{AA.100})$$

5.b) Sólidos en suspensión

$$SS, V_D)_{E6} = (1 - X) \cdot MSR \cdot Q)_{E6} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.101})$$

$$SS, M_D)_{E6} = X \cdot MSR \cdot Q)_{E6} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.102})$$

$$SS, V_ND)_{E6} = 0,000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.103})$$

$$SS, M_ND)_{E6} = 0,000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.104})$$

5.c) DBO_5

Para la fracción decantable

$$DBO_5_D)_{E6} = DBO_5_D)_9 \cdot \frac{MSR \cdot Q)_{E6}}{MSA \cdot Q)_9} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.105})$$

Análogamente, para la fracción soluble

$$DBO_5_S)_{E6} = DBO_5_S)_9 \cdot \frac{Q)_{E6}}{Q)_9} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.106})$$

Respecto a la fracción coloidal

$$DBO_{11_C)_{E6} = 0,000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.107})$$

- 5.d) Nitrógeno total Kjeldahl
Para la fracción decantable

$$N,NTK_D)_{E6} = N,NTK_D)_{E7} \cdot \frac{Q)_{E6}}{Q)_{E7}} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.108)$$

La fracción soluble biodegradable responde a la ecuación

$$N,NTK_B)_{E6} = N,NTK_B)_{E7} \cdot \frac{Q)_{E6}}{Q)_{E7}} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.109)$$

Para el caso de la soluble no biodegradable se calcula según

$$N,NTK_NB)_{E6} = N,NTK_NB)_{E7} \cdot \frac{Q)_{E6}}{Q)_{E7}} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.110)$$

Para calcular el nitrógeno total Kjeldahl soluble biodegradable pero no amonizable

$$N,NTK_BNA)_{E6} = N,NTK_BNA)_{E7} \cdot \frac{Q)_{E6}}{Q)_{E7}} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.111)$$

- 5.e) N,NO_2^- y N,NO_3^-
Contenido de nitrógeno en forma de nitritos

$$N,NO_2^-)_{E6} = 0,000 \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.112)$$

Contenido en nitrógeno en forma de nitratos

$$N,NO_3^-)_{E6} = N,NO_3^-)_{E7} \cdot \frac{Q)_{E6}}{Q)_{E7}} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.113)$$

- 5.f) Fósforo
Fracción decantable

$$P,\#_D)_{E6} = P,\#_D)_{E7} \cdot \frac{Q)_{E6}}{Q)_{E7}} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.114)$$

Fracción no decantable

$$P, \#_ND)_{E6} = P, \#_ND)_{E7} \cdot \frac{Q)_{E6}}{Q)_{E7}} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.115})$$

6. *Entrada a reactor biológico*

6.a) Caudal

$$Q)_8 = Q)_7 + Q)_{E8} \left[\text{m}^3/\text{d} \right] \quad (\text{AA.116})$$

6.b) Sólidos en suspensión

$$SS, V_D)_8 = SS, V_D)_7 + SS, V_D)_{E8} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.117})$$

$$SS, M_D)_8 = SS, M_D)_7 + SS, M_D)_{E8} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.118})$$

$$SS, V_ND)_8 = SS, V_ND)_7 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.119})$$

$$SS, M_ND)_8 = SS, M_ND)_7 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.120})$$

6.c) DBO_5

Para la fracción decantable

$$\text{DBO}_5_D)_8 = \text{DBO}_5_D)_7 + \text{DBO}_5_D)_{E8} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.121})$$

Análogamente, para la fracción soluble

$$\text{DBO}_5_S)_8 = \text{DBO}_5_S)_7 + \text{DBO}_5_S)_{E8} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.122})$$

Respecto a la fracción coloidal

$$\text{DBO}_5_C)_8 = \text{DBO}_5_C)_7 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.123})$$

- 6.d) Nitrógeno total Kjeldahl
Para la fracción decantable

$$N,NTK_D)_8 = N,NTK_D)_7 + N,NTK_D)_{E8} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.124)$$

La fracción soluble biodegradable responde a la ecuación

$$N,NTK_B)_8 = N,NTK_B)_7 + N,NTK_B)_{E8} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.125)$$

Para el caso de la soluble no biodegradable se calcula según

$$N,NTK_NB)_8 = N,NTK_NB)_7 + N,NTK_NB)_{E8} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.126)$$

Para calcular el nitrógeno total Kjeldahl soluble biodegradable pero no amonizable

$$N,NTK_BNA)_8 = N,NTK_BNA)_7 + N,NTK_BNA)_{E8} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.127)$$

- 6.e) N,NO_2^- y N,NO_3^-
Contenido de nitrógeno en forma de nitritos

$$N,NO_2^-)_8 = N,NO_2^-)_7 \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.128)$$

Contenido en nitrógeno en forma de nitratos

$$N,NO_3^-)_8 = N,NO_3^-)_7 + N,NO_3^-)_{E8} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.129)$$

- 6.f) Fósforo
Fracción decantable

$$P,\#_D)_8 = P,\#_D)_7 + P,\#_D)_{E8} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AA.130)$$

Fracción no decantable

$$P, \# \text{ _ ND})_8 = P, \# \text{ _ ND})_7 + P, \# \text{ _ ND})_{E8} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AA.131})$$

Condiciones medias

Corriente	Q (m³/h)	SS (g/h)				DBO ₅ (g/h)			
		SS_D		SS_ND		total	DBO ₅ _D	DBO ₅ _C	DBO ₅ _S
		SS,V_D	SS,M_D	SS,V_ND	SS,M_ND				
7	4,115	42,743	4,507	259,486	207,095	513,832	436,526	394,468	6,432,682
8	7,536	25,323,542	2,091,276	259,486	207,095	27,881,398	519,018	394,468	6,592,322
9	7,536	27,844,325	2,298,371	0,000	0,000	30,142,696	86,560	0,000	335,027
10	3,777	69,785	5,760	0,000	0,000	75,546	0,108	0,000	167,934
E6	3,758	27,774,540	2,292,611	0,000	0,000	30,067,151	82,444	0,000	159,549
E8	3,421	25,280,798	2,086,768	0,000	0,000	27,367,567	82,491	0,000	159,640
E7	0,337	2,493,742	205,842	0,000	0,000	2,699,584	0,010	0,000	15,003
									15,012

Condiciones máximas

Corriente	Q (m³/h)	SS (g/h)					total	DBO ₅ (g/h)			
		SS_D		SS_ND				DBO ₅ _D	DBO ₅ _C	DBO ₅ _S	total
		SS,V_D	SS,M_D	SS,V_ND	SS,M_ND						
7	5,123	61,443	6,479	373,011	297,700	738,633	627,507	567,047	9,207,810	10,402,364	
8	9,253	30,572,507	2,536,545	373,011	297,700	33,779,762	743,901	567,047	9,432,107	10,743,056	
9	9,253	34,179,279	2,834,244	0,000	0,000	37,013,524	124,331	0,000	479,181	603,512	
10	4,638	85,662	7,103	0,000	0,000	92,766	0,156	0,000	240,191	240,347	
E6	4,615	34,093,617	2,827,141	0,000	0,000	36,920,758	118,514	0,000	228,381	346,894	
E8	4,130	30,511,064	2,530,065	0,000	0,000	33,041,129	116,395	0,000	224,297	340,692	
E7	0,485	3,582,553	297,076	0,000	0,000	3,879,629	0,016	0,000	25,113	25,129	

Condiciones medias

Corriente	N,NTK (g/h)						N _i NO ₂ ⁻ (g/h)	N _i NO ₃ ⁻ (g/h)	P (g/h)					
	SOLUBLE			INSOLUBLE					P D			P ND		
	N,NTK_B	N,NTK_BNA	N,NTK_NB	N,NTK_D	total				P,O_D	P,P_D	P,O_ND	P,P_ND	total	
7	335,384	7,800	7,800	1,121	352,104		5,227	261,328	0,250	0,213	4,102	67,957		72,521
8	3,421	9,697	14,284	2,406,250	2,433,652		5,227	383,417	26,024	404,005	5,601	91,440		527,071
9	7,536	4,180	14,284	2,649,015	2,675,014		0,000	268,938	28,388	444,738	3,302	51,730		528,159
10	3,777	2,095	7,160	0,576	13,608		0,000	134,806	0,006	0,092	1,655	25,930		27,683
E6	3,758	2,085	7,124	2,642,375	2,655,343		0,000	134,132	28,317	443,624	1,647	25,800		499,388
E8	3,421	1,897	6,485	2,405,129	2,416,932		0,000	122,089	25,775	403,793	1,499	23,484		454,550
E7	0,337	0,187	0,640	20,584	21,748		0,000	12,043	2,542	39,831	0,148	2,316		44,838

Condiciones máximas

Corriente	N,NTK (g/h)						N ₁ NO ₂ ⁻ (g/h)	N ₁ NO ₃ ⁻ (g/h)	P (g/h)					
	SOLUBLE			INSOLUBLE					P D			P ND		
	N,NTK_B	N,NTK_BNA	N,NTK_NB	N,NTK_D	total				P,O_D	P,P_D	P,O_ND	P,P_ND	total	
7	480,072	11,164	11,164	1,612	504,013		7,481	374,067	0,359	0,306	5,920	97,662	104,247	
8	4,130	13,798	20,165	2,905,496	2,943,589		7,481	605,479	30,318	467,718	8,079	131,338	637,452	
9	9,253	5,900	20,165	3,253,006	3,288,324		0,000	518,467	33,561	523,607	4,836	75,448	637,452	
10	4,638	2,957	10,108	0,711	18,414		0,000	259,883	0,084	1,312	2,424	37,819	41,639	
E6	4,615	2,943	10,057	3,244,853	3,262,468		0,000	258,584	33,477	522,295	2,412	37,630	595,813	
E8	4,130	2,633	9,000	2,903,885	2,919,648		0,000	231,412	29,959	467,412	2,158	33,675	533,205	
E7	0,485	0,309	1,057	29,717	31,568		0,000	27,172	3,518	54,883	0,253	3,954	62,608	

ANEXO B

Anexo B: Cálculo de la oxigenación del tratamiento biológico

B.1 NECESIDADES DE OXIGENACIÓN

B.1.1 Necesidades de oxígeno para la síntesis

La síntesis es el proceso por el cual la materia orgánica del agua, representada por la DBO, se asimila y transforma, en parte, en materia viva. Las necesidades de oxígeno para la eliminación de 1 kg de DBO₅ son

$$a' = 0,62 \quad [\text{kg O}_2 / \text{kg DBO}_5] \quad (\text{AB.001})$$

Pero este valor supone que la totalidad de la contaminación, debida a partículas o coloides adsorbidos sobre la membrana celular, sea más tarde solubilizada y metabolizada, no quedando materia orgánica almacenada en la membrana celular.

No obstante, este punto sólo se cumple con edades de fangos suficientemente alta, del orden de 12 días o más.

En periodos de alta carga, la membrana celular almacena materias orgánicas de partículas o coloides sin haberse metabolizado, es decir, sin consumo de oxígeno. Así, es posible disminuir las necesidades diarias de oxígeno, del orden de un 20 % como máximo. Esto sólo se logra con cargas muy altas, es decir para edades del fango de un día o menos. Sin embargo, esta economía va disminuyendo al aumentar la edad del fango, y desaparece a los 12 días. Se puede admitir un decrecimiento lineal, con relación a la edad, y establecer la siguiente ecuación

$$a' = 0,50 + 0,01 \cdot \text{SRT} < 0,62 \quad [\text{kg O}_2 / \text{kg DBO}_5] \quad (\text{AB.002})$$

Éste concepto de almacenamiento de la contaminación, explica la dispersión de los valores de a' que se encuentran en la literatura especializada, los cuales varían entre 0,50 y 0,62.

En el caso en estudio tenemos que las necesidades de oxígeno para la síntesis $(\text{ON})_s$ son

	Condiciones medias	Condiciones máximas
SRT [d]	11,885	11,885
DBO ₅) _C [kg/d]	168,803	241,637
a' [kg O ₂ /kg DBO ₅]	0,619	0,619
$(\text{ON})_s$ [kg O ₂ /d]	104,464	149,537

B.1.2 Necesidades de oxígeno para la endogénesis

Paralelamente a la síntesis se desarrolla la endogénesis, u oxidación de la masa activa degradable. Como ya se vio anteriormente, la endogénesis de la unidad de masa activa produce

- La oxidación completa de aproximadamente el 80%, produciendo en gran parte CO_2 y H_2O , con un consumo equivalente de oxígeno.
- La formación de un 20% de residuos orgánicos no degradables. Estos residuos, aunque son todavía orgánicos, han perdido su actividad biológica.

La oxidación completa de 1 kg de masa de activa requiere de 1,48 kg de oxígeno. Sabemos que la masa activa eliminada viene dada por la ecuación (3.105)

$$m_{AE} = \frac{Y \cdot b \cdot \text{SRT}}{1 + b \cdot \text{SRT}} \quad (3.105)$$

siendo por tanto la fracción eliminada por oxidación completa $m_{AE})_{OC}$

$$m_{AE})_{OC} = 0,80 \cdot \frac{Y \cdot b \cdot \text{SRT}}{1 + b \cdot \text{SRT}} \quad (\text{AB.003})$$

y con ello, el consumo de oxígeno necesario para la endogénesis $(\text{ON})_E$

$$(\text{ON})_E = 1,48 \cdot m_{EA} \cdot \text{DBO}_5)_C \quad (\text{AB.004})$$

En nuestro caso se tiene

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$T \text{ [}^\circ\text{C]}$	13	13
$Y \left[\frac{\text{kg SS/m}^3}{\text{kg DBO}_5/\text{m}^3} \right]$	0,71	0,71
$b \text{ [d}^{-1}\text{]}$	0,151	0,151
SRT [d]	11,885	11,885
$\text{DBO}_5)_C \text{ [kg/d]}$	168,803	241,637
$(\text{ON})_E \text{ [kg O}_2\text{/d]}$	91,149	130,447

B.1.3 Necesidades de oxígeno para la nitrificación

Los valores admitidos respecto a las necesidades de oxígeno para el proceso de desnitrificación llevado a cabo en la cámara anóxica del reactor biológico varían desde 4,20 a 4,57 kg O₂ /kg N – NO₃⁻ producido. Adoptando un valor conservador se puede adoptar un consumo de oxígeno para la nitrificación de

$$4,60 \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg N, NO}_3^-}_p \quad (\text{AB.005})$$

donde el nitrógeno en forma de nitritos producido viene dado por la ecuación (AA.028). En el caso objeto de estudio se tiene que las necesidades de oxígeno para la nitrificación ON_N resultan

	Condiciones medias	Condiciones máximas
N,NO ₃ ⁻) _p [kg/d]	2,311	3,327
ON _N [kg O ₂ /d]	10,632	15,302

B.1.4 Equivalente de oxígeno en la desnitrificación

Ya se vio anteriormente que las especies encargadas de producir la desnitrificación son las especies aerobia facultativas, capaces de crecer en medio aireado (con oxígeno disuelto) o anóxico (sin oxígeno disuelto pero con nitratos y/o nitritos disueltos), pero no en medio anaerobio (sin oxígeno ni nitratos y/o nitritos disueltos). Según se dedujo, 1 kg de N,NO₂⁻ equivale a (ver ecuación (3.174)) 1,713 kg O₂ , mientras que 1 kg de N,NO₃⁻ equivale a (ve ecuación (3.175)) 2,856 kg O₂ .

La desnitrificación se produce en cabeza del reactor biológico, al cual llega el agua residual con materias degradables que sirven de sustrato para los organismos desnitrificantes. De este modo, se produce la eliminación de materia orgánica empleando los nitritos y los nitratos en lugar de oxígeno.

A continuación se muestran los valores correspondientes a las cantidades de nitritos y nitratos eliminados la cuba anóxica (N,NO₂⁻)_E y N,NO₃⁻)_E y sus correspondientes equivalencias en consumo de oxígeno, OE_{N,NO₂} y OE_{N,NO₃} , respectivamente, en el proceso de eliminación de la materia orgánica

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$N, NO_2^-)_E$ [kg/d]	0,125	0,180
$N, NO_3^-)_E$ [kg/d]	5,059	5,415
$OE)_{N, NO_2}$ [kg O_2 /d]	0,215	0,308
$OE)_{N, NO_3}$ [kg O_2 /d]	14,448	15,465

B.2 EQUIPO DE OXIGENACIÓN REQUERIDO

Una vez analizadas las necesidades de oxigenación en el proceso biológico en estudio, pasamos a determinar el aireador superficial necesario. La capacidad de transferencia en campo para las condiciones de diseño del proceso se pueden determinar mediante la expresión siguiente

$$OTR_{PW} = SOTR_{CW} \left(\frac{\beta \cdot \tau \cdot \Omega \cdot C_{S20} - C_{PW}}{C_{S20}} \right) \theta^{T-20} \cdot \alpha \left[\frac{\text{kg O}_2}{\text{h}} \right] \quad (\text{AB.006})$$

siendo

OTR_{PW} : capacidad de transferencia de oxígeno en condiciones de campo $\left[\frac{\text{kg O}_2}{\text{h}} \right]$

$SOTR_{CW}$: capacidad de transferencia de oxígeno en condiciones estándar $\left[\frac{\text{kg O}_2}{\text{h}} \right]$

α : coeficiente de corrección por las características del agua de proceso

θ : coeficiente de corrección por el efecto de la temperatura

β : coeficiente de corrección por las características del agua de proceso

τ : coeficiente de corrección por la temperatura del agua de proceso

Ω : coeficiente de corrección por la presión atmosférica ambiental

C_{S20} : concentración de saturación de oxígeno disuelto en agua de abastecimiento $\left[\frac{\text{mg}}{\text{l}} \right]$

C_{WP} : concentración de oxígeno en agua residual en condiciones de funcionamiento $\left[\frac{\text{mg}}{\text{l}} \right]$

La OTR de un sistema se mide en ensayos llevados a cabo en unas condiciones normalizadas y de acuerdo con un protocolo perfectamente definido. Las condiciones de realización del ensayo estándar para el cálculo de la OTR son las indicadas a continuación

Parámetro	Condiciones normalizadas
Medio acuoso	Agua de la red de abastecimiento
Temperatura del medio acuoso	20 °C
Presión atmosférica	1,0 atm
Oxígeno disuelto	0,00 mg/l
Temperatura del aire	20 °C
Humedad relativa del aire (para sistemas subsuperficiales)	36 %

El valor de la OTR de un sistema de aireación con condiciones estándar se suele denominar $SOTR_{CW}$ (S por Standard y cw por agua limpia en terminología anglosajona). Los fabricantes de los equipos de aireación proporcionan los valores de $SOTR_{CW}$ para las diferentes configuraciones adoptadas para cada ensayo (geometría del tanque, tipo de aireador, potencia específica aplicada, sumergencia, etB.).

El coeficiente α está influenciado por numerosas variables. Las más importantes son las siguientes

- naturaleza de los contaminantes del agua residual, especialmente los tensoactivos
- tipo de sistema de aireación
- potencia específica aplicada $[W/m^3]$
- geometría del tanque

El coeficiente α puede variar según las condiciones anteriormente expuestas entre 0,20 y 1,00. Para los aireadores superficiales se sitúa en el intervalo 0,60 a 1,20 para aguas residuales urbanas. Para el caso en estudio, considerando que la cuba de aireación es de mezcla completa, el valor de α recomendado por la literatura especializada es 0,70.

El coeficiente θ está influenciado por el tipo de aireador, geometría del tanque y nivel de turbulencia. Su valor suele variar entre 1,008 y 1,047 siendo el valor típico utilizado en los cálculos 1,024.

El coeficiente β es función de la salinidad del agua residual y se puede calcular a partir de tablas que proporcionan los valores de C_s para el agua limpia en función del contenido en cloruros o de la salinidad del agua de proceso. En aguas residuales urbanas suele variar entre 0,95 y 1,00, pero para el caso en estudio y dado que el afluente a la P.T.E. contiene una elevada salinidad, adoptaremos por seguridad un valor de 0,90.

El coeficiente τ refleja la disminución de C_s al aumentar la temperatura del agua de proceso. Su valor se calcula a partir de tablas normalizadas de concentración de oxígeno disuelto a presión atmosférica a diversas temperaturas. En nuestro caso la temperatura considerada para los cálculos en el proceso biológico de 13 °C proporciona un valor de τ de 1,156.

El valor del coeficiente Ω recoge la influencia de la disminución de C_s con la presión atmosférica y su valor se calcula a partir de tablas normalizadas. En nuestro caso la altitud sobre el nivel del mar de la PTE sería de 32 m.s.n.m. obteniéndose un valor de Ω de 0,996.

El valor de C_{S20} puede obtenerse directamente de tablas normalizadas. El valor del coeficiente es 0,092 mg/l.

Finalmente, el valor de C_w , como se vio anteriormente se sitúa entre 2,0 y 3,0 mg/l. El valor adoptado es de 2,0 mg/l como medida de seguridad.

El valor de $SOTR_{CW}$ se puede relacionar con la potencia neta absorbida a través del parámetro SAE_{CW} que se define en la forma

$$SAE_{CW} = \frac{SOTR_{CW}}{P_{ab}} \left[\frac{\text{kg O}_2/\text{h}}{\text{kW}} \right] \quad (\text{AB.007})$$

y que suelen dar los fabricantes. De las ecuaciones (AB.006) y (AB.007) podemos entonces obtener la potencia neta absorbida por el equipo.

Para el caso de aireadores superficiales el valor del parámetro SAE_{CW} se sitúa en entre 1,20 y 3,00 por lo que adoptamos un valor de 2,10 $\text{kg O}_2/\text{h} \cdot \text{kW}$ como valor medio representativo. Puesto que conocemos OTR_{PW} , de (AB.006) se obtiene $SOTR_{CW}$ y de (AB.007) se calcula P_{ab} . En la siguiente tabla se resumen los valores anteriores

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$ON)_S \quad [\text{kg O}_2/\text{d}]$	104,464	149,537
$ON)_E \quad [\text{kg O}_2/\text{d}]$	91,149	130,447
$ON)_N \quad [\text{kg O}_2/\text{d}]$	10,632	15,302
$OE)_{N,NO_2} \quad [\text{kg O}_2/\text{d}]$	0,215	0,308
$OE)_{N,NO_3} \quad [\text{kg O}_2/\text{d}]$	14,448	15,465
$OTR_{PW} \quad [\text{kg O}_2/\text{h}]$	8,585	12,292
$SOTR_{CW} \quad [\text{kg O}_2/\text{h}]$	17,739	25,399
$P_{ab} \quad [\text{kW}]$	8,447	12,095

En el Anexo D se determina la potencia neta necesaria para la agitación del contenido de la cuba de aireación (W_e). Esta potencia para agitación tiene un valor de 41,850 kW, superior por tanto a la anteriormente calculada para la oxigenación, por lo que los dos aireadores superficiales a instalar quedan determinados por la agitación y no por la oxigenación.

ANEXO C

Anexo C: Evolución del contenido en fósforo de la corriente a depurar

En este anexo, se analiza la evolución del contenido en *fósforo* de la corriente a depurar. Al paso por el reactor biológico, parte del fósforo es asimilado en los fangos. La fracción de fósforo asimilado se puede diferenciar en dos partes

- a) La contenida en la masa volátil inerte, bien como residuos de la endogénesis o bien preexistentes en el agua de entrada al proceso biológico. Se puede admitir para esta fracción

$$P_{AF})_{MVI} = 0,015 \cdot \Delta MV_I \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AC.001})$$

donde ΔMV_I se obtiene de (3.170) en la forma

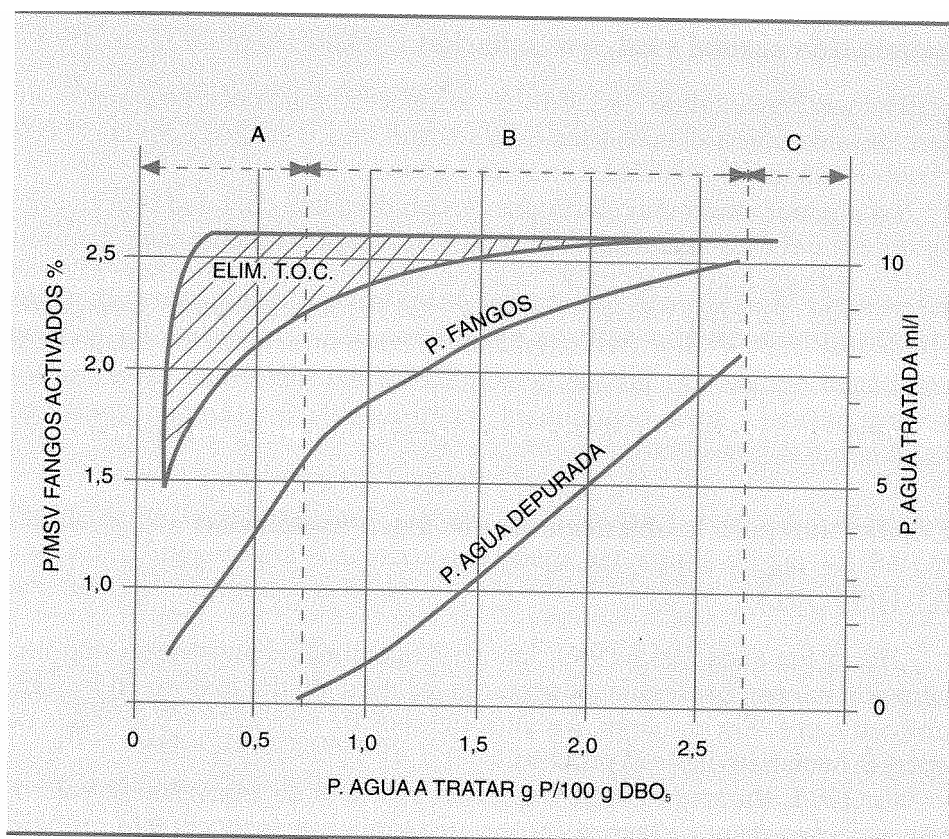
$$\Delta MV_I = m_{IR} \cdot \left(DBO_5 - RD \right)_7 + \frac{DBO_5 - LD)_7}{1 + \frac{1 + b \cdot SRT}{(1 + R) \cdot k \cdot Y \cdot SRT}} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AC.002})$$

con

$$m_{IR} = 0,20 \cdot \frac{Y \cdot b \cdot SRT}{1 + b \cdot SRT} \quad (\text{AC.003})$$

según se vio en (3.149).

- b) La contenida en la masa volátil activa. Se admite que la asimilación del fósforo en *normal* para fracciones comprendidas entre el 3 y el 6%; por encima de estos valores se considera una *extra asimilación*. Sin embargo, estudios efectuados, el contenido en fósforo del agua a tratar influye en su asimilación por los fangos activados, y más concretamente, del cociente entre el contenido de fósforo y el contenido en DBO_5 del agua a tratar. En la siguiente gráfica se puede observar la relación existente entre ambos parámetros.



En el caso que nos ocupa el contenido en fósforo y en DBO_5 a la entrada son

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$\text{DBO}_5 \text{ [g/h]}$	7.263,676	10.402,364
P [g/h]	72,521	104,247
g P/100 g DBO_5	0,998	1,002

Así pues consideraremos

$$P_{AF})_{MVA} = 0,018 \cdot \Delta MV_A \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AC.004})$$

donde ΔMV_A se obtiene de (3.170) en la forma

$$\Delta MV_A = m_{AR} \cdot \left(DBO_5_RD)_7 + \frac{DBO_5_LD)_7}{1 + \frac{1 + b \cdot SRT}{(1 + R) \cdot k \cdot Y \cdot SRT}} \right) \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AC.005)$$

y, según se vio en (3.145)

$$m_{AR} = \frac{Y}{1 + b \cdot SRT} \quad (AC.006)$$

Es pues que el fósforo asimilado en los fangos (P_{AF}) viene dado por la siguiente expresión

$$P_{AF} = P_{AF})_{MA} + P_{AF})_{MI} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AC.007)$$

Finalmente, las cantidades de fósforo asimilado en los fangos que salen con el agua decantada y con los fangos en exceso, considerando estas proporcionales a los sólidos minerales en cada una de ellas, vienen dadas por las siguientes ecuaciones

$$P_{AF})_{10} = \frac{P_{AF}}{SS, V_R)_9 + \Delta MV} \cdot X \cdot MSS \cdot Q)_{10} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AC.008)$$

$$P_{AF})_{E7} = \frac{P_{AF}}{SS, V_R)_9 + \Delta MV} \cdot X \cdot MSR \cdot Q)_{E7} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AC.009)$$

, respectivamente. El contenido asimilado proviene de la fracción soluble de fósforo, o sea

$$P_{AF} = P, O_ND)_F + P, P_ND)_F \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AC.010)$$

Si suponemos que entre las proporciones de fósforo en forma de ortofosfatos y en forma de polifosfatos, no decantables, en la corriente de entrada y en los fangos se conserva, se sigue entonces

$$\frac{P, O_ND)_7}{P, P_ND)_7} = \frac{P, O_ND)_F}{P, P_ND)_F} \quad (AC.011)$$

De esta forma, resolviendo el sistema de ecuaciones (AC.010) - (AC.011) se obtiene

$$P,O_ND)_F = P_{AF} \cdot \frac{P,O_ND)_7}{P,O_ND)_7 + P,P_ND)_7} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AC.012)$$

$$P,P_ND)_F = P_{AF} \cdot \frac{P,P_ND)_7}{P,O_ND)_7 + P,P_ND)_7} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AC.013)$$

Teniendo en cuenta (AC.012) y (AC.013) junto con (AC.008) y (AC.009)

$$P,O_{AF})_{10} = \frac{P,O_ND)_F}{SS,V_R)_9 + \Delta MV} \cdot X \cdot MSS \cdot Q)_{10} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AC.014)$$

$$P,O_{AF})_{E7} = \frac{P,O_ND)_F}{SS,V_R)_9 + \Delta MV} \cdot X \cdot MSR \cdot Q)_{E7} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AC.015)$$

$$P,P_{AF})_{10} = \frac{P,P_ND)_F}{SS,V_R)_9 + \Delta MV} \cdot X \cdot MSS \cdot Q)_{10} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AC.016)$$

$$P,P_{AF})_{E7} = \frac{P,P_ND)_F}{SS,V_R)_9 + \Delta MV} \cdot X \cdot MSR \cdot Q)_{E7} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AC.017)$$

Haciendo balance en el proceso de la fracción no decantable de fósforo en forma de ortofosfatos, se puede escribir

$$P,O_ND)_7 = P,O_ND)_F + P,O_ND)_{10} + P,O_ND)_{E7} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AC.018)$$

y teniendo en cuenta la igualdad de las concentraciones en la corriente de agua decantada y de fangos en exceso de las fracciones disueltas

$$\frac{P,O_ND)_{10}}{Q)_{10}} = \frac{P,O_ND)_{E7}}{Q)_{E7}} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AC.019)$$

donde, nuevamente, se ha aproximado $Q_w)_{\#} \cong Q)_{\#}$ considerando se trata de corrientes con unas concentraciones de sólidos muy diluida. Resolviendo el sistema de ecuaciones (AC.018) - (AC.019), se tiene

$$P,O_ND)_{10} = [P,O_ND)_7 - P,O_ND)_F] \cdot \frac{Q)_{10}}{Q)_7} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AC.020)$$

$$P,O_ND)_{E7} = [P,O_ND)_7 - P,O_ND)_F] \cdot \frac{Q)_{E7}}{Q)_7} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (AC.021)$$

Si se sigue un razonamiento paralelo con el contenido en forma de polifosfatos

$$P,P_ND)_{10} = [P,P_ND)_7 - P,P_ND)_F] \cdot \frac{Q)_{10}}{Q)_7} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AC.022})$$

$$P,P_ND)_{E7} = [P,P_ND)_7 - P,P_ND)_F] \cdot \frac{Q)_{E7}}{Q)_7} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AC.023})$$

Por último, el contenido en fósforo inicialmente decantable pasa a formar parte de la masa de fangos. Es por ello que

$$P,O_D)_7 = P,O_D)_{10} + P,O_D)_{E7} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AC.024})$$

y, considerando que el reparto entre las corrientes de salida es proporcional a los sólidos que salen con sendas corrientes, se sigue entonces

$$P,O_D)_{10} = \frac{MSS \cdot Q)_{10}}{MSS \cdot Q)_{10} + MSR \cdot Q)_{E7}} \cdot P,O_D)_7 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AC.025})$$

$$P,O_D)_{E7} = \frac{MSR \cdot Q)_{E7}}{MSS \cdot Q)_{10} + MSR \cdot Q)_{E7}} \cdot P,O_D)_7 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AC.026})$$

Análogamente, para el contenido en polifosfatos no decantables

$$P,P_D)_7 = P,P_D)_{10} + P,P_D)_{E7} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AC.027})$$

$$P,P_D)_{10} = \frac{MSS \cdot Q)_{10}}{MSS \cdot Q)_{10} + MSR \cdot Q)_{E7}} \cdot P,P_D)_7 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AC.028})$$

$$P,P_D)_{E7} = \frac{MSR \cdot Q)_{E7}}{MSS \cdot Q)_{10} + MSR \cdot Q)_{E7}} \cdot P,P_D)_7 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (\text{AC.029})$$

A continuación se muestran las tablas correspondientes a los valores que toman los parámetros característicos de las corrientes en *condiciones normales* y en *condiciones máximas*.

ANEXO D

Anexo D: Dimensionado de los recintos del proceso

D1 LÍNEA DE AGUA

D1.1 Pretratamiento

Elevación de agua bruta: el vertido de la planta envasadora será elevado hasta la entrada a los tamices, punto desde el que continuará por gravedad hacia el resto del proceso de depuración. En el pozo de dispondrán dos bombas centrífugas sumergibles (1 + 1 de reserva activa) con capacidad de elevar cada una de ellas el caudal punta de llegada al bombeo. Para la regulación del caudal elevado se dotará al conjunto de un variador de frecuencia que controlará la velocidad de giro de la bomba activa y con ello el caudal elevado.

Los datos de base para la definición del pozo de bombeo son el caudal y la frecuencia de arranque de las bombas. Para evitar la sobrecarga térmica de los motores, los grupos no se deben arrancar demasiado a menudo dentro de un intervalo de tiempo. La selección de la frecuencia de arranque debe hacerse siguiendo las recomendaciones del fabricante de las bombas a instalar. De forma aproximada el número máximo de arranques recomendado por hora (Z), en función de la potencia del motor se muestra en la siguiente tabla

Potencia del moto (kW)	Z (h ⁻¹)
0 ÷ 5	25
5 ÷ 20	20
20 ÷ 100	15
100 ÷ 400	10

Como la selección de las bombas está orientada a trasegar el máximo caudal afluente y éste está sujeto a oscilaciones a lo largo del día, se debe disponer en el pozo de bombeo de un volumen de almacenamiento (volumen útil) para evitar un arranque demasiado frecuente de las bombas. Cuanto más baja sea la frecuencia de arranque elegida, mayor será el volumen útil. Para el funcionamiento con bombas sumergidas hay que tener en cuenta que la refrigeración del motor la realiza el mismo medio que la bomba eleva por lo que la altura mínima de lámina de agua en el pozo de bombeo no debe ser nunca inferior a aproximadamente la altura que cubra unos tres cuartos del cuerpo de la bomba (utilizando camisa de refrigeración esta altura se reduce a aproximadamente la altura de la voluta de la bomba). El volumen ocupado por esta altura mínima de lámina de agua lo denominamos volumen muerto del pozo de bombeo. Observando las recomendaciones constructivas y la mínima profundidad de inmersión de las bombas, se consigue que el volumen muerto en el pozo sea mínimo. El volumen total del pozo de bombeo es la suma del volumen útil (V_U) y el volumen muerto (V_M).

En este apartado se calculará el volumen útil del pozo de bombeo en función del número máximo de arranques permitidos para la bomba y del caudal elevado por la misma.

En un periodo de tiempo T (ciclo) el volumen de agua afluente al pozo de bombeo (V_A) puede expresarse como

$$V_A = Q_A \cdot T \quad [m^3] \quad (AD.001)$$

siendo

V_A : volumen afluente al pozo en $[m^3]$

Q_A : caudal afluente al pozo en $[m^3/h]$

T : ciclo temporal en [h]

Como la bomba ha de ser capaz de elevar el caudal punta afluente al pozo, éste es conocido e igual a Q_1 en *condiciones punta*. En este mismo periodo de tiempo la bomba debe evacuar el mismo volumen, por lo que se ha de cumplir que

$$V_A = Q_E \cdot t_E \quad [m^3] \quad (AD.002)$$

donde

V_A : volumen afluente al pozo en $[m^3]$

Q_E : caudal elevado por la bomba en $[m^3/h]$

t_E : tiempo de marcha de la bomba en [h]

Despejando de (AD.001) y (AD.002) t_E , se obtiene

$$t_E = \frac{Q_A \cdot T}{Q_E} \quad [h] \quad (AD.003)$$

Al parar la bomba, el volumen entre los niveles de arranque y parada (V_U) se recupera en el periodo de tiempo $T - t_E$, por lo que

$$V_U = Q_A \cdot (T - t_E) \quad [m^3] \quad (AD.004)$$

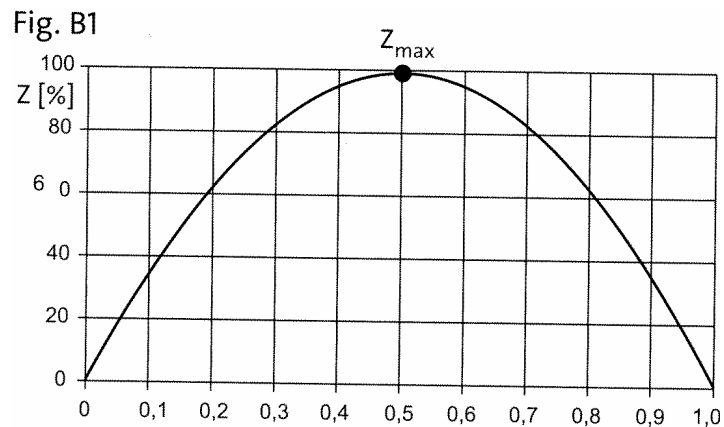
De (AD.003) y (AD.004), y sustituyendo adecuadamente T se sigue

$$T = \frac{V_U \cdot Q_E}{Q_A \cdot Q_E - Q_A^2} \quad [h] \quad (AD.005)$$

y

$$Z = T^{-1} = \frac{Q_A \cdot Q_E - Q_A^2}{V_U \cdot Q_E} \quad [h^{-1}] \quad (AD.006)$$

La frecuencia de arranques Z se puede expresar en función del ratio Q_A / Q_E como se muestra en la gráfica siguiente.



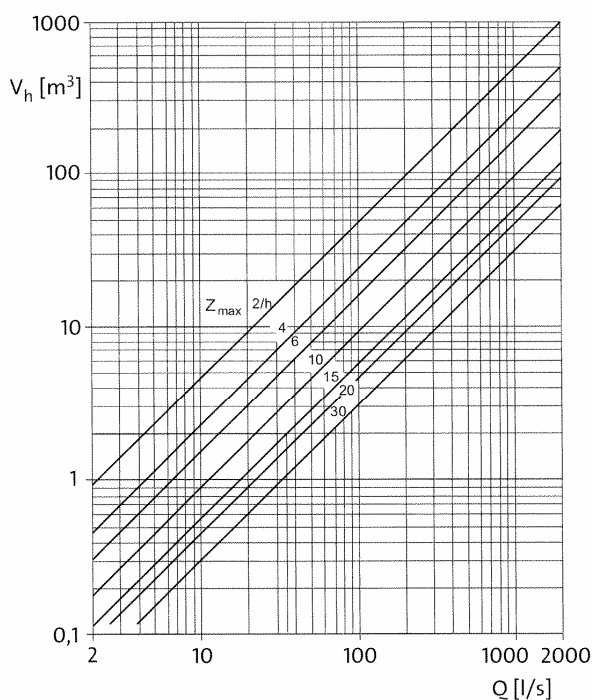
Diferenciando Z en función de Q_A / Q_E e igualando a cero, se sigue que el número de arranques máximo Z_{MAX} se obtiene para $Q_A / Q_E = 0,50$. Al sustituir $Q_A = 0,50 \cdot Q_E$ en (AD.006) obtenemos

$$Z_{MAX} = \frac{Q_E}{4 \cdot V_U} \quad [h^{-1}] \quad (AD.007)$$

Finalmente despejando de (AD.007) obtenemos el volumen útil necesario en el pozo de bombeo

$$V_U = \frac{Q_E}{4 \cdot Z_{MAX}} \quad [m^3] \quad (AD.008)$$

En la gráfica siguiente se representa el volumen útil en función del caudal bombeado y el número de arranques máximo.



Q = Capacidad de la bomba, l/s
 $Z_{m\acute{a}x}$ = Frecuencia máxima de arranques, l/h
 V_h = Volumen efectivo de la fosa húmeda, m^3

Con la elección de la bomba a instalar se determina el valor de Z_{MAX} , dentro de los valores recomendables, y con él V_U mediante (AD.008).

Desarenado-desengrasado: para el dimensionado del recinto de extracción conjunta de las arenas y las grasas, los parámetros a considerar son la carga hidráulica C_H (caudal afluente por área en planta del recinto) a *caudal punta*, el tiempo de retención hidráulica T_H a *caudal punta*, velocidad horizontal v_H a *caudal punta* y el caudal de aire introducido Q_{Ai} (m^3/h de aire introducido por m^3 de capacidad del recinto). En la tabla siguiente se muestran los valores recomendados de estos parámetros

Parámetro	Valor recomendado
$C_H \quad [m^3/(m^2 \cdot h)]$	≤ 35
$T_H \quad [min]$	$10 \div 15$
$v_H \quad [m/s]$	$\leq 0,15$
$Q_{Ai} \quad [m^3/(m^3 \cdot h)]$	$0,5 \div 2,0$

Con estos valores se calcularán la superficie y volumen mínimos requeridos por el recinto.

La superficie en planta mínima $S_{H,MIN}$ necesaria se obtiene a partir del caudal máximo a tratar, o sea, $Q_{2,P}$ en condiciones punta, y de la carga hidráulica en la forma

$$S_{H,MIN} = \frac{Q_{2,P}}{C_H} \quad [m^2] \quad (AD.009)$$

siendo

$Q_{2,P}$: caudal máximo afluente en $[m^3/h]$

C_H : carga hidráulica en $[m^3/(m^2 \cdot h)]$

Tomando para la carga hidráulica el valor máximo recomendado ($C_H = 35 m^3/(m^2 \cdot h)$) se sigue

Parámetro	Valor recomendado
$C_H \quad [m^3/(m^2 \cdot h)]$	35
$Q_{2,P} \quad [m^3/h]$	27,000
$S_{H,MIN} \quad [m^2]$	0,771

El volumen mínimo V_{MIN} necesario se obtiene a partir del caudal medio a tratar, o sea, $Q_{2,P}$ en condiciones medias y el tiempo de retención hidráulica según la siguiente expresión

$$V_{MIN} = \frac{Q_{2,P} \cdot T_H}{60} \quad [m^3] \quad (AD.010)$$

siendo

$Q_{2,P}$: caudal máximo afluente en $[m^3/h]$

T_H : tiempo de retención hidráulico en $[min]$

Tomando para el tiempo de retención hidráulico el valor máximo recomendado ($T_H = 15$ min) se sigue

Parámetro	Valor recomendado
T_H [min]	15
$Q_{2,P}$ [m ³ /h]	27,000
V_{MIN} [m ³]	6,750

De la velocidad horizontal y el caudal máximo a tratar, o sea, $Q)_2$ en condiciones punta, la sección transversal mínima $S_{T,MIN}$ resulta

$$S_{T,MIN} = \frac{Q_{2,P}}{3600 \cdot v_H} \quad [m^2] \quad (AD.011)$$

siendo

$$Q)_{2,P} : \text{caudal máximo afluente en } [m^3/h]$$

$$v_H : \text{velocidad horizontal en } [m/s]$$

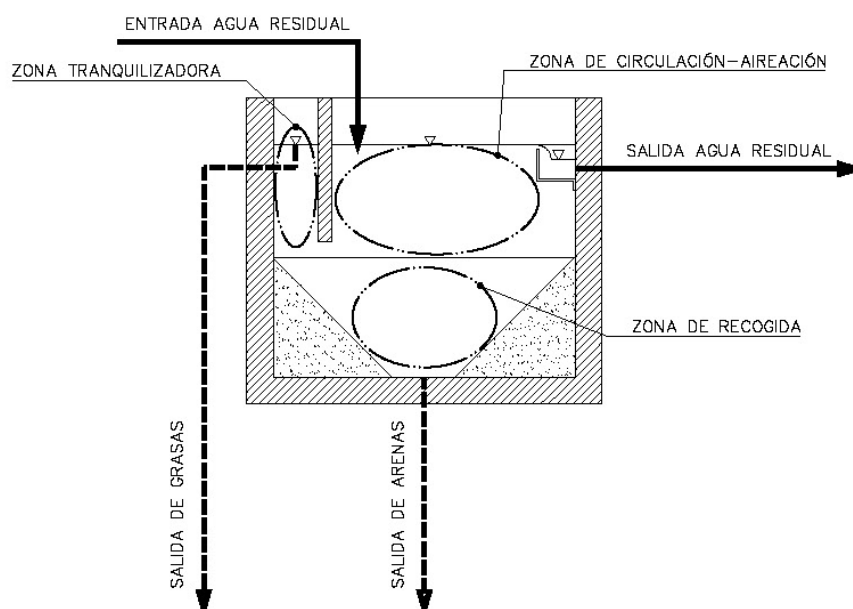
Si se toma la velocidad horizontal igual a su valor máximo aconsejado ($v_H = 0,15$ m/s)

Parámetro	Valor recomendado
v_H [m/s]	0,15
$Q_{2,P}$ [m ³ /h]	27,000
$S_{H,MIN}$ [m ²]	0,050

En el recinto desarenador-desengrasador se diferencian tres zonas

- Zona de circulación-aireación: donde se producirá el emulsionado de las grasas y se inducirá la rotación transversal del flujo
- Zona tranquilizadora: destinada a la separación por flotabilidad de las grasas emulsionadas
- Zona de recogida: situada en la parte inferior del recinto y de paredes laterales inclinadas, recibirá y concentrará las arenas que abandonan la corriente rotatoria del flujo

Los parámetros calculados anteriormente tienen aplicación a la zona de circulación-aireación. Las correspondientes a la zona tranquilizadora vienen determinadas por el equipo de extracción de las grasas (sistema de rasquetas de superficie) mientras que las de la zona de recogida están relacionadas con las anteriores. En la siguiente figura se muestra una sección transversal tipo del recinto adoptado para el proceso en el que se observan las tres zonas descritas anteriormente.

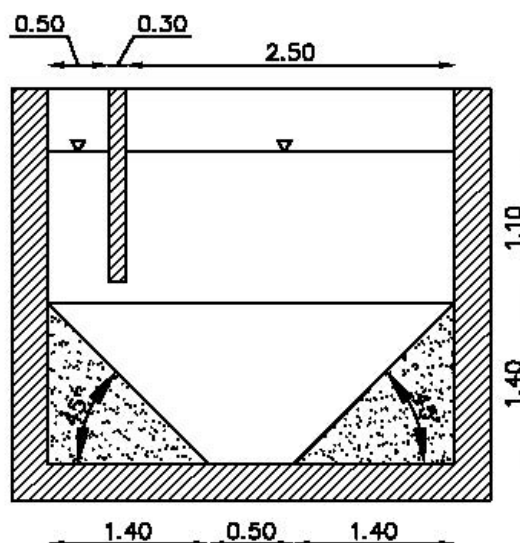


En la literatura especializada, y de forma práctica, se dan algunas pautas genéricas, de carácter experimental, respecto a las dimensiones de la zona activa del recinto, como las que se muestran a continuación

- Relación longitud-ancho: $1:1 \div 5:1$ (valor normal 3:1)
- Profundidad: $2 \div 5$ m

En la tabla que se muestra a continuación, se indican las dimensiones adoptadas para la *zona de circulación-aireación*. Destacar que el volumen mínimo es el parámetro determinante, si se adoptan para la zona dimensiones mínimas razonables para su construcción

Parámetro	Valor adoptado
Longitud [m]	2,50
Anchura [m]	2,50
Altura [m]	1,10



Con las dimensiones adoptadas, los parámetros de funcionamiento del recinto resultan

Parámetro	Valor adoptado
$C_H \left[\frac{\text{m}^3}{(\text{m}^2 \cdot \text{h})} \right]$	4,32
$T_H \left[\text{min} \right]$	22,92
$v_H \left[\text{m/s} \right]$	$2,727 \cdot 10^{-3}$

Homogeneización y regulación de caudales y pH: como se calculó en apartado anterior, el depósito para la homogeneización y regulación de caudal requería un volumen V_D de 478,088 m^3 . El objetivo en este apartado será minimizar la superficie útil (mojada) del depósito, y por lo tanto el volumen de hormigón armado del mismo. La superficie mojada resulta

$$S_{\text{MOJADA}} = 4 \cdot L \cdot H + L^2 \quad [\text{m}^2] \quad (\text{AD.012})$$

donde

L : longitud del depósito en $[\text{m}]$

H : altura del depósito en $[\text{m}]$

habiéndose tomado el ancho W del depósito igual a su longitud L . De esta forma, el volumen resulta

$$V_D = H \cdot L^2 \quad [\text{m}^3] \quad (\text{AD.013})$$

Despejando la altura H del depósito de (AD.013) y sustituyendo en (AD.012) se obtiene

$$S_{\text{MOJADA}} = 4 \cdot \frac{V}{L} + L^2 \quad [\text{m}^2] \quad (\text{AD.014})$$

Diferenciando L de (AD.013) e igualando a cero se sigue que la superficie mojada S_{MOJADA} toma su valor mínimo para

$$L_{\text{MIN}} = (2 \cdot V)^{1/3} \quad [\text{m}] \quad (\text{AD.015})$$

En la siguiente tabla se muestran los valores geométricos teóricos y los finalmente adoptados para las dimensiones útiles del depósito

Parámetro	Valor teórico	Valor adoptado
L [m]	9,852	9,850
W [m]	9,852	9,850
H [m]	4,926	4,950

D1.2 Tratamiento primario

Floculación: se dimensionará ahora la cámara para la fase de floculación del proceso físico-químico propuesto. El parámetro de diseño para el proceso es el tiempo de detención T_H o cociente del volumen útil de la cámara y el caudal afluente en *condiciones máximas* $(Q)_{5,M}$. En la tabla siguiente, extraída de la literatura especializada, se muestran valores típicos para el tiempo de detención en procesos de floculación

Información típica para el proyecto de tanques de preaireación
y tanques de floculación

Características	Valor	
	Intervalo	Típico
Preacteación:		
Tiempo de detención, min	10-45	30
Profundidad del tanque, m	3,0-6,0	4,50
Demanda de aire, m ³ /m ³	0,8-3,20	2,0
Floculación:		
Tiempo de detención, min	20-60	30
Floculación inducida por paletas, máxima velocidad periférica de la paleta, con reductor de velocidad hasta el 30 por 100 de la velocidad máxima, m/s	0,45-1,00	0,60
Floculación por agitación por aire, con difusores de tubo poroso, m ³ /10 ³ m ³	0,60-1,20	0,75

Tomando el valor típico ($T_H = 30\text{min}$), el volumen útil de la cámara V_F viene dado por la expresión

$$V_F = \frac{Q_{5,M} \cdot T_H}{60} \quad [\text{m}^3] \quad (\text{AD.016})$$

siendo

$Q_{5,M}$: caudal máximo afluente en $[\text{m}^3/\text{h}]$
 T_H : tiempo de retención hidráulico en $[\text{min}]$

Sustituyendo en (AD.016) los valores del caudal y tiempo de retención se sigue

Parámetro	Valor recomendado
T_H $[\text{min}]$	30
$Q_{5,M}$ $[\text{m}^3/\text{h}]$	5,257
V_F $[\text{m}^3]$	2,628

Partiendo del volumen útil requerido, las dimensiones de la cámara se tomarán siguiendo las recomendaciones del fabricante del equipo de agitación lenta.

Separación sólido-líquido (decantación primaria): el objetivo de la decantación primaria es la reducción de los sólidos en suspensión del agua residual bajo la exclusiva acción de la gravedad. En

consecuencia, sólo se puede pretender la eliminación de los sólidos decantables y de las materias flotables.

Según la clasificación de Fitch existen cuatro tipos de sedimentación claramente diferenciados:

- Sedimentación clase 1 o de partículas discretas
- Sedimentación clase 2 o de partículas floculantes
- Sedimentación clase 3 o zonal
- Sedimentación clase 4 o por compresión

Ejemplos concretos de estos tipos de sedimentación en depuración de aguas residuales son el desarenado-desengrasado (clase 1), la decantación primaria, que estamos tratando (clase 2), la decantación secundaria del proceso de fangos activados, que trataremos en un apartado posterior (clase 3) y el espesamiento de fangos por gravedad, que veremos al tratar la línea de lodos posteriormente (clase 4).

En la decantación primaria las partículas tienen ciertas características que producen su floculación durante la sedimentación. Así, al chocar una partícula que está sedimentando con otra partícula, éstas (si tiene buenas características floculantes) se agregan (floculan) formando una nueva partícula de mayor tamaño y aumentando su tamaño y, en consecuencia, aumentando su velocidad de sedimentación. Los parámetros de diseño de la sedimentación de partículas floculantes son dos:

- Velocidad ascensional o carga superficial (caudal de fluido dividido por la superficie del depósito de sedimentación). Este era el único parámetro de la sedimentación de partículas discretas.
- Tiempo de retención (volumen del depósito de sedimentación dividido por el caudal). A veces en vez de este parámetro se toma la altura del depósito al ser ambos parámetros independientes. Con estos parámetros lo que se posibilita es una mayor probabilidad de encuentro (floculación) entre las partículas que sedimentan.

Además de estos parámetros existen ciertas características del agua residual que afectan al rendimiento del proceso. Para el tipo de sedimentación presente en la decantación primaria, los factores básicos son la concentración de los sólidos en suspensión y las características floculantes de los mismos. Con la coagulación vía química realizada en las etapas previas de mezcla y floculación del tratamiento físico-químico, en el que se integra finalmente esta etapa de decantación, se persigue el aumento del rendimiento de eliminación de sólidos en suspensión por la desestabilización de las partículas coloidales y agregación de las partículas desestabilizadas.

Como en la mayor parte de los procesos de tratamiento, existen dos diferentes formas de diseño de la decantación primaria: diseño a partir de ensayos de laboratorio, y diseño basado en datos de la experiencia. En este caso se opta por la definición del recinto de proceso adoptando valores de los parámetros de diseño considerados como aconsejables en base a las experiencias extraídas de aplicaciones reales. En la tabla siguiente se muestran las recomendaciones que el Ministerio de Obras Públicas y Urbanismo (M.O.P.U.) a través de su Dirección General de Obras Hidráulicas realiza en sus pliegos de bases para concursos de proyecto y ejecución de estaciones depuradoras de aguas residuales.

Parámetros de diseño de la decantación primaria.

Rendimiento eliminación*	SS	60 - 65 %
	DBO ₅	30 - 35 %
Velocidad ascensional	Q _m	< 1,3 m/h
	Q _M (Q _{máx})	< 2,5 m/h
Tiempo de retención (vol/Q)	Q _m	> 2 h
	Q _M	> 1 h
Carga sobre vertedero (Q _v)**		< 40 m ³ /h/m
Calado bajo vertedero**		2 - 3,5 m
Velocidad rasquetas (perimetral)***	Dec. circulares	< 120 m/h
	Dec. rectangulares	< 60 m/h
Tiempo de retención fangos en poceta		< 5 h
Concentración de fangos		3 - 5 %
Pendiente solera	Dec. circulares (rasq.)	5 - 10 %
	Dec. rectangulares (rasq.)	1 - 2 %
Ø: Corona de reparto	Diámetro	0,10 - 0,15 Ø _{dec}
	Altura	0,25 - 0,50 H _r (central)
Ø: Accionamiento puente: Central****↔		ω > 0,04 rpm
Dimensiones decantadores circulares: Radio/calado		2,5-8
Dimensiones rect.*****	Relación largo/ancho (1,5-7,5)	3 - 5
	Relación longitud/calado	4 - 35

* Depende del porcentaje de sedimentables sobre los SS totales (poco abundantes en ARI). Por ejemplo, en el caso de un elevado número de aquellos, el rendimiento de eliminación exigible se eleva al 90 %.
 ** Para evitar el escape de fangos con el efluente.
 *** Para evitar la resuspensión de fangos.
 **** En decantadores pequeños. En grandes, se recurre a accionamiento periférico.
 ***** Limitación máxima por posible influencia del viento para circulares es de 40 - 45 m y para rectangulares es de 60 - 70 m.

Siguiendo las recomendaciones anteriores, obtenemos la superficie de decantador necesaria $S_{MIN,DP}$. Esta viene dada por la expresión

$$S_{MIN,DP} = \frac{Q_6}{C_{H,DP}} \quad [m^2] \quad (AD.017)$$

siendo

Q_6 : caudal afluente en $[m^3/h]$
 $C_{H,DP}$: carga superficial del decantador primario en $[m^3/(m^2 \cdot h)]$

Al ser el valor de Q_6 un dato conocido, de (AD.017) se sigue

Parámetro	Condiciones medias	Condiciones máximas
$C_{H,DP} \quad [m^3/(m^2 \cdot h)]$	< 1,3	< 2,5
$Q_6 \quad [kg/h]$	4,210	5,265
$S_{MIN,DP} \quad [m^2]$	> 3,238	> 2,106

y por lo tanto

$$S_{MIN,DP} > 3,238 \quad [m^2] \quad (AD.018)$$

Por otro lado, el volumen mínimo $V_{\text{MIN,DP}}$ necesario se obtiene según la siguiente expresión

$$V_{\text{MIN,DP}} = Q)_6 \cdot T_{\text{H,DP}} \quad [\text{m}^3] \quad (\text{AD.019})$$

siendo

$Q)_6$: caudal afluente en $[\text{m}^3/\text{h}]$
 $T_{\text{H,DP}}$: tiempo de retención hidráulico del decantador primario en $[\text{h}]$

Teniendo en consideración los tiempos de retención recomendados, se sigue

Parámetro	Condiciones medias	Condiciones máximas
$T_{\text{H,DP}} \quad [\text{h}]$	> 2	> 1
$Q)_6 \quad [\text{kg}/\text{h}]$	4,210	5,265
$V_{\text{MIN,DP}} \quad [\text{m}^3]$	$> 8,420$	$> 5,265$

resultando pues que

$$V_{\text{MIN,DP}} > 8,420 \quad [\text{m}^3] \quad (\text{AD.020})$$

La carga sobre vertedero $Q_{\text{V,DP}}$ corresponde al caudal de efluente por metro lineal del vertedero de salida. Su limitación viene impuesta para evitar el arrastre de fangos del fondo del decantador. Teóricamente debería estar relacionada con la altura del vertedero sobre el fondo del decantador.

En los valores expuestos anteriormente, se limitan la velocidad ascensional, el tiempo de retención y altura, que como se ha visto, están relacionados. El ajuste óptimo a estas limitaciones obliga a adoptar profundidades comprendidas entre 2,00 y 2,60 m, al no conseguirse ahorros de superficie de decantación al aumentar la altura por encima de 2,60 m.

Para evitar perturbaciones en el rendimiento del decantador producidas por el sistema de evacuación de fangos se limita la velocidad máxima de desplazamiento de las rasquetas, que en el caso del decantador circular, que se ha adoptado, viene dada por la velocidad periférica. Igualmente se limita el tiempo máximo de retención de los fangos en las pocetas de almacenamiento para evitar su anaerobiosis y las consiguientes perturbaciones sobre el proceso, principalmente flotación de fangos.

Según lo expuesto anteriormente, si se adopta para el decantador primario un diámetro ϕ_{DP} y una altura H_{DP} de 4 m y 2 m respectivamente, los parámetros de funcionamiento resultan

Parámetro	Condiciones medias	Condiciones máximas
$S_{DP} \text{ [m}^2\text{]}$	12,566	12,566
$V_{DP} \text{ [m}^3\text{]}$	25,133	25,133
$T_{H,DP} \text{ [h]}$	5,970	4,773
$C_{H,DP} \text{ [m}^3\text{/(m}^2 \cdot \text{h)}\text{]}$	0,335	0,419
$Q_{V,DP} \text{ [m}^3\text{/(m} \cdot \text{h)}\text{]}$	0,335	0,419

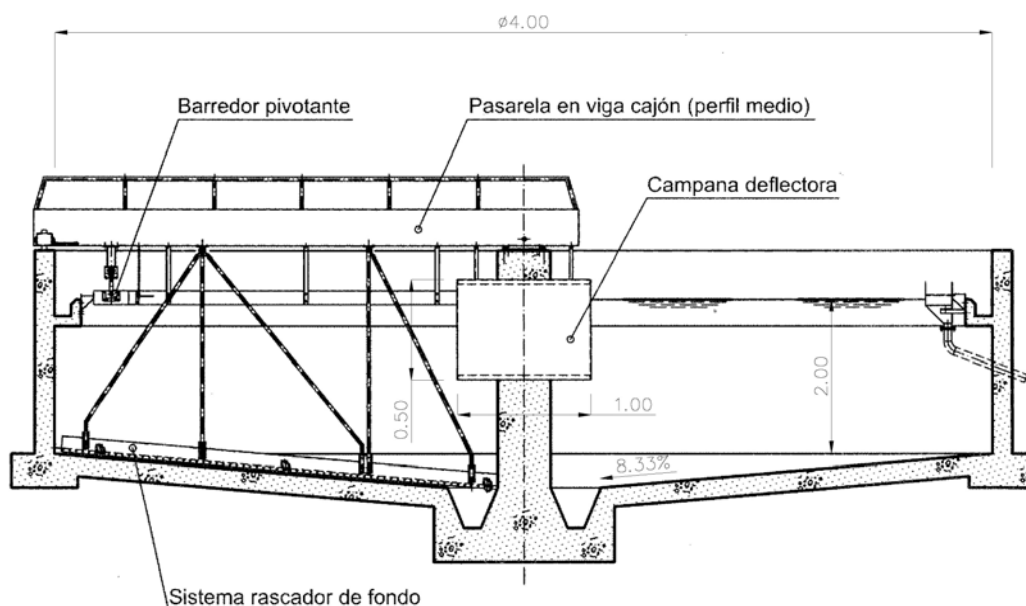
respetándose pues los valores límite para los mismos.

Además de las indicaciones que se han dado anteriormente existen otros valores usados en el diseño práctico de la decantación primaria y que se pueden obtener de la bibliografía especializada, y que exponen a continuación:

- La corona de reparto en un decantación circular de alimentación central, como ocurre en el modelo elegido, tiene unas dimensiones que generalmente cumplen las siguientes relaciones. Su diámetro ($\phi_{C,DP}$) está comprendido entre 0,05 y 0,20 veces el diámetro del decantador. Su altura ($H_{C,DP}$) está comprendida entre 1/3 y 1/5 de la profundidad máxima del decantador.
- La pendiente de la solera ($i_{S,DP}$) de un decantador circular oscila entre un 2% y un 8%.

En la siguiente tabla se muestran los valores adoptados para el dimensionado del decantador primario donde se han tenido en cuenta las recomendaciones anteriores.

Parámetro	Valor teórico	Valor adoptado
$\phi_{C,DP} \text{ [m]}$	0,200 ÷ 0,800	1,000
$H_{C,DP} \text{ [m]}$	0,400 ÷ 0,667	0,500
$i_{S,DP} \text{ [%]}$	8,00%	8,33%



D1.3 Tratamiento biológico

Reactor biológico: el diseño del reactor biológico debe diferenciar entre la cámara anóxica y la cámara aerobia:

- **Cámara anóxica:** en la cámara anóxica se persigue una buena agitación que permita mezclar rápida e íntimamente los fangos en recirculación y el agua a tratar, y además evitar la formación de sedimentos. Sin embargo esta agitación no debe producir oxigenación, por pequeña que sea. Los agitadores se instalarán en el fondo de la cuba, con una potencia específica del orden de 10 W/m^3 (según se recomienda en la literatura especializada para aguas decantadas, constituyendo este valor un compromiso entre las necesidades de agitación y los riesgos de oxigenación parásita).

Con objeto de minimizar el volumen de hormigón armado de la cámara, o lo que es lo mismo, la superficie útil (mojada), si tomamos el ancho W del depósito igual a su longitud L , teniendo en cuenta la expresión (AD.014) y que el volumen requerido $V_{\text{ANÓXICO}}$ es de $15,495 \text{ m}^3$, se obtienen los siguientes valores de las dimensiones de la cámara anóxica

Parámetro	Valor teórico	Valor adoptado
$L \text{ [m]}$	3,141	3,250
$W \text{ [m]}$	3,141	3,250
$H \text{ [m]}$	1,571	1,500

- Cámara aerobia: en el reactor aerobio, se persiguen dos objetivos. Por un lado se requiere de un mantenimiento de todos los lodos en suspensión dentro del volumen de la cámara y, por otro, un aporte de oxígeno necesario para el correcto desarrollo del proceso biológico. En este apartado se determinarán las dimensiones de la cámara así como la potencia específica (W/m^3) necesaria para el mantenimiento en suspensión de los sólidos del licor en la cuba. En el Anexo C se calcula la potencia necesaria para la correcta aireación de la cámara. Cabe mencionar que en un número elevado de ocasiones la potencia específica por requerimientos de agitación en los procesos de baja carga es mayor que la obtenida por necesidades de oxigenación, siendo la primera, por lo tanto, la determinante para la elección del aereador superficial.

El flujo del líquido en un depósito equipado con un aereador vertical de superficie es la resultante de dos componentes principales:

- Flujo de rotación transversal. Es el flujo en un plano vertical radial. Entre otras características de esta componente destaca el hecho de que el nodo de giro se sitúa muy cerca de la pared vertical de la cuba por lo que las velocidades en el fondo de esta zona son más altas de lo que cabría suponer, a pesar de la distancia al eje del aereador. Además, el flujo tiene poca inercia (al dejar de funcionar el aereador, el flujo desaparece en pocos minutos), por lo que el costo energético para mantenerlo representa una fracción importante de la total.
- Flujo de rotación horizontal. Es el flujo producido en un plano horizontal, con el centro en el eje del aereador. Se observa que desde el fondo a la superficie de líquido en la cuba, las velocidades no presentan grandes variaciones. Aquí, al contrario que el flujo transversal, esta componente presenta gran inercia (al parar el aereador, el flujo permanece activo durante un tiempo del orden de cinco veces respecto a la anterior) por lo que la energía del movimiento resulta más importante que la necesaria para su mantenimiento.

En un depósito de sección cuadrangular, también se producen otros flujos o corrientes secundarias de poca energía en las cuatro aristas verticales. Estas distribuciones son poco conocidas y muy difíciles de medir.

De la literatura especializada se puede extraer que las velocidades mínimas en el fondo de una cuba de fangos activados, necesarias para el mantenimiento en suspensión de los sólidos, deben situarse en un mínimo de 0,25 a 0,30 m/s, supuesto existe decantación primaria, como ocurre en el proceso en estudio. El aumento de la profundidad de la cámara aerobia favorece la aportación específica de oxígeno. Sin embargo, desde el punto de vista de la agitación ocurre lo contrario, puesto que el aumento de la profundidad disminuye la velocidad de fondo, pero la influencia de esta es relativamente pequeña. Salvo en el caso límite de la agitación, siempre será más conveniente utilizar la mayor profundidad compatible con la optimización de la obra civil.

Adoptando una configuración de cámara aerobia con dos aireadores superficiales, cada uno de ellos aireará a la mitad del volumen requerido.

Los valores de k recomendados por los fabricantes de aireadores superficiales se sitúan entre 0,35 y 1,00. la profundidad máxima recomendada sin tubo de aspiración se sitúa en torno a 3,50 m y con tubo de aspiración 5,00 m. Adoptando como altura H la máxima recomendable con tubo de aspiración y una sección horizontal cuadrada de actuación para cada uno de los dos aireadores superficiales, las dimensiones de cada zona de influencia resultan

Parámetro	Valor teórico	Valor adoptado
L_i [m]	15,470	15,500
W_i [m]	15,470	15,500
H [m]	5,000	5,000

Si se toma como velocidad de fondo el valor medio de 0,27 m/s, de la literatura especializada se puede extraer que para cubas con sección horizontal cuadradas y con decantación primaria, la potencia específica mínima por metro cúbico de cuba (w_e) para agitación con aireadores de superficie se puede obtener según la siguiente expresión

$$w_e = 270 \cdot \sqrt[3]{\frac{k}{V_{\text{AEROBIO}}}} \quad [\text{W/m}^3] \quad (\text{AD.021})$$

siendo

k : cociente altura entre ancho de la cuba

V_{AEROBIO} : volumen de la cuba en $[\text{m}^3]$

De las dimensiones obtenidas para la cámara, y sustituyendo adecuadamente en (AD.021) se sigue

Parámetro	Valor adoptado
L [m]	31,000
W [m]	15,500
H [m]	5,000
V_{AEROBIO} $[\text{m}^3]$	2.402,500
k_i	0,323

$w_e)_i$ [W/m ³]	17,419
$W_e)_i$ [kW]	20,925

En el Anexo C se determina la potencia neta necesaria para la oxigenación de la cuba de aireación (P_{ab}). Se concluye que esta última, con un valor de para condiciones máximas de 12,095 kW es muy inferior a la anteriormente calculada para las necesidades de agitación (W_e), con un valor total de 41,850 kW.

Separación sólido-líquido (decantación secundaria): el objetivo de la decantación secundaria en el proceso de fangos activados es separar los sólidos (fangos activados) del licor mezcla. La separación de los sólidos es el último paso en la producción de un efluente estable, bien clarificado, y con bajo contenido en DBO_5 y sólidos en suspensión y, como tal, representa un punto crítico en la operación de un proceso de tratamiento de fangos activados.

El diseño de un decantador secundario debe tener en cuenta que su dimensionado sea suficiente para asegurar la decantación de los sólidos sedimentables y que el tiempo de retención de los fangos sea el mínimo posible para evitar procesos de anaerobiosis.

Como vimos en la decantación primaria, la decantación secundaria del proceso de fangos activados corresponde al tipo de decantación denominada *zonal*, según la clasificación de Fitch. En este tipo de decantación, más conocida como *decantación frenada*, la velocidad de decantación de las partículas floculadas es función, únicamente, de su concentración local (Kynch, 1952). El fondo del decantador secundario es un punto singular ya que en él se impide la decantación libre. Esta discontinuidad de fondo se transmite hacia la zona de decantación libre, de tal forma que se pueden distinguir dos zonas de decantación separadas por otra de transición, a saber:

- Zona de *decantación libre*, en la que no existe influencia de unas partículas sobre otras.
- Zona de *decantación frenada*, en la cual las partículas floculadas ya sedimentadas impiden más o menos la sedimentación de las que van llegando a esta zona. A lo largo de dicha zona la concentración de partículas va creciendo uniformemente, en función del tiempo.

Los fangos activados son floculentos, con una densidad próxima a la del agua, por lo que su capacidad de sedimentación depende de un gran número de factores, pidiéndose ver afectada durante el tratamiento, por variaciones de temperatura, de carga de oxígeno disuelto, etc. Los criterios de diseño han de ser, por tanto, conservadores si se quiere asegurar un rendimiento correcto del proceso de separación. Los principales factores a tener en cuenta en el dimensionado de un decantador secundario son los siguientes:

- Caudal medio y caudal punta. Las puntas de caudal distorsionan el proceso de decantación, provocando la pérdida de gran cantidad de sólidos en el efluente, si se sobrepasan los criterios establecidos para el diseño. Para evitarlo, la carga hidráulica se basa en las condiciones de caudal punta.

- Velocidad ascensional o carga superficial (caudal de fluido dividido por la superficie del depósito de sedimentación). Este era el único parámetro de la sedimentación de partículas discretas. La carga hidráulica determina la superficie de decantación y está relacionada con el grado de sedimentabilidad del fango a decantar. De esta forma, la superficie de decantador necesaria S_{DS} viene dada por

$$S_{DS} = \frac{Q)_{9,M}}{C_{H,DS}} \quad [m^2] \quad (AD.022)$$

siendo

$Q)_{9,M}$: caudal máximo afluente en $[m^3/h]$

$C_{H,DS}$: carga hidráulica del decantador secundario en $[m^3/(m^2 \cdot h)]$

- Carga de sólidos. Cuando la concentración de sólidos en suspensión en el reactor biológico es superior a $2,5 \text{ kg}/m^3$, la superficie necesaria del decantador pasa a depender de la carga de sólidos. Esta se define como la masa de sólidos en suspensión que trata el decantador por metro cuadrado y por unidad de tiempo. En este caso la superficie horizontal S_{DS} que requiere el decantador secundario viene dada por la siguiente expresión

$$S_{DS} = \frac{SS)_{9,M}}{C_{S,DS}} \quad [m^2] \quad (AD.023)$$

siendo

$SS)_{9,M}$: sólidos en suspensión afluentes en condiciones máximas en $[kg/h]$

$C_{S,DS}$: carga de sólidos del decantador secundario en $[kg/(m^2 \cdot h)]$

Cuando se diseñan las instalaciones de decantación sin que se hayan podido realizar los ensayos de sedimentación correspondientes, estas pueden dimensionarse a partir de la carga superficial y la carga de sólidos, utilizando valores suficientemente contrastados. En la tabla siguiente se muestran valores típicos de ambos parámetros obtenidos de la literatura especializada

Tipo de proceso	Carga superficial ($m^3/m^2 \cdot h$)		Carga de sólidos Kg. SS/ $m^2 \cdot h$	
	Valor medio	Valor máximo	Valor medio	Valor máximo
Procesos de media carga	$\leq 0,8$	$\leq 1,5$	$\leq 2,5$	$\leq 4,5$
Procesos de baja carga (aireación prolongada)	$\leq 0,5$	$\leq 0,9$	$\leq 1,8$	$\leq 3,2$

En el proceso en estudio, la concentración de sólidos en suspensión adoptada en el reactor biológico (MSA) es de $4,0 \text{ kg/m}^3$ y por lo tanto la superficie del decantador vendrá determinada por la carga de sólidos $C_{S,DS}$ según (AD.023). Dado que el proceso se encuadra dentro de los de baja carga y adoptando para la carga de sólidos el valor medio recomendado se sigue

Parámetro	Valor teórico
$C_{S,DS} \text{ [kg/(m}^2 \cdot \text{h)]}$	1,8
$SS)_{9,M} \text{ [kg/h]}$	37,014
$S_{DS} \text{ [m}^2\text{]}$	20,563

Con este valor para la superficie del decantador, obtenemos el diámetro del mismo (ϕ_{DS})

Parámetro	Valor teórico	Valor adoptado
$\phi_{DS} \text{ [m]}$	5,117	5,000

- Calado del decantador. La profundidad de agua de un decantador se mide en los muros laterales, desde la cota de vertedero hasta la base del muro. La profundidad es un factor que afecta a la eficiencia de eliminación de sólidos y en la concentración del fango de recirculación. La profundidad debe ser suficiente para permitir al menos tres zonas funcionales:
 - o Zona de *clarificación* o *decantación libre*, que permite la salida de un efluente sin sólidos
 - o Zona de *separación* de la mezcla agua-fango, que absorbe las fluctuaciones normales del lecho de fangos, y
 - o Zona de *espesamiento* o *decantación frenada*, donde se consigue una concentración suficiente de fango de recirculación.

En la siguiente tabla se muestran valores recomendados para el calado de los decantadores secundarios en función de su diámetro

Diámetro	Calado Recomendado	Calado Mínimo
< 12 m.	3,30 m.	3,00 m.
12 a 21 m.	3,60 m.	3,30 m.
21 a 30 m.	3,90 m.	3,60 m.
30 a 42 m.	4,20 m.	3,90 m.
> 42 m.	4,50 m.	4,20 m.

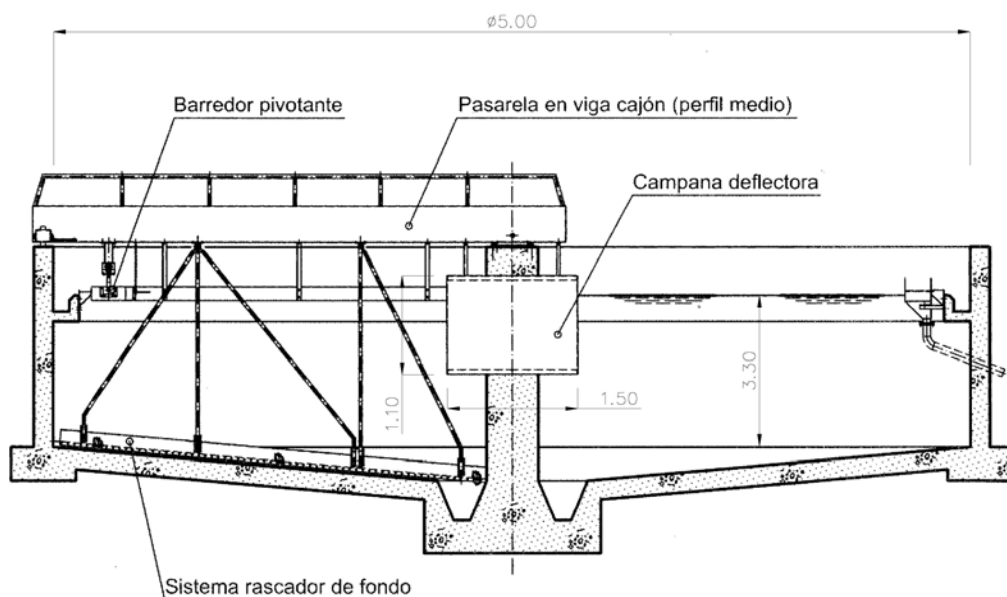
Teniendo en cuenta los valores de la tabla anterior y el diámetro adoptado, el calado del decantador secundario (H_{DS}) resulta

Parámetro	Valor adoptado
H_{DS} [m]	3,300

- Diseño de la entrada al decantador. La mala distribución o la entrada en el tanque a gran velocidad puede aumentar la formación de corrientes y la resuspensión del fango sedimentado disminuyendo así el rendimiento del decantador. Por ello el dispositivo de entrada de agua al tanque debe disipar la energía del caudal entrante, distribuir uniformemente el flujo, tanto horizontal como verticalmente, evitar la formación de corrientes perjudiciales (corrientes de densidad) y minimizar las posibles perturbaciones que se puedan ocasionar al manto de fangos.

En el caso que nos ocupa de decantador con alimentación central, se dispone una campana difusora central concéntrica con la conducción de entrada de agua a la cuba. Para la consecución de los objetivos citados anteriormente, se estima que el diámetro de la misma ($\phi_{C,DS}$) no debe ser inferior al 25% del diámetro del decantador, siendo aconsejable una altura ($H_{C,DS}$) aproximada de 1/3 del calado. Siguiendo estas recomendaciones, se muestran a continuación los valores teóricos (calculados) y los adoptados para la campana

Parámetro	Valor teórico	Valor adoptado
$\phi_{C,DS}$ [m]	> 1,250	1,500
$H_{C,DS}$ [m]	$\approx$ 1,100	1,100



- Ubicación y carga sobre el vertedero. Cuando en un decantador se producen corrientes de densidad, el líquido mezcla que entra en el tanque fluye a lo largo de la parte inferior del tanque hasta que se encuentra con un flujo en dirección contraria o con una pared. Cuando topa con una pared, el líquido tiende a ascender pudiendo producirse la descarga por los vertederos, especialmente si éstos se hallan situados en el extremo del tanque.

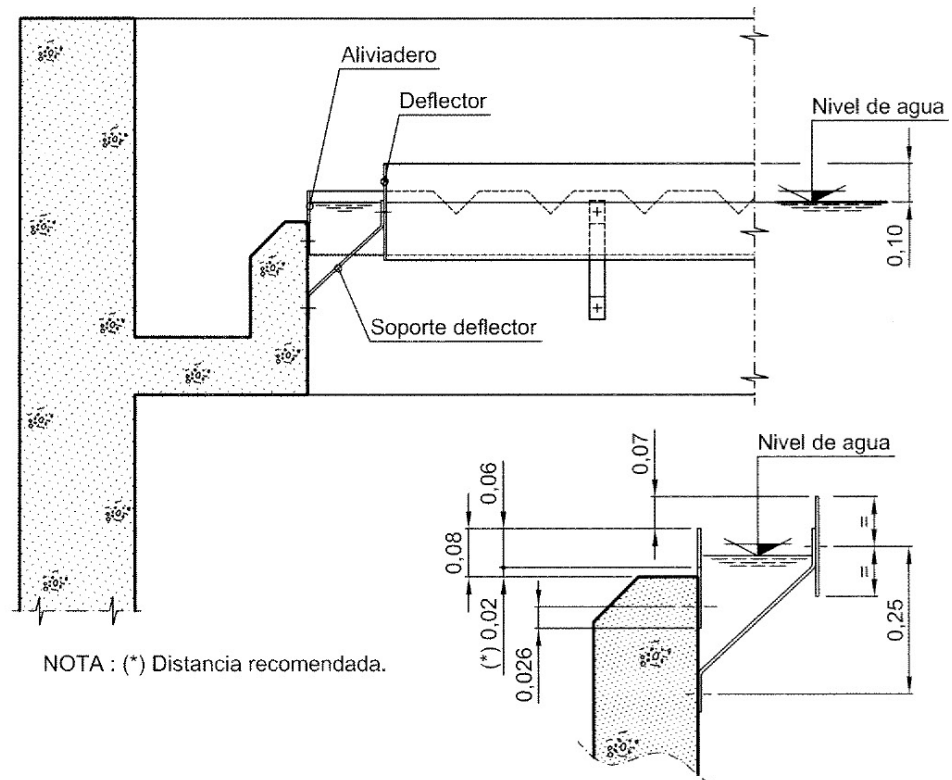
En estudios realizados se ha podido comprobar que la ubicación óptima de los vertederos para la obtención de un efluente bien clarificado, se sitúa entre las dos terceras partes y las tres cuartas partes del radio medido desde el centro. Esta ubicación implica la adopción de técnicas constructivas complicadas y que incrementan los costes de la instalación, pero que para decantadores de gran diámetro, deberían tomarse en consideración. Para decantadores de dimensiones pequeñas y medianas, como en el caso en estudio, con cargas superficiales y sobre vertedero bajas, la ubicación de éste, afecta en menor medida a los rendimientos de decantación.

Para el diseño de los decantadores secundarios, se recomiendan los valores máximos para la carga sobre vertedero, o caudal efluente por longitud de vertedero de salida ($Q_{V,DS}$), siguientes

Parámetro	Condiciones medias	Condiciones máximas
Q_9 [m^3/h]	7,536	9,253
$Q_{V,DS}$ [$m^3/h \cdot m$]	4 ÷ 6	8 ÷ 12

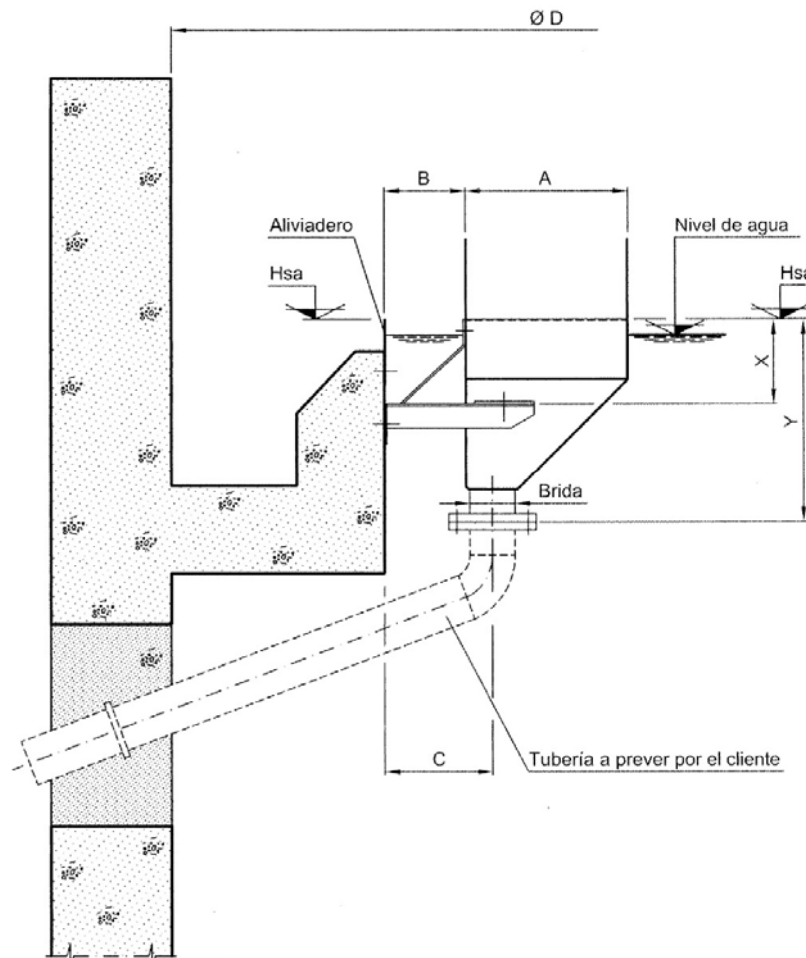
Teniendo en cuenta que se está diseñando con el caudal máximo, como ya se ha comentado, y la geometría del canal de recogida, que lleva a un diámetro de vertedero $D_{V,DS}$

de 4,0 m, obtenemos un valor para la carga sobre vertedero de $0,369 \text{ m}^3/\text{h} \cdot \text{m}$, por lo que se está del lado de la seguridad.



- Eliminación de flotantes. Para poder eliminar las espumas y flotantes que se producen en el decantador secundario, es recomendable la instalación de mecanismos para su eliminación. Los equipos típicos de recogida de flotantes incluyen las cajas de flotantes con rampa de raspado, el canal desnatador rotativo solidario con el puente y tuberías ranuradas.

Para el decantador del proceso que se está diseñando, se ha optado por la eliminación de los flotantes mediante rasqueta superficial fijada al puente decantador y recogida mediante caja con rampa de raspado.



D2 LÍNEA DE LODOS

D2.1 Purga de lodos primarios

Para incorporar los lodos primarios al proceso de espesamiento por gravedad, se dispondrá de un pozo de bombeo conectado con la poceta del decantador primario. La extracción de los lodos biológicos decantados se realiza mediante conexión de la poceta de recogida del decantador secundario con el pozo de bombeo de fangos secundarios. En éste, se dispone tanto el bombeo de lodos al tratamiento biológico como el de lodos a espesamiento.

Como ya se discutió en el caso del bombeo de agua bruta de entrada a la P.T.E., los datos de base para la definición del pozo de bombeo son el caudal y la frecuencia de arranque de las bombas (Z), debiendo hacerse la elección de este último siguiendo las recomendaciones del fabricante de las bombas a instalar, para evitar la sobrecarga térmica del motor eléctrico de accionamiento.

La selección de las bombas está orientada a trasegar el máximo caudal afluente, se debe disponer en el pozo de bombeo de un volumen de almacenamiento (volumen útil V_U) suficiente para evitar un arranque demasiado frecuente de las bombas. Para la refrigeración de los equipos de bombeo, se dispone en el pozo de un volumen (volumen muerto V_M) para cubrirlos hasta determinado nivel mínimo indicado por el fabricante. La determinación del volumen útil se hace mediante (3.408) que, como ya se vio, depende de las características de las bombas instaladas a través del caudal bombeado y el número de arranques máximo.

Con la elección de las bombas se definen la geometría y dimensiones de ambos pozos de bombeo y se calculan los volúmenes muerto y útil necesarios en sendos casos.

D2.2 Espesamiento y deshidratación de lodos

Espesamiento por gravedad: además de para el espesado de los lodos purgados, el recinto espesador será diseñado para funcionar como almacén de los mismos, con capacidad suficiente para albergar la producción correspondiente a 4 días y poder así absorber las paradas de la deshidratación durante el fin de semana (2 días) así como una posible parada eventual de la misma (2 días).

El espesador por gravedad tiene un diseño similar a un decantador. Para el tipo de espesador seleccionado (circular), la alimentación se realiza por tubería a una campana central, que sirve, al igual que en el caso del decantador secundario visto anteriormente, como reparto y de zona tranquilizadora, con una altura tal que no influya en la zona inferior de compactación. El fondo se recomienda debe tener una pendiente mínima del 10% .

El espesamiento por gravedad de los lodos responde a la teoría de la sedimentación por zonas, que se presenta en suspensión con concentraciones de sólidos intermedios, y que se caracteriza porque los sólidos se depositan en forma de manto, sin movimiento inter-partículas, es decir, tienden a permanecer en posiciones relativas fijas. Nuevamente, el dimensionado del recinto debe basarse en ensayos de laboratorio, en este caso ensayos de sedimentación, con los que se caracterice apropiadamente sus características de sedimentabilidad del mismo.

En caso de no ser posible la experimentación, el diseño en base a la experiencia es la alternativa viable. Basado en la misma, los parámetros utilizados normalmente para el diseño de los espesadores son:

- La carga de sólidos ($C_{S,EG}$)
- La carga hidráulica ($C_{H,EG}$)
- El tiempo de retención hidráulico ($T_{H,EG}$)

La carga hidráulica, es decir, el caudal por unidad de superficie, es un parámetro menos restrictivo que la carga de sólidos. A continuación se muestra un cuadro con los *valores límites* más representativos extraídos de la literatura especializada.

Procedencia del lodo	$C_{S,EG}$ $[\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{día})]$	$C_{H,EG}$ $[\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})]$	$T_{H,EG}$ $[\text{H}]$
Lodos primarios	$90 \div 130$	$< 1,40$	$8 \div 10$
Lodos activos	$20 \div 35$	$< 0,45$	$2 \div 3$
Lodos mixtos	$40 \div 70$	$< 0,90$	$4 \div 7$
Lodos aireación prolongada	$25 \div 35$	$< 0,45$	$2 \div 3$
Lodos estabilización aerobia	$30 \div 40$	$< 0,45$	$2,5 \div 3,5$

De esta forma, la superficie de espesador necesaria S_{EG} viene dada por

$$S_{EG} = \frac{SS)_{E5,M} + SS)_{E7,M}}{C_{S,EG}} \quad [\text{m}^2] \quad (\text{AD.024})$$

siendo

$SS)_{E5,M}$: sólidos en suspensión afluentes del decantador primario en condiciones máximas en $[\text{kg}/\text{h}]$

$SS)_{E7,M}$: sólidos en suspensión afluentes del decantador secundario en condiciones máximas en $[\text{kg}/\text{h}]$

$C_{S,EG}$: carga de sólidos del espesador por gravedad en $[\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})]$

Dado que el proceso se encuadra dentro de los de baja carga (aereación prolongada) y adoptando para la carga de sólidos el valor medio recomendado se sigue

Parámetro	Valor teórico
$C_{S,EG}$ $[\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})]$	1,25
$SS)_{E5,M}$ $[\text{kg}/\text{h}]$	10,869
$SS)_{E7,M}$ $[\text{kg}/\text{h}]$	3,880
S_{EG} $[\text{m}^2]$	11,799

Con este valor para la superficie del espesador, obtenemos el diámetro del mismo (ϕ_{EG})

Parámetro	Valor teórico	Valor adoptado
ϕ_{EG} $[\text{m}]$	3,876	3,900

Siguiendo las recomendaciones anteriores, teniendo en consideración la carga hidráulica o carga superficial, obtenemos la superficie de espesador necesaria S_{EG} . Esta viene dada por la expresión

$$S_{EG} = \frac{Q_{E5,M} + Q_{E7,M}}{C_{H,EG}} \quad [m^2] \quad (AD.025)$$

siendo

- $Q_{E5,M}$: caudal máximo afluente del decantador primario en $[m^3/h]$
 $Q_{E7,M}$: caudal máximo afluente del decantador secundario en $[m^3/h]$
 $C_{H,EG}$: carga superficial del espesador por gravedad en $[m^3/(m^2 \cdot h)]$

Al ser los valores de $Q_{E5,M}$ y $Q_{E7,M}$ datos conocidos, de (AD.025) se sigue

Parámetro	Valor teórico
$C_{H,EG} \quad [m^3/(m^2 \cdot h)]$	< 0,45
$Q_{E5,M} \quad [kg/h]$	0,362
$Q_{E7,M} \quad [kg/h]$	0,485
$S_{EG} \quad [m^2]$	> 1,883

y con este valor para la superficie del espesador, obtenemos el diámetro mínimo del mismo (ϕ_{EG})

Parámetro	Valor teórico
$\phi_{EG} \quad [m]$	> 1,548

Es pues que el valor adoptado para el diámetro de 3,900 m cumple con la restricción impuesta con la carga superficial.

De la limitación respecto al tiempo de retención hidráulico obtenemos el calado del espesador. De la definición del tiempo de retención se sigue

$$V_{MIN,EG} = [Q_{E5,M} + Q_{E7,M}] \cdot T_{H,EG} \quad [m^3] \quad (AD.026)$$

siendo

- $Q_{E5,M}$: caudal máximo afluente del decantador primario en $[m^3/h]$
 $Q_{E7,M}$: caudal máximo afluente del decantador secundario en $[m^3/h]$

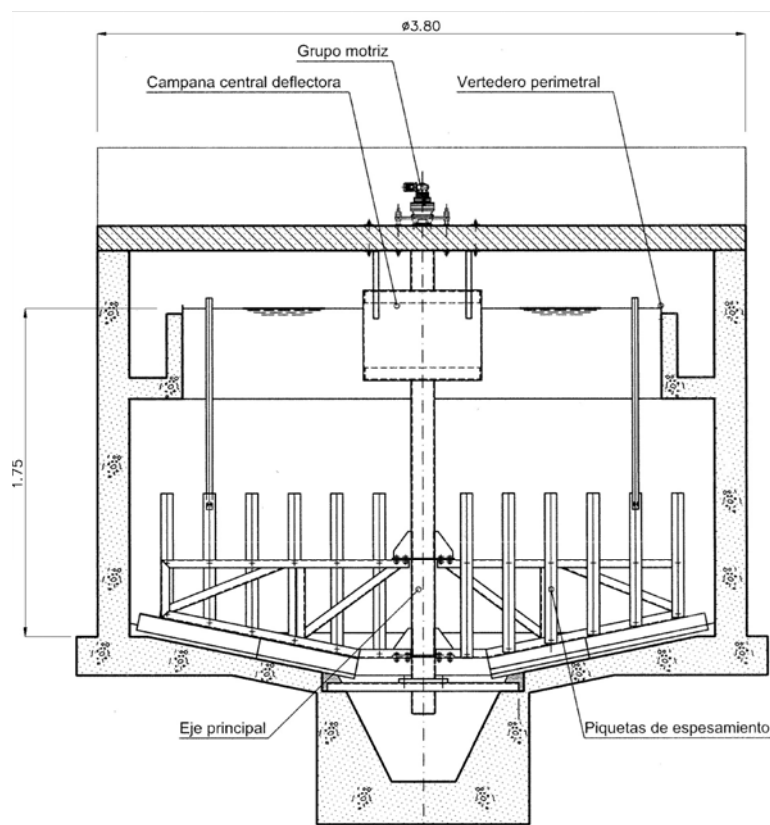
$T_{H,EG}$: tiempo de retención hidráulico del espesador por gravedad en [h]

Teniendo en consideración el tiempo medio de retención recomendado, se sigue

Parámetro	Valor teórico
$T_{H,EG}$ [h]	< 24
$Q_{E5,M}$ [kg/h]	0,362
$Q_{E7,M}$ [kg/h]	0,485
$V_{MIN,EG}$ [m ³]	> 20,334

Teniendo en cuenta los valores anteriores y el diámetro adoptado, el calado del espesador por gravedad (H_{EG}) resulta

Parámetro	Valor teórico	Valor adoptado
H_{EG} [m]	< 1,702	1,700



D2.3 Estabilización y almacenamiento de lodos

Almacenamiento de lodos: para proveer a la planta de un almacenamiento de lodos deshidratados correspondiente a la producción de 7 días, se dispondrá una tolva a la que se conducirán los lodos procedentes de la centrífuga decantadora. Teniendo en cuenta el caudal de lodos deshidratados en condiciones máximas, el volumen de lodos a almacenar resulta

$$V_{TL} = Q_{12,M} \cdot T_{A,LD} \quad [m^3] \quad (AD.027)$$

siendo

V_{TL} : volumen de la tolva de almacenamiento de lodos en $[m^3]$
 $Q_{12,M}$: caudal máximo efluente de la decantadora centrífuga en $[m^3/h]$
 $T_{A,LD}$: tiempo de almacenamiento de lodos deshidratados en $[h]$

y por lo tanto, conocido el caudal de lodos deshidratados

Parámetro	Valor teórico
$T_{A,LD} \quad [h]$	$24 \cdot 7 = 168$
$Q_{12,M} \quad [kg/h]$	0,040

el volumen de la tolva es

Parámetro	Valor teórico	Valor adoptado
$V_{TL} \quad [m^3]$	$> 6,737$	7,000

