TREBALL FI DE GRAU

Grau en Enginyeria Química

ECONOMIA CIRCULAR APLICADA A UNA MICROCERVESERIA. ESTUDI TÈCNIC-ECONÒMIC DE L'EDAR

Annex A: Càlculs

Autor: Itan van Engelen
Director: Francesc Estrany Coda
Convocatòria: Abril 2019

Annex A: Càlculs

Dimensionament reactor

Pel càlcul del volum del reactor biològic s'ha utilitzat el mètode Orhon. A la Figura 1 es mostren els paràmetres de disseny utilitzats per realitzar les càlculs. S'elegeix un cabal a tractar de 3.000 L/d (superior als 2.428 L/d calculats en la memòria), sobredimensionant el sistema per dos raons principals: la primera és la diferència del consum d'aigua en les diferents èpoques de l'any, ja que a l'estiu es consumeix més aigua per lot de cervesa produïda en comparació amb les dades recollides i la segona és un possible augment de producció en la fàbrica en el futur.

Paràmetres característics	Valor	Unitats	
Q	3000	L/d	Cabal d'entrada
S_0	1250	mg DBO_5/L	Carga orgànica d'entrada
Y	0,7	mg VSS/ mg DBO	Coeficient de conversió teòric del substrat a microorganismes
K_d	0,05	d^{-1}	Constant cinètica de pèrdua d'activitat cel·lular
SVI	125	ml/g	Sludge Volume Index
VSS/SS	0,8	mg VSS/ mg SS	Relació VSS/SS
T_S	0,5	h	Temps de sedimentació
T_W	1	h	Temps de descàrrega efluent
T_I	0,5	h	Temps d'inactivitat (purga de fangs)
H_0	1	m	Altura mínima de fangs
FS	1,1		Factor de seguretat

Figura 1. Paràmetres de disseny d'un sistema SBR mitjançant el mètode Orhon.

1. Seleccionar θ_x (temps mig de residència dels sòlids o edat del fang) adequat per l'eliminació de la DBO en l'afluent.

   S'utilitza el valor mig de 7 dies.

2. Calcular Y_{obs} (producció observada, quantitat de biomassa formada per unitat de matèria orgànica eliminada) i P_x (producció de sòlids en suspensió per dia).

$$Y_{obs} = \frac{Y}{(1+\theta_x k_d)} = \frac{0{,}7\ g\ VSS/g\ DBO_5}{(1+7\ d\cdot 0{,}05\ d^{-1})} = 0{,}52\frac{g\ VSS}{g\ DBO_5} \qquad \text{Eq. 1}$$

La producció de sòlids volàtils en suspensió és:

$$P_x = \frac{Y_{obs}\cdot Q\cdot S_0}{10^6} = \frac{0{,}52\ g\ VSS/g\ DBO_5\cdot 3000\ L/d\cdot 1250\, mg/d}{10^6} = 1{,}95\ kg\frac{VSS}{d} \qquad \text{Eq. 2}$$

Per tant, la producció de fangs s'obté convertint els sòlids volàtils en suspensió a sòlids en suspensió mitjançant la relació VSS/SS:

$$P_x' = \frac{P_x}{VSS/SS} = \frac{1{,}88\ g\ VSS/d}{0{,}8\ VSS/SS} = 2{,}44\ kg\frac{SS}{d} \qquad \textit{Eq. 3}$$

3. Seleccionar N_c (nombre cicles per dia). Per calcular T_c (temps del cicle). Aquesta selecció haurà de ser justificada amb la concentració de MLVSS calculada.
   El disseny es fa per 1 diari ($N_c = 1$), per tant el temps de cicle és:

$$T_C = \frac{24}{N_c} = \frac{24\ h}{1\ cicle} = 24\ h/cicle \qquad \textit{Eq. 4}$$

I la quantitat d'aigua a tractar (V_F) per cicle és:

$$V_F = \frac{Q}{N_c} = \frac{3.000\ L/d}{1\ cicle/d} = 3.000\frac{L}{cicle} = 3.000\frac{m^3}{d} \qquad \textit{Eq. 5}$$

El temps d'activitat és el temps de cicle menys les hores de sedimentació, descàrrega i inactivitat:

$$T_A = T_C - T_s - T_w - T_i = 24\ h - 1\ h - 1\ h - 0\ h = 22\ h/cicle \qquad \textit{Eq. 6}$$

4. Càlcul de M_x (producció màssica de sòlids en suspensió).

$$M_x = P_x' \cdot \theta_x \frac{T_C}{T_A} = 2{,}44\ \ kg\ SS/d \cdot 7\ d \cdot \frac{24\ h/cicle}{22\ h/cicle} = 18{,}6\ kg\ SS \qquad \textit{Eq. 7}$$

5. Càlcul de X_R (densitat dels sòlids en suspensió).
   La concentració de sòlids en suspensió amb el reactor descarregat és:

$$X_R = \frac{10^6}{SVI} = \frac{10^6}{125\ ml/g} = 8.000\ \frac{mg\ SS}{L} \qquad \textit{Eq. 8}$$

6. Càlcul de V_0 (volum de fangs en el reactor). Se li aplica un factor de seguretat de 1,1.

$$V_0 = \frac{M_x}{X_R \cdot 10^{-3}} \cdot FS = \frac{18{,}6\ kg\ SS}{8.000\ \ mg\ SS/L \cdot 10^{-3}} \cdot 1{,}1 = 2{,}56\ m^3 \qquad \textit{Eq. 9}$$

7. Càlcul de V_T (volum total).
   És el volum del reactor descarregat més el volum d'aigua que es tracta per cicle:

$$V_T = V_0 + V_F = 2{,}56\ m^3 + 3\ m^3 = 5{,}56\ m^3 \qquad \textit{Eq. 10}$$

8. Càlcul de X (densitat mitja dels sòlids en suspensió). Aquest valor ha d'estar dins un rang apropiat. Si no és el cas, s'ha d'ajustar el θ_x o T_c.

$$X = \frac{M_x}{V_T} = \frac{18{,}6\ kg\ SS}{5{,}56\ m^3} \cdot 10^3 = 3.345\ mg\frac{SS}{L} \quad \textit{Eq. 11}$$

9. Seleccionar n (nombre de reactors).
   Com el cabal és molt reduït i es disposa d'un tanc homogeneïtzador priori al reactor, només s'utilitza un reactor (n=1)
10. Calcular el volum de cada reactor.
   Per tant, el volum del reactor és igual al volum total calculat anteriorment:

$$V_R = V_T \cdot n = 5{,}56\ m^3 \cdot 1 = \mathbf{5{,}56\ m^3} \quad \textit{Eq. 12}$$

11. Calcular l'àrea i la altura del reactor.
   Es sap que l'altura mínima dels fangs ha de ser 1 m, i que ocupen un volum de 3,4 m^3.
   Per tant l'àrea màxima del reactor és:

$$A_R = \frac{V_0}{H_0} = \frac{2{,}56\ m^3}{1\ m} = 2{,}56\ m^2 \quad \textit{Eq. 13}$$

Per, tant el diàmetre calculat és:

$$D_R = \sqrt{\frac{4 \cdot A_R}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3{,}4\ m^2}{\pi}} = 1{,}8\ m \quad \textit{Eq. 14}$$

Finalment, l'altura:

$$H_R = \frac{V_R}{A_R} = \frac{5{,}56\ m^3}{2{,}56\ m^2} = 2{,}2\ m \quad \textit{Eq. 15}$$

A partir de les variables seleccionades s'obté un valors dels paràmetres de control adequats.

Paràmetres de control	Valor	Unitats
F/M	0,20	g DBO/ g SS·d
X	3343	mg SS/ L
T_c	24	h
HRT	1,85	d
θ_x	7,0	d

Referència	Temps cicle (h)	F/M (kg DBO_5/ kg MLSS · d)	X (mg MLSS/L)
Baixa càrrega	4 – 48	0,05 – 0,1	4.000 – 6.000
Convencional	4 – 24	0,15 – 0,6	2.000 – 4.000

Requeriments d'oxigen

El requeriment d'oxigen necessari per l'oxidació biològica de la matèria orgànica es calcula mitjançant la següent expressió:

$$R_{O_2} = K \cdot Y_{O_2} \qquad \textit{Eq. 16}$$

On:

K = massa de matèria orgànica a tractar (kg DBO_5/d)

Y_{O2} = Quantitat d'oxigen necessari per oxidar una massa donada de DBO_5 (g O_2/g DBO_5)

El coeficient Y_{O2} per l'oxidació de les parets cel·lulars és de 1,42 g O_2/g DBO_5, a aquest oxigen requerit se li ha d'agregar l'oxigen consumit per la presència de nitrogen orgànic, de manera que el factor hauria de ser un valor una mica superior, s'utilitza un valor de Y_{O2} de 2 g O_2/g DBO_5.

Per tant, primer es calcula la carga de matèria orgànica a tractar:

$$K = Q \cdot S_0 = 2428\, L/d \cdot 1250\, mg\ DBO_5/L = 3{,}035 \cdot 10^6 \frac{mg\ DBO_5}{d} = 3{,}035\ \frac{kg\ DBO_5}{d} \qquad \textit{Eq. 17}$$

El requeriment d'oxigen diari és:

$$R_{O_2} = K \cdot Y_{O_2} = 3{,}035\ kg\ DBO_5/d \cdot 2\ kg\ O_2/kg\ DBO_5 = 6{,}07\ \frac{kg\ O_2}{d} \qquad \textit{Eq. 18}$$

S'utilitza aire per inserir l'oxigen dins el reactor, per tant, per passar el requeriment d'oxigen diari a requeriment d'aire diari, s'utilitzen els pesos moleculars de l'oxigen i de l'aire (32 i 29, respectivament) i la fracció d'oxigen present en l'aire (21%).

$$R_{aire} = R_{O_2} \frac{M_{aire}}{M_{O_2}} \frac{100}{21} = 6{,}07\ kg\ O_2/d \cdot \frac{29\, kg/kmol}{32\, kg/kmol} \frac{100\, kg\ aire}{21\, kg\ O_2} = 26{,}2\ \frac{kg\ aire}{d} \qquad \textit{Eq. 19}$$

Considerant que la densitat de l'aire a 20°C és 1,2 kg/m3, es calcula el volum d'aire diari necessari:

$$Q_{aire} = \frac{R_{aire}}{\rho_{aire}} = \frac{26{,}2\ kg\ aire/d}{1{,}2\, kg\ aire\ /m^3\ aire} = 21{,}8\ \frac{m^3\ aire}{d} \qquad \textit{Eq. 20}$$

Considerant que es subministra oxigen 20 hores diàries:

$$Q_{aire} = 21{,}8 \frac{m^3\ aire}{d} \frac{1\ d}{20\ h} = 1{,}1\ m^3/h \qquad \textit{Eq. 21}$$

S'ha de tenir en compte que amb el temps es poden tenir problemes de taponament dels porus, per això es sobredimensiona el sistema utilitzant un marge de maniobra del 20%.

$$Q_{aire} = Q_{aire} \cdot 1{,}2 = 1{,}1 \cdot 1{,}2 = 1{,}3\ m^3/h \qquad \textit{Eq. 22}$$

Segons el fabricant dels difusors, l'eficiència de transferència d'oxigen és del 30% (calculat en el següent apartat), per tant el requeriment final d'oxigen és:

$$Q_{aire} = \frac{1{,}3\ m^3/h}{0{,}25} = \mathbf{5{,}2}\ \frac{\boldsymbol{m^3}}{\boldsymbol{h}} \qquad \textit{Eq. 23}$$

Eficiència de transferència d'oxigen dels difusors d'aire

Segons el fabricant, l'eficiència de transferència de l'oxigen en l'aigua es calcula mitjançant la relació entre l'àrea que ocupen els difusors en funció de l'àrea del fons del tanc i el cabal d'aire proporcionat. L'eficiència es calcula amb les dimensions del reactor ja que el valor de l'eficiència s'utilitza per calcular l'oxigen necessari en aquest tanc.

Els difusors poden transferir fins un màxim de 8 m^3/h d'aire, però el fabricant recomana que el cabal d'aire que passa per cada difusor sigui el menor possible, però superior a 2-2,5 m^3/h. Per tant, el nombre de difusors a utilitzar són 2 difusors.

Primer es calcula l'àrea ocupada pels difusors:

$$A_{tot,d} = n_d \cdot A_d = 2 \cdot 0{,}06\ m^2 = 0{,}12\ m^2 \qquad \textit{Eq. 24}$$

On:

$A_{tot,d}$ = Àrea total ocupada pels difusors (m^2)

A_d = àrea difusor

L'àrea del fons del tanc és:

$$A_t = \pi \cdot \frac{d_t^2}{4} = \pi \cdot \frac{1{,}9^2 m}{4} = 2{,}8\ m^2 \qquad \textit{Eq. 25}$$

On:

A_t = àrea del tanc, s'utilitza 1,9 ja que el diàmetre interior és inferior al diàmetre exterior (m^2)

d_t = diàmetre del tanc (m)

La relació entre els diàmetres (DD) és:

$$DD = \frac{A_{tot,d}}{A_t} \cdot 100 = \frac{0{,}12}{2{,}8} \cdot 100 = 4{,}3\ \% \qquad \textit{Eq. 26}$$

A partir de la relació DD i el cabal d'aire que passa per cada difusor es pot calcular l'eficiència de transferència d'oxigen a partir de la Figura 2. El cabal que passa per cada difusor és:

$$Q_{aire/dif} = \frac{5{,}2\ m^3/h}{2} = 2{,}6\,\frac{m^3}{h} \qquad \textit{Eq. 27}$$

Per l'eficiència de transferència d'oxigen s'obté un valor aproximat de 25%.

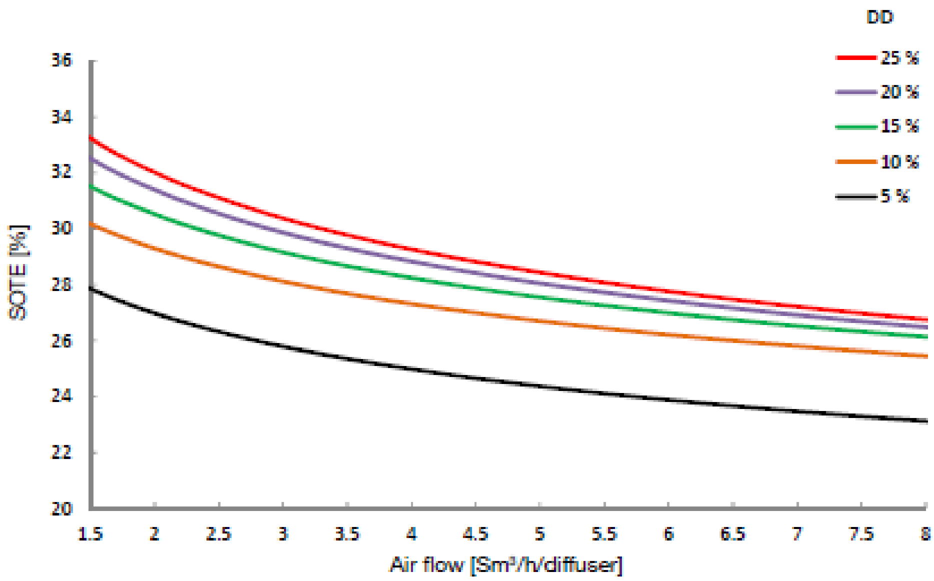
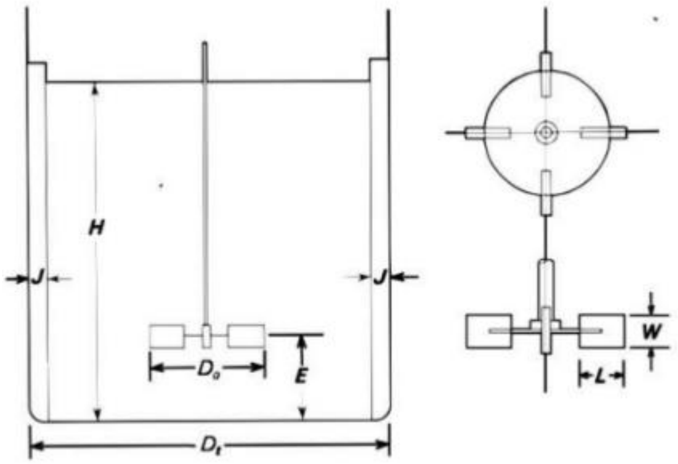


Figura 2. Eficiència de transferencia d'oxigen a partir del caudal l'aire i la relació entre l'àrea ocupada dels difusors i el fons del tanc. Font: Fitxa técnica del difusor

Agitador mecànic

Geometria agitador

S'utilitza un agitador de turbina amb pales per ser el més adequat per la dispersió de gas en líquid. Les proporcions estàndard geomètriques d'un sistema d'agitació amb pales són les següents:



$$S_1 = \frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \qquad S_6 = \frac{H}{D_t} = 1 \qquad S_5 = \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$S_2 = \frac{E}{D_a} = 1 \qquad S_4 = \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \qquad S_3 = \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Figura 3. Dimensionament d'un agitador amb pales.

On:

D_T = diàmetre del tanc

H = altura del líquid

D_A = diàmetre agitador

E = distància del fons del tanc i l'agitador

W = amplada de paletes

L = longitud de les pales

J = amplada de les plaques deflectores

En el cas del reactor biològic on s'instal·larà l'agitador, no s'utilitzen plaques deflectores. Quan el nombre de Reynolds és superior a 300 i no s'utilitzen deflectors, el consum de potència és considerablement menor que un amb deflectors.

Tant l'altura (H) com el diàmetre del tanc (D_T) venen definits per la geometria del tanc elegit i són 2,09 m i 2 m, respectivament. Per tant es té una acceptable relació H/DT = 1,05

Els altres valors s'obtenen a partir de les relacions establertes anteriorment:

Diàmetre agitador:

$$D_A = \frac{D_T}{3} = \frac{2\ m}{3} = 0{,}67\ m \qquad \text{Eq. 28}$$

Distància del fons del tanc i l'agitador:

$$E = D_A = 0{,}5\ m \qquad \text{Eq. 29}$$

Amplada paletes:

$$W = \frac{D_A}{5} = \frac{0{,}5\ m}{5} = 0{,}1\ m \qquad \text{Eq. 30}$$

$$L = \frac{D_A}{4} = \frac{0{,}5\ m}{4} = 0{,}125\ m \qquad \text{Eq. 31}$$

Potència de l'agitador

Per calcular la potència requerida pel motor, mitjançant un anàlisi dimensional, s'utilitza la següent expressió:

$$P = N_p D_A^5 N^3 \rho \qquad \text{Eq. 32}$$

On:

P = potència requerida

N_P = Nombre de potència (adimensional)

D_A = diàmetre de l'agitador (m)

N = velocitat de rotació de l'agitador (rev/s)

P = densitat del fluid (kg/m^3)

El Nombre de potència es pot calcular a partir del nombre de Reynolds:

$$Re = \frac{D_A^2 N \rho}{\mu} \qquad \text{Eq. 33}$$

On:

Re = Nombre de Reynolds

μ = viscositat dinàmica del fluid

Es considera la densitat i viscositat de l'aigua igual a 1000 kg/m^3 i 10^{-3} kg/m·s, respectivament. Segons el fabricant, per les dimensions del tanc, es recomana un diàmetre de l'agitador (D_A) de 0,6m i una velocitat de rotació (N) de 100 rpm.

El Nombre de Reynolds calculat és:

$$Re = \frac{D_A^2 N \rho}{\mu} = \frac{0{,}6^2 m \cdot \left(100\ \frac{rev}{min} \times \frac{1\ min}{60\ s}\right) \cdot 1000\ kg/m^3}{10^{-3}\ kg/m \cdot s} = 6 \cdot 10^5 \qquad \textit{Eq. 34}$$

El nombre de Reynolds és superior a 10.000 per tant, és un règim turbulent.

A partir del nombre de Reynolds es troba el nombre de potència utilitzant una corba de correlació:

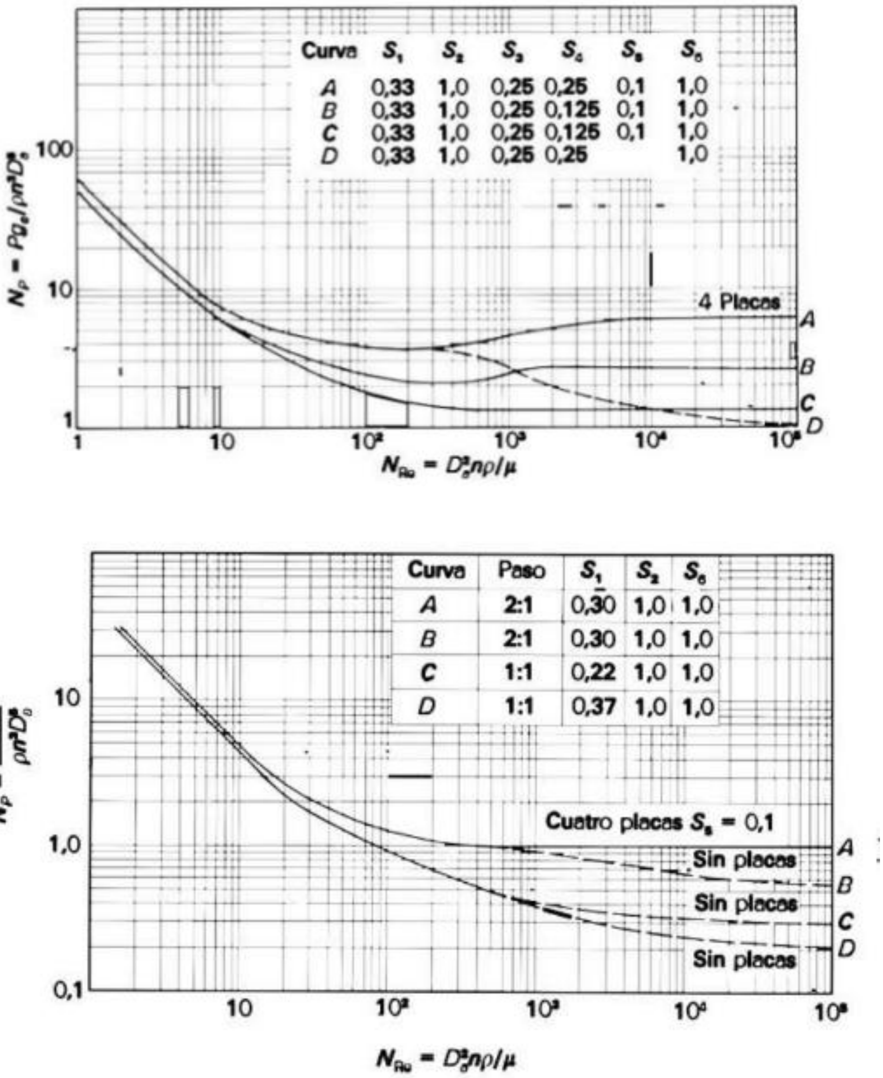


Figura 4. Relació entre el Nombre de potència i el Nombre de Reynolds per diferents agitadors 6 pales (superior) i 3 pales (inferior).

De la Figura 4 es dedueix que si no s'utilitzen plaques deflectores, a nombre de Reynolds grans el nombre de potència és inferior o igual a 1 en el cas de la turbina de 3 i 6 pales, per tant, també es considera inferior a 1 en una turbina de 4 pales.

S'utilitza un nombre de potència màxim de 1.

Per tant, la potència requerida pel motor de l'agitador és:

$$P = N_p D_A^5 N^3 \rho = 1 \cdot 0{,}6^5 m \cdot 1{,}67^3 rev/s \cdot 1000\ kg/m^3 = 362{,}2\ W \qquad \textit{Eq. 35}$$

Considerant un rendiment del 60%, la potència absorbida és:

$$P_{abs} = \frac{P}{\eta} = \frac{362{,}2\ W}{0{,}6} = 603{,}67\ W \approx \mathbf{0{,}6\ kW} \qquad \textit{Eq. 36}$$

Pèrdues de càrrega

Pèrdues de càrrega tamís

La pèrdua de càrrega que es produeix en un tamís es calcula de la seguen forma:

$$h_l = \frac{1}{C \cdot 2g}\left(\frac{Q}{A}\right)^2 \qquad \textit{Eq. 37}$$

On:

h_l = pèrdua de càrrega (m)

C = coeficient de descàrrega del tamís (adimensional)

g = acceleració de la gravetat (m/s^2)

Q = caudal punta (m^3/s)

A = àrea efectiva del tamís (m^2)

El caudal punta s'elegeix un valor extrem de 150 L/min (0,0025 m^3/s)

El càlcul de l'àrea del tamís, que és de forma rectangular, és:

$$A = base \times altura = 0{,}5\ m \times 1{,}2\ m = 0{,}6 m^2 \qquad \textit{Eq. 38}$$

El coeficient de descàrrega és igual a 0,3.

La pèrdua de càrrega és:

$$h_l = \frac{1}{C \cdot 2g}\left(\frac{Q}{A}\right)^2 = \frac{1}{0{,}3 \cdot 2 \cdot 9{,}81\ m/s^2}\left(\frac{0{,}0025\ m^3/s}{0{,}6\ m^2}\right)^2 = 2{,}95 \cdot 10^{-6}\ m \qquad \text{Eq. 39}$$

Aquesta pèrdua de càrrega és molt petita i es considera negligible.

Pèrdua de càrrega canonades d'aigua

La pèrdua de càrrega en una canonada és la pèrdua de pressió que es produeix en un fluid degut a la fricció de les partícules del fluid entre si i contra les parets de la canonada. Es classifiquen en pèrdues continues i pèrdues localitzades. Les primeres tenen en conte al llarg dels trams regulars i la segona degut a circumstàncies puntuals com canvis de direcció.

Per calcular les pèrdues de càrregues contínues s'utilitza l'equació de Darcy-Weisbach

$$\Delta H_C = \frac{f}{d}\frac{v^2}{2g}L \qquad \text{Eq. 40}$$

On:

ΔH_C = pèrdua de càrrega contínua (m)

f = coeficient de pèrdua de carga per unitat de longitud o coeficient de fricció (adimensional)

v = velocitat de circulació de l'aigua (m/s)

d = diàmetre interior de la canonada (m)

g = acceleració de la gravetat (m/s^2)

La velocitat s'obté a partir del cabal d'aigua que circula per les canonades i l'àrea de la mateixa:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\pi \frac{d^2}{4}} \qquad \text{Eq. 41}$$

Degut a que les canonades de PVC són llises, el càlcul del coeficient de pèrdua de càrrega (f) es calcula mitjançant l'expressió empírica de Blasius:

$$f = 0{,}316 \cdot Re^{-0{,}25} \qquad \text{Eq. 42}$$

On Re és el nombre de Reynolds, que per una canonada es calcula a partir de la seguen expressió:

$$Re = \frac{v \cdot d \cdot \rho}{\mu} \qquad \text{Eq. 43}$$

On:

ρ = densitat del fluid

μ = viscositat dinàmica del fluid

Pel càlcul de les pèrdues de càrrega localitzades, es té en comte el nombre de colzes en el tram, que segons el fabricant, per un diàmetre de 40 mm, la longitud equivalent en metres de tub recte és de 1,31. Per tant la pèrdua de càrrega localitzades es calcula segons l'expressió:

$$\Delta H_l = \frac{f}{d}\frac{v^2}{2g} \cdot n_c \cdot 1{,}31 \qquad \textit{Eq. 44}$$

On:

ΔH_l = pèrdua de càrrega localitzada

n_c = nombre de colzes

La pèrdua de càrrega final en la canonada per tant és la suma de les pèrdues contínues i localitzades:

$$\Delta H_{tot} = \Delta H_c + \Delta H_l \qquad \textit{Eq. 45}$$

Que també es pot escriure com:

$$\Delta H_{tot} = \Delta H_c + \Delta H_l = \frac{f}{d}\frac{v^2}{2g}(L + 1{,}31 \cdot n_c) \qquad \textit{Eq. 46}$$

A continuació es calcula la pèrdua de càrrega en cada tram de canonada on és necessari, els valors de densitat i viscositat de l'aigua es consideren 1000 kg/m^3 i 10^{-3} kg/m·s, respectivament:

Tram bomba 1 ("1"): Zona de producció fins tamís

Q = 0,0025 m^3/s d = 0,05 m L = 12 m n_c = 5

La velocitat de l'aigua a través de la canonada és:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\pi\frac{d^2}{4}} = \frac{0{,}0025\, m^3/s}{\pi \cdot \frac{0{,}05^2}{4} m^2} = 1{,}27\frac{m}{s} \qquad \textit{Eq. 47}$$

El nombre de Reynolds és:

$$Re = \frac{v \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{1{,}27\ m/s \cdot 0{,}05\, m \cdot 1000\ kg/m^3}{10^{-3}\, kg/m \cdot s} = 6{,}35 \cdot 10^4 \qquad \textit{Eq. 48}$$

Mitjançant l'expressió de Blasius:

$$f = 0{,}316 \cdot Re^{-0{,}25} = 0{,}316 \cdot (6{,}35 \cdot 10^4)^{-0{,}25} = 0{,}02 \qquad \textit{Eq. 49}$$

Finalment, la pèrdua de càrrega és:

$$\Delta H_{tot} = \frac{f}{d}\frac{v^2}{2g}(L + 1{,}31 \cdot n_c) = \frac{0{,}02}{0{,}05\ m} \cdot \frac{1{,}27^2\ m/s}{2 \cdot 9{,}81\ m/s^2} \cdot (12 + 1{,}31 \cdot 5)m = \mathbf{0,61\ m} \quad \textit{Eq. 50}$$

Tram bomba 2 ("3"): Tanc homogeneïtzador fins reactor biològic

Q = 0,00083 m^3/s   d = 0,031 m   L = 5 m n_c = 2

La velocitat de l'aigua a través de la canonada és:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\pi \frac{d^2}{4}} = \frac{0{,}00083\ m^3/s}{\pi \cdot \frac{0{,}031^2}{4} m^2} = 1{,}1 \frac{m}{s} \quad \textit{Eq. 51}$$

El nombre de Reynolds és:

$$Re = \frac{v \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{1{,}1\ m/s \cdot 0{,}031\ m \cdot 1000\ kg/m^3}{10^{-3}\ kg/m \cdot s} = 3{,}41 \cdot 10^4 \quad \textit{Eq. 52}$$

Mitjançant l'expressió de Blasius:

$$f = 0{,}316 \cdot Re^{-0{,}25} = 0{,}316 \cdot (3{,}41 \cdot 10^4)^{-0{,}25} = 0{,}023 \quad \textit{Eq. 53}$$

Finalment, la pèrdua de càrrega és:

$$\Delta H_{tot} = \frac{f}{d}\frac{v^2}{2g}(L + 1{,}31 \cdot n_c) = \frac{0{,}023}{0{,}031\ m} \cdot \frac{1{,}1^2\ m/s}{2 \cdot 9{,}81\ m/s^2} \cdot (5 + 1{,}31 \cdot 2)\ m = \mathbf{0,35\ m} \quad \textit{Eq. 54}$$

Tram bomba 3 ("4"): Descàrrega de l'efluent

Q = 0,00083 m^3/s   d = 0,025 m   L = 4 m n_c = 3

La velocitat de l'aigua a través de la canonada és:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\pi \frac{d^2}{4}} = \frac{0{,}00083\ m^3/s}{\pi \cdot \frac{0{,}025^2}{4} m^2} = 1{,}69 \frac{m}{s} \quad \textit{Eq. 55}$$

El nombre de Reynolds és:

$$Re = \frac{v \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{1{,}69\ m/s \cdot 0{,}025\ m \cdot 1000\ kg/m^3}{10^{-3}\ kg/m \cdot s} = 4{,}23 \cdot 10^4 \quad \textit{Eq. 56}$$

Mitjançant l'expressió de Blasius:

$$f = 0{,}316 \cdot Re^{-0{,}25} = 0{,}316 \cdot (4{,}23 \cdot 10^4)^{-0{,}25} = 0{,}022 \quad \textit{Eq. 57}$$

Finalment, la pèrdua de càrrega és:

$$\Delta H_{tot} = \frac{f}{d}\frac{v^2}{2g}(L + 1{,}31 \cdot n_c) = \frac{0{,}022}{0{,}025\,m} \cdot \frac{1{,}69^2\,m/s}{2 \cdot 9{,}81\,m/s^2} \cdot (4 + 1{,}31 \cdot 3)\,m = \mathbf{1\,m} \quad \textit{Eq. 58}$$

Tram bomba 4 ("5"): Descàrrega dels fangs

Q = 0,00055 m^3/s d = 0,031 m L = 6 m n_c = 5

La velocitat de l'aigua a través de la canonada és:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\pi\frac{d^2}{4}} = \frac{0{,}00055\,m^3/s}{\pi \cdot \frac{0{,}031^2}{4}m^2} = 0{,}73\,\frac{m}{s} \quad \textit{Eq. 59}$$

El nombre de Reynolds és:

$$Re = \frac{v \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{0{,}73\ m/s \cdot 0{,}031\,m \cdot 1000\,kg/m^3}{10^{-3}\ kg/m \cdot s} = 2{,}2 \cdot 10^4 \quad \textit{Eq. 60}$$

Mitjançant l'expressió de Blasius:

$$f = 0{,}316 \cdot Re^{-0{,}25} = 0{,}316 \cdot (2{,}2 \cdot 10^4)^{-0{,}25} = 0{,}026 \quad \textit{Eq. 61}$$

Finalment, la pèrdua de càrrega és:

$$\Delta H_{tot} = \frac{f}{d}\frac{v^2}{2g}(L + 1{,}31 \cdot n_c) = \frac{0{,}026}{0{,}031\,m} \cdot \frac{0{,}76^2\,m/s}{2 \cdot 9{,}81\,m/s^2} \cdot (6 + 1{,}31 \cdot 5)\,m = \mathbf{0{,}3\,m} \quad \textit{Eq. 62}$$

Pèrdues de càrrega en el sistema d'aeració

Les pèrdues de càrrega en el sistema d'aeració es separa en dos parts, la pèrdua de càrrega en la canonada i la pèrdua de càrrega en els difusors.

La pèrdua de càrrega en la canonada es calcula segons les recomanacions del fabricant i es consideren del 15% de la longitud del tram. Per tant:

$$\Delta H_{canonada} = 0{,}15 \cdot L = 0{,}15 \cdot 10 = 1{,}5\,m \quad \textit{Eq. 63}$$

La pèrdua de càrrega en els difusors es calcula a partir del cabal d'aire i la Figura 5. El caudal d'aire total que passa per cada difusor és de 2,6 m^3/h. S'obtenen unes pèrdues d'aproximadament 3 kPa, equivalent a 0,3 metres de columna d'aigua (m.c.a.)

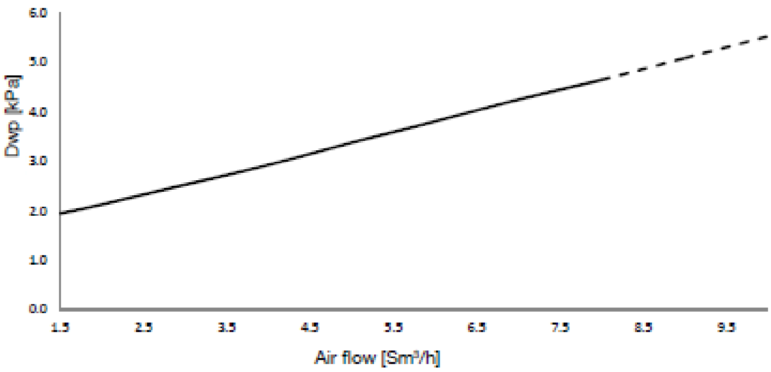


Figura 5. Pèrdues de pressió dels difusors en funció del caudal d'aire.

Les pèrdues totals en el sistema d'aeració són:

$$\Delta H_{aeració} = 1{,}5 + 0{,}3 = 1{,}8\ m \qquad \text{Eq. 64}$$