

3. MEMORIA DE CÁLCULO

ÍNDICE

3. MEMORIA DE CÁLCULO

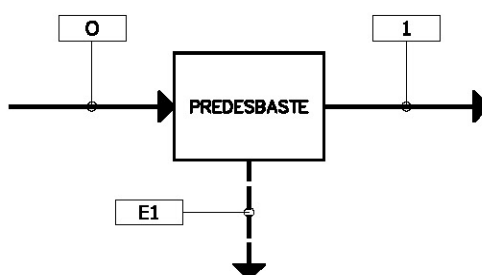
3.1. Balances de materia	45
3.1.1. Línea de agua	45
3.1.1.1 Pretratamiento	45
3.1.1.2 Tratamiento primario	55
3.1.1.3 Tratamiento biológico	79
3.1.2. Línea de lodos	125
3.1.2.1 Purga	125
3.1.2.2 Espesamiento y deshidratación de lodos	128
3.1.2.3 Estabilización y almacenamiento de lodos	144

3.1 BALANCES DE MATERIA

3.1.1 LÍNEA DE AGUA

3.1.1.1 Pretratamiento

Predesbaste: para eliminar del agua residual los sólidos de tamaño grande y mediano, se



colocará a la llegada del colector al pozo de bombeo una cesta perforada con luz de paso de 50 mm. Para estimar el volumen de residuos generados se extrapolarán valores medios correspondientes a agua residuales urbanas. Sabiendo que

$$1 \text{ hab,eq} = 60 \left[\frac{\text{g DBO}_5}{\text{día}} \right] \quad (3.001)$$

y que para una luz de 50 mm se estima una producción media de residuos para un agua residual media de

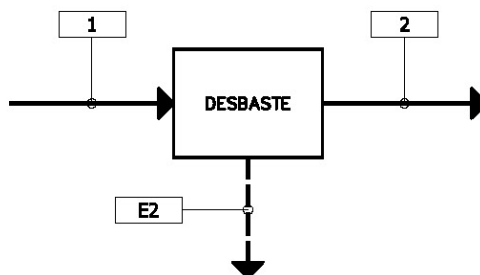
$$\text{volumen de residuos} = 2,00 \left[\frac{\text{l}}{\text{hab,eq} \cdot \text{año}} \right] \quad (3.002)$$

se sigue que

	Condiciones medias	Condiciones punta
DBO ₅ [g/h]	56.400	109.980
hab_eq	7.520	14.664
volumen de residuos [l/día]	41,178	80,351

Como consecuencia de la eliminación de éstos grandes sólidos se producirá paralelamente una reducción de las fracciones decantables de la DBO₅, N,NTK y P, aunque por la naturaleza de los sólidos eliminados éstas serán muy pequeñas. Supondremos pues que la reducción es nula en la práctica.

Desbaste: con objeto de desbastar la corriente afluyente, se prevé un proceso de tamizado mediante un tamiz rotativo autolimpiante.



Consideramos para una luz de malla de 1,50 mm un rendimiento de eliminación (R_E) del 25% para los sólidos decantables. Teniendo en cuenta además que el 30% de la DBO_5 , el 10% del N,NTK y el 10% del P son debidos a la fracción decantable de los sólidos en suspensión contenidos en el efluente residual, las fracciones eliminadas resultan

$$SS,V_D)_{E2} = R_E \cdot SS,V_D)_1 \quad [g/h] \quad (3.003)$$

$$SS,M_D)_{E2} = R_E \cdot SS,M_D)_1 \quad [g/h] \quad (3.004)$$

$$DBO_5_D)_{E2} = R_E \cdot DBO_5_D)_1 \quad [g/h] \quad (3.005)$$

$$N,NTK_D)_{E2} = R_E \cdot N,NTK_D)_1 \quad [g/h] \quad (3.006)$$

$$P,O_D)_{E2} = R_E \cdot P,O_D)_1 \quad [g/h] \quad (3.007)$$

$$P,P_D)_{E2} = R_E \cdot P,P_D)_1 \quad [g/h] \quad (3.008)$$

siendo

$SS,V_D)_{E2}$: sólidos en suspensión volátiles decantables eliminados

$SS,M_D)_{E2}$: sólidos en suspensión minerales decantables eliminados

$DBO_5_D)_{E2}$: DBO_5 decantable eliminada

$N,NTK_D)_{E2}$: nitrógeno total Kjeldahl decantable eliminado

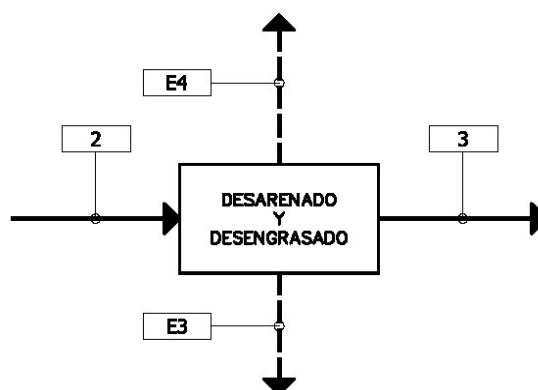
$P,O_D)_{E2}$: fósforo como ortofosfatos decantables eliminado

$P,P_D)_{E2}$: fósforo como polifosfatos decantables eliminado

De las ecuaciones anteriores y sustituyendo los valores de los parámetros, se sigue:

	Condiciones medias	Condiciones punta
$SS, V_D)_{E2} \text{ [g/h]}$	414,188	807,666
$SS, M_D)_{E2} \text{ [g/h]}$	171,844	335,095
$DBO_5_D)_{E2} \text{ [g/h]}$	4.230,000	8.248,500
$N, NTK_D)_{E2} \text{ [g/h]}$	42,741	83,344
$P, O_D)_{E2} \text{ [g/h]}$	9,518	18,559
$P, P_D)_{E2} \text{ [g/h]}$	8,108	15,810

Desarenado-desengrasado: este proceso se realiza con el objeto de eliminar las arenas y las grasas, que influyen negativamente en los procesos posteriores.



Con valores medios de los parámetros de diseño podemos lograr un rendimiento de eliminación en las grasas (R_G) del 80%. En cuanto a los sólidos minerales decantables ("arenas") podemos estimar un rendimiento (R_{SMD}) del 75% con un contenido en volátiles como máximo (R_{SVD}) del 5%.

$$G)_{E3} = R_G \cdot G)_2 \text{ [g/h]} \quad (3.009)$$

$$SS, M_D)_{E4} = R_{SMD} \cdot SS, M_D)_2 \text{ [g/h]} \quad (3.010)$$

$$SS, V_D)_{E4} = \frac{R_{SVD}}{1 - R_{SVD}} \cdot SS, M_D)_E \text{ [g/h]} \quad (3.011)$$

siendo

$G)_{E3}$: grasas eliminadas

La densidad de las “arenas” extraídas suele oscilar entre $1,3 \text{ t/m}^3$, para un contenido de materia orgánica elevado (adherida a la inerte) y, $2,7 \text{ t/m}^3$, para un contenido de materia inerte elevado. Como hemos supuesto un contenido máximo en sólidos decantables volátiles del 5%, adoptamos una densidad de $2,7 \text{ t/m}^3$. El caudal de arenas eliminadas en el desarenador-desengrasador resulta

$$Q_{AS})_{E4} = \frac{SS_D)_{E4}}{\gamma_{AS} \cdot 10^6} = \frac{SS,M_D)_{E4} + SS,V_D)_{E4}}{\gamma_{AS} \cdot 10^6} \quad [\text{m}^3/\text{h}] \quad (3.012)$$

El contenido en humedad de estas arenas (H_{AS}) oscila entre el 13 y el 65% en peso. Tomando por seguridad el valor máximo, o sea, el 65%, y una densidad del líquido de $1,0 \text{ t/m}^3$, el caudal de líquido extraído puede obtenerse según la expresión siguiente

$$Q_W)_{E4} = \frac{H_{AS}}{1-H_{AS}} \cdot \frac{SS_D)_{E4}}{\gamma_W \cdot 10^6} \quad [\text{m}^3/\text{h}] \quad (3.013)$$

Obtenidos los caudales de sólidos decantables, tanto minerales como orgánicos, así como el caudal de líquido eliminados, podemos calcular el resto de los parámetros, asociándolos a sus respectivas fracciones decantables o no decantables, orgánicas o minerales, o soluble, según corresponda

Sólidos en suspensión no decantables eliminados

$$SS,V_ND)_{E4} = \frac{SS,V_D)_2}{Q)_2} \cdot Q_W)_{E4} \quad [\text{g/h}] \quad (3.014)$$

$$SS,M_ND)_{E4} = \frac{SS,V_MD)_2}{Q)_2} \cdot Q_W)_{E4} \quad [\text{g/h}] \quad (3.015)$$

DBO₅ eliminada

$$DBO_5_D)_{E4} = \frac{DBO_5_D)_2}{SS,V_D)_2} \cdot SS,V_D)_{E4} \quad [\text{g/h}] \quad (3.016)$$

$$DBO_5_C)_{E4} = \frac{DBO_5_C)_2}{SS,V_ND)_2} \cdot SS,V_ND)_{E4} \quad [\text{g/h}] \quad (3.017)$$

$$DBO_5_S)_{E4} = \frac{DBO_5_S)_2}{Q)_2} \cdot Q_W)_{E4} \quad [\text{g/h}] \quad (3.018)$$

N,NTK *eliminado*

$$N,NTK_D)_{E4} = \frac{N,NTK_D)_2}{SS,M_D)_2} \cdot SS,M_D)_{E4} \quad [g/h] \quad (3.019)$$

$$N,NTK_B)_{E4} = \frac{N,NTK_B)_2}{Q_2} \cdot Q_W)_{E4} \quad [g/h] \quad (3.020)$$

$$N,NTK_BNA)_{E4} = \frac{N,NTK_BNA)_2}{Q_2} \cdot Q_W)_{E4} \quad [g/h] \quad (3.021)$$

$$N,NTK_NB)_{E4} = \frac{N,NTK_NB)_2}{Q_2} \cdot Q_W)_{E4} \quad [g/h] \quad (3.022)$$

N,NO₂⁻ *eliminado*

$$N,NO_2^-)_{E4} = \frac{N,NO_2^-)_2}{Q_2} \cdot Q_W)_{E4} \quad [g/h] \quad (3.023)$$

N,NO₃⁻ *eliminado*

$$N,NO_3^-)_{E4} = \frac{N,NO_3^-)_2}{Q_2} \cdot Q_W)_{E4} \quad [g/h] \quad (3.024)$$

P *eliminado*

$$P,O_D)_{E4} = \frac{P,O_D)_2}{SS,M_D)_2} \cdot SS,M_D)_{E4} \quad [g/h] \quad (3.025)$$

$$P,P_D)_{E4} = \frac{P,P_D)_2}{SS,M_D)_2} \cdot SS,M_D)_{E4} \quad [g/h] \quad (3.026)$$

$$P,O_ND)_{E4} = \frac{P,O_ND)_2}{Q_2} \cdot Q_W)_{E4} \quad [g/h] \quad (3.027)$$

$$P,P_ND)_{E4} = \frac{P,P_ND)_2}{Q_2} \cdot Q_W)_{E4} \quad [g/h] \quad (3.028)$$

donde $Q_W)_{E4}$ es el caudal de líquido extraído. En las expresiones anteriores se he hecho la aproximación

$$Q_W)_2 \cong Q)_2 \quad (3.029)$$

al ser un agua residual diluida, y considerar que la densidad media de los sólidos contenidos en la misma es del orden de la del líquido. En la siguiente tabla se recogen las cantidades extraídas en el proceso.

	Condiciones medias	Condiciones punta
G_{E3} [g/h]	6.274,500	12.235,275
Q_{AS}_{E4} [m ³ /h]	$0,151 \cdot 10^{-3}$	$0,294 \cdot 10^{-3}$
Q_W_{E4} [m ³ /h]	$0,756 \cdot 10^{-3}$	$1,474 \cdot 10^{-3}$
SS,M_D_{E4} [g/h]	386,648	753,964
SS,V_D_{E4} [g/h]	20,350	39,682
SS,M_ND_{E4} [g/h]	0,249	0,630
SS,V_ND_{E4} [g/h]	0,312	0,790
$DBO_5_D_{E4}$ [g/h]	207,829	405,266
$DBO_5_C_{E4}$ [g/h]	0,474	1,201
$DBO_5_S_{E4}$ [g/h]	1,184	3,002
N,NTK_D_{E4} [g/h]	96,166	187,524
N,NTK_B_{E4} [g/h]	$61,740 \cdot 10^{-3}$	$156,510 \cdot 10^{-3}$
N,NTK_BNA_{E4} [g/h]	$1,436 \cdot 10^{-3}$	$3,640 \cdot 10^{-3}$
N,NTK_NB_{E4} [g/h]	$1,436 \cdot 10^{-3}$	$3,640 \cdot 10^{-3}$
$N,NO_2^-_{E4}$ [g/h]	$0,962 \cdot 10^{-3}$	$2,439 \cdot 10^{-3}$
$N,NO_3^-_{E4}$ [g/h]	$48,107 \cdot 10^{-3}$	$121,951 \cdot 10^{-3}$
P,O_D_{E4} [g/h]	21,414	41,758
P,P_D_{E4} [g/h]	18,242	31,572
P,O_ND_{E4} [g/h]	$14,388 \cdot 10^{-3}$	$36,473 \cdot 10^{-3}$
P,P_ND_{E4} [g/h]	$12,256 \cdot 10^{-3}$	$31,069 \cdot 10^{-3}$

Homogeneización y regulación de caudales y pH: para amortiguar las variaciones y con el objeto de conseguir un caudal lo más constante posible en el resto del proceso, se dispone en línea con el



sistema de tratamiento de un depósito paralelepédico que hará las veces de pulmón y con capacidad para suministrar al resto del proceso de depuración el caudal correspondiente a tres días.

La jornada laboral transcurre entre las 7:00 y las 15:00 horas. El tiempo transcurrido desde que, al inicio del turno, se comienza a alimentar aceitunas al proceso hasta que se completa el envasado de los primeros tarros, es de aproximadamente 10 minutos. Considerando que en dicho instante la planta está funcionando a régimen, que el caudal en estas condiciones (Q_C : caudal característico) es de $18 \text{ m}^3/\text{h}$, y que al finalizar el turno se deja de alimentar aceitunas al proceso 10 minutos antes, el caudal generado en un día resulta

$$Q(t) = \begin{cases} 6 \cdot t \cdot Q_C & ,, \quad t \in (0, 1/6] \\ Q_C & ,, \quad t \in (1/6, 47/6] \\ 6 \cdot (8 - t) \cdot Q_C & ,, \quad t \in (47/6, 8] \\ 0 & ,, \quad t \in (8, 24] \end{cases} \quad (3.030)$$

siendo el volumen de vertido en un día

$$V(t) = \int_0^{24} Q(t) dt = \begin{cases} 3 \cdot t^2 \cdot Q_C & ,, \quad t \in (0, 1/6] \\ \left(t - \frac{1}{12}\right) \cdot Q_C & ,, \quad t \in (1/6, 47/6] \\ \left[\frac{47}{6} - 3 \cdot (8 - t)^2\right] \cdot Q_C & ,, \quad t \in (47/6, 8] \\ \frac{47}{6} \cdot Q_C & ,, \quad t \in (8, 24] \end{cases} \quad (3.031)$$

El volumen medio diario resulta

$$V_{MD} = \frac{47}{6} \cdot Q_C = 141,000 \text{ [m}^3\text{]} \quad (3.032)$$

y los caudales medio diario (Q_{MD}) y horario (Q_{MH})

$$Q_{MD} = \frac{V_{MD}}{24} = \frac{141,000}{24} = 5,875 \quad [m^3/h] \quad (3.033)$$

$$Q_{MH} = \frac{V_{MD}}{8} = \frac{141,000}{8} = 17,625 \quad [m^3/h] \quad (3.034)$$

Para que de lunes a viernes se acumule el volumen correspondiente a dos días de tratamiento de la P.T.E. se ha de cumplir

$$Q_{MH} \cdot \frac{8h}{d} \cdot \frac{5d}{sem} = Q_T \cdot \frac{24h}{d} \cdot \frac{7d}{sem} \Rightarrow$$
$$Q_T = \frac{5}{21} \cdot Q_{MH} \quad [m^3/h] \quad (3.035)$$

donde Q_T es el caudal de tratamiento de la planta. Sustituyendo (3.034) en (3.035)

$$Q_T = 4,196 \quad [m^3/h] \quad (3.036)$$

El volumen acumulado en el depósito resulta

$$V_{AD}(t) = \int_0^{24} [Q(t) - Q_T(t)] dt$$
$$V_{AD}(t) = \begin{cases} 3 \cdot t^2 \cdot Q_C - t \cdot Q_T & ; \quad t \in (0, 1/6] \\ \left(t - \frac{1}{12}\right) \cdot Q_C - \left(t - \frac{1}{6}\right) \cdot Q_T & ; \quad t \in (1/6, 47/6] \\ \left[\frac{47}{6} - 3 \cdot (8-t)^2\right] \cdot Q_C - \left(t - \frac{47}{6}\right) \cdot Q_T & ; \quad t \in (47/6, 8] \\ \frac{47}{6} \cdot Q_C - (t-8) \cdot Q_T & ; \quad t \in (8, 24] \end{cases}$$
$$(3.037)$$

por lo que el volumen neto acumulado en un día resulta

$$V_{NAD} = V_{AD}(t = 24h) = \frac{47}{6} \cdot Q_C - 24 \cdot Q_T \quad [m^3] \quad (3.038)$$

y sustituyendo (3.036) en (3.038)

$$V_{NAD} = 40,286 \quad [m^3] \quad (3.039)$$

El volumen mínimo que se acumula en el depósito en un día se alcanza para un tiempo dado por

$$\frac{d}{dt}(3 \cdot t^2 \cdot Q_C - Q_T \cdot t) = 6 \cdot Q_C \cdot t - Q_T = 0 \Rightarrow$$
$$t_{\text{MIN}} = \frac{Q_T}{6 \cdot Q_C} \quad [\text{h}] \quad (3.040)$$

siendo el volumen mínimo alcanzado

$$V_{\text{MIN}} = 3 \cdot t_{\text{MIN}}^2 \cdot Q_C - t_{\text{MIN}} \cdot Q_T \quad [\text{m}^3] \quad (3.041)$$

y sustituyendo (3.036) y (3.040) en (3.041) se obtiene

$$V_{\text{MIN}} = -8,153 \cdot 10^2 \quad [\text{m}^3] \quad (3.042)$$

El volumen máximo que se acumula en el depósito en un día se alcanza cuando

$$\frac{d}{dt} \left(\left[\frac{47}{6} - 3 \cdot (8-t)^2 \right] \cdot Q_C - t \cdot Q_T \right) = 6 \cdot (8-t) \cdot Q_C - Q_T = 0 \Rightarrow$$
$$t_{\text{MAX}} = 8 - \frac{Q_T}{6 \cdot Q_C} \quad [\text{h}] \quad (3.043)$$

siendo, entonces, el volumen máximo alcanzado

$$V_{\text{MAX}} = \left[\frac{47}{6} - 3 \cdot (8-t_{\text{MAX}})^2 \right] \cdot Q_C - t_{\text{MAX}} \cdot Q_T \quad [\text{m}^3] \quad (3.044)$$

Sustituyendo (3.036) y (3.042) en (3.044) se obtiene

$$V_{\text{MAX}} = 107,383 \quad [\text{m}^3] \quad (3.045)$$

De lunes a viernes, el volumen máximo acumulado será

$$V_{\text{MAX,ACUM}} = V_{\text{MAX}} + 4 \cdot V_{\text{NAD}} \quad [\text{m}^3] \quad (3.046)$$

y sustituyendo (3.045) y (3.039) en (3.046)

$$V_{\text{MAX,ACUM}} = 107,383 + 4 \cdot 40,286 = 268,527 \quad [\text{m}^3] \quad (3.047)$$

Por tanto, el volumen mínimo de almacenamiento necesario en el depósito ha de ser

$$V_{\text{MIN,NEC}} = V_{\text{MAX,ACUM}} - V_{\text{MIN}} \quad [\text{m}^3] \quad (3.048)$$

y sustituyendo (3.047) y (3.042) en (3.048)

$$V_{\text{MIN,NEC}} = 268,527 - (-8,153) = 276,680 \quad [\text{m}^3] \quad (3.049)$$

Considerando un volumen adicional para hacer frente a una parada eventual del pretratamiento de dos días, el volumen total será

$$V_D = V_{\text{MIN,NEC}} + 2 \cdot d \cdot 24 \frac{h}{d} \cdot Q_T \quad [\text{m}^3] \quad (3.050)$$

y sustituyendo (3.036) y (3.049) en (3.050)

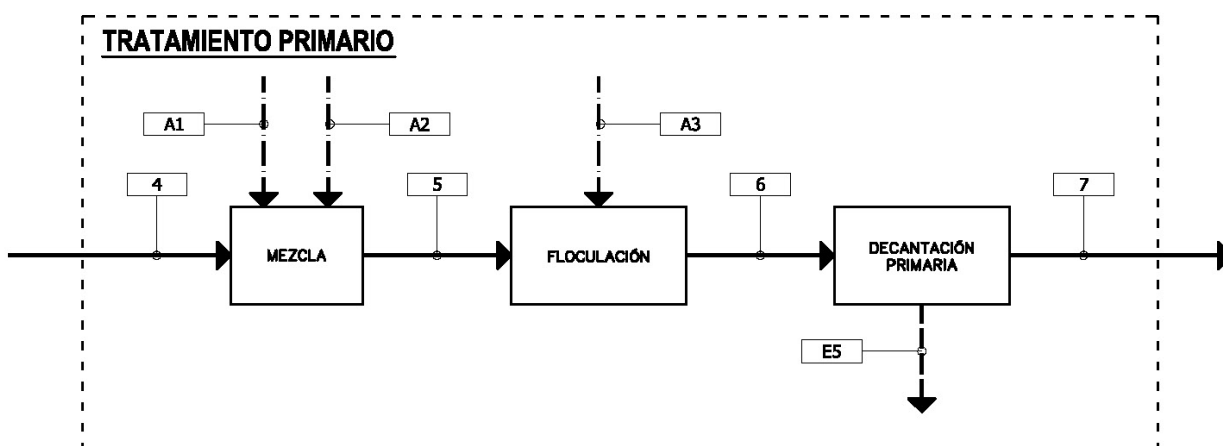
$$V_D = 276,680 + 2 \cdot 24 \cdot 4,196 = 478,088 \quad [\text{m}^3] \quad (3.051)$$

Para el posterior tratamiento biológico consideraremos como *condiciones máximas* las correspondientes a un *caudal de tratamiento* igual al de las *condiciones medias incrementado en un 25%*, y unas *condiciones de concentración* igual a la de las *condiciones medias incrementadas en un 25%*.

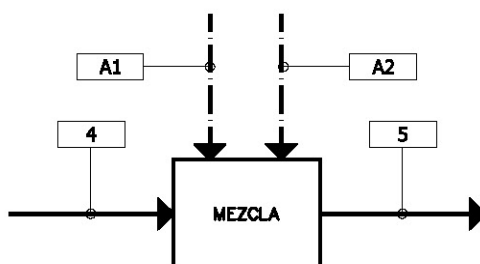
3.1.1.2 Tratamiento primario

Con el objeto de reducir los sólidos en suspensión contenidos en el agua residual antes del tratamiento biológico, se realizará un tratamiento físico-químico adicionando Cl_3Fe como agente coagulante y polímero aniónico o no iónico para la ayuda a la floculación. P. La eliminación de sólidos conlleva la eliminación de DBO_5 , entre otros.

El tratamiento se compone de tres procesos secuenciales, como puede verse en el siguiente esquema



Adición del reactivo coagulante: el Cl_3Fe se adicionará en la conducción del bombeo a tratamiento primario, previo a la llegada a la cámara de floculación.



Lo que se pretende es la eliminación de los coloides estables que forman parte de los sólidos en suspensión a través de la coagulación vía química que se consigue con la adición del reactivo. Los coloides contenidos en el agua residual (normalmente aniónicos) son desestabilizados con el catión Fe^{+3} , antes de la formación del hidróxido insoluble $\text{Fe}(\text{OH})_3$ y su posterior precipitación.

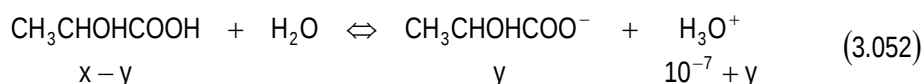
En la conducción de impulsión se adicionará además $\text{Ca}(\text{OH})_2$ para la regulación del pH antes de su paso al tratamiento primario. El pH característico del vertido es 4. La acidez del mismo se debe a la

fermentación láctica que sufren las aceitunas al ser colocadas en salmuera, proceso al final del cual el pH es de 4 o menor. La elevación del pH se hace necesaria debido a que:

- En el proceso físico químico, con adición de FeCl_3 como coagulante, conviene que los iones Fe^{3+} se encuentren en condiciones de mínima solubilidad, la cual se obtiene con pH's superiores a 5.
- El pH óptimo para el proceso biológico de desnitrificación se sitúa entre 7,5 y 9,0, mientras que para la nitrificación éste no ha de ser inferior a 7,5.

El proceso de desnitrificación marca la elevación de pH a realizar, la cual podemos fijar en 8,5 como valor óptimo.

Si suponemos que la acidez del vertido se debe fundamentalmente al ácido láctico vertido con la salmuera de conservación (salmuera madre o de fermentación a la cual se le ha elevado la concentración de sal desde el 5 al 6% hasta el 8,5 al 9,5%) en la que se encuentran las aceitunas antes de entrar al proceso de envasado, en ausencia de otras sustancias tendríamos



y sabiendo que el pH es de 4

$$\text{pH} = 4 = -\log(10^{-7} + y) \Rightarrow y = 9,99 \cdot 10^{-5} \text{ M} \quad (3.053)$$

Por otro lado

$$K_a = 8,4 \cdot 10^{-4} = \frac{[\text{CH}_3\text{CH}(\text{OH})\text{COO}^-][\text{H}_3\text{O}^+]}{[\text{CH}_3\text{CH}(\text{OH})\text{COOH}]} = \frac{y \cdot (10^{-7} + y)}{(x - y)} \quad (3.054)$$

siendo, pues

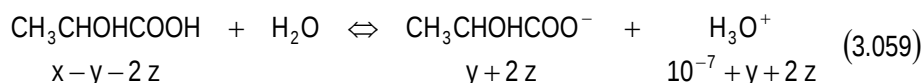
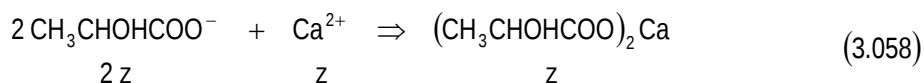
$$x = 1,12 \cdot 10^{-4} \text{ M} \quad (3.055)$$

o análogamente

$$\begin{aligned} x &= 1,12 \cdot 10^{-4} \frac{\text{mol}}{\text{l}} \cdot 90,079 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \cdot 10^3 \cdot \frac{\text{mg}}{\text{g}} \\ &= 10,07 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \end{aligned} \quad (3.056)$$

de $\text{CH}_3\text{CH}(\text{OH})\text{COOH}$. Para elevar el pH hasta 8,5 necesitamos añadir $\text{Ca}(\text{OH})_2$ en la siguiente cantidad





$$K_a = \frac{[\text{CH}_3\text{CHOHCOO}^-][\text{H}_3\text{O}^+]}{[\text{CH}_3\text{CHOHCOOH}]} \Rightarrow \quad (3.060)$$

$$\text{pH} = \text{p}K_a - \log \frac{[\text{CH}_3\text{CHOHCOOH}]}{[\text{CH}_3\text{CHOHCOO}^-]} \quad (3.061)$$

por lo que

$$8,5 = 3,08 - \log \left(\frac{1,12 \cdot 10^{-4} - 9,99 \cdot 10^{-5} - 2 \cdot z}{9,99 \cdot 10^{-5} + 2 \cdot z} \right) \Rightarrow \quad (3.062)$$

$$z = 6,05 \cdot 10^{-6} \text{ M} \quad (3.063)$$

o análogamente

$$\begin{aligned} z &= 6,05 \cdot 10^{-6} \frac{\text{mol}}{\text{l}} \cdot 74,095 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \cdot 10^3 \cdot \frac{\text{mg}}{\text{g}} \\ &= 0,424 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \end{aligned} \quad (3.064)$$

de $\text{Ca}(\text{OH})_2$.

Por otra parte, para la adición de FeCl_3 , podemos obtener de la literatura especializada y para un agua de concentración media (250 g/m^3 de SS), dosificaciones de 50 g/m^3 . Teniendo en cuenta la concentración en SS del agua bombeada al tratamiento primario

	Condiciones medias	Condiciones máximas
SS $[\text{g/m}^3]$	816,300	938,745
FeCl_3 $[\text{g/m}^3]$	163,260	187,749

En el formato comercial, podemos encontrar el FeCl_3 con las siguientes características

$$\left. \begin{array}{l} \text{solución } 39 \div 41 \% \\ \rho = 1,41 \div 1,45 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} \end{array} \right\} \text{(forma comercial)} \quad (3.065)$$

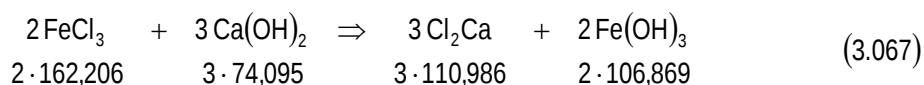
Si tomamos los valores

$$\left. \begin{array}{l} \text{solución } 40 \% \\ \rho = 1,43 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} \end{array} \right\} \quad (3.066)$$

teniendo en cuenta las necesidades en cada caso, la dosificación de solución necesaria será

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$\text{FeCl}_3 \quad [\text{l/h}]$	1,198	1,722

Por otro lado, para precipitar el hierro añadido



necesitamos adicionar Ca(OH)_2 en la siguiente cantidad

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$\text{FeCl}_3 \quad [\text{g/m}^3]$	163,260	187,749
$\text{Ca(OH)}_2 \quad [\text{g/m}^3]$	111,865	128,644

Así pues, teóricamente, necesitaríamos añadir una dosis

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$\text{Ca(OH)}_2 \quad [\text{g/m}^3]$	111,865	128,644

para elevar el pH hasta 8,5 antes de entrar a la etapa biológica y precipitar el Fe^{+3} en el proceso físico-químico. Sin embargo, la presencia de fósforo en forma de ortofosfato $(\text{PO}_4)^{-3}$ provocará la

precipitación de parte del Fe^{+3} en forma de $\text{Fe}(\text{PO}_4)$ y de parte del Ca^{+2} en forma de hidroxiapatita ($\text{Ca}(\text{PO}_4)_3\text{OH}$). Por otro lado, el Ca^{+2} provocará la precipitación además de CaCO_3 , al reaccionar con el CO_2 libre y con el ácido carbónico de los carbonatos ácidos (dióxidos de carbono semicombinados).

Por todo lo anterior, se deduce que la dosis de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ necesaria habrá de ser determinada mediante ensayos en laboratorio dirigidos a tal fin (Jar-Test). Es pues que tomamos como dosis de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ las normales para procesos físico-químicos con base a la experiencia. De la literatura especializada, podemos extraer valores de dosificación de entre 100 a 800 g/m^3 de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ para dosis de 100 a 600 g/m^3 de $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$. Haciendo corresponder 100 g/m^3 para dosis de 100 g/m^3 de $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ (o 60 g/m^3 de FeCl_3), y 800 g/m^3 para dosis de 600 g/m^3 de $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ (o 360 g/m^3 de FeCl_3), para las dosis de FeCl_3 calculadas, se sigue

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$\text{Ca}(\text{OH})_2$ [g/m^3]	340,940	398,081

y aplicando un coeficiente de seguridad de 1,5

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$\text{Ca}(\text{OH})_2$ [g/m^3]	511,410	597,122

De forma comercial podemos encontrar

$$\left. \begin{array}{l} \text{Ca}(\text{OH})_2 \text{ en polvo} \\ \text{riqueza} = 85 \div 97 \% \end{array} \right\} \text{(forma comercial)} \quad (3.068)$$

Adoptando una riqueza media del 91% la dosis necesaria de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ en polvo resulta

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$\text{Ca}(\text{OH})_2$ [kg/h]	2,358	3,442

Dosificando el Ca(OH)_2 mediante una solución al 30%

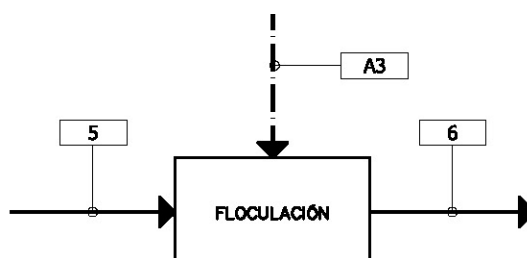
$$\left. \begin{array}{l} \text{solución } 30\% \\ \rho = 1,22 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} \end{array} \right\} \quad (3.069)$$

la dosis de solución necesaria resulta

	Condiciones medias	Condiciones máximas
Ca(OH)_2 [l/h]	6,465	9,435

En ésta etapa de mezcla el contenido en sólidos aumenta ya que si bien el FeCl_3 es soluble en agua y estos no se consideran dentro de los sólidos en suspensión, el Ca(OH)_2 lo es escasamente, por lo que pasarán a formar parte de la fracción mineral no decantable de la corriente residual.

Floculación: Para aumentar el rendimiento de reducción de sólidos en suspensión se hace necesario eliminar los sólidos coloidales. Dentro de éstos existen los coloides desestabilizados, que debido a su tamaño no son eliminados en la decantación primaria.



Para conseguir su eliminación es necesario aumentar su tamaño, lo cual se puede conseguir por floculación, al agregar varias partículas en una sola de suficiente tamaño que permita su eliminación en el proceso siguiente de separación sólido-líquido.

Para ello conjuntamente con la agitación mecánica lenta en el depósito, se adicionará polímero aniónico o no catiónico. La dosis de polímero adecuada se obtendrá mediante la realización de ensayos en laboratorio (Jar-Test), pero de la literatura especializada podemos estimar la dosis. Para un agua de concentración media (250 mg/l de SS), encontramos dosificaciones que oscilan entre los 0,25 y 1,00 mg/l de polímero. Haciendo corresponder el valor inferior de dosificación con la concentración media de SS y teniendo en cuenta la concentración de éstos a la entrada al depósito de floculación, se sigue

	Condiciones medias	Condiciones máximas
SS) ₅ [g/m ³]	1.375,777	1.591,537
polielectrólito [g/m ³]	1,376	1,592

Considerando una concentración para la dosificación de 1 kg polielectrolito./m³ solución, la cantidad de solución a adicionar resulta

	Condiciones medias	Condiciones máximas
solución poli. [l/h]	5,784	8,366

Como consecuencia de las etapas de coagulación y floculación, la cantidad de sólidos decantables ha aumentado al haber transformado parte de los sólidos coloidales del agua residual en sólidos decantables y por la producción e introducción de sólidos en la corriente líquida como consecuencia de la adición de reactivos.

Estimación de los sólidos decantables producidos:

De la adición del FeCl₃ y el Ca(OH)₂ se producen unos sólidos minerales decantables que se eliminarán posteriormente, en parte, en el decantador. El conjunto de reacciones químicas que realmente tiene lugar en el agua residual sólo pueden ser determinados mediante la realización de los oportunos ensayos en laboratorio. Sin embargo, se puede estimar la cantidad de sólidos decantables producidos por la adición de las sustancias coagulantes y floculantes en base a la experiencia, como se puede extraer de la literatura especializada. De ésta forma, a continuación se detalla la estimación que en la práctica, y de forma aproximada, se lleva a cabo.

La concentración de P en forma de (PO₄)⁻³ soluble en la corriente residual es

	Condiciones medias	Condiciones máximas
P,O _ ND) ₅ [g/m ³]	19,000	21,844

Por cada gramo de FeCl₃ adicionado, se introducen



$$\frac{55,847}{162,206} \cdot \frac{\text{g Fe}^{+3}}{\text{g FeCl}_3} = 0,344 \cdot \frac{\text{g Fe}^{+3}}{\text{g FeCl}_3} \quad (3.071)$$

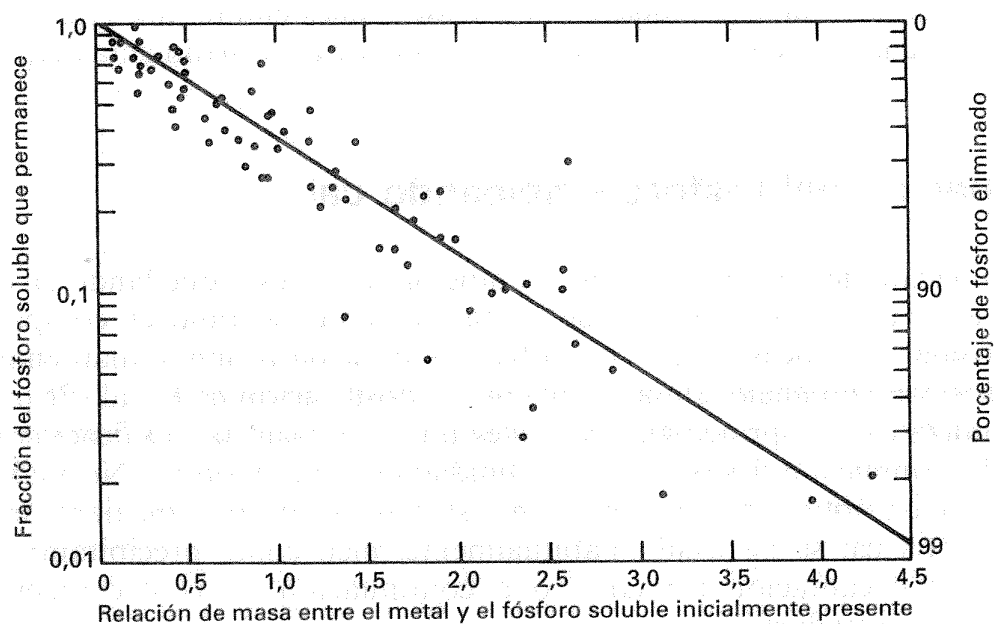
por lo que la concentración de Fe^{+3} introducida es

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$\text{FeCl}_3 \quad [\text{g/m}^3]$	163,260	187,749
$\text{Fe}^{+3} \quad [\text{g/m}^3]$	56,210	64,586

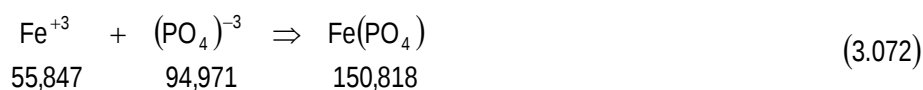
siendo la relación Fe^{+3}/P como $(\text{PO}_4)^{-3}$ soluble:

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$\text{Fe}^{+3}/(\text{P}, \text{O}_{\text{ND}})_5$	2,958	2,959

De la literatura especializada podemos concluir que para éstos ratios, el porcentaje de



fósforo en forma de ortofosfato soluble eliminado (decantado)



puede alcanzar aproximadamente el 95%, y por lo tanto, el P como $(\text{PO}_4)^{-3}$ soluble (P,O_ND) eliminado resulta

$$\text{P,O_ND}_{\text{E-I}} = 0,95 \cdot \text{P,O_ND}_5 \quad [\text{g/m}^3] \quad (3.073)$$

el FeCl_3 consumido viene dado por

$$\text{FeCl}_3 \text{ consumido} = \text{P,O_ND}_{\text{E-I}} \cdot \frac{162,206}{30,974} \cdot \frac{\text{g FeCl}_3}{\text{g P,O_ND}} \quad [\text{g/m}^3] \quad (3.074)$$

y finalmente el $\text{Fe}(\text{PO}_4)$ formado es

$$\text{Fe}(\text{PO}_4) \text{ formado} = \text{P,O_ND}_{\text{E-I}} \cdot \frac{150,818}{30,974} \cdot \frac{\text{g Fe}(\text{PO}_4)}{\text{g P,O_ND}} \quad [\text{g/m}^3] \quad (3.075)$$

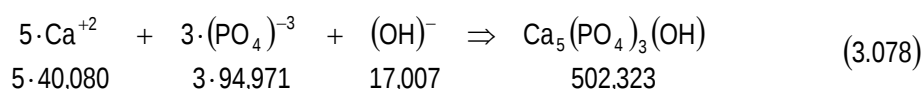
De (3.073), (3.074) y (3.075) se obtiene

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$\text{P,O_ND}_{\text{E-I}} \quad [\text{g/m}^3]$	18,050	20,752
$\text{FeCl}_3 \text{ consumido} \quad [\text{g/m}^3]$	94,528	108,674
$\text{Fe}(\text{PO}_4) \text{ formado} \quad [\text{g/m}^3]$	87,892	101,045

Si suponemos que el 5% restante de fósforo en forma de ortofosfato soluble es eliminado

$$\text{P,O_ND}_{\text{E-II}} = 0,05 \cdot \text{P,O_ND}_5 \quad [\text{g/m}^3] \quad (3.076)$$

por la adición de $\text{Ca}(\text{OH})_2$



el Ca(OH)_2 consumido resulta

$$\text{Ca(OH)}_2 \text{ consumido} = \text{P, O}_{\text{ND}})_{\text{E-II}} \cdot \frac{5 \cdot 74,095}{3 \cdot 30,974} \cdot \frac{\text{g Ca(OH)}_2}{\text{g P, O}_{\text{ND}}} \quad (3.079)$$

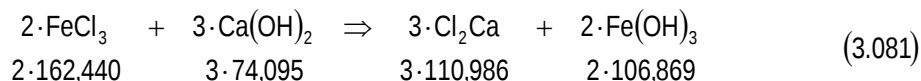
siendo el $\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3(\text{OH})$ formado

$$\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3(\text{OH}) \text{ formado} = \text{P, O}_{\text{ND}})_{\text{E-II}} \cdot \frac{502,323}{3 \cdot 30,974} \cdot \frac{\text{g Ca}_5(\text{PO}_4)_3(\text{OH})}{\text{g P, O}_{\text{ND}}} \quad (3.080)$$

De (3.076), (3.079) y (3.080) se tiene

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$\text{P, O}_{\text{ND}})_{\text{E-II}} \quad [\text{g/m}^3]$	0,950	1,092
$\text{Ca(OH)}_2 \text{ consumido} \quad [\text{g/m}^3]$	3,788	4,355
$\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3(\text{OH}) \text{ formado} \quad [\text{g/m}^3]$	5,136	5,904

El FeCl_3 no consumido reaccionará con el Ca(OH)_2 sobrante formando Fe(OH)_3



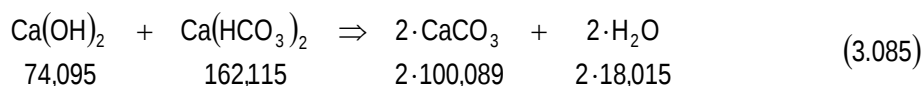
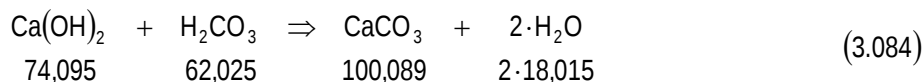
$$\text{Fe(OH)}_3 \text{ formado} = (\text{FeCl}_3 \text{ adicionado} - \text{FeCl}_3 \text{ consumido}) \cdot \frac{2 \cdot 106,869}{2 \cdot 162,206} \cdot \frac{\text{g Fe(OH)}_3}{\text{g FeCl}_3} \quad (3.082)$$

$$\text{Ca(OH)}_2 \text{ consumido} = \text{Fe(OH)}_3 \text{ formado} \cdot \frac{3 \cdot 74,095}{2 \cdot 106,869} \cdot \frac{\text{g Ca(OH)}_2}{\text{g Fe(OH)}_3} \quad (3.083)$$

De (3.074), (3.082) y (3.083) resulta

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$\text{Fe(OH)}_3 \text{ formado} \quad [\text{g/m}^3]$	68,166	78,423
$\text{Ca(OH)}_2 \text{ consumido} \quad [\text{g/m}^3]$	70,891	81,559

El resto de Ca(OH)_2 precipitará en forma de CaCO_3



$$\text{CaCO}_3 \text{ formado} = (\text{Ca(OH)}_2 \text{ añadido} - \text{Ca(OH)}_2 \text{ consumido}) \cdot \frac{3 \cdot 100,089}{2 \cdot 74,095} \cdot \frac{\text{g CaCO}_3}{\text{g Ca(OH)}_2} \quad (3.086)$$

De (3.079), (3.083) y (3.086) se obtiene

	Condiciones medias	Condiciones máximas
CaCO_3 formado $[\text{g/m}^3]$	884,917	1.035,825

A 25 °C la solubilidad del CaCO_3 es de 9,34 g/m^3 , por lo que

$$\text{CaCO}_3 \text{ precipitado} = \text{CaCO}_3 \text{ formado} - \text{solubilidad del CaCO}_3 \quad (3.087)$$

	Condiciones medias	Condiciones máximas
CaCO_3 precipitado $[\text{g/m}^3]$	875,577	1.026,485

De otro lado, como consecuencia de la adición de la sustancia floculante también se introducen sólidos minerales decantables. El polielectrolito precipitado es el polielectrolito añadido y por lo tanto

	Condiciones medias	Condiciones máximas
Polielectrolito precipitado $[\text{g/m}^3]$	1,376	1,592

El total de sólidos decantables minerales formados (SS,M_D_F) e introducidos (SS,M_D_I) resulta

	Condiciones medias	Condiciones máximas
SS,M_D_F $[\text{g/m}^3]$	1.036,770	1.272,505
SS,M_D_I $[\text{g/m}^3]$	1,376	1,592

Por lo tanto, en la etapa de floculación, el contenido en sólidos decantables minerales aumenta, así como disminuyen el contenido en P en forma de $(\text{PO}_4)^{-3}$ soluble y los sólidos no decantables volátiles y minerales por la coagulación-floculación de parte de la fracción coloidal de los sólidos en suspensión. En la práctica la eliminación de la fracción coloidal desestabilizada no se determina, sino que se asocia a la reducción total de sólidos en la etapa de separación sólido-líquido. Es pues que consideraremos ésta eliminación en la siguiente etapa. Con estas premisas, el contenido en sólidos minerales decantables a la salida de la cámara de floculación $(\text{SS,M_D})_6$ viene dado por la expresión

$$\text{SS,M_D})_6 = \text{SS,M_D})_4 + \text{SS,M_D})_F \cdot Q)_4 + \text{SS,M_D})_I \cdot Q)_5 \quad [\text{g/h}] \quad (3.088)$$

siendo

$Q)_4$: caudal de entrada a la cámara de mezcla en $[\text{m}^3/\text{h}]$

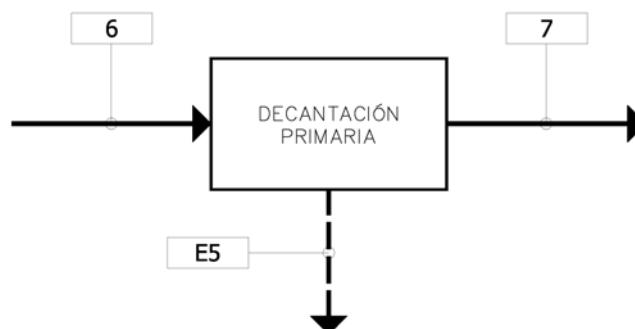
$Q)_5$: caudal de entrada a la cámara de floculación en $[\text{m}^3/\text{h}]$

$\text{SS,M_D})_4$: sólidos en suspensión minerales decantables a la entrada del proceso físico-químico en $[\text{g/h}]$

$\text{SS,M_D})_F$: sólidos en suspensión minerales decantables formados en $[\text{g}/\text{m}^3]$

$\text{SS,M_D})_I$: sólidos en suspensión minerales decantables introducidos en $[\text{g}/\text{m}^3]$

Separación sólido-líquido: para la eliminación de las materias en suspensión se opta por un decantador circular con puente móvil radial de arrastre perimetral equipado con rasqueta de fondo para arrastre y concentración de fangos primarios en poceta central y de superficie para recogida de flotantes en caja sumergida.



De la literatura especializada podemos deducir que con el tratamiento físico-químico previo y los parámetros de diseño del decantador adecuados, el rendimiento de eliminación de sólidos en suspensión (R_{ss}) se puede estimar en el entorno de 85%. De esta forma

$$SS, V_D)_{E5} = R_{SS} \cdot SS, V_D)_4 \quad [g/h] \quad (3.80)$$

$$SS, M_D)_{E5} = SS, M_D)_F + SS, M_D)_I + R_{SS} \cdot SS, M_D)_4 \quad [g/h] \quad (3.81)$$

$$SS, V_ND)_{E5} = R_{SS} \cdot SS, V_ND)_4 \quad [g/h] \quad (3.82)$$

$$SS, M_ND)_{E5} = R_{SS} \cdot SS, M_ND)_4 \quad [g/h] \quad (3.83)$$

Teniendo en cuenta las ecuaciones (3.80) - (3.82) obtenemos que los sólidos en suspensión eliminados resultan

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$SS, V_D)_{E5} \quad [g/h]$	242,212	348,179
$SS, M_D)_{E5} \quad [g/h]$	4.382,057	6.720,052
$SS, V_ND)_{E5} \quad [g/h]$	1.470,419	2.113,727
$SS, M_ND)_{E5} \quad [g/h]$	1.173,541	1.686,965

El gasto de sólidos secos extraídos (W_{SF}) es por lo tanto:

$$W_{SF} = SS, V_D)_{E5} + SS, M_D)_{E5} + SS, V_ND)_{E5} + SS, M_ND)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.84)$$

y por lo tanto, de (3.84), se tiene

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$W_{SF} \quad [g/h]$	7.268,229	10.868,924

La eliminación de éstos sólidos se lleva a cabo mediante la extracción o purga de los fangos contenidos en la poceta central del decantador. El caudal de éstos se puede calcular mediante la expresión

$$Q_{FE} = \frac{W_{SF}}{10^6 \cdot \gamma_{FE} \cdot p_{SF}} \quad [m^3/h] \quad (3.85)$$

con

$$p_{SF} = \frac{W_{SF}}{W_{SF} + W_{LF}} \quad (3.86)$$

siendo

Q_{FE} : caudal de fangos extraídos en $[m^3/h]$
 γ_{FE} : peso específico del fango extraído en $[t/m^3]$
 p_{SF} : fracción en peso de los sólidos del fango extraído
 W_{SF} : gasto de sólidos secos del fango extraído en $[g/h]$
 W_{LF} : gasto de líquido del fango extraído en $[g/h]$

El peso específico del fango puede estimarse haciendo uso de valores típicos recogidos en la literatura especializada para fangos producidos en procesos de tratamientos de aguas residuales urbanas, y que aceptaremos en nuestro caso a falta de otros datos

Datos típicos sobre las características físicas y las cantidades de fango producido en diversos procesos de tratamiento de aguas residuales

Proceso de tratamiento	Peso específico de los sólidos del fango	Peso específico del fango	Sólidos secos, $kg/10^3 m^3$	
			Intervalo	Valor típico
Decantación primaria	1,4	1,02	110-170	150
Fango activado (en exceso)	1,25	1,005	70-95	83
Filtros percoladores (en exceso)	1,45	1,025	60-95	70
Aireación prolongada (en exceso)	1,30	1,015	83-120	95 ^a
Laguna aireada (en exceso)	1,30	1,01	83-120	95 ^a
Filtración	1,20	1,005	12-25	18
Eliminación de algas	1,20	1,005	12-25	18
Adición de productos químicos a los clarificadores primarios para la eliminación del fósforo				
Dosis baja de cal (350-500 mg/l)	1,9	1,04	240-415	300 ^b
Dosis alta de cal (800-1.600 mg/l)	2,2	1,05	600-1.300	800 ^b
Nitrificación con cultivo en suspensión	—	—	—	— ^c
Desnitrificación con cultivo en suspensión	1,20	1,005	12-30	18
Filtros de desbaste	1,28	1,02	—	— ^d

^a Se supone que no existe tratamiento primario.

^b Fangos añadidos al normalmente eliminados por decantación primaria.

^c Despreciable.

^d Incluido en la producción de fango de los procesos biológicos de tratamiento secundario.

Dentro del tratamiento físico-químico el tipo de coagulante empleado es decisivo en cuanto a la cantidad y características del fango producido. Así, al utilizar cal se obtiene la máxima producción de fangos, pero por el contrario sus características son óptimas en cuanto a concentración (mínimo volumen). La coagulación con sales de aluminio produce sin embargo un fango muy diluido. En el caso de sales de hierro, aunque próxima a la de sales de aluminio, se encuentra en cuanto a características del fango entre las obtenibles con cal y con sales de aluminio.

En nuestro caso, utilizamos tanto sal de hierro como cal, por lo que podemos considerar que las características de nuestro fango se encuentran entre los valores recogidos para la decantación primaria sin coagulantes y las correspondientes a las procedentes de procesos con adición de cal.

Para fangos procedentes de procesos de decantación primaria, el peso específico típico de los fangos es de 1,02 t/m³. Para el caso de fangos procedentes de procesos de decantación primaria con adición de cal, tenemos:

	Dosis [g/m ³]	γ_{FE} [t/m ³]
Dosis baja de cal	350 ÷ 500	1,04
Dosis alta de cal	800 ÷ 1.600	1,05

Tomando valores medios

	Dosis [g/m ³]	γ_{FE} [t/m ³]
Dosis baja de cal	425	1,04
Dosis alta de cal	1.200	1,05

Teniendo en cuenta las dosis de cal en nuestro proceso

	Condiciones medias	Condiciones máximas
Ca(OH) ₂ [g/m ³]	511,410	597,122
γ_{FE} [t/m ³]	1,041	1,042

De las características intermedias del fango entre las correspondientes a las obtenidas con la adición de sales de hierro y las correspondientes a la adición de cal, podemos, por consiguiente, estimar el peso específico de los fangos producidos:

	Condiciones medias	Condiciones máximas
γ_{FE} [t/m ³]	1,031	1,031

La fracción de sólidos de los fangos extraídos (p_{SF}) podemos obtenerla haciendo uso de la siguiente expresión

$$\frac{1}{\gamma_{FE}} = \frac{p_{SF}}{\gamma_{SF}} + \frac{1-p_{SF}}{\gamma_{LF}} \quad [m^3/t] \quad (3.87)$$

de la cual se sigue

$$p_{SF} = \frac{\gamma_{SF} \cdot (\gamma_{LF} - \gamma_{FE})}{\gamma_{FE} \cdot (\gamma_{LF} - \gamma_{SF})} \quad (3.88)$$

con

γ_{FE} : peso específico del fango extraído en $[t/m^3]$

γ_{SF} : peso específico de los sólidos del fango extraído en $[t/m^3]$

γ_{LF} : peso específico del líquido del fango extraído en $[t/m^3]$

Para estimar el peso específico de los sólidos secos del fango extraído de la decantación primaria, podemos proceder de forma análoga que para el peso específico de los fangos. En el caso de fangos procedentes de procesos de decantación primaria, el peso específico típico de los sólidos del fango es de $1,40 \text{ t/m}^3$. Para el caso de fangos procedentes de procesos de decantación primaria con adición de cal, tenemos

	Dosis $[g/m^3]$	$\gamma_{SF} [t/m^3]$
Dosis baja de cal	$350 \div 500$	1,90
Dosis alta de cal	$800 \div 1.600$	2,20

Tomando valores medios

	Dosis $[g/m^3]$	$\gamma_{SF} [t/m^3]$
Dosis baja de cal	425	1,90
Dosis alta de cal	1.200	2,20

y, teniendo en cuenta las dosis de cal en nuestro proceso

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$Ca(OH)_2 [g/m^3]$	511,410	465,697
$\gamma_{SF} [t/m^3]$	1,933	1,916

Consideración, de nuevo, las característica intermedias del fango entre las correspondientes a las obtenidas con la adición de sales de hierro y las correspondientes a las obtenidas con la adición de cal, podemos finalmente estimar el peso específico de los sólidos del fango producido

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$\gamma_{SF} \quad [t/m^3]$	1,667	1,683

Con los valores anteriores, tomando como peso específico del líquido extraído (γ_{LF}) de $1t/m^3$ y, haciendo uso de (3.88)

	Condiciones medias	Condiciones máximas
p_{SF}	0,074	0,074

Por consiguiente, de (3.85), el caudal de fangos extraídos resulta

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$Q_{FE} \quad [m^3/h]$	$95,147 \cdot 10^{-3}$	$141,819 \cdot 10^{-3}$

De (3.86), y despejando adecuadamente, el gasto de líquido extraído con los fangos viene dado por la expresión

$$W_{LF} = \frac{1 - p_{SF}}{p_{SF}} \cdot W_{SF} \quad (3.89)$$

De los valores obtenidos anteriormente se obtienen

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$W_{LF} \quad [g/h]$	$90,785 \cdot 10^3$	$135,362 \cdot 10^3$

y con ello, el caudal de líquido extraído con los fangos es:

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$Q_{LF} \quad [m^3/h]$	$90,785 \cdot 10^{-3}$	$135,362 \cdot 10^{-3}$

En el decantador, la corriente de entrada se divide en dos corrientes principales a la salida (despreciamos el caudal de salida procedente de la evacuación de los flotantes). Haciendo balance en el decantador se obtiene

Balance de caudal en el decantador

$$Q_6 = Q_7 + Q_{FE} \quad [m^3/h] \quad (3.90)$$

Balance de sólidos en el decantador

$$SS,V_D)_6 = SS,V_D)_7 + SS,V_D)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.91)$$

$$SS,M_D)_6 = SS,M_D)_7 + SS,M_D)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.92)$$

$$SS,V_ND)_6 = SS,V_ND)_7 + SS,V_ND)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.93)$$

$$SS,M_ND)_6 = SS,M_ND)_7 + SS,M_ND)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.94)$$

Balance de DBO₅ en el decantador

$$DBO_5_D)_6 = DBO_5_D)_7 + DBO_5_D)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.95)$$

$$DBO_5_C)_6 = DBO_5_C)_7 + DBO_5_C)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.96)$$

$$DBO_5_S)_6 = DBO_5_S)_7 + DBO_5_S)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.97)$$

Balance de N,NTK en el decantador

$$N,NTK_D)_6 = N,NTK_D)_7 + N,NTK_D)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.98)$$

$$N,NTK_B)_6 = N,NTK_B)_7 + N,NTK_B)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.99)$$

$$N,NTK_BNA)_6 = N,NTK_BNA)_7 + N,NTK_BNA)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.100)$$

$$N,NTK_NB)_6 = N,NTK_NB)_7 + N,NTK_NB)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.101)$$

Balance de N,NO₂⁻ en el decantador

$$N,NO_2^-)_6 = N,NO_2^-)_7 + N,NO_2^-)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.102)$$

Balance de N,NO₃⁻ en el decantador

$$N,NO_3^-)_6 = N,NO_3^-)_7 + N,NO_3^-)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.103)$$

Balance de P en el decantador

$$P,O_D)_6 = P,O_D)_7 + P,O_D)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.104)$$

$$P, P_D)_6 = P, P_D)_7 + P, P_D)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.105)$$

$$P, O_ND)_6 = P, O_ND)_7 + P, O_ND)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.106)$$

$$P, P_ND)_6 = P, P_ND)_7 + P, P_ND)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.107)$$

El caudal de salida $Q)_7$, se obtiene de las ecuaciones (3.85) y (3.90)

$$Q)_7 = Q)_6 - \frac{W_{SF}}{10^3 \cdot \gamma_{FE} \cdot \rho_{SF}} \quad [m^3/h] \quad (3.108)$$

y, teniendo en consideración los valores estimados anteriormente para el fangos extraído, se sigue

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$Q)_7 \quad [m^3/h]$	4,115	5,123

El contenido de sólidos en suspensión decantables y no decantables en la corriente clarificada se obtiene directamente de las ecuaciones (3.91) - (3.94)

$$SS, V_D)_7 = SS, V_D)_6 - SS, V_D)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.109)$$

$$SS, M_D)_7 = SS, M_D)_6 - SS, M_D)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.110)$$

$$SS, V_ND)_7 = SS, V_ND)_6 - SS, V_ND)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.111)$$

$$SS, M_ND)_7 = SS, M_ND)_6 - SS, M_ND)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.112)$$

y, de las ecuaciones (3.80) - (3.83) obtenemos

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$SS, V_D)_7 \quad [g/h]$	42,743	61,443
$SS, M_D)_7 \quad [g/h]$	4,507	6,479
$SS, V_ND)_7 \quad [g/h]$	259,486	373,011
$SS, M_ND)_7 \quad [g/h]$	207,095	297,700

El contenido en sólidos no decantables eliminados lo es a través de los fangos purgados, parte con los sólidos, al ser coagulados y floculados para ser sumados a la corriente de sólidos decantados y, el resto, con el contenido líquido del fango

$$SS, V_ND)_{E5} = SS, V_ND)_{SF} + SS, V_ND)_{LF} \quad [g/h] \quad (3.113)$$

$$SS, M_ND)_{E5} = SS, M_ND)_{SF} + SS, M_ND)_{LF} \quad [g/h] \quad (3.114)$$

Teniendo en consideración que la concentración de sólidos no decantables, así como de las sustancias disueltas en la corriente líquida, ha de ser igual en el fango y en el caudal clarificado, se han de cumplir las siguientes relaciones

$$\frac{SS, V_ND)_7}{Q)_7} = \frac{SS, V_ND)_{LF}}{Q_{LF}} \quad [g/h] \quad (3.115)$$

$$\frac{SS, M_ND)_7}{Q)_7} = \frac{SS, M_ND)_{LF}}{Q_{LF}} \quad [g/h] \quad (3.116)$$

donde $SS, V_ND)_{LF}$ y $SS, M_ND)_{LF}$ son los sólidos en suspensión no decantables, volátiles y minerales, respectivamente, contenidos en la fracción líquida de los fangos extraídos. Despejando adecuadamente

$$SS, V_ND)_{LF} = \frac{SS, V_ND)_7}{Q)_7} \cdot Q_{LF} \quad [g/h] \quad (3.117)$$

$$SS, M_ND)_{LF} = \frac{SS, M_ND)_7}{Q)_7} \cdot Q_{LF} \quad [g/h] \quad (3.118)$$

y, considerando las relaciones (3.111) - (3.112) junto con (3.82) - (3.83)

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$SS, V_ND)_{LF} \quad [g/h]$	5,725	9,855
$SS, M_ND)_{LF} \quad [g/h]$	4,569	7,866
$SS, V_ND)_{SF} \quad [g/h]$	1.464,694	2.103,872
$SS, M_ND)_{SF} \quad [g/h]$	1.168,972	1.679,100

Respecto a la DBO_5 , asociando cada fracción al contenido de sólidos decantables, no decantables y solubles, se pueden obtener las cantidades eliminadas. Para la fracción decantable, se puede, entonces, escribir

$$\frac{DBO_5 - D)_{E5}}{SS, V_D)_{E5}} = \frac{DBO_5 - D)_6}{SS, V_D)_6} \Rightarrow \quad (3.119a)$$

$$DBO_5 - D)_{E5} = DBO_5 - D)_6 \cdot \frac{SS, V_D)_{E5}}{SS, V_D)_6} \quad [g/h] \quad (3.119b)$$

y, despejando adecuadamente de (3.95) se obtiene la DBO_5 decantable en la corriente de salida del decantador

$$DBO_5 - D)_7 = DBO_5 - D)_6 - DBO_5 - D)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.119c)$$

De forma análoga, para la fracción coloidal se obtiene

$$\frac{DBO_5 - C)_{E5}}{SS, V - ND)_{E5}} = \frac{DBO_5 - C)_6}{SS, V - ND)_6} \Rightarrow \quad (3.120a)$$

$$DBO_5 - C)_{E5} = DBO_5 - C)_6 \cdot \frac{SS, V - ND)_{E5}}{SS, V - ND)_6} \quad [g/h] \quad (3.120b)$$

donde de la expresión (3.96) se puede calcular la fracción contenida en la corriente de salida

$$DBO_5 - C)_7 = DBO_5 - C)_6 - DBO_5 - C)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.120c)$$

La fracción contenida en el líquido de los fangos, asociada a los sólidos no decantables volátiles contenidos en el mismo, se obtiene pues, como sigue

$$\frac{DBO_5 - C)_{LF}}{SS, V - ND)_{LF}} = \frac{DBO_5 - C)_7}{SS, V - ND)_7} \Rightarrow \quad (3.120d)$$

$$DBO_5 - C)_{LF} = DBO_5 - C)_7 \cdot \frac{SS, V - ND)_{LF}}{SS, V - ND)_7} \quad [g/h] \quad (3.120e)$$

donde $DBO_5 - C)_7$, $SS, V - ND)_{LF}$ y $SS, V - ND)_7$ viene dados por (3.120c), (3.117) y (3.111) respectivamente. Con la fracción soluble

$$\frac{DBO_5 - S)_{E5}}{Q_{LF}} = \frac{DBO_5 - S)_6}{Q)_6} \Rightarrow \quad (3.121a)$$

$$DBO_5 - S)_{E5} = DBO_5 - S)_6 \cdot \frac{Q_{LF}}{Q)_6} \quad [g/h] \quad (3.121b)$$

donde se ha hecho la aproximación

$$Q_w)_6 \cong Q)_6 \quad (3.121c)$$

con $Q_w)_6$ el caudal de líquido en la corriente de entrada, al ser un agua residual diluida, y considerar que la densidad media de los sólidos contenidos en la misma es del orden de la del líquido.

Teniendo en consideración lo anterior, análogamente, para N, NTK , se tiene

$$\frac{N, NTK_D)_{E5}}{R_{SS} \cdot SS, M_D)_4} = \frac{N, NTK_D)_6}{SS, M_D)_4} \Rightarrow \quad (3.122a)$$

$$N, NTK_D)_{E5} = R_{SS} \cdot N, NTK_D)_6 \quad [g/h] \quad (3.122b)$$

$$N, NTK_D)_7 = N, NTK_D)_6 - N, NTK_D)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.122c)$$

$$\frac{N, NTK_B)_{E5}}{Q_{LF}} = \frac{N, NTK_B)_6}{Q)_6} \Rightarrow \quad (3.123a)$$

$$N, NTK_B)_{E5} = N, NTK_B)_6 \cdot \frac{Q_{LF}}{Q)_6} \quad [g/h] \quad (3.123b)$$

$$\frac{N, NTK_BNA)_{E5}}{Q_{LF}} = \frac{N, NTK_BNA)_6}{Q)_6} \Rightarrow \quad (3.124a)$$

$$N, NTK_BNA)_E = N, NTK_BNA)_6 \cdot \frac{Q_{LF}}{Q)_6} \quad [g/h] \quad (3.124b)$$

$$\frac{N, NTK_NB)_{E5}}{Q_{LF}} = \frac{N, NTK_NB)_6}{Q)_6} \Rightarrow \quad (3.125a)$$

$$N, NTK_NB)_{E5} = N, NTK_NB)_6 \cdot \frac{Q_{LF}}{Q)_6} \quad [g/h] \quad (3.125b)$$

y, para el N, NO_2^-

$$\frac{N, NO_2^-)_{E5}}{Q_{LF}} = \frac{N, NO_2^-)_6}{Q)_6} \Rightarrow \quad (3.126a)$$

$$N, NO_2^-)_{E5} = N, NO_2^-)_6 \cdot \frac{Q_{LF}}{Q)_6} \quad [g/h] \quad (3.126b)$$

Para el nitrógeno en forma de nitrito

$$\frac{N, NO_3^-)_{E5}}{Q_{LF}} = \frac{N, NO_3^-)_6}{Q)_6} \Rightarrow \quad (3.127a)$$

$$N, NO_3^-)_{E5} = N, NO_3^-)_6 \cdot \frac{Q_{LF}}{Q)_6} \quad [g/h] \quad (3.127b)$$

Finalmente, para el contenido en fósforo obtenemos

$$\frac{P,O_D)_{E5}}{R_{SS} \cdot SS,M_D)_4} = \frac{P,O_D)_6}{SS,M_D)_4} \Rightarrow \quad (3.128a)$$

$$P,O_D)_{E5} = R_{SS} \cdot P,O_D)_6 \quad [g/h] \quad (3.128b)$$

$$P,O_D)_7 = P,O_D)_6 - P,O_D)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.128c)$$

$$\frac{P,P_D)_{E5}}{R_{SS} \cdot SS,M_D)_4} = \frac{P,P_D)_6}{SS,M_D)_4} \Rightarrow \quad (3.129a)$$

$$P,P_D)_{E5} = R_{SS} \cdot P,P_D)_6 \quad [g/h] \quad (3.129b)$$

$$P,P_D)_7 = P,P_D)_6 - P,P_D)_{E5} \quad [g/h] \quad (3.129c)$$

$$\frac{P,O_ND)_{E5}}{Q_{LF}} = \frac{P,O_ND)_6}{Q)_6} \Rightarrow \quad (3.130a)$$

$$P,O_ND)_{E5} = P,O_ND)_6 \cdot \frac{Q_{LF}}{Q)_6} \quad [g/h] \quad (3.130b)$$

$$\frac{P,P_ND)_{E5}}{Q_{LF}} = \frac{P,P_ND)_6}{Q)_6} \Rightarrow \quad (3.131a)$$

$$P,P_ND)_{E5} = P,P_ND)_6 \cdot \frac{Q_{LF}}{Q)_6} \quad [g/h] \quad (3.131b)$$

En la siguiente tabla se muestran las cantidades extraídas con la fracción líquida del fango

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$SS,V_ND)_{LF} \quad [g/h]$	5,725	9,855
$SS,M_ND)_{LF} \quad [g/h]$	4,569	7,866
$DBO_5_C)_{LF} \quad [g/h]$	8,703	14,982
$DBO_5_S)_{E5} \quad [g/h]$	141,778	242,976
$N,NTK_B)_{E5} \quad [g/h]$	7,392	12,668
$N,NTK_BNA)_{E5} \quad [g/h]$	0,172	0,295

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$N, NTK_NB)_{E5} \text{ [g/h]}$	0,172	0,295
$N, NO_2^-)_{E5} \text{ [g/h]}$	0,115	0,197
$N, NO_3^-)_{E5} \text{ [g/h]}$	5,760	9,871
$P, O_ND)_{E5} \text{ [g/h]}$	0,031	0,052
$P, P_ND)_{E5} \text{ [g/h]}$	0,089	0,154

Con la fracción sólida, las cantidades eliminadas resultan

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$SS, V_D)_{E5} \text{ [g/h]}$	242,212	348,179
$SS, V_ND)_{SF} \text{ [g/h]}$	1.464,694	2.103,872
$SS, M_D)_{E5} \text{ [g/h]}$	4.382,057	6.720,052
$SS, M_ND)_{SF} \text{ [g/h]}$	1.168,972	1.679,100
$DBO_5_D)_{E5} \text{ [g/h]}$	2.473,650	3.555,872
$DBO_5_C)_{SF} \text{ [g/h]}$	2.226.613	3.198,285
$N, NTK_D)_{E5} \text{ [g/h]}$	6,353	9,132
$P, O_D)_{E5} \text{ [g/h]}$	1,415	2,033
$P, P_D)_{E5} \text{ [g/h]}$	1,205	1,732

3.1.1.3 Tratamiento biológico

El tratamiento biológico del agua residual persigue como objetivos la estabilización de la materia orgánica y en muchos casos la eliminación de los nutrientes, fundamentalmente el nitrógeno y el fósforo, así como la coagulación y eliminación de los sólidos coloidales, no sedimentables.

La corriente residual a la salida del tratamiento primario está caracterizada como se muestra en la siguiente tabla

	Condiciones medias	Condiciones máximas
SS) ₇ [g/m ³]	124,876	114,173
DBO ₅) ₇ [g/m ³]	1.765,287	2.030,427
N,NTK) ₇ [g/m ³]	85,572	98,378
N,NO ₂ ⁻) ₇ [g/m ³]	1,270	1,460
N,NO ₃ ⁻) ₇ [g/m ³]	63,510	73,014
P) ₇ [g/m ³]	17,625	20,348

En éstas condiciones el vertido no podría ser calificado como “*vertido permitido*” puesto que se rebasa el valor límite correspondiente a la DBO₅ como puede verse en la tabla siguiente

	Valor límite
SS [g/m ³]	1.000,00
DBO ₅ [g/m ³]	<u>1.000,00</u>
N, Amoniacal [g/m ³]	<u>25,00</u>
N,NO ₃ ⁻ [g/m ³]	80,00
P,PO ₄ ⁻ [g/m ³]	100,00

El contenido en nitrógeno en forma amoniacal puede entenderse que también es superado. Si bien el nitrógeno total Kjeldahl incluye la forma orgánica y amoniacal, al carecer de esta descomposición en nuestra caracterización, si obligamos a que este no supere el valor límite, estaremos garantizando, por supuesto, que ninguna de sus fracciones lo hace.

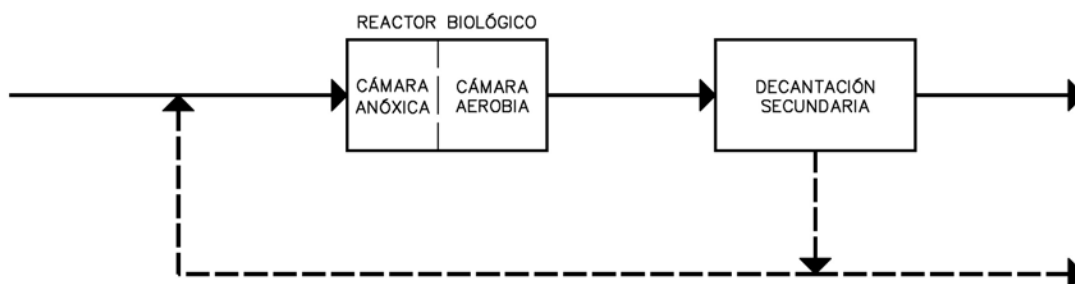
Se hace evidente entonces la necesidad de un tratamiento biológico para corregir el efluente del tratamiento primario. Este **se diseñará para las condiciones máximas** y, posteriormente, **se comprobará el diseño para las condiciones medias**.

Debido al alto contenido en nitrógeno en el efluente decantado (en forma de nitratos, nitritos, amoniacal y orgánico) se hace necesario un tratamiento para su eliminación. Para conseguir la eliminación del nitrógeno amoniacal se requiere la generación en el proceso biológico de microorganismos específicos, dando lugar a los procesos de nitrificación. Estos procesos producen nitratos, que pueden ser perjudiciales tanto desde el punto de vista del proceso de nitrificación, como para el cauce receptor, especialmente porque potencia su eutrofización

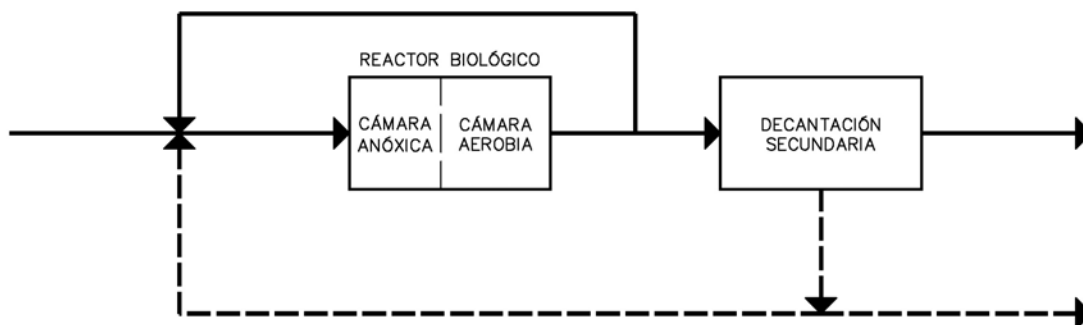
En orden a la eliminación de los nitratos se hace necesario la implantación de un proceso de desnitrificación, que combinado con la nitrificación, da lugar a un proceso conjunto de nitrificación-desnitrificación ó de eliminación del nitrógeno.

Entre los posibles procesos de nitrificación-desnitrificación más habituales se encuentran:

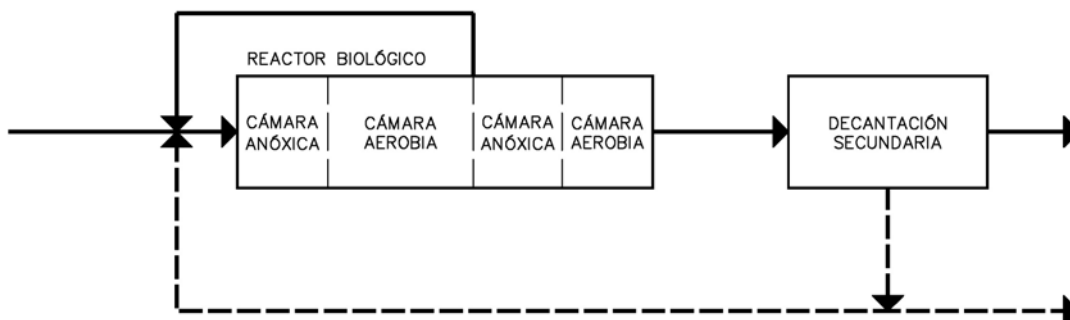
Proceso **Ludzack-Ettinger** (rendimiento de desnitrificación $< 50\%$).



Proceso **Ludzack-Ettinger Modificado** (rendimiento de desnitrificación $50 \div 80\%$).



Proceso **Bardenpho** (rendimiento de desnitrificación > 80%).



Para la elección del proceso más adecuado estimamos el rendimiento de desnitrificación necesario para obtener los parámetros correctos en el efluente:

1. Nitratos reducibles con la DBO_5 disponible

$$N, NO_3^-)_{REDUCIBLE} = \frac{DBO_5)_{DISPONIBLE} - DBO_5)_{CONSUMOS PARÁSITOS}}{\frac{DBO_5)_{CONSUMIDO}}{N, NO_3^-)_{REDUCIDO}}} \quad [g/m^3] \quad (3.089)$$

donde

$$DBO_5)_{DISPONIBLE} = 2.030,427 \quad [g/m^3] \quad (3.090)$$

De la literatura especializada podemos estimar el resto de los parámetros necesarios

$$DBO_5)_{CONSUMOS PARÁSITOS} \approx 10 \quad [g/m^3] \quad (3.091)$$

$$\frac{DBO_5)_{CONSUMIDO}}{N, NO_3^-)_{REDUCIDO}} = 4,8 \quad [g/m^3] \quad (3.092)$$

y, por consiguiente

$$N, NO_3^-)_{REDUCIBLE} = 402,922 \quad [g/m^3] \quad (3.093)$$

2. Potencial de nitrificación

$$\text{Potencial de nitrificación} = N)_{DISPONIBLE} - [N, NTK)_{AGUA TRATADA} + N, NTK)_{EN LOS FANGOS}] \quad [g/m^3] \quad (3.094)$$

donde

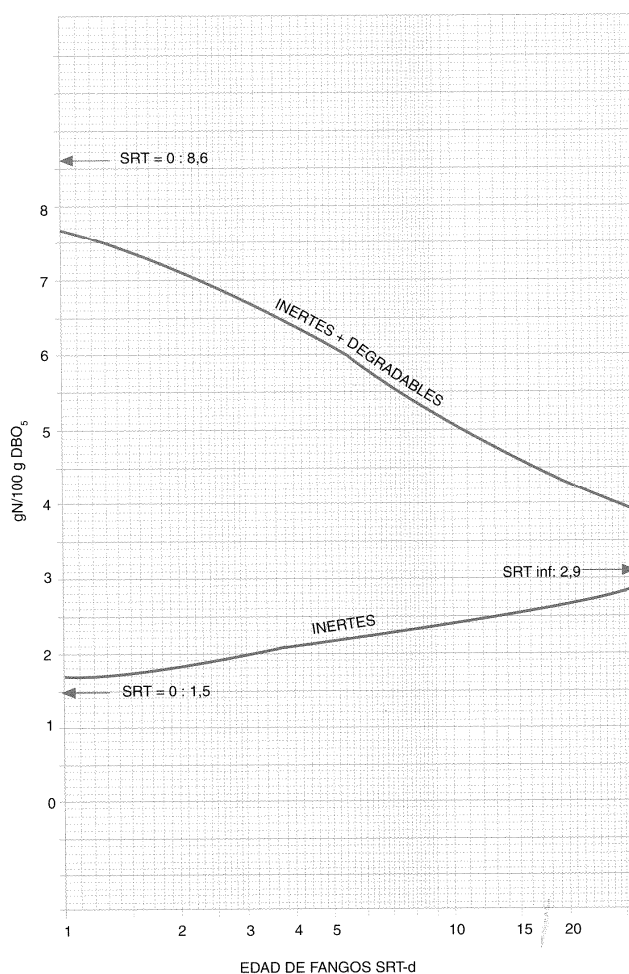
$$N_{\text{DISPONIBLE}} = N, \text{NTK})_7 + N, \text{NO}_2^-)_7 + N, \text{NO}_3^-)_7 = 172,852 \quad [\text{g}/\text{m}^3] \quad (3.095)$$

pudiéndose estimar

$$N, \text{NTK})_{\text{AGUA TRATADA}} = 1,5 \quad [\text{g}/\text{m}^3] \quad (3.096)$$

$$\begin{aligned} N, \text{NTK})_{\text{EN LOS FANGOS}} &= \frac{2,5}{100} \cdot \frac{\text{g N}}{\text{g DBO}_5} \cdot 2.030,427 \cdot \frac{\text{g DBO}_5}{\text{m}^3} \\ &= 50,761 \quad [\text{g}/\text{m}^3] \end{aligned} \quad (3.097)$$

obteniéndose este último valor de la gráfica que se muestra a continuación, al suponer una edad del fango (SRT) de aproximadamente 15 días (valor típico)



De ésta forma

$$\text{Potencial de nitrificación} = 120,591 \left[\text{g/m}^3 \right] \quad (3.098)$$

3. Rendimiento de desnitrificación estimado

La desnitrificación no se encuentra limitada por la DBO_5 disponible, ya que ésta última es mayor que el potencial de nitrificación. Por lo tanto, el rendimiento de desnitrificación necesario resulta

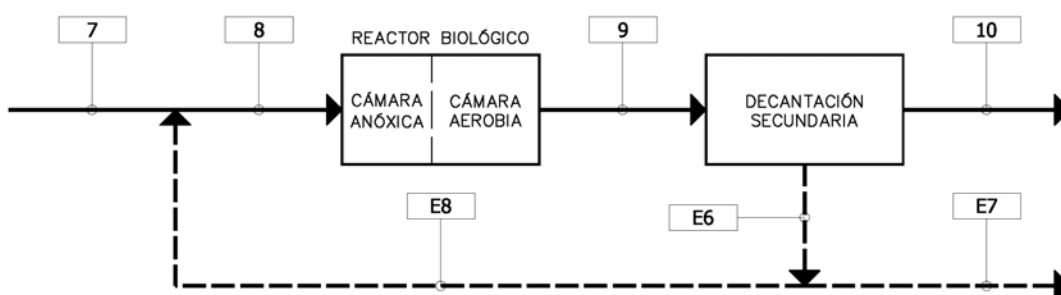
$$\text{Rendimiento estimado} = \frac{\text{Potencial de nitrificación} - N_{\text{VERTIDO}}}{\text{Potencial de nitrificación}} \cdot 100 \quad [\%] \quad (3.099)$$

y, haciendo que el nitrógeno total vertido (N_{VERTIDO}) no supere el 75% del valor límite para la fracción en forma de nitrito, consideración ésta del lado de la seguridad, podemos escribir

$$\text{Rendimiento estimado} = \frac{120,591 - 0,75 \cdot 80,000}{120,591} \cdot 100 = 50,24 \quad [\%] \quad (3.100)$$

optando, por lo tanto, por el proceso *Ludzack-Ettinger*. A continuación lo analizamos en profundidad.

Proceso *Ludzack-Ettinger*



Producción específica de masa volátil residual (fangos volátiles):

La producción de fangos volátiles por unidad de DBO_5 biodegradado viene dada por la expresión

$$m_{\text{VR}} = m_{\text{AR}} + m_{\text{IR}} \quad (3.101)$$

siendo

m_{VR} : $\left[\text{kg/m}^3 \right]$ de masa volátil residual generada por $\left[\text{kg/m}^3 \right]$ de DBO_5 biodegradado
 m_{AR} : $\left[\text{kg/m}^3 \right]$ de masa activa residual generada por $\left[\text{kg/m}^3 \right]$ de DBO_5 biodegradado
 m_{IR} : $\left[\text{kg/m}^3 \right]$ de masa inerte residual generada por $\left[\text{kg/m}^3 \right]$ de DBO_5 biodegradado

La evolución de la masa activa residual (m_{AR}) sigue una ley de segundo orden con respecto a la edad del fango (SRT), que puede ser expresada según la siguiente ecuación

$$m_{AR} = \frac{Y}{1 + b \cdot \text{SRT}} \quad (3.102)$$

donde

Y : coeficiente de crecimiento de masa activa $\left[\left(\text{kg SS/m}^3 \right) / \left(\text{kg DBO}_5 / \text{m}^3 \right) \right]$
 b : coeficiente de pérdida de masa activa $\left[\text{d}^{-1} \right]$
SRT : tiempo de retención de los fangos $\left[\text{d} \right]$

El coeficiente de crecimiento de masa activa (Y) es un factor constante y representa la cantidad de masa producida con relación a la DBO_5 consumida. El coeficiente de crecimiento varía según la composición del agua. En la literatura especializada podemos encontrar valores para el coeficiente para aguas residuales urbanas

	Coeficiente Y
ATV	0,60
MOP (Manual of Practice)	0,50 ÷ 0,70

Adoptaremos

$$Y = 0,71 \left[\frac{\text{kg SS/m}^3}{\text{kg DBO}_5 / \text{m}^3} \right] \quad (3.103)$$

como medida de seguridad, ya que un valor menor puede conducir a un infradimensionamiento de los fangos en excesos, derivados del proceso, como veremos más adelante.

Paralelamente a la síntesis de materia viva se desarrolla la endogénesis, u oxidación de la masa activa degradable. El coeficiente de pérdida de masa activa (b) representa la proporción de pérdida de masa por respiración endógena, expresada en una fracción por día. Según los valores que se pueden encontrar en la literatura, para la temperatura de referencia de 15 °C, b varía entre 0,16 y 0,21 d^{-1} . Es prudente adoptar un coeficiente bajo, que proporciona una mayor seguridad para los cálculos. Teniendo en cuenta lo anteriormente expuesto y, la corrección por temperatura, el coeficiente b se puede considerar sigue la expresión

$$b = 0,21 * 1,029^{T-15} \quad [d^{-1}] \quad (3.104)$$

donde T es la temperatura de cálculo del proceso (13°C).

La edad del fango SRT (Sludge Retention Time), representa la relación, expresada en días, entre la masa de fangos en el reactor y la masa de fangos eliminada del reactor diariamente. Coincide también con el tiempo de retención de los fangos en el reactor. De la masa activa generada, parte se elimina por oxidación completa y parte se transforma en residuos. Se estima que por oxidación completa se elimina aproximadamente el 80% de la masa generada, y el resto se transforma en residuos inertes. De esta forma, la masa activa eliminada (m_{AE}) resulta:

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

por lo que la masa inerte residual (m_{IR}) viene dada por la expresión:

$$m_{IR} = 0,20 \cdot \frac{Y \cdot b \cdot SRT}{1 + b \cdot SRT} \quad (3.106)$$

La masa volátil residual producida por kg de DBO_5 biodegradado, viene determinada por la siguiente ecuación

$$\begin{aligned} m_{VR} &= \frac{Y}{1 + b \cdot SRT} + 0,20 \cdot \frac{Y \cdot b \cdot SRT}{1 + b \cdot SRT} \\ &= (1 + 0,20 \cdot Y \cdot b) \cdot \frac{Y}{1 + b \cdot SRT} \left[\frac{\text{kg SS}/\text{m}^3}{\text{kg } DBO_5/\text{m}^3} \right] \end{aligned} \quad (3.107)$$

DBO₅ residual, resultante en el tiempo de retención de los fangos

Para ver la evolución de la DBO_5 en el reactor biológico veremos primero la cinética de la eliminación de los compuestos orgánicos. Para un único *sustrato*, la eliminación sigue una ley cinética de orden uno, incluso para bajas concentraciones de sustrato. Un agua residual tiene varios componentes y no sólo uno. Según algunos especialistas, en un fango activado bien adaptado, todos los componentes

se eliminan simultáneamente, según una cinética de orden cero. Cuando uno o más de los componentes del sustrato tienen una degradabilidad mucho más baja que los demás, se observa que una ley de orden uno no representa correctamente la realidad y se debe utilizar una ley de orden dos

$$\frac{L_F}{L_i} = \frac{1}{1 + k \cdot t} \quad (3.108)$$

siendo

L_i : sustrato inicial $[\text{kg}/\text{m}^3]$
 L_F : sustrato final $[\text{kg}/\text{m}^3]$
 k : factor de degradabilidad $[\text{d}^{-1}]$
 t : tiempo transcurrido $[\text{d}]$

Esta es sólo simplemente una simplificación de reacciones muy complejas, ya que una ley cinética sólo se puede aplicar a un sustrato único. En nuestro caso, el sustrato (DBO_5 del agua residual) puede diferenciarse en cuatro fracciones en función de su degradabilidad en el reactor

- La DBO_5 asociada a las materias en suspensión.
- La DBO_5 asociada a las materias coloidales.
- La DBO_5 asociada a las materias disueltas de degradabilidad lenta, y que para un agua decantada pueden estimarse en el 50% de la DBO_5 correspondiente a las materias disueltas.
- La DBO_5 asociada a las materias disueltas de degradabilidad rápida, y que para un agua decantada pueden estimarse en el 50% de la DBO_5 correspondiente a las materias disueltas.

Al ponerse en contacto el agua residual con el fango activado del reactor biológico, en un espacio de tiempo muy corto, del orden de entre 15 a 30 minutos, prácticamente finalizan dos reacciones bioquímicas

- Las materias en suspensión y las materias coloidales se eliminan por adsorción en el flóculo biológico. La adsorción de materias en el flóculo (bioadsorción), no necesita oxígeno. Sin embargo, la fracción de los coloides adsorbida por bioadsorción, para edades de fangos de 12 días o superiores se puede considerar completamente metabolizada.
- La DBO_5 rápida, debido a su alta velocidad de degradación, se elimina completamente.
- La DBO_5 lenta sufre poca metabolización, debido al poco tiempo transcurrido.

La duración de la fase rápida supone aproximadamente del 5 al 15% del tiempo total, y las reacciones bioquímicas durante todo este tiempo son muy completas. Por lo tanto al final de esta fase la DBO_5

rápida y la DBO_5 de los coloides quedan completamente eliminadas. Es pues, que la fase limitante en el proceso de degradación de la DBO_5 es la correspondiente a la eliminación de la *fracción disuelta lentamente biodegradable*, y su mejor representación es una ley de orden dos. Los especialistas proponen la siguiente expresión

$$\frac{\text{DBO}_5 \text{ _ LD})_I - \text{DBO}_5 \text{ _ LD})_F}{\text{DBO}_5 \text{ _ LD})_F} = \frac{k \cdot X_v \cdot t}{\text{DBO}_5 \text{ _ LD})_I} \quad (3.109)$$

siendo

$\text{DBO}_5 \text{ _ LD})_I$: DBO_5 lentamente biodegradable inicial $[\text{kg}/\text{m}^3]$

$\text{DBO}_5 \text{ _ LD})_F$: DBO_5 lentamente biodegradable final $[\text{kg}/\text{m}^3]$

X_v : concentración de materia volátil de los fangos en el reactor biológico $[\text{kg}/\text{m}^3]$

k : factor de degradabilidad $[\text{d}^{-1}]$

t : tiempo de residencia en el reactor $[\text{d}^{-1}]$

La expresión

$$\frac{\text{DBO}_5 \text{ _ LD})_I}{X_v \cdot t} \quad (3.110)$$

representa los kg de masa activa de los fangos necesarios para tratar 1 kg de sustrato lentamente degradable, en un día y por unidad de volumen. Su inverso se conoce con el nombre de carga másica (CM). Sustituyendo éste parámetro en la ecuación anterior y reordenando sus términos se puede escribir

$$\frac{\text{DBO}_5 \text{ _ LD})_F}{\text{DBO}_5 \text{ _ LD})_I} = \frac{1}{1 + \frac{k}{\text{CM}}} \quad (3.111)$$

La producción de masa activa asociada a la eliminación de una unidad de DBO_5 viene dada por la expresión

$$\frac{Y}{1 + b \cdot \text{SRT}} \left[\frac{\text{kg SS}/\text{m}^3}{\text{kg DBO}_5/\text{m}^3} \right] \quad (3.112)$$

siendo la concentración de masa activa necesaria para tratar una unidad de DBO_5

$$\frac{1}{\text{CM}} = \frac{Y \cdot \text{SRT}}{1 + b \cdot \text{SRT}} \left[\frac{\text{kg SS/m}^3}{\text{kg DBO}_5/\text{m}^3} \right] \quad (3.113)$$

Sustituyendo (3.113) en (3.111) se sigue

$$\frac{\text{DBO}_5 - \text{LD})_F}{\text{DBO}_5 - \text{LD})_I} = \frac{1}{1 + \frac{k \cdot Y \cdot \text{SRT}}{1 + b \cdot \text{SRT}}} \quad (3.114)$$

y, consecuentemente, la DBO_5 *lentamente biodegradable* que hay en el reactor biológico para una edad del fango (SRT) determinada viene dada por la expresión:

$$\text{DBO}_5 - \text{LD})_F = \frac{\text{DBO}_5 - \text{LD})_I}{1 + \frac{k \cdot Y \cdot \text{SRT}}{1 + b \cdot \text{SRT}}} \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right] \quad (3.115)$$

Producción de masa volátil (fangos volátiles)

La producción de masa volátil (ΔMV) viene dada por la expresión

$$\begin{aligned} \Delta \text{MV} &= \Delta \text{MV}_A + \Delta \text{MV}_I = m_{\text{VR}} \cdot \text{DBO}_5)_C \cdot Q)_8 \\ &= (m_{\text{AR}} + m_{\text{IR}}) \cdot \text{DBO}_5)_C \cdot Q)_8 \quad [\text{kg/d}] \end{aligned} \quad (3.116)$$

donde

$$\begin{aligned} \Delta \text{MV}_A &: \text{producción de masa volátil activa } [\text{kg/d}] \\ \Delta \text{MV}_I &: \text{producción de masa volátil inerte } [\text{kg/d}] \\ \text{DBO}_5)_C &: \text{DBO}_5 \text{ consumida en el reactor biológico } [\text{kg/m}^3] \\ Q)_8 &: \text{caudal a la entrada al reactor biológico } [\text{m}^3/\text{d}] \end{aligned}$$

estando m_{VR} dada por la ecuación (3.107). La DBO_5 consumida en el reactor biológico es la suma de la rápidamente biodegradable que entra (eliminada en su totalidad) y, la lentamente biodegradable eliminada, o sea

$$\text{DBO}_5)_C = \text{DBO}_5 - \text{RD})_I + [\text{DBO}_5 - \text{LD})_I - \text{DBO}_5 - \text{LD})_F] \quad [\text{kg/m}^3] \quad (3.117)$$

Teniendo en cuenta (3.115) en (3.117)

$$DBO_5)_C = DBO_5 - RD)_I + \frac{DBO_5 - LD)_I}{1 + \frac{1+b \cdot SRT}{k \cdot Y \cdot SRT}} \quad [kg/m^3] \quad (3.118)$$

Por otro lado

$$\begin{aligned} DBO_5)_C \cdot Q)_8 &= \left[DBO_5 - RD)_I + \frac{DBO_5 - LD)_I}{1 + \frac{1+b \cdot SRT}{k \cdot Y \cdot SRT}} \right] \cdot Q)_8 \\ &= DBO_5 - RD)_I \cdot Q)_8 + \frac{DBO_5 - LD)_I \cdot Q)_8}{1 + \frac{1+b \cdot SRT}{k \cdot Y \cdot SRT}} \\ &= DBO_5 - RD)_8 + \frac{DBO_5 - LD)_8}{1 + \frac{1+b \cdot SRT}{k \cdot Y \cdot SRT}} \quad [kg/d] \end{aligned} \quad (3.119)$$

siendo

$DBO_5 - RD)_8$: DBO_5 rápidamente biodegradable a la entrada al reactor biológico $[kg/d]$

$DBO_5 - LD)_8$: DBO_5 lentamente biodegradable a la entrada al reactor biológico $[kg/d]$

La corriente de entrada al reactor biológico es la suma de las de salida del tratamiento físico-químico y la de recirculación de fangos decantados. El caudal de este último ($Q)_{E8}$) se suele expresar en función del caudal de entrada al tratamiento biológico ($Q)_7$) en la forma

$$Q)_{E8} = R \cdot Q)_7 \quad [m^3/d] \quad (3.120)$$

siendo R el *factor de recirculación de fangos en exceso*. De esta forma, el caudal de entrada al reactor biológico resulta

$$Q)_8 = Q)_7 + Q)_{E8} = (1+R) \cdot Q)_7 \quad [m^3/d] \quad (3.121)$$

Si, como se vio anteriormente, se tiene en consideración que toda la DBO_5 rápidamente biodegradable que entra al reactor es eliminada, se deduce

$$DBO_5_RD)_8 = DBO_5_RD)_7 \quad [kg/d] \quad (3.122)$$

$$\begin{aligned} DBO_5_LD)_8 &= DBO_5_LD)_7 + DBO_5_LD)_{E8} \\ &= DBO_5_LD)_7 + DBO_5_LD)_R \cdot Q)_{E8} \\ &= DBO_5_LD)_7 + DBO_5_LD)_R \cdot R \cdot Q)_7 \quad [kg/d] \end{aligned} \quad (3.123)$$

y, como

$$DBO_5_LD)_R = DBO_5_LD)_F \quad [kg/m^3] \quad (3.124)$$

se sigue de (3.115), (3.121) y (3.124), que

$$\begin{aligned} DBO_5_LD)_R \cdot Q)_7 &= DBO_5_LD)_F \cdot Q)_8 \cdot \frac{Q)_7}{Q)_8} \\ &= \frac{DBO_5_LD)_I}{1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1 + b \cdot SRT}} \cdot Q)_8 \cdot \frac{Q)_7}{(1 + R) \cdot Q)_7} \\ &= \frac{DBO_5_LD)_8}{1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1 + b \cdot SRT}} \cdot \frac{1}{(1 + R)} \quad [kg/m^3] \end{aligned} \quad (3.125)$$

Sustituyendo (3.125) en (3.123) y despejando $DBO_5_LD)_8$, se obtiene

$$DBO_5_LD)_8 = \frac{DBO_5_LD)_7}{1 - \frac{R}{(1 + R) \cdot \left(1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1 + b \cdot SRT}\right)}} \quad [kg/m^3] \quad (3.126)$$

Finalmente, teniendo en cuenta en (3.116) las ecuaciones (3.119), (3.122) y (3.126), la producción de masa volátil (ΔMV) viene dada en la forma

$$\Delta MV = (m_{AR} + m_{IR}) \cdot \left(DBO_5_RD)_7 + \frac{DBO_5_LD)_7}{1 + \frac{1 + b \cdot SRT}{(1 + R) \cdot k \cdot Y \cdot SRT}} \right) \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.127)$$

Masa volátil residual resultante en el tiempo de retención de los fangos

Los sólidos en suspensión volátiles a la salida del reactor biológico, es decir, pasado el tiempo de retención de los fangos $(SS,V_R)_9$, corresponden a

- la fracción no biodegradable o sólidos en suspensión volátiles residuales inertes

$$SS,V_RI)_9 = SS,V_RI)_8 = SS,V_I)_7 + SS,V_RI)_8 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.128)$$

En la literatura especializada se puede encontrar que el valor de $SS,V_I)_7$ ronda el 20% de los sólidos en suspensión volátiles a la entrada $(SS,V)_7$, por lo que se puede escribir

$$SS,V_I)_7 = 0,20 \cdot SS,V)_7 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.129)$$

Considerando nuevamente que las concentraciones de sólidos son lo suficientemente pequeñas como para poder aproximar los caudales de agua con los totales (agua junto con residuos sólidos en suspensión) entre la corriente de salida del reactor biológico y de recirculación de fangos en exceso se ha de cumplir entonces

$$\begin{aligned} \frac{SS,V_RI)_8}{Q)_8} &\cong \frac{SS,V_RI)_8}{Q_W)_8} = \frac{SS,V_RI)_9}{Q_W)_9} \cong \frac{SS,V_RI)_9}{Q)_9} \Rightarrow \\ SS,V_RI)_8 &= SS,V_RI)_9 \cdot \frac{R}{(1+R)} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \end{aligned} \quad (3.130)$$

De esta forma, sustituyendo (3.129) y (3.130) en (3.128) y, despejando $SS,V_RI)_9$, se sigue

$$SS,V_RI)_9 = (1+R) \cdot SS,V_I)_7 = 0,20 \cdot (1+R) \cdot SS,V)_7 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.131)$$

- la fracción biodegradable no consumida en el reactor o sólidos en suspensión volátiles residuales activos $(SS,V_RA)_9$. La fracción biodegradable supone la fracción restante de los de entrada, o sea, el 80% de $SS,V)_7$, y está formada por los sólidos coloidales y la fracción decantable biodegradable. Si bien estas, en una primera fase, se adsorben en el flóculo cuando entran en contacto con la masa de sólidos contenida en el reactor biológico, como se vio anteriormente, durante el resto de su estancia en el sistema, sufren una degradación. Estos, no se eliminan totalmente en el reactor quedando una fracción residual $(SS,V_RA)_9$ que viene dada por

$$SS,V_RA)_9 = \frac{SS,V_RA)_8}{1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1 + b \cdot SRT}} = \frac{SS,V_A)_7 + SS,V_RA)_E8}{1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1 + b \cdot SRT}} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.132)$$

suponiendo $SS,V_A)_7$ el 80% de los sólidos en suspensión a la entrada $SS,V)_7$, o sea

$$SS,V_A)_7 = 0,80 \cdot SS,V)_7 \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.133)$$

y, de forma análoga, considerando que las concentraciones de sólidos son lo suficientemente pequeñas como para poder aproximar los caudales de agua con los totales (agua junto con residuos sólidos en suspensión) entre la corriente de salida del reactor biológico y de recirculación de fangos en exceso se ha de cumplir entonces

$$\frac{SS,V_RA)_E8}{Q)_E8} \cong \frac{SS,V_RA)_E8}{Q_W)_E8} = \frac{SS,V_RA)_9}{Q_W)_9} \cong \frac{SS,V_RA)_9}{Q)_9} \Rightarrow$$

$$SS,V_RA)_E8 = SS,V_RA)_9 \cdot \frac{R}{(1+R)} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.134)$$

Con ello, de las ecuaciones (3.132) - (3.134), y despejando adecuadamente $SS,V_RA)_9$, se sigue

$$SS,V_RA)_9 = \frac{SS,V_A)_7}{1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1 + b \cdot SRT} - \frac{R}{(1+R)}} = \frac{0,80 \cdot (1+R) \cdot SS,V)_7}{1 + \frac{(1+R) \cdot k \cdot Y \cdot SRT}{1 + b \cdot SRT}} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.135)$$

De todo lo anterior, se deduce, entonces

$$SS,V_R)_9 = SS,V_RI)_9 + SS,V_RA)_9$$

$$= \left[0,20 + \frac{0,80}{1 + \frac{(1+R) \cdot k \cdot Y \cdot SRT}{1 + b \cdot SRT}} \right] \cdot (1+R) \cdot SS,V)_7 \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.136)$$

Balance de sólidos volátiles y minerales

Llamando X a la fracción de minerales de la masa de sólidos del sistema y, haciendo balance en el proceso biológico, se tiene

$$SS,M)_7 = SS,M)_{10} + SS,M)_{E7} \quad [kg/d] \quad (3.137)$$

$$SS,M)_{10} = X \cdot MSS \cdot Q)_{10} \quad [kg/d] \quad (3.138)$$

$$SS,M)_{E7} = X \cdot MSR \cdot Q)_{E7} \quad [kg/d] \quad (3.139)$$

donde

$SS,M)_{10}$: sólidos en suspensión minerales en el agua decantada $[kg/d]$

$SS,M)_{E7}$: sólidos en suspensión minerales en los fangos en exceso $[kg/d]$

MSS : concentración de sólidos que escapan con el agua decantada $[kg/m^3]$

MSR : concentración de sólidos en la purga de fangos del decantador $[kg/m^3]$

por lo que de las ecuaciones (3.137) - (3.139), se deduce pues

$$SS,M)_7 = X \cdot [MSS \cdot Q)_{10} + MSR \cdot Q)_{E7}] \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.140)$$

Análogamente, haciendo balance de sólidos en suspensión minerales en el decantador secundario, se obtiene

$$SS,M)_9 = SS,M)_{10} + SS,M)_{E8} + SS,M)_{E7} \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.141)$$

donde

$SS,M)_9$ = sólidos en suspensión minerales a la entrada del decantador secundario $[kg/d]$

$SS,M)_{E8}$ = sólidos en suspensión minerales en los fangos recirculados $[kg/d]$

$SS,M)_{E7}$ = sólidos en suspensión minerales en los fangos en exceso $[kg/d]$

y, como

$$SS,M)_9 = X \cdot MSA \cdot Q)_9 \quad [kg/d] \quad (3.142)$$

$$SS,M)_{E8} = X \cdot MSR \cdot Q)_{E8} \quad [kg/d] \quad (3.143)$$

siendo MSA la concentración de sólidos en el reactor biológico expresada en kg/m^3 , sustituyendo en (3.141) las expresiones (3.142), (3.138), (3.143), (3.139) y teniendo en cuenta las relaciones (3.120), (3.121) y que el caudal de salida del reactor biológico es igual al de entrada al mismo, o sea

$$Q_9 = Q_8 \quad [\text{m}^3/\text{d}] \quad (3.144)$$

se llega a la siguiente expresión

$$MSA \cdot (1+R) \cdot Q_7 = MSS \cdot Q_{10} + MSR \cdot [R \cdot Q_7 + Q_{13}] \quad (3.145)$$

Reordenando los términos de (3.145), obtenemos

$$[(1+R) \cdot MSA - R \cdot MSR] \cdot Q_7 = MSS \cdot Q_{10} + MSR \cdot Q_{E7} \quad (3.146)$$

En cuanto a los sólidos en suspensión volátiles, haciendo balance en el sistema, se obtiene la siguiente ecuación

$$SS,V_7 + \Delta MV = SS,V_E + SS,V_{10} + SS,V_{E7} \quad (3.147)$$

SS,V_7 : sólidos en suspensión volátiles a la entrada $[\text{kg/d}]$

ΔMV : producción de masa volátil $[\text{kg/d}]$

SS,V_E : sólidos en suspensión volátiles eliminados en el reactor biológico $[\text{kg/d}]$

SS,V_{10} : sólidos en suspensión minerales en el agua decantada $[\text{kg/d}]$

SS,V_{E7} : sólidos en suspensión minerales en los fangos en exceso $[\text{kg/d}]$

Si se tiene en cuenta que

$$SS,V_7 - SS,V_E = SS,V_{-R}_9 \quad [\text{kg/d}] \quad (3.148)$$

$$SS,V_{10} = (1-X) \cdot MSS \cdot Q_{10} \quad [\text{kg/d}] \quad (3.149)$$

$$SS,V_{E7} = (1-X) \cdot MSR \cdot Q_{E7} \quad [\text{kg/d}] \quad (3.150)$$

de las ecuaciones (3.147) - (3.150), se sigue

$$SS,V_{-R}_9 + \Delta MV = (1-X) \cdot [MSS \cdot Q_{10} + MSR \cdot Q_{E7}] \quad [\text{kg/d}] \quad (3.151)$$

Despejando X de las ecuaciones (3.140) y (3.151), se obtiene

$$X = \frac{SS,M_7}{SS,M_7 + SS,V_{-R}_9 + \Delta MV} \quad (3.152)$$

Partiendo de la ecuación (3.140), de la conservación del caudal en el tratamiento biológico

$$Q)_7 = Q)_{10} + Q)_{E7} \quad [m^3/d] \quad (3.153)$$

y, despejando, se obtiene que $Q)_{10}$ cumple la siguiente relación

$$Q)_{10} = \frac{MSR \cdot Q)_7 - \frac{SS,M)_7}{X}}{MSR - MSS} \quad [m^3/d] \quad (3.154)$$

Para $Q)_{E7}$, teniendo en cuenta (3.153) y (3.154), se obtiene

$$Q)_{E7} = \frac{\frac{SS,M)_7}{X} - MSS \cdot Q)_7}{MSR - MSS} \quad [m^3/d] \quad (3.155)$$

De todo lo anterior, se llega a un sistema de 6 ecuaciones, a saber: (3.127), (3.136), (3.146), (3.152), (3.154), (3.155), con 6 incógnitas, del cual obtenemos los valores correspondientes a R , X , $Q)_{10}$, $Q)_{E7}$, $SS,V_R)_9$ y ΔMV .

Proceso de nitrificación

En el proceso de degradación con fangos activados, la fracción orgánica degradable se transforma, por acción enzimática, en forma amoniacal, mediante el proceso denominado *amonificación*. Se concluye pues, que no es necesario conocer la proporción entre las formas orgánica y amoniacal contenidas en el Nitrógeno Total Kjeldahl (N,NTK), ya que ambas fracciones se supone, como veremos más adelante, pasarán a la forma amoniacal. Parte del nitrógeno amoniacal, o equivalentemente el $N-NTK$, se incorpora a la masa bacteriana (en la constitución de las células); a este fenómeno se le denomina *asimilación*. Por lo tanto, la masa activa de los fangos, degradable e inerte, contiene una cierta proporción de nitrógeno (F_{NA}), que se puede estimar aproximadamente en el 10%.

Cuando las condiciones ambientales son favorables, en particular la edad del fango (SRT) y la temperatura, el nitrógeno amoniacal llega a oxidarse a la forma de nitrato en el *proceso aerobio* denominado *nitrificación*. Es pues que en la cuba anóxica no es posible el proceso aerobio anteriormente descrito. Por otra parte, en la cuba aerobia no todo el nitrógeno en forma amoniacal que entra se nitrifica, sino que queda una fracción residual sin nitrificar $N,NTK_B)_R$ que se puede estimar en el entorno de 1 mg/l. De esta forma, haciendo balance en el reactor biológico se puede escribir

$$\begin{aligned} N,NTK_B)_8 &= N,NTK_B)_E + N,NTK_B)_9 \\ &= N,NTK_B)_E + N,NTK_B)_R \cdot Q)_9 \quad [\text{kg/d}] \end{aligned} \quad (3.156)$$

donde

$$\begin{aligned} N,NTK_B)_8 &= \text{nitrógeno total Kjeldahl soluble biodegradable a la entrada al reactor} \\ &\quad \text{biológico} \quad [\text{kg/d}] \\ N,NTK_B)_E &= \text{nitrógeno total Kjeldahl soluble biodegradable eliminado en el reactor} \\ &\quad \text{biológico} \quad [\text{kg/d}] \\ N,NTK_B)_R &= \text{nitrógeno total Kjeldahl soluble biodegradable residual (no eliminado)} \\ &\quad \text{en el reactor biológico} \quad [\text{kg/m}^3] \end{aligned}$$

Haciendo balance en la entrada al reactor biológico, se tiene

$$N,NTK_B)_8 = N,NTK_B)_7 + N,NTK_B)_{E8} \quad [\text{kg/d}] \quad (3.157)$$

siendo el nitrógeno total Kjeldahl soluble biodegradable en la corriente de los fangos recirculados

$$\begin{aligned} N,NTK_B)_{E8} &= N,NTK_B)_R \cdot Q)_{E8} \\ &= N,NTK_B)_R \cdot R \cdot Q)_7 \quad [\text{kg/d}] \end{aligned} \quad (3.158)$$

La fracción del nitrógeno total Kjeldahl soluble biodegradable eliminada en el reactor biológico ($N,NTK_B)_E$), se compone de la correspondiente a la transformación en nitritos en la cámara anóxica ($N,NO_3^-)_P$), como se verá más adelante, y la contenida en los fangos por el proceso de asimilación ($N,NTK_B)_F$), como ya se ha comentado anteriormente. De esta forma, $N,NTK_B)_E$ viene dado en la forma

$$N,NTK_B)_E = N,NO_3^-)_P + N,NTK_B)_F \quad [\text{kg/d}] \quad (3.159)$$

Tiempo de retención de los fangos en el sistema o edad del fango (SRT)

Como se ha descrito anteriormente, para una edad del fango y temperatura favorables, el nitrógeno amoniacal llega a oxidarse a la forma de nitrato en el *proceso aerobio* denominado *nitrificación*. Los microorganismos *nitrosomas* y *nitrobacter* son los que producen la oxidación, primeramente del nitrógeno amoniacal a *nitritos*, y a continuación a *nitratos*.

El crecimiento de los *nitrobacter* es más rápido que el de los *nitrosomas*. Debido a esto, la velocidad de crecimiento de los *nitrosomas* es el factor crítico o limitante, y es el que sirve de base para el dimensionamiento del proceso de *nitrificación*.

De esta forma, se dice *edad crítica* a aquella que permite el comienzo de la nitrificación asegurando una producción de *nitrosomas* ligeramente superior a su eliminación, o sea, en la práctica, aquella edad en la que las dos velocidades son iguales:

> *Producción*

Los *nitrosomas* son bacterias estrictamente aerobias, y por lo tanto, su crecimiento se detiene en los reactores anóxicos y anaerobios. Además, del hecho de que la actividad endógena de los mismos es muy pequeña, no la tendremos en consideración cuando durante la estancia de los mismos en la cuba anóxica de nuestro reactor.

Llamando f_{ANX} a la fracción de fangos del reactor anóxico con relación a la masa total de fangos (contenidos en las cubas anóxica y aerobia del reactor biológico) la producción viene dada por la expresión

$$P = \mu_{nT} \cdot (1 - f_{ANX}) \quad [d^{-1}] \quad (3.160)$$

siendo μ_{nT} la velocidad de crecimiento de los *nitrosomas* a la temperatura T, expresada en d^{-1} . En la literatura especializada es comúnmente adoptada la expresión

$$\mu_{nT}(T) = 0,180 \cdot 1,123^{T-14} \quad [d^{-1}] \quad (3.161)$$

con T la temperatura de cálculo en grados centígrados.

> *Eliminación*

a) *Con los fangos en excesos*

Recordemos que la edad del fango es la masa total de fangos, dividida entre la producción diaria de fangos, es decir, representa el tiempo de retención del fango en el reactor biológico, por lo que la proporción de más eliminada diariamente con relación a la masa total es

$$f_E = \frac{1}{SRT} \quad [d^{-1}] \quad (3.162)$$

b) *Por endogénesis*

La endogénesis se desarrolla tanto en la cuba aerobia como en la anaerobia. La eliminación diaria resulta

$$b = b_{nT} \quad [d^{-1}] \quad (3.163)$$

donde b_{nT} es la tasa de endogénesis a la temperatura T. Para esta tasa se suele adoptar la expresión

$$b_{nT}(T) = 0,034 \cdot 1,029^{T-14} \quad [d^{-1}] \quad (3.164)$$

siendo T la temperatura a la que se desarrolla el proceso biológico del proceso (temperatura del licor mixto).

En el equilibrio

$$P = f_E + b \quad [d^{-1}] \quad (3.165)$$

y sustituyendo en (3.165) las ecuaciones (3.160) - (3.164)

$$\mu_{nT} \cdot (1 - f_{AXN}) = \frac{1}{SRT_C} + b_{nT} \quad [d^{-1}] \quad (3.166)$$

por lo que la edad crítica de los fangos (SRT_C) resulta

$$SRT_C = \frac{1}{\mu_{nT} \cdot (1 - f_{AXN}) - b_{nT}} \quad [d] \quad (3.167)$$

Para tener en cuenta las posibles variaciones de la tasa de crecimiento a lo largo del reactor, así como las puntas de contaminación, se afecta a la edad crítica con un factor de seguridad (FS) del orden de 1,5 obteniendo la llamada *edad mínima* necesaria para conseguir una nitrificación completa

$$SRT = FS \cdot SRT_C = \frac{FS}{\mu_{nT} \cdot (1 - f_{AXN}) - b_{nT}} \quad [d] \quad (3.168)$$

Hay que destacar, por otro lado, que el grado de conversión de las bacterias nitrificantes es muy bajo además de poco conocido. Se estima que los fangos producidos por la nitrificación representan entorno al 3÷4% de los fangos en exceso producidos en el proceso, por lo que se pueden despreciar respecto a los creados por el consumo de la DBO_5 .

Temperatura de cálculo del proceso

La temperatura del sistema ejerce una gran influencia sobre la cinética del crecimiento de los nitrosomas, de forma que obtener una nitrificación completa por debajo de 12 °C es poco realista. Consideraremos una temperatura de cálculo de 13 °C, cercana al valor límite y con lo que conseguiremos estar del lado de la seguridad para temperaturas más elevadas, en las que el proceso de nitrificación está justificado.

Relacionada con la temperatura se encuentra el factor de degradabilidad (k), visto con anterioridad. Pues bien, este aumenta con T , y para la temperatura de cálculo considerada, es razonable un valor de 3 d^{-1} .

Volumen total del reactor biológico

Conocido el tiempo de retención de los fangos (SRT), el volumen del reactor biológico, compuesto por la cámara anóxica y la cámara aerobia, viene dado por la siguiente expresión

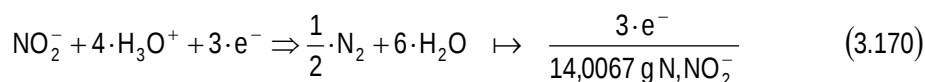
$$\begin{aligned} V_{\text{REACTOR}} &= [\text{SS})_7 + \text{SS})_{E8}] \cdot \frac{\text{SRT}}{\text{MSA}} \\ &= [\text{SS,M})_7 + \text{SS,V})_7 + \text{MSR} \cdot Q)_{E8}] \cdot \frac{\text{SRT}}{\text{MSA}} \\ &= [\text{SS,M})_7 + \text{SS,V})_7 + \text{MSR} \cdot R \cdot Q)_7] \cdot \frac{\text{SRT}}{\text{MSA}} \quad [\text{m}^3] \end{aligned} \quad (3.169)$$

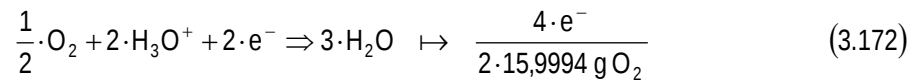
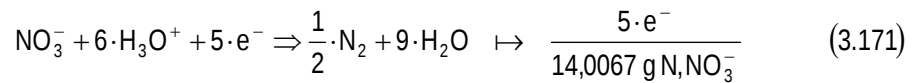
Proceso de desnitrificación:

La desnitrificación, que tiene lugar en la cámara anóxica del reactor biológico, es un proceso respiratorio microbiano que suministra a los organismos la energía necesaria para su crecimiento. Este se produce gracias a los nitritos y nitratos que se reducen a nitrógeno molecular, que al ser un gas inerte no es utilizable para el crecimiento biológico y se libera al ambiente en forma de gas. Una veintena de especies heterótrofas facultativas, pero sin poder fermentable, tienen capacidad para producir la desnitrificación. Esto significa que pueden crecer en un medio aireado o anóxico, pero no en medio anaerobio. Contrariamente al pequeño número de especies nitrificantes, el de desnitrificación es mucho mayor. De ahí que resulten más aptas para su aclimatación y, por consiguiente, tengan una mejor resistencia a las agresiones del medio en el que se desarrollan.

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. De ahí, que para este proceso se puedan diferenciar dos cinéticas correspondiente a dos degradabilidades distintas de la materia orgánica contenida en el agua residual.

Antes de describir ambas cinéticas determinaremos las necesidades de carbono (DBO_5) de los nitritos y los nitratos. La comparación la hacemos teniendo en cuenta las transformaciones de valencias para el nitrógeno y el oxígeno como aceptor de electrones en condiciones anóxicas y aerobias respectivamente:





Por lo tanto, 1 g de N,NO_2^- equivale a

$$\frac{2 \cdot 15,9994 / 4}{14,0067 / 3} = 1,713 \text{ g O}_2 \quad (3.173)$$

y 1 g de N,NO_3^- equivale a

$$\frac{2 \cdot 15,9994 / 4}{14,0067 / 5} = 2,856 \text{ g O}_2 \quad (3.174)$$

Por otro lado, para asimilar de 1 g de DBO_5 se estima se necesitan 0,618 g de oxígeno por lo que para reducir 1 g de N,NO_2^- se requieren

$$\frac{1,713}{0,618} = 2,772 \text{ g DBO}_5 \quad (3.175)$$

y para reducir 1 g de N,NO_3^-

$$\frac{2,856}{0,618} = 4,620 \text{ g DBO}_5 \quad (3.176)$$

A cada cinética de desnitrificación, le corresponde una velocidad, que expresaremos en kg de N,NO_3^- reducido por kg de masa activa y día. La cinética de desnitrificación puede escribirse

$$\begin{aligned} \text{N,NO}_3^- \bigg|_{\text{RX}} &= k_T \bigg|_X \cdot \text{MSA} \cdot f_A \cdot t \bigg|_X \cdot Q \bigg|_8 \\ &= k_T \bigg|_X \cdot \text{MSA} \cdot f_A \cdot t \bigg|_X \cdot (1+R) \cdot Q \bigg|_7 \quad \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \end{aligned} \quad (3.177)$$

donde

$$f_A = \frac{\text{SS, V_RA} \bigg|_9 + \Delta \text{MV}_A}{\text{SS, M} \bigg|_9 + \text{SS, V_R} \bigg|_9 + \Delta \text{MV}} \quad (3.178)$$

siendo

$N, NO_3^-)_{RX}$: nitrógeno en forma de nitratos reducidos , por la cinética 1 o 2, en la cuba de anóxia, $\left[\frac{kg}{d} \right]$

$k_T)_X$: tasa de desnitrificación a la temperatura T, por la cinética 1 o 2, en kg de $N, NO_3^- - R)_X$ por kg de masa activa y día

f_A : fracción activa de los fangos

$t)_X$: tiempo de retención en la cuba anóxica, durante el transcurso de la cinética 1 o 2, en días.

Describimos ahora ambas cinéticas de desnitrificación:

1ª cinética

El sustrato consumido es la DBO_5 rápidamente biodegradable. Tiene una cinética de asimilación muy rápida y, en general, con tiempos normales de retención se elimina totalmente. Sin embargo es necesario contar con un consumo de DBO_5 por oxigenaciones parásitas y por el consumo de los nitritos de entrada al proceso. Respecto a los nitritos se supondrá pues que todo el que entra al reactor $(N, NO_2^-)_8$ es eliminado $(N, NO_2^-)_E$, o sea

$$N, NO_2^-)_E = N, NO_2^-)_8 = N, NO_2^-)_7 \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.179)$$

Si tenemos en cuenta que se consumen $1,620 \text{ kg}/\text{m}^3$ de DBO_5 por kg/m^3 de oxígeno disuelto, el consumo de DBO_5 por el consumo de nitritos resulta

$$\begin{aligned} & 1,620 \cdot \frac{\text{kg } DBO_5 / \text{m}^3}{\text{kg } O_2 / \text{m}^3} \cdot 2,772 \frac{\text{kg } O_2}{\text{kg } N, NO_2^-} \cdot N, NO_2^-)_{E8} \\ & = 1,620 \cdot 2,772 \cdot N, NO_2^-)_7 \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \end{aligned} \quad (3.180)$$

En la recirculación de fangos, puede admitirse una concentración de 1 mg/l de oxígeno disuelto. Teniendo en cuenta que el consumo de oxígeno disuelto, asociado a la eliminación de DBO_5

$$\begin{aligned}
 & 1,620 \cdot \frac{\text{kg DBO}_5/\text{m}^3}{\text{kg O}_2/\text{m}^3} \cdot 10^{-3} \cdot \frac{\text{kg O}_2}{\text{m}^3} \cdot Q)_{E8} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) \\
 & = 1,620 \cdot 10^{-3} \cdot R \cdot Q)_7 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right]
 \end{aligned} \tag{3.181}$$

El agua residual decantada de entrada también contiene oxígeno cuya concentración está entorno a 1 mg/l. De igual forma, se sigue

$$\begin{aligned}
 & 1,620 \cdot \frac{\text{kg DBO}_5/\text{m}^3}{\text{kg O}_2/\text{m}^3} \cdot 10^{-3} \cdot \frac{\text{kg O}_2}{\text{m}^3} \cdot Q)_7 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) \\
 & = 1,620 \cdot 10^{-3} \cdot Q)_7 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right]
 \end{aligned} \tag{3.182}$$

por lo que el consumo total de DBO_5 por oxigenaciones parásitas es

$$\text{DBO}_5 \text{ _ RD}_{\text{CP}} = 1,620 \cdot \left[(1+R) \cdot 10^{-3} \cdot Q)_7 + 2,772 \cdot \text{N,NO}_2^- \right)_7 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \tag{3.183}$$

De ésta forma, el nitrógeno que potencialmente puede ser reducido por la cinética 1 resulta

$$\text{N,NO}_3^- \text{)}_{R1, \text{ MAX}} = \frac{[\text{DBO}_5 \text{ _ RD})_8 - \text{DBO}_5 \text{ _ RD})_{\text{CP}}]}{4,620 \cdot \frac{\text{kg}/\text{m}^3 \text{ DBO}_5}{\text{kg}/\text{m}^3 \text{ N,NO}_3^-}} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \tag{3.184}$$

Teniendo en consideración que para tiempos de retención normales podemos suponer que toda la DBO_5 rápidamente biodegradable ha sido eliminada, la corriente recirculada a la entrada al reactor no contendrá sustrato rápidamente biodegradable, siendo la corriente de entrada al proceso la que los aporte, o sea

$$\text{N,NO}_3^- \text{)}_{R1, \text{ MAX}} = \frac{[\text{DBO}_5 \text{ _ RD})_7 - \text{DBO}_5 \text{ _ RD})_{\text{CP}}]}{4,620 \cdot \frac{\text{kg}/\text{m}^3 \text{ DBO}_5}{\text{kg}/\text{m}^3 \text{ N,NO}_3^-}} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \tag{3.185}$$

La velocidad de desnitrificación viene dada por la ecuación

$$k_T)_1 = 0,241 \cdot 1,100^{T-14} \left[\text{d}^{-1} \right] \tag{3.186}$$

donde T es la temperatura del proceso. Teniendo en cuenta la expresión de la cinética de desnitrificación planteada anteriormente, el tiempo necesario para la eliminación de esta fracción de materia orgánica es

$$t)_1 = \frac{N,NO_3^-)_{R1}}{k_T)_1 \cdot MSA \cdot f_A \cdot (1+R) \cdot Q)_7} \quad [d] \quad (3.187)$$

2ª cinética

El sustrato consumido es la DBO₅ lentamente biodegradable, compuesta por el resto de la fracción soluble y de las materias en suspensión no sedimentables, las cuales, precisamente, deben solubilizarse. Este es el motivo por el que la reducción de nitrógeno en forma de nitratos por esta cinética es más lenta que la anterior. En el caso de que la desnitrificación llevada a cabo con la DBO₅ rápidamente biodegradable no sea suficiente, los nitratos a reducir son

$$N,NO_3^-)_{R2} = N,NO_3^-)_{E} - N,NO_3^-)_{R1} \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.188)$$

El tiempo requerido para la segunda fase de desnitrificación es pues

$$t)_2 = \frac{N,NO_3^-)_{R2}}{k_T)_1 \cdot MSA \cdot f_A \cdot (1+R) \cdot Q)_7} \quad [d] \quad (3.189)$$

En ambos casos (cinéticas 1 y 2) es necesario comprobar que la cantidad de DBO₅ disponible es suficiente para la desnitrificación requerida.

Una vez descritas las cinéticas de desnitrificación y, por todo lo visto anteriormente, podemos plantear el siguiente balance respecto a N,NO_3^- en el reactor biológico

$$N,NO_3^-)_8 + N,NO_3^-)_P = N,NO_3^-)_E + N,NO_3^-)_9 \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.190)$$

siendo $N,NO_3^-)_E$ el nitrógeno en forma de nitrato eliminado (reducido a nitrógeno gas) en la cuba anóxica del reactor y,

$$N,NO_3^-)_8 = N,NO_3^-)_7 + N,NO_3^-)_E8 \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.191)$$

donde haciendo uso de la dilución de las corrientes en el proceso ($Q_w)_\# \cong Q)_\#$) se puede escribir

$$\frac{N,NO_3^-)_9}{Q)_9} = \frac{N,NO_3^-)_{10}}{Q)_{10}} = \frac{N,NO_3^-)_{E6}}{Q)_{E6}} = \frac{N,NO_3^-)_{E8}}{Q)_{E8}} = \frac{N,NO_3^-)_{E7}}{Q)_{E7}} \quad (3.192)$$

El proceso de desnitrificación, llevado a cabo en la cuba anóxica del reactor biológico, puede representarse, por consiguiente, mediante la siguiente expresión

$$\begin{aligned} N,NO_2^-)_8 + N,NO_3^-)_8 + N,NO_3^-)_P &= N,NO_2^-)_E + N,NO_3^-)_E + N,NO_3^-)_9 \\ &= N,N_2)_E + N,NO_3^-)_9 \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \end{aligned} \quad (3.193)$$

siendo $N,N_2)_E$ el nitrógeno en forma de gas eliminado. Los procesos sufridos por el resto de las fracciones del nitrógeno que entran al proceso, serán descritos en los apartados siguientes.

Nitrógeno en forma de nitrógeno total Kjeldahl soluble biodegradable

Haciendo uso de las ecuaciones (3.156) a (3.158) se sigue

$$N,NTK_B)_7 + N,NTK_B)_{E8} = N,NTK_B)_E + N,NTK_B)_9 \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.194)$$

Del balance en el decantador secundario se cumple

$$N,NTK_B)_9 = N,NTK_B)_{10} + N,NTK_B)_{E8} + N,NTK_B)_{E7} \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.195)$$

Sustituyendo (3.194) en (3.195) se puede escribir entonces

$$N,NTK_B)_7 = N,NTK_B)_E + N,NTK_B)_{10} + N,NTK_B)_{E7} \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.196)$$

donde

$$N,NTK_B)_{10} = N,NTK_B)_R \cdot Q)_{10} \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.197)$$

$$N,NTK_B)_{E7} = N,NTK_B)_R \cdot Q)_{E7} \quad \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.198)$$

Nitrógeno en forma de nitrógeno total Kjeldahl soluble biodegradable no amonizable

De forma análoga a (3.196) se puede escribir para N,NTK _ BNA

$$N,NTK_BNA)_7 = N,NTK_BNA)_E + N,NTK_BNA)_{10} + N,NTK_BNA)_{E7} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.199)$$

donde la fracción eliminada $(N,NTK_BNA)_E$ lo es por asimilación en los fangos

$$N,NTK_BNA)_E = N,NTK_BNA)_F \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.200)$$

y, teniendo en cuenta que $Q_w)_\# \cong Q)_\#$, se puede escribir

$$\frac{N,NTK_BNA)_{10}}{Q)_{10}} = \frac{N,NTK_BNA)_{E7}}{Q)_{E7}} \quad (3.201)$$

Nitrógeno en forma de nitrógeno total Kjeldahl soluble no biodegradable

Esta fracción no sufre alteración a su paso por el proceso biológico, o sea

$$N,NTK_NB)_7 = N,NTK_NB)_{10} + N,NTK_NB)_{E7} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.202)$$

Por otro lado, considerando la igualdad de las concentraciones en las corrientes de entrada y de salida, se sigue

$$\frac{N,NTK_NB)_7}{Q)_7} = \frac{N,NTK_NB)_{10}}{Q)_{10}} = \frac{N,NTK_NB)_{E7}}{Q)_{E7}} \quad (3.203)$$

Nitrógeno en forma de nitrógeno total Kjeldahl insoluble decantable

Al igual que la fracción soluble no biodegradable, esta tampoco sufre alteración a su paso por el proceso biológico, y por lo tanto

$$N,NTK_D)_7 = N,NTK_D)_{10} + N,NTK_D)_{E7} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.204)$$

Considerando que el reparto entre las corrientes de salida es proporcional a los sólidos que salen con sendas corrientes, se tiene pues

$$N_{NTK_D}_{10} = \frac{MSS \cdot Q_{10}}{MSS \cdot Q_{10} + MSR \cdot Q_{E7}} \cdot N_{NTK_D}_7 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.205)$$

$$N_{NTK_D}_{E7} = \frac{MSR \cdot Q_{E7}}{MSS \cdot Q_{10} + MSR \cdot Q_{E7}} \cdot N_{NTK_D}_7 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.206)$$

Nitrógeno en forma de nitrógeno total Kjeldahl asimilado en los fangos

Como ya se vio anteriormente, durante el proceso de amonificación, una parte del nitrógeno total Kjeldahl pasa a formar parte de la masa de fangos por asimilación en el proceso de crecimiento celular. El porcentaje en peso del nitrógeno asimilado (F_{NA}) se estimó en el 10% y por ello, la cantidad de nitrógeno asimilada en los fangos viene dada en la forma

$$N_{AF} = F_{NA} \cdot \Delta MV \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.207)$$

estando compuesta por las fracciones biodegradables asimiladas, o sea

$$N_{AF} = N_{NTK_B}_F + N_{NTK_BNA}_F \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.208)$$

Por otra parte, entre las proporciones de nitrógeno total Kjeldahl soluble biodegradable y biodegradable no amonizable en la corriente de entrada y en los fangos se ha de conservar, por lo que se sigue que

$$\frac{N_{NTK_B}_7}{N_{NTK_BNA}_7} = \frac{N_{NTK_B}_F}{N_{NTK_BNA}_F} \quad (3.209)$$

Finalmente, las cantidades de nitrógeno 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

$$N_{AF}_{10} = \frac{N_{AF}}{SS, V_R}_9 + \Delta MV \cdot X \cdot MSS \cdot Q_{10} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.210)$$

$$N_{AF}_{E7} = \frac{N_{AF}}{SS, V_R}_9 + \Delta MV \cdot X \cdot MSR \cdot Q_{E7} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.211)$$

, respectivamente.

Balance total de nitrógeno en el proceso biológico

Planteando el balance de nitrógeno total (N_T) en el proceso biológico, se tiene la siguiente expresión

$$N_T)_7 = N, N_2)_E + N_T)_{10} + N_T)_{E7} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.212)$$

donde

$$N_T)_7 = N, NO_2^-)_7 + N, NO_3^-)_7 + N, NTK_D)_7 + N, NTK_B)_7 + \\ + N, NTK_BNA)_7 + N, NTK_NB)_7 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.213)$$

$$N_T)_{E7} = N_{AF})_{E7} + N, NO_3^-)_{E7} + N, NTK_D)_{E7} + N, NTK_B)_{E7} + \\ + N, NTK_BNA)_{E7} + N, NTK_NB)_{E7} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.214)$$

$$N_T)_{10} = N_{AF})_{10} + N, NO_3^-)_{10} + N, NTK_D)_{10} + N, NTK_B)_{10} \\ + N, NTK_BNA)_{10} + N, NTK_NB)_{10} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.215)$$

$$N_T)_{10} \leq N)_{\text{VERTIDO}} \cdot Q)_{10} \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.216)$$

siendo $N)_{\text{VERTIDO}}$ el valor de concentración límite de nitrógeno total en el vertido, que como se vio con anterioridad se fijó en $60,00 \text{ g/m}^3$ ($= 0,75 \cdot 80,00 \text{ g/m}^3$).

Una vez analizada la evolución de N, NO_2^- , N, NO_3^- y N, NTK a su paso por el proceso biológico resolvemos el sistema de ecuaciones anterior. El contenido de nitrógeno total Kjeldahl soluble biodegradable que ha sido asimilado en los fangos se deduce de las ecuaciones (3.208) y (3.209) de las cuales se obtiene

$$N, NTK_B)_F = \frac{N_{AF}}{N, NTK_B)_7 + N, NTK_BNA)_7} \cdot N, NTK_B)_7 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.217)$$

$$N, NTK_BNA)_F = \frac{N_{AF}}{N, NTK_B)_7 + N, NTK_BNA)_7} \cdot N, NTK_BNA)_7 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.218)$$

y, teniendo ahora en cuenta (3.199), (3.201) y (3.217) se sigue

$$N,NTK_BNA)_{10} = [N,NTK_BNA)_7 - N,NTK_BNA)_F] \cdot \frac{Q)_{10}}{Q)_7} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.219)$$

Sustituyendo en (3.156) la ecuación (3.157), (3.158), (3.159) y, despejando $N,NO_3^-)_P$, se obtiene

$$N,NO_3^-)_P = N,NTK_B)_7 - [N,NTK_B)_F + N,NTK_B)_R \cdot Q)_7] \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.120)$$

donde $N,NTK_B)_F$ se obtiene de (3.217). Por otro lado teniendo en cuenta las ecuaciones (3.192) y (3.193) en (3.191) se deduce la siguiente expresión para $N,NO_3^-)_{10}$

$$N,NO_3^-)_{10} = [N,NO_3^-)_7 + N,NO_3^-)_P - N,NO_3^-)_E] \cdot \frac{Q)_{10}}{Q)_7} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.221)$$

siendo $N,NO_3^-)_P$ calculado mediante (3.221). Finalmente, sustituyendo en (3.216) la ecuación (3.215), (3.221) y, despejando $N,NO_3^-)_E$, obtenemos la cantidad mínima de nitrógeno en forma de nitrito que ha de ser eliminada, mediante el proceso de desnitrificación, para obtener en el vertido un contenido total en nitrógeno no superior al valor límite establecido

$$N,NO_3^-)_E \geq [N,NTK_B)_{10} + N,NTK_BNA)_{10} + N,NTK_NB)_{10} + N,NTK_D)_{10} + N_{AF})_{10}] \cdot \frac{Q)_7}{Q)_{10}} + N,NO_3^-)_7 + N,NO_3^-)_P - N)_{VERTIDO} \cdot Q)_{10} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.222)$$

donde, $N,NTK_B)_{10}$ y $N,NTK_BNA)_{10}$ vienen dados por (3.197) y (3.219), respectivamente. Por otro lado, de (3.204) se obtiene $N,NTK_NB)_{10}$ mediante la expresión

$$N,NTK_NB)_{10} = N,NTK_NB)_7 \cdot \frac{Q)_{10}}{Q)_7} \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (3.223)$$

$N,NTK_D)_{10}$ se calcula mediante (3.205) y, $N_{AF})_{10}$ por (3.210) donde N_{AF} viene determinado por la ecuación (3.207). Recordemos, que el nitrito a eliminar lo ha de ser en la cámara anóxica del reactor biológico, mediante el proceso de desnitrificación ya descrito. Es pues, que se ha de obtener el tiempo de permanencia necesario en dicha cámara para que, a través de los procesos de desnitrificación descritos mediante las cinéticas 1, o 1 y 2, se produzca la reducción requerida de nitrógeno en forma de nitritos a nitrógeno gas.

Recordemos, que el nitrógeno a eliminar lo ha de ser en la cámara anóxica del reactor biológico, mediante el proceso de desnitrificación ya descrito. Es pues, que se ha de obtener el tiempo de permanencia necesario en dicha cámara para que, a través de los procesos de desnitrificación descritos mediante las cinéticas 1, o 1 y 2, se produzca la reducción requerida de nitrógeno en forma de nitritos a nitrógeno gas. Si llamamos $t_{ANÓXICO}$ al tiempo de residencia en la cuba anóxica, este ha de cumplir

$$t_{ANÓXICO} = t_1 + t_2 \quad [d] \quad (3.224)$$

donde t_1 , t_2 vienen determinados por las expresiones (3.188), (3.190), respectivamente. Los segundos miembros de (3.188) y (3.190) son, finalmente, función del tiempo de retención de los fangos (SRT) y este a su vez de la fracción anóxica de los mismo (f_{ANX}), o lo que es lo mismo, de los fangos contenidos en la cuba anóxica, ya que tanto cuba anóxica como aerobia tendrán la misma concentración de sólidos. De la literatura especializada, se puede extraer, que edades del fango del orden de 12 a 20 días, y la presencia de una zona anóxica en cabeza, constituyen factores favorables para conseguir *índices volumétricos de fangos* (I.V.F.), o *índices de Mohlmann* (I.M.:volumen, en centímetros cúbicos, ocupado por 1 g de fango activado después de sedimentar durante 30 min, o 1 h, según algunos autores) más estable en el tiempo y más bajos. Si se admite como valor base para los cálculos un I.M. de $150 \text{ cm}^3/\text{g}$, se pueden estimar concentraciones en los fangos recirculados (MSR) de $8 \text{ kg}/\text{m}^3$, y una concentración de sólidos en las cubas del reactor biológico (MSA) de $4 \text{ kg}/\text{m}^3$.

Como se puede observar, el valor de f_{ANX} es un dato de partida necesario para la obtención de SRT, y con el los tiempos $t_{ANÓXICO}$ requeridos. Sin embargo

$$f_{ANX} = \frac{V_{ANÓXICO}}{V_{REACTOR}} \quad (3.225)$$

donde el volumen de la cuba anóxica $V_{ANÓXICO}$ es función a su vez de $t_{ANÓXICO}$ pues

$$V_{ANÓXICO} = t_{ANÓXICO} \cdot Q_8 = t_{ANÓXICO} \cdot (1+R) \cdot Q_7 \quad [m^3] \quad (3.226)$$

Para solucionar este inconveniente, supondremos inicialmente un valor de f_{ANX} y, posteriormente, mediante (3.224) comprobaremos su validez, iterando así sucesivamente, si fuese necesario. A modo de ejemplo, realizaremos una primera iteración, para lo cual supondremos que la fracción anóxica del reactor biológico es inicialmente del 10 %

$$f_{ANX})_0 = 10,00 \quad [\%] \quad (3.227)$$

Para el caso que estamos resolviendo (*condiciones máximas*), el nitrógeno en forma de nitritos que se ha de eliminar, teniendo en cuenta, entre otros, los valores de MSR y MSA estimados, resulta

	Condiciones medias
$N, NO_3^-)_E$ [kg/d]	5,804

donde además se ha considerado una concentración de sólidos que escapan con el agua decantada (MSS) de 20 g/m^3 . Este valor está muy relacionado con el valor de nitratos en el efluente clarificado ya que una elevada concentración de los mismos supone una desnitrificación en el decantador secundario; al principio, el nitrógeno gaseoso formado se disuelve en el líquido, pero a partir de una cierta concentración (solubilidad del nitrógeno en el líquido), se desprende en forma de burbujas finas que producen un efecto de flotación sobre los fangos y, con ello, un aumento de MSS. El valor de 20 g/m^3 es un límite aceptable para concentraciones no muy elevadas de nitratos en el efluente.

De la ecuación (3.169) obtenemos

$$V)_{\text{REACTOR}} = 2.759,344 \text{ [m}^3\text{]} \quad (3.228)$$

y sabiendo que la máxima reducción de nitratos por el consumo de DBO_5 rápidamente degradable viene dada por (3.185), se obtiene

$$N, NO_3^-)_{R1, \text{MAX}} = 23,767 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.229)$$

con una edad del fango (SRT) dada por (3.168) y de valor

$$\text{SRT} = 13,487 \text{ [d]} \quad (3.230)$$

Al resultar $N, NO_3^-)_{R1, \text{MAX}} > N, NO_3^-)_E$, se sigue pues que

$$N, NO_3^-)_{R1} = N, NO_3^-)_E = 5,804 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.231)$$

$$t)_{\text{ANÓXICO}} = t)_1 \text{ [d]} \quad (3.232)$$

y, teniendo en cuenta (3.187)

$$t)_1 = 0,080 \text{ [d]} \quad (3.233)$$

y (3.226)

$$V)_{\text{ANÓXICO}} = 17,932 \text{ [m}^3\text{]} \quad (3.234)$$

resultando

$$f_{\text{ANX}})_1 = 0,65 \quad [\%] \quad (3.235)$$

Partiendo del nuevo valor de f_{ANX} y continuando con el proceso iterativo, se obtienen finalmente los siguientes valores

$$f_{\text{ANX}} = 0,64 \quad [\%] \quad (3.236)$$

$$\text{SRT} = 11,885 \quad [\text{d}] \quad (3.237)$$

$$V_{\text{REACTOR}} = 2.408,785 \quad [\text{m}^3] \quad (3.238)$$

$$V_{\text{ANÓXICO}} = 15,495 \quad [\text{m}^3] \quad (3.239)$$

De forma resumida, los valores más significativos del proceso se muestran a continuación

$$X = 7,66 \quad [\%] \quad (3.240)$$

$$R = 80,62 \quad [\%] \quad (3.241)$$

$$N, N_2)_E = N, \text{NO}_2^-)_E + N, \text{NO}_3^-)_E = 0,180 + 5,415 = 3,134 \quad \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.242)$$

$$N_{\text{AF}} = 8,340 \quad \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.243)$$

$$N, \text{NO}_3^-)_P = 3,323 \quad \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.244)$$

En el *apéndice A*, se encuentra de forma detallada el balance de las distintas fracciones que integran el contenido en fósforo de la corriente de entrada al proceso biológico, a su paso por el mismo.

Pasamos ahora a caracterizar las corrientes de salida del proceso: salida de agua decantada y fangos en exceso. En el *apéndice B*, se encuentran caracterizadas el resto de corrientes que intervienen.

1. Salida de agua decantada

1.a) Caudal

De (3.154) se tiene

$$Q)_{10} = 111,319 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \equiv 4,638 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \quad (3.245)$$

1.b) Sólidos en suspensión

Si se tiene en cuenta que $SS_{10} = SS_D_{10}$, haciendo uso de (3.149), se sigue entonces

$$SS_V_D_{10} = (1 - X) \cdot MSS \cdot Q_{10} = 2,056 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 85,662 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.246)$$

$$SS_M_D_{10} = X \cdot MSS \cdot Q_{10} = 0,170 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 7,103 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.247)$$

$$SS_V_ND_{10} = 0,000 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 0,000 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.248)$$

$$SS_M_ND_{10} = 0,000 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 0,000 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.249)$$

1.c) DBO_5

Como ya se comentó, la DBO_5 podía dividirse en la rápidamente biodegradable (compuesta por aproximadamente el 50% de la fracción soluble, después de la decantación primaria) y la lentamente biodegradable (compuesta por el 50% restante de la fracción soluble, la fracción coloidal y la decantable). También se dedujo anteriormente que

$$DBO_5_LD_F = \frac{DBO_5_LD_i}{1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1 + b \cdot SRT}} \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right] \quad (3.250)$$

por lo que si se tiene en cuenta que las fracción coloidal y decantable se adsorben en el floculo al entrar en contacto en el reactor biológico, haciendo uso de

$$DBO_5_LD_8 = \frac{DBO_5_LD_7}{1 - \frac{R}{(1+R) \cdot \left(1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1 + b \cdot SRT}\right)}} \left[\text{kg/m}^3 \right] \quad (3.251)$$

se deduce

$$\begin{aligned} DBO_5_D_9 &= \frac{DBO_5_D_7 + DBO_5_C_7}{\left(1 - \frac{R}{(1+R) \cdot \left(1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1 + b \cdot SRT}\right)}\right) \cdot \left(1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1 + b \cdot SRT}\right)} \\ &= 2,984 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 124,331 \frac{\text{g}}{\text{h}} \end{aligned} \quad (3.252)$$

Guardando la proporcionalidad con los sólidos que entran y los que salen del decantador secundario

$$(\text{DBO}_5 - \text{D})_{10} = (\text{DBO}_5 - \text{D})_9 \cdot \frac{\text{MSS} \cdot Q_{10}}{\text{MSA} \cdot Q_9} = 0,004 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 0,156 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.253)$$

Análogamente, para la fracción soluble, se sigue

$$\begin{aligned} (\text{DBO}_5 - \text{S})_9 &= \frac{0,50 \cdot (\text{DBO}_5 - \text{S})_7}{\left(1 - \frac{R}{(1+R) \cdot \left(1 + \frac{k \cdot Y \cdot \text{SRT}}{1+b \cdot \text{SRT}} \right)} \right) \cdot \left(1 + \frac{k \cdot Y \cdot \text{SRT}}{1+b \cdot \text{SRT}} \right)} \\ &= 11,500 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 479,181 \frac{\text{g}}{\text{h}} \end{aligned} \quad (3.254)$$

En este caso, al ser una fracción disuelta, imponiendo la igualdad entre las concentraciones a la entrada y a la salida del decantador secundario, se obtiene

$$(\text{DBO}_5 - \text{S})_{10} = (\text{DBO}_5 - \text{S})_9 \cdot \frac{Q_{10}}{Q_9} = 5,765 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 240,191 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.255)$$

Respecto a la fracción coloidal, al ser adsorbida en el flóculo, se deduce pues que

$$(\text{DBO}_5 - \text{C})_{10} = (\text{DBO}_5 - \text{C})_9 = 0,000 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 0,000 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.256)$$

1.d) Nitrógeno total Kjeldahl

Recordando lo visto en el proceso biológico, parte de la fracción decantable inicial aparecía en los fangos que escapan con el agua decantada según (3.205). A esta se le ha de sumar el nitrógeno asimilado en el crecimiento bacteriano, según vimos en (3.210), por lo que el nitrógeno total Kjeldahl decantable en el agua decantada resulta

$$\begin{aligned} \text{N,NTK}_D)_{10} &= \frac{\text{MSS} \cdot Q_{10}}{\text{MSS} \cdot Q_{10} + \text{MSR} \cdot Q_{E7}} \cdot \text{N,NTK}_D)_{7} \\ &\quad + \frac{N_{AF}}{\text{SS, V}_R)_{9} + \Delta \text{MV}} \cdot X \cdot \text{MSS} \cdot Q_{10} \\ &= 0,017 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 0,711 \frac{\text{g}}{\text{h}} \end{aligned} \quad (3.257)$$

La fracción soluble biodegradable se obtiene de la ecuación (3.197)

$$N,NTK_B)_{10} = N,NTK_B)_R \cdot Q)_{10} = 0,111 \frac{kg}{d} \equiv 4,638 \frac{g}{h} \quad (3.258)$$

mientras que la soluble no biodegradable se calcula según (3.203)

$$N,NTK_NB)_{10} = N,NTK_NB)_7 \cdot \frac{Q)_{10}}{Q)_7} = 0,243 \frac{kg}{d} \equiv 10,108 \frac{g}{h} \quad (3.259)$$

Para calcular el nitrógeno total Kjeldahl soluble biodegradable pero no amonizable utilizamos la expresión dada en (3.218), donde $N,NTK_BNA)_F$ se obtiene de (3.218)

$$\begin{aligned} N,NTK_BNA)_F &= \frac{N_{AF}}{N,NTK_B)_7 + N,NTK_BNA)_7} \cdot N,NTK_BNA)_7 \\ &= 0,190 \frac{kg}{d} \equiv 7,900 \frac{g}{h} \end{aligned} \quad (3.260)$$

$$\begin{aligned} N,NTK_BNA)_{10} &= [N,NTK_BNA)_7 - N,NTK_BNA)_F] \cdot \frac{Q)_{10}}{Q)_7} \\ &= 0,071 \frac{kg}{d} \equiv 2,957 \frac{g}{h} \end{aligned} \quad (3.261)$$

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

$$N,NO_2^-)_{10} = 0,000 \frac{kg}{d} \equiv 0,000 \frac{g}{h} \quad (3.262)$$

El contenido en nitrógeno en forma de nitratos, según se vio en (3.221), viene dado por la siguiente expresión

$$\begin{aligned} N,NO_3^-)_{10} &= [N,NO_3^-)_7 + N,NO_3^-)_P - N,NO_3^-)_E] \cdot \frac{Q)_{10}}{Q)_7} \\ &= 6,237 \frac{kg}{d} \equiv 259,883 \frac{g}{h} \end{aligned} \quad (3.263)$$

2. Purga de fangos en exceso

2.a) Caudal

De (3.155) se tiene

$$Q)_{E7} = 11,639 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \equiv 0,485 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \quad (3.264)$$

2.b) Sólidos en suspensión

De igual forma que en la corriente de salida de agua del decantador, ocurre que $SS)_{E7} = SS_D)_{E7}$ y, haciendo uso de (3.150), se sigue que

$$SS,V_D)_{E7} = (1 - X) \cdot MSR \cdot Q)_{E7} = 85,981 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 3.582,553 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.265)$$

$$SS,M_D)_{E7} = X \cdot MSS \cdot Q)_{E7} = 7,130 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 297,076 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.266)$$

$$SS,V_ND)_{E7} = 0,000 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 0,000 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.267)$$

$$SS,M_ND)_{E7} = 0,000 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 0,000 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.268)$$

2.c) DBO_5

Obtenido $DBO_5_D)_9$ anteriormente según (3.252), y atendiendo nuevamente a la proporcionalidad con los sólidos que entran y los que salen del decantador secundario

$$DBO_5_D)_{E7} = DBO_5_D)_9 \cdot \frac{MSR \cdot Q)_{E7}}{MSA \cdot Q)_9} = 0,391 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 0,016 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.269)$$

Análogamente, respecto a la fracción soluble, habiéndose calculado $DBO_5_S)_9$ anteriormente de (3.254) e imponiendo la igualdad entre las concentraciones a la entrada y a la salida del decantador secundario, se sigue

$$DBO_5_S)_{E7} = DBO_5_S)_9 \cdot \frac{Q)_{E7}}{Q)_9} = 0,603 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 25,113 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.270)$$

Por el mismo razonamiento que para el caso de la corriente de agua decantada, se puede deducir que

$$DBO_{5_C})_{E7} = DBO_{5_C})_9 = 0,000 \frac{kg}{d} \equiv 0,000 \frac{g}{h} \quad (3.271)$$

2.d) Nitrógeno total Kjeldahl

Siguiendo un razonamiento paralelo al realizado en la corriente anteriormente caracterizada, se puede escribir

$$\begin{aligned} N,NTK_D)_{E7} &= \frac{MSR \cdot Q)_{E7}}{MSS \cdot Q)_{10} + MSR \cdot Q)_{E7}} \cdot N,NTK_D)_7 \\ &+ \frac{N_{AF}}{SS,V_R)_9 + \Delta MV} \cdot X \cdot MSR \cdot Q)_{E7} \\ &= 0,713 \frac{kg}{d} \equiv 29,717 \frac{g}{h} \end{aligned} \quad (3.272)$$

$$N,NTK_B)_{E7} = N,NTK_B)_R \cdot Q)_{E7} = 0,012 \frac{kg}{d} \equiv 0,485 \frac{g}{h} \quad (3.273)$$

$$N,NTK_NB)_{E7} = N,NTK_NB)_7 \cdot \frac{Q)_{E7}}{Q)_7} = 0,025 \frac{kg}{d} \equiv 1,057 \frac{g}{h} \quad (3.274)$$

$$\begin{aligned} N,NTK_BNA)_{E7} &= [N,NTK_BNA)_7 - N,NTK_BNA)_F] \cdot \frac{Q)_{E7}}{Q)_7} \\ &= 0,007 \frac{kg}{d} \equiv 0,309 \frac{g}{h} \end{aligned} \quad (3.275)$$

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

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

$$N,NO_2^-)_{E7} = 0,000 \frac{kg}{d} \equiv 0,000 \frac{g}{h} \quad (3.276)$$

El contenido en nitrógeno en forma de nitratos, según se vio en (3.223), viene dado por la siguiente expresión

$$\begin{aligned} N,NO_3^-)_{E7} &= [N,NO_3^-)_7 + N,NO_3^-)_P - N,NO_3^-)_E] \cdot \frac{Q)_{E7}}{Q)_7} \\ &= 0,652 \frac{kg}{d} \equiv 27,172 \frac{g}{h} \end{aligned} \quad (3.277)$$

Pasamos ahora a analizar el tratamiento biológico en las condiciones máximas.

Proceso biológico en condiciones medias

Si se lleva a cabo un desarrollo similar al realizado en el caso de *condiciones máximas*, se deduce que el proceso requiere, para los principales parámetros, los valores que se muestran a continuación junto con los obtenidos en las *condiciones medias*

	Condiciones medias	Condiciones máximas
f_{ANX} [%]	0,46	0,64
SRT [d]	11,858	11,885
$V_{REACTOR}$ [m ³]	1.983,376	2.408,785
$V_{ANÓXICO}$ [m ³]	9,203	15,495
R [%]	83,13	80,62
X [%]	7,62	7,66

Se observa que tanto la edad del fango (SRT), el factor de recirculación (R) como el volumen de la cámara anóxica del reactor requeridos en ambas condiciones, son prácticamente iguales, a excepción del volumen total del reactor, o lo que es en este caso lo mismo, el volumen de la cámara aerobia, el cual pasa de 1.983,376 m³ para las *condiciones medias*, a 2.408,785 m³ en las *condiciones máximas*, es decir, aumenta en un 21,45 %..

Para las *condiciones medias* será necesario verificar que el efluente de salida de agua decantada se encuentra dentro de los límites permitidos. De esta forma, tanto el volumen de la cámara anóxica como de la aerobia quedan fijados por las condiciones máximas, y con ello la fracción anóxica (f_{ANX}) así como la edad del fango (SRT) tal y como se muestra en la siguiente tabla

	Condiciones máximas
$V_{ANÓXICO}$ [m ³]	15,495
$V_{AEROBIO}$ [m ³]	2.393,290
$V_{REACTOR}$ [m ³]	2.408,785
f_{ANX} [%]	0,64
SRT [d]	11,885

La capacidad de reducción máxima por consumo de la DBO_5 rápidamente biodegradable que entra en la cámara anóxica (cinética de reducción 1) resulta

$$\text{N,NO}_3^-)_{\text{R1, MAX}} = 16,595 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.278)$$

para un tiempo de permanencia

$$t)_{1, \text{MAX}} = 0,281 \text{ [d]} \quad (3.279)$$

Sin embargo el tiempo real de permanencia es

$$t)_1 = \frac{V_{\text{ANÓXICO}}}{Q)_8} = \frac{V_{\text{ANÓXICO}}}{(1+R) \cdot Q)_7} = 0,086 \text{ [d]} \quad (3.280)$$

por lo que la desnitrificación mediante consumo de la DBO_5 rápidamente biodegradable que se logra realmente resulta

$$\text{N,NO}_3^-)_E = \text{N,NO}_3^-)_{\text{R1}} = t)_1 \cdot k_T)_1 \cdot \text{MSA} \cdot f_A \cdot (1+R) \cdot Q)_7 = 5,059 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.281)$$

Se deduce que la cantidad diaria de nitrógeno en forma de nitrito eliminada, lo es mediante la DBO_5 rápidamente biodegradable, en el tiempo de residencia en la cámara anóxica dado en (3.281), obteniéndose así un efluente con un contenido total en nitrógeno, dado por (3.215), igual a

$$\text{N}_T)_{10} = 3,562 \left[\frac{\text{kg}}{\text{d}} \right] \quad (3.282)$$

lo que, teniendo en cuenta el caudal de salida, equivale a una concentración de $39,291 \text{ g/m}^3$, por debajo de los $60,000 \text{ g/m}^3$ establecidos como límite para las condiciones máximas.

Resumidamente, los valores más significativos del proceso se muestran a continuación comparados con los obtenidos en las *condiciones medias*

	Condiciones medias	Condiciones máximas
X [%]	7,62	7,66
R [%]	83,14	80,62
$N, N_2)_E \left[\frac{kg}{d} \right]$	5,184	5,594
$N_{AF} \left[\frac{kg}{d} \right]$	5,826	8,340
$N, NO_3^-)_P \left[\frac{kg}{d} \right]$	2,311	3,327

Pasamos ahora a caracterizar las corrientes de salida del proceso: salida de agua decantada y fangos en exceso. En el *apéndice B*, se encuentran caracterizadas el resto de corrientes que intervienen.

1. Salida de agua decantada

1.a) Caudal

De (3.154) se tiene

$$Q)_{10} = 90,655 \frac{m^3}{d} \equiv 3,777 \frac{m^3}{h} \quad (3.283)$$

1.b) Sólidos en suspensión

Si se tiene en cuenta que $SS)_{10} = SS_D)_{10}$, haciendo uso de (3.149), se sigue entonces

$$SS, V_D)_{10} = (1 - X) \cdot MSS \cdot Q)_{10} = 1,675 \frac{kg}{d} \equiv 69,785 \frac{g}{h} \quad (3.284)$$

$$SS, M_D)_{10} = X \cdot MSS \cdot Q)_{10} = 0,138 \frac{kg}{d} \equiv 5,760 \frac{g}{h} \quad (3.285)$$

$$SS, V_ND)_{10} = 0,000 \frac{kg}{d} \equiv 0,000 \frac{g}{h} \quad (3.286)$$

$$SS, M_ND)_{10} = 0,000 \frac{kg}{d} \equiv 0,000 \frac{g}{h} \quad (3.287)$$

1.c) DBO_5

Como ya se vio anteriormente en (3.252)

$$\begin{aligned} DBO_5 - D)_9 &= \frac{DBO_5 - D)_7 + DBO_5 - C)_7}{\left(1 - \frac{R}{(1+R) \cdot \left(1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1+b \cdot SRT}\right)}\right) \cdot \left(1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1+b \cdot SRT}\right)} \\ &= 2,077 \frac{kg}{d} \equiv 86,560 \frac{g}{h} \end{aligned} \quad (3.288)$$

y, guardando la proporcionalidad con los sólidos que entran y los que salen del decantador secundario

$$DBO_5 - D)_{10} = DBO_5 - D)_9 \cdot \frac{MSS \cdot Q)_{10}}{MSA \cdot Q)_9} = 0,003 \frac{kg}{d} \equiv 0,108 \frac{g}{h} \quad (3.289)$$

Análogamente, para la fracción soluble, se sigue

$$\begin{aligned} DBO_5 - S)_9 &= \frac{0,50 \cdot DBO_5 - S)_7}{\left(1 - \frac{R}{(1+R) \cdot \left(1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1+b \cdot SRT}\right)}\right) \cdot \left(1 + \frac{k \cdot Y \cdot SRT}{1+b \cdot SRT}\right)} \\ &= 8,041 \frac{kg}{d} \equiv 335,027 \frac{g}{h} \end{aligned} \quad (3.290)$$

En este caso, al ser una fracción disuelta, imponiendo la igualdad entre las concentraciones a la entrada y a la salida del decantador secundario, se obtiene

$$DBO_5 - S)_{10} = DBO_5 - S)_9 \cdot \frac{Q)_{10}}{Q)_9} = 4,030 \frac{kg}{d} \equiv 167,934 \frac{g}{h} \quad (3.291)$$

Respecto a la fracción coloidal, al ser adsorbida en el flóculo, se deduce pues que

$$DBO_5 - C)_{10} = DBO_5 - C)_9 = 0,000 \frac{kg}{d} \equiv 0,000 \frac{g}{h} \quad (3.292)$$

- 1.d) Nitrógeno total Kjeldahl
Según se dedujo en (3.257)

$$\begin{aligned} N,NTK_D)_{10} &= \frac{MSS \cdot Q)_{10}}{MSS \cdot Q)_{10} + MSR \cdot Q)_{E7}} \cdot N,NTK_D)_{7} \\ &+ \frac{N_{AF}}{SS,V_R)_{9} + \Delta MV} \cdot X \cdot MSS \cdot Q)_{10} \\ &= 0,014 \frac{kg}{d} \equiv 0,576 \frac{g}{h} \end{aligned} \quad (3.293)$$

La fracción soluble biodegradable se obtiene de la ecuación (3.197)

$$N,NTK_B)_{10} = N,NTK_B)_{R} \cdot Q)_{10} = 0,091 \frac{kg}{d} \equiv 3,777 \frac{g}{h} \quad (3.294)$$

mientras que la soluble no biodegradable se calcula según (3.203)

$$N,NTK_NB)_{10} = N,NTK_NB)_{7} \cdot \frac{Q)_{10}}{Q)_{7}} = 0,172 \frac{kg}{d} \equiv 7,160 \frac{g}{h} \quad (3.295)$$

El nitrógeno total Kjeldahl soluble biodegradable pero no amonizable se calcula mediante la expresión dada en (3.219), donde $N,NTK_BNA)_F$ se obtiene de (3.220)

$$\begin{aligned} N,NTK_BNA)_F &= \frac{N_{AF}}{N,NTK_B)_{7} + N,NTK_BNA)_7} \cdot N,NTK_BNA)_7 \\ &= 0,132 \frac{kg}{d} \equiv 5,517 \frac{g}{h} \end{aligned} \quad (3.296)$$

$$\begin{aligned} N,NTK_BNA)_{10} &= [N,NTK_BNA)_7 - N,NTK_BNA)_F] \cdot \frac{Q)_{10}}{Q)_{7}} \\ &= 0,050 \frac{kg}{d} \equiv 2,095 \frac{g}{h} \end{aligned} \quad (3.297)$$

- 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

$$N,NO_2^-)_{10} = 0,000 \frac{kg}{d} \equiv 0,000 \frac{g}{h} \quad (3.298)$$

El contenido en nitrógeno en forma de nitratos, según se vio en (3.223), viene dado por la siguiente expresión

$$\begin{aligned} N, NO_3^-)_{10} &= [N, NO_3^-)_{7} + N, NO_3^-)_{P} - N, NO_3^-)_{E}] \cdot \frac{Q)_{10}}{Q)_{7}} \\ &= 3,235 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 134,806 \frac{\text{g}}{\text{h}} \end{aligned} \quad (3.299)$$

2. Purga de fangos en exceso

2.a) Caudal

De (3.155) se tiene

$$Q)_{E7} = 8,099 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \equiv 0,337 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \quad (3.300)$$

2.b) Sólidos en suspensión

De igual forma que en la corriente de salida de agua del decantados, ocurre que $SS)_{E7} = SS_D)_{E7}$ y, haciendo uso de (3.150), se sigue que

$$SS, V_D)_{E7} = (1 - X) \cdot MSR \cdot Q)_{E7} = 59,850 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 2.493,742 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.301)$$

$$SS, M_D)_{E7} = X \cdot MSS \cdot Q)_{E7} = 4,940 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 205,842 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.302)$$

$$SS, V_ND)_{E7} = 0,000 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 0,000 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.303)$$

$$SS, M_ND)_{E7} = 0,000 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 0,000 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.304)$$

2.c) DBO_5

Obtenido $DBO_5_D)_{9}$ anteriormente según (3.252), y atendiendo nuevamente a la proporcionalidad con los sólidos que entran y los que salen del decantador secundario

$$DBO_5_D)_{E7} = DBO_5_D)_{9} \cdot \frac{MSS \cdot Q)_{10}}{MSR \cdot Q)_{E7}} = 0,233 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 0,010 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.305)$$

Análogamente, respecto a la fracción soluble, habiéndose calculado $\text{DBO}_5_S)_9$ anteriormente de (3.254) e imponiendo la igualdad entre las concentraciones a la entrada y a la salida del decantador secundario, se sigue

$$\text{DBO}_5_S)_{E7} = \text{DBO}_5_S)_9 \cdot \frac{Q)_{E7}}{Q)_9} = 0,360 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 15,003 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.306)$$

Por el mismo razonamiento que para el caso de la corriente de agua decantada, se puede deducir que

$$\text{DBO}_5_C)_{E7} = \text{DBO}_5_C)_9 = 0,000 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 0,000 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.307)$$

2.d) Nitrógeno total Kjeldahl

Siguiendo un razonamiento paralelo al realizado en la corriente anteriormente caracterizada, se puede escribir

$$\begin{aligned} \text{N,NTK_D})_{E7} &= \frac{\text{MSR} \cdot Q)_{E7}}{\text{MSS} \cdot Q)_{10} + \text{MSR} \cdot Q)_{E7}} \cdot \text{N,NTK_D})_7 \\ &\quad + \frac{N_{AF}}{\text{SS,V_R})_9 + \Delta MV} \cdot X \cdot \text{MSR} \cdot Q)_{E7} \\ &= 0,494 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 20,584 \frac{\text{g}}{\text{h}} \end{aligned} \quad (3.308)$$

$$\text{N,NTK_B})_{E7} = \text{N,NTK_B})_R \cdot Q)_{E7} = 0,008 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 0,337 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.309)$$

$$\text{N,NTK_NB})_{E7} = \text{N,NTK_NB})_7 \cdot \frac{Q)_{E7}}{Q)_7} = 0,015 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 0,640 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.310)$$

$$\begin{aligned} \text{N,NTK_BNA})_{E7} &= [\text{N,NTK_BNA})_7 - \text{N,NTK_BNA})_F] \cdot \frac{Q)_{E7}}{Q)_7} \\ &= 0,004 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 0,187 \frac{\text{g}}{\text{h}} \end{aligned} \quad (3.311)$$

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

Debido al proceso de desnitrificación

$$\text{N,NO}_2^-)_{E7} = 0,000 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 0,000 \frac{\text{g}}{\text{h}} \quad (3.312)$$

El contenido en nitrógeno en forma de nitratos, según se vio en (3.243), viene dado por la siguiente expresión

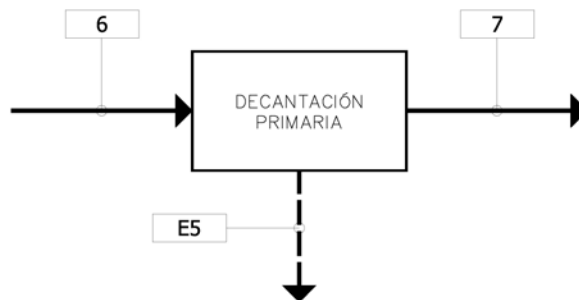
$$\begin{aligned} N, NO_3^-)_{E7} &= [N, NO_3^-)_{T7} + N, NO_3^-)_{P7} - N, NO_3^-)_{E7}] \cdot \frac{Q_{E7}}{Q_{T7}} \\ &= 0,289 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \equiv 12,043 \frac{\text{g}}{\text{h}} \end{aligned} \quad (3.313)$$

3.1.2 LÍNEA DE LODOS

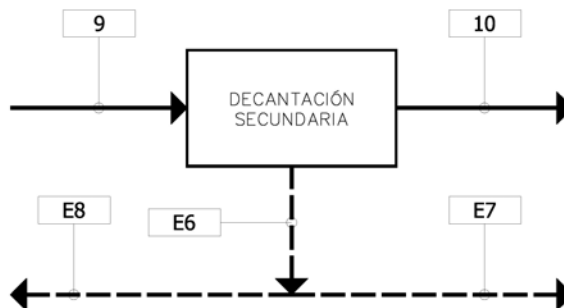
3.1.2.1 Purga de lodos

La depuración del agua residual lleva consigo la producción de un subproducto denominado lodo. En la P.T.E. se distinguen dos tipos:

- *Lodos primarios*: constituyen los sólidos sedimentados y evacuados en la decantación primaria.



- *Lodos biológicos en exceso*: siendo éstos los producidos en el propio proceso biológico de tratamiento y purgados del sistema en la decantación secundaria, constituyen la fracción no necesaria (exceso) para el mantenimiento del equilibrio bacteriano en el reactor.



Los lodos primarios y biológicos en exceso, una vez purgados, son bombeados al espesador por gravedad para su reducción en volumen.

Los parámetros característicos de ambas corrientes de lodos (E5 y E7) ya se listaron en apartados anteriores. Sin embargo, y como se verá en el apartado siguiente, necesitaremos conocer el caudal de la fracción líquida de las corrientes entrantes al espesador. En el caso de los lodos purgados del decantador primario el caudal de la fracción líquida si fue determinado, mientras que en el caso de la fracción de fangos en exceso no. Como ya se vio para la decantación primaria, podemos escribir

$$Q_{E7} = \frac{W_{SF}}{10^6 \cdot \gamma_{FE} \cdot \rho_{SF}} \quad [m^3/h] \quad (3.314)$$

y que

$$\frac{1}{\gamma_{FE}} = \frac{p_{SF}}{\gamma_{SF}} + \frac{1-p_{SF}}{\gamma_{LF}} \quad [m^3/t] \quad (3.315)$$

siendo

- Q_{E7} : caudal de fangos en exceso en $[m^3/h]$
 γ_{FE} : peso específico del fango extraído en $[t/m^3]$
 γ_{SF} : peso específico de los sólidos del fango extraído en $[t/m^3]$
 γ_{LF} : peso específico del líquido del fango extraído en $[t/m^3]$
 p_{SF} : fracción en peso de los sólidos del fango extraído
 W_{SF} : gasto de sólidos secos del fango extraído en $[g/h]$
 W_{LF} : gasto de líquido del fango extraído en $[g/h]$

El caudal de fangos en exceso es un dato conocido

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$Q_{E7} \quad [m^3/h]$	0,337	0,485

Teniendo en cuenta que el proceso biológico de fangos activados propuesto es asimilable a un proceso de aireación prolongada

Datos típicos sobre las características físicas y las cantidades de fango producido en diversos procesos de tratamiento de aguas residuales

Proceso de tratamiento	Peso específico de los sólidos del fango	Peso específico del fango	Sólidos secos, $kg/10^3 m^3$	
			Intervalo	Valor típico
Decantación primaria	1,4	1,02	110-170	150
Fango activado (en exceso)	1,25	1,005	70-95	83
Filtros percoladores (en exceso)	1,45	1,025	60-95	70
Aireación prolongada (en exceso)	1,30	1,015	83-120	95 ^a
Laguna aireada (en exceso)	1,30	1,01	83-120	95 ^a
Filtración	1,20	1,005	12-25	18
Eliminación de algas	1,20	1,005	12-25	18

el peso específico típico de los sólidos contenidos en la corriente de fangos purgados, como se puede ver en la tabla anterior, se puede tomar

$$\gamma_{SF} = 1,30 \quad [t/m^3] \quad (3.316)$$

De las ecuaciones (3.314) y (3.315) se obtiene

$$p_{SF} = 0,80 \quad [\%] \quad (3.317)$$

y como

$$p_{SF} = \frac{W_{SF}}{W_{SF} + W_{LF}} \quad (3.318)$$

siendo

p_{SF} : fracción en peso de los sólidos del fango extraído

W_{SF} : gasto de sólidos secos del fango extraído en [g/h]

W_{LF} : gasto de líquido del fango extraído en [g/h]

despejando adecuadamente, se sigue

$$W_{LF} = W_{SF} \cdot \left(\frac{1}{p_{SF}} - 1 \right) \quad [t/m^3] \quad (3.319)$$

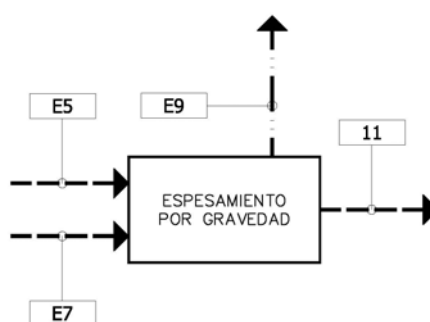
El gasto de sólidos secos del fango (W_{SF}) es conocido, por lo que de (3.319) se obtiene el de líquido del fango en exceso extraído (W_{LF}). Tomando como peso específico del líquido extraído (γ_{LF}) de $1t/m^3$ obtenemos el caudal buscado. En la tabla siguiente se muestra el gasto de sólidos y caudal de líquido de la corriente de fangos en exceso así como de la corriente de fangos de la decantación primaria.

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$Q_{LF})_{E5} \quad [m^3/h]$	$90,785 \cdot 10^{-3}$	$135,362 \cdot 10^{-3}$
$W_{SF})_{E5} \quad [t/m^3]$	7.268,229	10.868,924
$Q_{LF})_{E7} \quad [m^3/h]$	$335,371 \cdot 10^{-3}$	$481,969 \cdot 10^{-3}$
$W_{SF})_{E7} \quad [t/m^3]$	2.699,584	3.879,629

3.1.2.2 Espesamiento y deshidratación de lodos

La primera etapa, una vez purgados los lodos de la línea de agua, consistirá en la reducción del volumen de los mismos. Para ello reduciremos el contenido en agua en dos etapas: espesamiento por gravedad y deshidratación mecánica.

Espesamiento por gravedad: Éste proceso consigue un incremento de la concentración de los fangos por eliminación de parte del agua libre de los fangos, reduciéndose así su volumen y mejorando el rendimiento de los procesos posteriores, por la acción directa de la gravedad sobre los lodos contenidos en el recinto. El sobrenadante originado será conducido al tanque de homogeneización.



La fracción en peso de los fangos (concentración de sólidos) a la entrada se muestra en la tabla siguiente

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$p_{SF} [\%]$	1,69	1,74

De la literatura especializada podemos extraer que, en la práctica, para el caso de fangos mixtos, es decir, provenientes de decantación primaria y secundaria, la concentración de sólidos a la salida del espesador ($p_{SF})_{11}$) se sitúa entre el 4 y el 6 %.

En el espesador de fangos, la corriente de entrada se concentrará por reducción del contenido en agua. Es pues que el gasto de sólidos decantables a la entrada aparecerá en la corriente de salida junto con un caudal líquido, mientras que en la corriente correspondiente al sobrenadante el contenido en sólidos decantables será nulo. El caudal de fangos espesados viene dado por la expresión

$$Q_{11} = \frac{W_{SF})_{11}}{10^6 \cdot \gamma_{FE})_{11} \cdot p_{SF})_{11}} \quad [m^3/h] \quad (3.320)$$

siendo

Q_{11} : caudal de fangos espesados en $[m^3/h]$

$\gamma_{FE})_{11}$: peso específico del fango espesado en $[t/m^3]$

$p_{SF})_{11}$: concentración de los sólidos del fango espesado

$W_{SF})_{11}$: gasto de sólidos secos del fango espesado en $[g/h]$

Utilización de los métodos de espesado en el tratamiento de fangos

Método	Tipo de fango	Frecuencia de uso y éxito obtenido
Gravedad	Primario crudo	Utilizado a menudo, excelentes resultados.
Gravedad	Primario crudo y fango activado en exceso	Utilizado a menudo, especialmente en plantas pequeñas; resultados satisfactorios con concentraciones de fango variable entre el 4 y 6 por 100. En plantas de grandes dimensiones, las ventajas son mínimas.
Gravedad	Fango activado en exceso	Utilizado en pocas ocasiones; pobres concentraciones de sólidos (2-3 por 100).
Flotación por aire disuelto	Primario crudo y fango activado en exceso	Uso limitado; resultados similares a los de los espesadores por gravedad.
Flotación por aire disuelto	Fango activado en exceso	Uso común; buenos resultados (concentraciones de fango variables entre el 3,5 y 5 por 100).
Centrífuga de cesta	Fango activado en exceso	Uso limitado; resultados excelentes (concentraciones de fango variables entre el 8 y 10 por 100).
Centrífuga de camisa maciza	Fango activado en exceso	En aumento; buenos resultados (concentraciones de fango variables entre el 4 y 6 por 100).
Filtro de banda por gravedad	Fango activado en exceso	En aumento; buenos resultados (concentraciones de fango variables entre el 3 y 6 por 100).
Espesador de tambor rotativo	Fango activado en exceso	Uso limitado; resultados excelentes (concentraciones de fango variable entre el 5 y 9 por 100).

Como se indicó anteriormente, el gasto de sólidos secos del fango espesado es la suma de los gastos de sólidos secos de las dos corrientes de entrada al espesador, o sea

$$W_{SF})_{11} = W_{SF})_{E5} + W_{SF})_{E7} \quad [t/m^3] \quad (3.320)$$

El peso específico de los sólidos secos se obtiene según la siguiente expresión

$$\frac{1}{\gamma_{SF})_{11}} = \frac{p_{SF})_{E5}}{\gamma_{SF})_{E5}} + \frac{1-p_{SF})_{E5}}{\gamma_{SF})_{E7}} \quad [m^3/t] \quad (3.321)$$

donde

$$p_{SF})_{E5} = \frac{W_{SF})_{E5}}{W_{SF})_{E5} + W_{SF})_{E7}} \quad [m^3/t] \quad (3.322)$$

En la tabla siguiente se muestran el peso específico de los sólidos secos del fango espesado ($\gamma_{SF})_{11}$) y la fracción en peso de los sólidos secos pertenecientes a la decantación primaria ($p_{SF})_{E5}$)

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$\gamma_{SF})_{11} \quad [t/m^3]$	1,510	1,524
$p_{SF})_{E5} \quad [\%]$	63,14	64,56

El peso específico de los fangos espesados ($\gamma_{FE})_{11}$) viene dado por

$$\frac{1}{\gamma_{FE})_{11}} = \frac{p_{SF})_{11}}{\gamma_{SF})_{11}} + \frac{1-p_{SF})_{11}}{\gamma_{LF})_{11}} \quad [m^3/t] \quad (3.323)$$

De los valores obtenidos anteriormente y (3.323) se sigue, tomando el peso específico de la fracción de líquido de los fangos espesados ($\gamma_{LF})_{11}$) igual a 1 t/m³

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$\gamma_{FE})_{11} \quad [t/m^3]$	1,017	1,017

De (3.320) obtenemos finalmente el caudal de fangos espesados

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$Q_{FE})_{11} \quad [m^3/h]$	0,144	0,215

Por otro lado, conocido el gasto de sólidos secos del fango espesado $(W_{SF})_{11}$ y sabiendo que

$$p_{SF})_{11} = \frac{W_{SF})_{11}}{W_{SF})_{11} + W_{LF})_{11}} \quad [m^3/t] \quad (3.324)$$

se deduce el gasto de la fracción líquida y con $\gamma_{LF})_{11}$ igual a 1 t/m^3 el caudal

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$Q_{LF})_{11} \quad [m^3/h]$	$139,153 \cdot 10^{-3}$	$208,009 \cdot 10^{-3}$
$W_{LF})_{11} \quad [t/m^3]$	$139,153 \cdot 10^3$	$208,009 \cdot 10^3$

Con todo lo anterior, se puede caracterizar las corrientes de fangos espesados y sobrenadantes del espesador de fangos, como se muestra a continuación

Fangos espesados

Sólidos en suspensión decantables

$$SS,V_D)_{11} = SS,V_D)_{E5} + SS,V_D)_{E7} \quad [g/h] \quad (3.325)$$

$$SS,M_D)_{11} = SS,M_D)_{E5} + SS,M_D)_{E7} \quad [g/h] \quad (3.326)$$

Sólidos en suspensión no decantables

$$SS,V_ND)_{11} = \frac{SS,V_ND)_{E5}}{Q_{LF})_{E5} + Q_{LF})_{E7}} \cdot Q_{LF})_{11} \quad [g/h] \quad (3.327)$$

$$SS,M_ND)_{11} = \frac{SS,M_ND)_{E5}}{Q_{LF})_{E5} + Q_{LF})_{E7}} \cdot Q_{LF})_{11} \quad [g/h] \quad (3.328)$$

DBO₅

$$DBO_5_D)_{11} = DBO_5_D)_{E5} + DBO_5_D)_{E7} \quad [g/h] \quad (3.329)$$

$$DBO_5_C)_{11} = \frac{DBO_5_C)_{E5}}{Q_{LF})_{E5} + Q_{LF})_{E7}} \cdot Q_{LF})_{11} \quad [g/h] \quad (3.330)$$

$$DBO_5_S)_{11} = \frac{DBO_5_S)_{E5} + DBO_5_S)_{E7}}{Q_{LF})_{E5} + Q_{LF})_{E7}} \cdot Q_{LF})_{11} \quad [g/h] \quad (3.330)$$

N,NTK

$$N,NTK_D)_{11} = N,NTK_D)_{E5} + N,NTK_D)_{E7} \quad [g/h] \quad (3.331)$$

$$N,NTK_B)_{11} = \frac{N,NTK_B)_{E5} + N,NTK_B)_{E7}}{Q_{LF})_{E5} + Q_{LF})_{E7}} \cdot Q_{LF})_{11} \quad [g/h] \quad (3.332)$$

$$N,NTK_BNA)_{11} = \frac{N,NTK_BNA)_{E5} + N,NTK_BNA)_{E7}}{Q_{LF})_{E5} + Q_{LF})_{E7}} \cdot Q_{LF})_{11} \quad [g/h] \quad (3.333)$$

$$N,NTK_NB)_{11} = \frac{N,NTK_NB)_{E5} + N,NTK_NB)_{E7}}{Q_{LF})_{E5} + Q_{LF})_{E7}} \cdot Q_{LF})_{11} \quad [g/h] \quad (3.334)$$

N,NO₂⁻

$$N,NO_2^-)_{11} = \frac{N,NO_2^-)_{E5}}{Q_{LF})_{E5} + Q_{LF})_{E7}} \cdot Q_{LF})_{11} \quad [g/h] \quad (3.335)$$

N,NO₃⁻

$$N,NO_3^-)_{11} = \frac{N,NO_3^-)_{E5} + N,NO_3^-)_{E7}}{Q_{LF})_{E5} + Q_{LF})_{E7}} \cdot Q_{LF})_{11} \quad [g/h] \quad (3.336)$$

P

$$P,O_D)_{11} = P,O_D)_{E5} + P,O_D)_{E7} \quad [g/h] \quad (3.337)$$

$$P,P_D)_{11} = P,P_D)_{E5} + P,P_D)_{E7} \quad [g/h] \quad (3.338)$$

$$P,O_ND)_{11} = \frac{P,O_ND)_{E5} + P,O_ND)_{E7}}{Q_{LF})_{E5} + Q_{LF})_{E7}} \cdot Q_{LF})_{11} \quad [g/h] \quad (3.339)$$

$$P,P_ND)_{11} = \frac{P,P_ND)_{E5} + P,P_ND)_{E7}}{Q_{LF})_{E5} + Q_{LF})_{E7}} \cdot Q_{LF})_{11} \quad [g/h] \quad (3.340)$$

Sobrenadantes

Sólidos en suspensión decantables

$$SS,V_D)_{E8} = 0,000 \quad [g/h] \quad (3.341)$$

$$SS,M_D)_{E8} = 0,000 \quad [g/h] \quad (3.342)$$

Sólidos en suspensión no decantables

$$SS,V_ND)_{E8} = SS,V_ND)_{E5} + SS,V_ND)_{E7} - SS,V_ND)_{11} \quad [g/h] \quad (3.343)$$

$$SS,M_ND)_{E8} = SS,M_ND)_{E5} + SS,M_ND)_{E7} - SS,M_ND)_{11} \quad [g/h] \quad (3.344)$$

DBO_5

$$DBO_5_D)_{E8} = 0,000 \quad [g/h] \quad (3.345)$$

$$DBO_5_C)_{E8} = DBO_5_C)_{E5} - DBO_5_C)_{11} \quad [g/h] \quad (3.346)$$

$$DBO_5_S)_{E8} = DBO_5_S)_{E5} + DBO_5_S)_{E7} - DBO_5_S)_{11} \quad [g/h] \quad (3.347)$$

N,NTK

$$N,NTK_D)_{E8} = 0,000 \quad [g/h] \quad (3.348)$$

$$N,NTK_B)_{E8} = N,NTK_B)_{E5} + N,NTK_B)_{E7} - N,NTK_B)_{11} \quad [g/h] \quad (3.349)$$

$$N,NTK_BNA)_{E8} = N,NTK_BNA)_{E5} + N,NTK_BNA)_{E7} - N,NTK_BNA)_{11} \quad [g/h] \quad (3.350)$$

$$N,NTK_NB)_{E8} = N,NTK_NB)_{E5} + N,NTK_NB)_{E7} - N,NTK_NB)_{11} \quad [g/h] \quad (3.351)$$

N,NO_2^-

$$N,NO_2^-)_{E8} = N,NO_2^-)_{E5} - N,NO_2^-)_{11} \quad [g/h] \quad (3.352)$$

N,NO_3^-

$$N,NO_3^-)_{E8} = N,NO_3^-)_{E5} + N,NO_3^-)_{E7} - N,NO_3^-)_{11} \quad [g/h] \quad (3.353)$$

P

$$P,O_D)_{E8} = 0,000 \quad [g/h] \quad (3.354)$$

$$P,P_D)_{E8} = 0,000 \quad [g/h] \quad (3.355)$$

$$P,O_ND)_{E8} = P,O_ND)_{E5} + P,O_ND)_{E7} - P,O_ND)_{11} \quad [g/h] \quad (3.356)$$

$$P,P_ND)_{E8} = P,P_ND)_{E5} + P,P_ND)_{E7} - P,P_ND)_{11} \quad [g/h] \quad (3.357)$$

Los valores correspondientes a las corrientes de salida se muestran a continuación

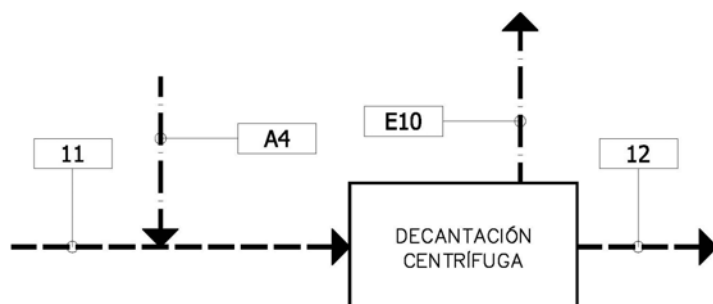
Fangos espesados

	Condiciones medias	Condiciones punta
SS,V_D) ₁₁ [g/h]	2.735,953	3.930,732
SS,M_D) ₁₁ [g/h]	4.587,900	7.017,128
SS,V_ND) ₁₁ [g/h]	1,869	3,321
SS,M_ND) ₁₁ [g/h]	1,492	2,650
DBO ₅ _D) ₁₁ [g/h]	4,700,273	6.754,173
DBO ₅ _C) ₁₁ [g/h]	2,842	5,048
DBO ₅ _S) ₁₁ [g/h]	51,194	90,332
N,NTK_D) ₁₁ [g/h]	26,936	38,849
N,NTK_B) ₁₁ [g/h]	2,524	4,295
N,NTK_BNA) ₁₁ [g/h]	0,117	0,197
N,NTK_NB) ₁₁ [g/h]	0,265	0,441
N,NO ₂ ⁻) ₁₁ [g/h]	0,038	0,064
N,NO ₃ ⁻) ₁₁ [g/h]	5,813	12,096
P,O_D) ₁₁ [g/h]	3,957	5,551
P,P_D) ₁₁ [g/h]	41,036	56,615
P,O_ND) ₁₁ [g/h]	0,058	0,100
P,P_ND) ₁₁ [g/h]	0,785	1,341

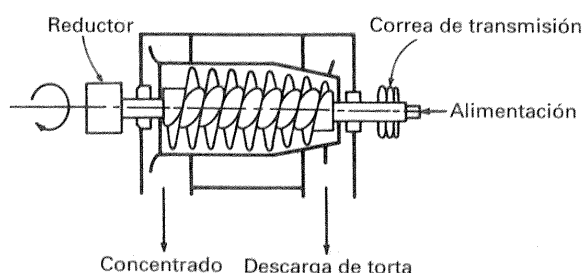
Sobrenadantes

	Condiciones medias	Condiciones punta
$SS,V_D)_{E8}$ [g/h]	0,000	0,000
$SS,M_D)_{E8}$ [g/h]	0,000	0,000
$SS,V_ND)_{E8}$ [g/h]	1.468,550	2.110,407
$SS,M_ND)_{E8}$ [g/h]	1.172,049	1.684,315
$DBO_5_D)_{E8}$ [g/h]	0,000	0,000
$DBO_5_C)_{E8}$ [g/h]	5,861	9,934
$DBO_5_S)_{E8}$ [g/h]	105,587	177,756
$N,NTK_D)_{E8}$ [g/h]	0,000	0,000
$N,NTK_B)_{E8}$ [g/h]	5,206	8,858
$N,NTK_BNA)_{E8}$ [g/h]	0,242	0,407
$N,NTK_NB)_{E8}$ [g/h]	0,547	0,910
$N,NO_2^-)_{E8}$ [g/h]	0,078	0,133
$N,NO_3^-)_{E8}$ [g/h]	11,990	24,947
$P,O_D)_{E8}$ [g/h]	0,000	0,000
$P,P_D)_{E8}$ [g/h]	0,000	0,000
$P,O_ND)_{E8}$ [g/h]	0,120	0,206
$P,P_ND)_{E8}$ [g/h]	1,620	2,972

Deshidratación mecánica: Al igual que en el espesamiento por gravedad, este proceso consigue un incremento de la concentración de los fangos por eliminación de parte del agua libre, reduciéndose así su volumen.



La deshidratación se consigue por la aplicación de una fuerza centrífuga a través del giro a gran velocidad de los lodos dentro de un tambor cilíndrico de eje horizontal. Una maya perforada separa el fango espesado (torta de fangos) del más diluido, pasando este último a través de la misma hacia la periferia del tambor siendo así separados de la torta.



Con objeto de aumentar el rendimiento del proceso, antes del ingreso en la centrífugadora, los fangos se acondicionan químicamente con el fin de conseguir una aglomeración de partículas, en forma de flóculos. El *polielectrólito orgánico* como acondicionador químico se adapta muy bien al proceso de deshidratación mecánica mediante centrífugas. Este está formado por largas cadenas monomoleculares y produce una floculación por formación de puentes entre partículas, gracias a sus largas cadenas ramificadas. Pueden ser *catiónicos* o *aniónicos*. Los catiónicos son efectivos con lodos de elevado contenido en materias orgánicas volátiles (del orden del 50 al 75%), mientras que los aniónicos son más recomendables para un contenido en materias volátiles más bajo (del orden del 30 al 35%). El contenido en materias volátiles de los lodos a la salida del espesador es el siguiente

	Condiciones medias	Condiciones punta
$SS,V)_{11}$ [g/h]	2.737,823	3.934,053
$SS,M)_{11}$ [g/h]	4.587,900	7.019,778
$p_{SS,V})_{11}$ [%]	37,37	35,91

siendo

$SS,V)_{11}$: sólidos en suspensión volátiles en los lodos espesados en [g/h]
 $SS,M)_{11}$: sólidos en suspensión minerales en los lodos espesados en [g/h]
 $p_{SS,V})_{11}$: concentración de los sólidos en suspensión volátiles del lodo espesado en [%]

Como se deduce de los resultados anteriores es aconsejable el acondicionamiento de los lodos mediante *polielectrólito aniónico*. La dosis de polímero adecuada se obtendrá mediante la realización de ensayos en laboratorio (Jar-Test), pero de la literatura especializada podemos estimarla. Para el caso de fangos mixtos, la dosificación de polielectrólito puro ($W_{poli.})_{A4}$) se sitúa entre 4 y 5 kilogramos

por tonelada de materia seca contenida en los lodos. Es por ello que adoptando una dosificación de 4,5 kg/t SS , la cantidad de polielectrólito que se ha de dosificar es

	Condiciones medias	Condiciones punta
$SS)_{11} \text{ [g/h]}$	7.327,215	10.953,831
$W_{\text{poli.}})_{A4} \text{ [g/h]}$	32,972	49,292

La dosificación del polímero es necesario realizarla bajo forma de solución acuosa muy diluida (entre el 0,05 y 0,10 %). Considerando una concentración para la dosificación de 0,75 kg poli./m³ solución, o sea, con una concentración del 0,075%, la cantidad de solución a adicionar resulta

	Condiciones medias	Condiciones máximas
solución polímero [l/h]	43,963	65,723

y el gasto y caudal de agua añadido con la solución es

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$W_L)_{A4} \text{ [g/h]}$	43.930,315	65.673,693
$Q_L)_{A4} \text{ [m}^3\text{/h]}$	$43,930 \cdot 10^{-3}$	$65,674 \cdot 10^{-3}$

Considerando se instalará una centrífuga decantadora *normal*, es decir, no de alta sequedad, la concentración media que se puede obtener o sequedad de la torta ($p_{SF})_{12}$) está en el entorno del 25%. Como se ha visto en anteriores ocasiones, el caudal de lodos espesados viene dado por la expresión

$$Q)_{12} = \frac{W_{SF})_{12}}{10^6 \cdot \gamma_{FE})_{12} \cdot p_{SF})_{12}} \quad [\text{m}^3/\text{h}] \quad (3.358)$$

siendo

$Q)_{12}$: caudal de lodos espesados en $[\text{m}^3/\text{h}]$
 $\gamma_{FE})_{12}$: peso específico del fango espesado en $[\text{t}/\text{m}^3]$
 $p_{SF})_{12}$: concentración de los sólidos del fango espesado
 $W_{SF})_{12}$: gasto de sólidos secos del fango espesado en $[\text{g}/\text{h}]$

Teniendo en cuenta que la cantidad de polímero adicionada a la entrada de la decantadora centrífuga respecto a la cantidad de sólidos de los lodos espesados es muy pequeña, podemos considerar que el peso específico de los sólidos una vez añadido el polímero $(\gamma_{SF})_{12}$ es igual al de los sólidos antes de añadirlo, o sea

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$\gamma_{SF})_{12} \quad [t/m^3]$	1,510	1,524

Por otro lado, el peso específico del lodo espesado a la salida de la centrífuga $(\gamma_{FE})_{12}$ se obtiene de la siguiente expresión

$$\frac{1}{\gamma_{FE})_{12}} = \frac{p_{SF})_{12}}{\gamma_{SF})_{12}} + \frac{1-p_{SF})_{12}}{\gamma_{LF})_{12}} \quad [m^3/t] \quad (3.359)$$

y, sustituyendo en (3.359) adecuadamente los valores anteriormente obtenidos se sigue

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$\gamma_{FE})_{12} \quad [t/m^3]$	7.268,229	10.868,924

Calculamos ahora el gasto de sólidos y el de líquido en las dos corrientes de salida de la decantadora centrífuga. Por conservación, se sigue

$$Q_{11} + Q_{A4} = Q_{12} + Q_{E9} \quad [m^3/h] \quad (3.360)$$

donde Q_{11} y Q_{A4} son conocidos y Q_{12} viene dado por (3.358). El caudal de lodos de la corriente del concentrado (Q_{E9}) se obtiene según la siguiente expresión

$$Q_{E9} = \frac{W_{SF})_{E9}}{10^6 \cdot \gamma_{FE})_{E9} \cdot p_{SF})_{E9}} \quad [m^3/h] \quad (3.361)$$

siendo

$$\begin{aligned} Q_{E9} &: \text{caudal de concentrado en } [m^3/h] \\ \gamma_{FE})_{E9} &: \text{peso específico del concentrado en } [t/m^3] \\ p_{SF})_{E9} &: \text{concentración de los sólidos del concentrado} \\ W_{SF})_{E9} &: \text{gasto de sólidos secos del concentrado en } [g/h] \end{aligned}$$

El peso específico del concentrado $(\gamma_{FE})_{E9}$ se obtiene de la siguiente expresión

$$\frac{1}{\gamma_{FE})_{E9}} = \frac{p_{SF})_{E9}}{\gamma_{SF})_{E9}} + \frac{1-p_{SF})_{E9}}{\gamma_{LF})_{E9}} \quad [m^3/t] \quad (3.362)$$

siendo

$\gamma_{SF})_{E9}$: peso específico de los sólidos del concentrado en $[t/m^3]$

$\gamma_{LF})_{E9}$: peso específico del líquido del concentrado en $[t/m^3]$

El peso específico de los sólidos del concentrado $(\gamma_{SF})_{E9}$ es conocido e igual a $\gamma_{SF})_{12}$ así como el del líquido $(\gamma_{LF})_{E9}$ que tomamos igual a 1 t/m^3 . De la conservación de los gastos de sólidos y líquido en la centrífuga decantadora podemos escribir

$$W_{SF})_{11} + W_{poli.})_{A4} = W_{SF})_{12} + W_{SF})_{E9} \quad [m^3/h] \quad (3.363)$$

$$W_{LF})_{11} + W_L)_{A4} = W_{LF})_{12} + W_{LF})_{E9} \quad [m^3/h] \quad (3.364)$$

Las concentraciones de los sólidos en las dos corrientes de salida de la centrífuga se obtienen según las siguientes ecuaciones

$$p_{SF})_{12} = \frac{W_{SF})_{12}}{W_{SF})_{12} + W_{LF})_{12}} \quad [m^3/t] \quad (3.365)$$

$$p_{SF})_{E9} = \frac{W_{SF})_{E9}}{W_{SF})_{E9} + W_{LF})_{E9}} \quad [m^3/t] \quad (3.366)$$

De esta forma obtenemos un sistema de ocho ecuaciones, a saber, (3.358), (3.360), (3.361), (3.362), (3.363), (3.364), (3.365) y (3.366), con ocho incógnitas, que son: $Q)_{12}$, $Q)_{E9}$, $p_{SF})_{E9}$, $\gamma_{FE})_{E9}$, $W_{SF})_{12}$, $W_{SF})_{E9}$, $W_{LF})_{12}$ y $W_{LF})_{E9}$. Resolviendo el sistema de ecuaciones obtenemos el gasto de sólidos y el de líquido en las dos corrientes de salida de la decantadora centrífuga

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$W_{SF})_{12} [g/h]$	7.332,421	10.963,230
$W_{LF})_{12} [g/h]$	21.997,262	32.889,690
$W_{SF})_{E9} [g/h]$	27,766	39,893
$W_{LF})_{E9} [g/h]$	161.086,263	240.793,690

Además, si tomamos como peso específico de las fracciones líquidas igual a 1 t/m^3 los caudales de dichas fracciones resultan

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$Q_{LF})_{12} \text{ [m}^3/\text{h]}$	$21,997 \cdot 10^{-3}$	$32,890 \cdot 10^{-3}$
$Q_{LF})_{E9} \text{ [m}^3/\text{h]}$	$161,086 \cdot 10^{-3}$	$240,793 \cdot 10^{-3}$

Con todo lo anterior, se puede caracterizar las corrientes de fangos decantados y concentrado de la decantadora centrífuga, como se muestra a continuación

Fangos decantados

Sólidos en suspensión decantables

$$SS,V_D)_{12} = W_{SF})_{12} \cdot \frac{SS,V_D)_{11}}{W_{SF})_{11} + W_{poli.})_{A4}} \text{ [g/h]} \quad (3.367)$$

$$SS,M_D)_{12} = W_{SF})_{12} \cdot \frac{SS,M_D)_{11} + W_{poli.})_{A4}}{W_{SF})_{11} + W_{poli.})_{A4}} \text{ [g/h]} \quad (3.368)$$

Sólidos en suspensión no decantables

$$SS,V_ND)_{12} = \frac{SS,V_ND)_{11}}{Q_{LF})_{11} + Q_L)_{A4}} \cdot Q_{LF})_{12} \text{ [g/h]} \quad (3.369)$$

$$SS,M_ND)_{12} = \frac{SS,M_ND)_{11}}{Q_{LF})_{11} + Q_L)_{A4}} \cdot Q_{LF})_{12} \text{ [g/h]} \quad (3.370)$$

DBO_5

$$DBO_5_D)_{12} = SS,V_D)_{12} \cdot \frac{DBO_5_D)_{11}}{SS,V_D)_{11} E7} \text{ [g/h]} \quad (3.371)$$

$$DBO_5_C)_{12} = \frac{DBO_5_C)_{11}}{Q_{LF})_{11} + Q_L)_{A4}} \cdot Q_{LF})_{12} \text{ [g/h]} \quad (3.372)$$

$$DBO_5_S)_{12} = \frac{DBO_5_S)_{11}}{Q_{LF})_{11} + Q_L)_{A4}} \cdot Q_{LF})_{12} \text{ [g/h]} \quad (3.373)$$

N,NTK

$$N,NTK_D)_{12} = SS,M_D)_{12} \cdot \frac{N,NTK_D)_{11}}{SS,M_D)_{11}} \quad [g/h] \quad (3.374)$$

$$N,NTK_B)_{12} = \frac{N,NTK_B)_{11}}{Q_{LF})_{11} + Q_L)_{A4}} \cdot Q_{LF})_{12} \quad [g/h] \quad (3.375)$$

$$N,NTK_BNA)_{12} = \frac{N,NTK_BNA)_{11}}{Q_{LF})_{11} + Q_L)_{A4}} \cdot Q_{LF})_{12} \quad [g/h] \quad (3.376)$$

$$N,NTK_NB)_{12} = \frac{N,NTK_NB)_{11}}{Q_{LF})_{11} + Q_L)_{A4}} \cdot Q_{LF})_{12} \quad [g/h] \quad (3.377)$$

N,NO₂⁻

$$N,NO_2^-)_{12} = \frac{N,NO_2^-)_{11}}{Q_{LF})_{11} + Q_L)_{A4}} \cdot Q_{LF})_{12} \quad [g/h] \quad (3.378)$$

N,NO₃⁻

$$N,NO_3^-)_{12} = \frac{N,NO_3^-)_{11}}{Q_{LF})_{11} + Q_L)_{A4}} \cdot Q_{LF})_{12} \quad [g/h] \quad (3.379)$$

P

$$P,O_D)_{12} = SS,M_D)_{12} \cdot \frac{P,O_D)_{11}}{SS,M_D)_{11}} \quad [g/h] \quad (3.380)$$

$$P,P_D)_{12} = SS,M_D)_{12} \cdot \frac{P,P_D)_{11}}{SS,M_D)_{11}} \quad [g/h] \quad (3.381)$$

$$P,O_ND)_{12} = \frac{P,O_ND)_{11}}{Q_{LF})_{11} + Q_L)_{A4}} \cdot Q_{LF})_{12} \quad [g/h] \quad (3.382)$$

$$P,P_ND)_{12} = \frac{P,P_ND)_{11}}{Q_{LF})_{11} + Q_L)_{A4}} \cdot Q_{LF})_{12} \quad [g/h] \quad (3.383)$$

Concentrado

Sólidos en suspensión decantables

$$SS,V_D)_{E9} = SS,V_D)_{11} - SS,V_D)_{12} \quad [g/h] \quad (3.384)$$

$$SS,M_D)_{E9} = SS,M_D)_{11} + W_{poli.})_{A4} - SS,M_D)_{12} \quad [g/h] \quad (3.385)$$

Sólidos en suspensión no decantables

$$SS,V_ND)_{E9} = SS,V_ND)_{11} - SS,V_ND)_{12} \quad [g/h] \quad (3.386)$$

$$SS,M_ND)_{E9} = SS,M_ND)_{11} - SS,M_ND)_{12} \quad [g/h] \quad (3.387)$$

DBO₅

$$DBO_5_D)_{E9} = DBO_5_D)_{11} - DBO_5_D)_{12} \quad [g/h] \quad (3.388)$$

$$DBO_5_C)_{E9} = DBO_5_C)_{11} - DBO_5_C)_{12} \quad [g/h] \quad (3.389)$$

$$DBO_5_S)_{E9} = DBO_5_S)_{11} - DBO_5_S)_{12} \quad [g/h] \quad (3.390)$$

N,NTK

$$N,NTK_D)_{E9} = N,NTK_D)_{11} - N,NTK_D)_{12} \quad [g/h] \quad (3.391)$$

$$N,NTK_B)_{E9} = N,NTK_B)_{11} - N,NTK_B)_{12} \quad [g/h] \quad (3.392)$$

$$N,NTK_BNA)_{E9} = N,NTK_BNA)_{11} - N,NTK_BNA)_{12} \quad [g/h] \quad (3.393)$$

$$N,NTK_NB)_{E9} = N,NTK_NB)_{11} - N,NTK_NB)_{12} \quad [g/h] \quad (3.394)$$

N,NO₂⁻

$$N,NO_2^-)_{E9} = N,NO_2^-)_{11} - N,NO_2^-)_{12} \quad [g/h] \quad (3.395)$$

N,NO₃⁻

$$N,NO_3^-)_{E9} = N,NO_3^-)_{11} - N,NO_3^-)_{12} \quad [g/h] \quad (3.396)$$

P

$$P,O_D)_{E9} = P,O_D)_{11} - P,O_D)_{12} \quad [g/h] \quad (3.397)$$

$$P,P_D)_{E9} = P,P_D)_{11} - P,P_D)_{12} \quad [g/h] \quad (3.398)$$

$$P,O_ND)_{E9} = P,O_ND)_{11} - P,O_ND)_{12} \quad [g/h] \quad (3.399)$$

$$P,P_ND)_{E9} = P,P_ND)_{11} - P,P_ND)_{12} \quad [g/h] \quad (3.400)$$

Los valores correspondientes a las corrientes de salida se muestran a continuación

Fangos decantados

	Condiciones medias	Condiciones máximas
$SS,V_D)_{12}$ [g/h]	2.725,632	3.916,481
$SS,M_D)_{12}$ [g/h]	4.603,440	7.040,800
$SS,V_ND)_{12}$ [g/h]	0,225	0,399
$SS,M_ND)_{12}$ [g/h]	0,179	0,318
$DBO_5_D)_{12}$ [g/h]	4.682,541	6.729,685
$DBO_5_C)_{12}$ [g/h]	0,341	0,607
$DBO_5_S)_{12}$ [g/h]	6,151	0,607
$N,NTK_D)_{12}$ [g/h]	26,835	38,708
$N,NTK_B)_{12}$ [g/h]	0,303	0,516
$N,NTK_BNA)_{12}$ [g/h]	0,,14	0,,24
$N,NTK_NB)_{12}$ [g/h]	0,,32	0,053
$N,NO_2^-)_{12}$ [g/h]	0,005	0,008
$N,NO_3^-)_{12}$ [g/h]	0,698	1,454
$P,O_D)_{12}$ [g/h]	3,492	5,531
$P,P_D)_{12}$ [g/h]	40,881	56,410
$P,O_ND)_{12}$ [g/h]	0,007	0,012
$P,P_ND)_{12}$ [g/h]	0,094	0,161

Concentrado

	Condiciones medias	Condiciones máximas
SS,V _D) _{E9} [g/h]	10,321	14,251
SS,M _D) _{E9} [g/h]	17,432	9,300
SS,V _ND) _{E9} [g/h]	1,645	2,922
SS,M _ND) _{E9} [g/h]	1,313	2,332
DBO ₅ _D) _{E9} [g/h]	17,732	24,488
DBO ₅ _C) _{E9} [g/h]	2,500	4,442
DBO ₅ _S) _{E9} [g/h]	45,043	79,477
N,NTK _D) _{E9} [g/h]	0,102	0,141
N,NTK _B) _{E9} [g/h]	2,221	3,779
N,NTK _BNA) _{E9} [g/h]	0,103	0,173
N,NTK _NB) _{E9} [g/h]	0,233	0,388
N,NO ₂ ⁻) _{E9} [g/h]	0,033	0,57
N,NO ₃ ⁻) _{E9} [g/h]	5,115	10,642
P,O _D) _{E9} [g/h]	0,015	0,020
P,P _D) _{E9} [g/h]	0,155	0,205
P,O _ND) _{E9} [g/h]	0,051	0,088
P,P _ND) _{E9} [g/h]	0,691	1,180

3.1.2.2 Estabilización y almacenamiento de lodos

Los objetivos de la estabilización con cal son dobles:

- reducir sustancialmente el número de microorganismos patógenos, disminuyendo así los riesgos sanitarios de los fangos, y
- reducir sustancialmente los microorganismos capaces de producir olores, disminuyendo por tanto las molestias causadas por la disposición de los lodos.

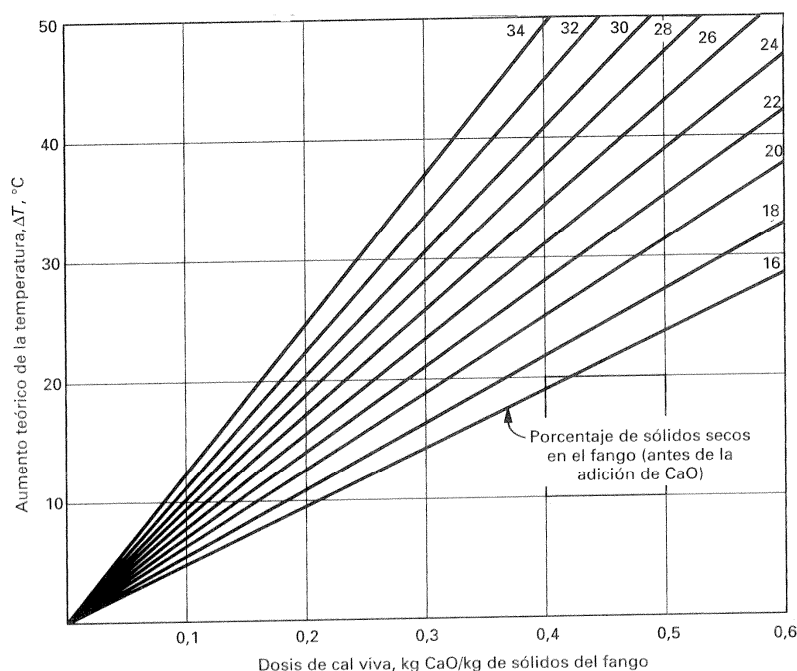
Para la estabilización de los lodos, debe alcanzarse un pH de 12 o más, con suficiente tiempo de contacto. Con la adición de cal las características físicas y químicas de los fangos se alteran por las reacciones aleatorias que tiene lugar. La complejidad de las reacciones químicas no está suficientemente detallada; es conocido, sin embargo, que mediante reacciones de saponificación y de hidrólisis las moléculas complejas se disocian.

El tiempo de contacto y el pH están directamente relacionados, dado que el valor necesario del pH para la destrucción de los patógenos debe ser mantenido por un tiempo adecuado. La dosificación de cal debe ser la adecuada durante varios días después de la disposición final de los lodos. Esto permitirá prevenir una posible caída del pH que daría lugar a la reactivación de la producción de olores y de los microorganismos patógenos.

En la literatura especializada es generalmente aceptado un proceso de estabilización con cal que sea capaz de mantener un pH superior a 12 por un periodo de dos horas. La dosificación de cal es el factor de diseño más importante y depende de los siguientes factores

- tipo de lodo
- composición química (incluyendo el contenido en materia orgánica)
- concentración del lodo

En el rango de concentraciones habituales en el tratamiento de aguas residuales, la dosificación de cal suele mantenerse constante. En general, la dosificación necesaria varía dentro del rango comprendido de 1 hasta 5 g/l. Existe sin embargo la posibilidad de usar el calor generado durante la mezcla de los lodos con la cal viva para aumentar la destrucción de patógenos ya que al reaccionar exotérmicamente con el agua contenida en los lodos permite elevar la temperatura de la mezcla por encima de los 50 °C, suficiente para inactivar ciertas bacterias.



Nota: En la realidad, cabe esperar temperaturas mayores

En la figura anterior se muestra el aumento teórico de la temperatura de la mezcla de lodos y cal viva respecto al cociente de las masas de cal dosificada y cantidad de sólidos secos del lodo para diferentes concentraciones de los mismos antes de la adición de cal.

La concentración de los lodos a tratar tanto en condiciones medias como máximas se fijó en el 25%, por lo que la dosificación de cal viva (CaO) para un aumento teórico de la temperatura de unos 50 °C es de aproximadamente 0,58 g CaO/g sólidos secos del lodo. Por lo tanto la dosificación de cal viva resulta

	Condiciones medias	Condiciones máximas
CaO [g/h]	4.251,096	6.327,153

De forma comercial podemos encontrar cales cálcicas en las que

$$\left. \begin{array}{l} \text{CaO en polvo} \\ \text{riqueza} = 70 \div 90 \% \end{array} \right\} \text{(forma comercial)} \quad (3.401)$$

Adoptando una riqueza media del 80% la dosis necesaria de CaO en polvo resulta

	Condiciones medias	Condiciones máximas
CaO [g/h]	5.313,870	7.908,941