© Gaspare Pero - Documento sotto licenza GPL: consentito l'utilizzo, la stampa e la ridistribuzione totale o parziale di esso purché avvenga gratuitamente e senza modifica alcuna.

Esercizi per il dimensionamento dei componenti di un impianto di depurazione acque reflue

La presente dispensa illustra, mediante esercizi svolti, il dimensionamento dei vari componenti presenti in un impianto di potabilizzazione e depurazione.

§

§ 1 – Grigliatura

1.1 - Si dimensioni un sistema di grigliatura fine a servizio di un impianto che tratta una portata Q = 38l/s = 38dm^3/s. Si consideri una velocità media ≤ 1m/s = 10dm/s, uno spessore delle sbarre s = 0,4cm e una luce tra di esse L = 0,5cm.
Si stima un'altezza della lama d'acqua H = 20cm; poiché la portata Q = V·A, si ricava:
A = Q/V = 3,8dm^2 come somma delle aree tra le sbarre,
L_{tot} = A/H = 1,9dm come somma delle luci L tra le sbarre.
Se x è il numero di sbarre:
(x + 1)·L = L_{tot} → x = 37 sbarre.
La larghezza della sezione di grigliatura è quindi:
x·s + (x + 1)·L = 33,8cm.

1.2 - Si dimensioni una fase di grigliatura grossolana in un impianto che tratta una q = 1m^3/s, ipotizzando che vi sia una perdita di carico non superiore a 15cm. Si consideri uno spessore delle sbarre s = 1cm, una luce tra esse L = 6cm, un k (coefficiente di forma delle sbarre) = 1,8, una larghezza totale della sezione L_{sez} = 1m, una velocità v = 1m/s e un'inclinazione della griglia θ = 60° sull'orizzontale.
Il numero x di sbarre è ricavabile immediatamente:
(x + 1)·L + x·s = L_{sez} → x = 13,4, quindi 14 sbarre, poiché dev'essere chiaramente un numero intero.
Essendo:
L_{sb} = x·s = 14cm la larghezza occupata dalle sbarre,
L_{tot}= (x + 1)·L = 90cm la somma delle luci tra le sbarre,
la perdita di carico risulta:

$$H = k \cdot \left(\frac{L_{sb}}{L_{tot}}\right)^{4/3} \cdot v \cdot \operatorname{sen}\theta = 0{,}14 < 0{,}15 .$$

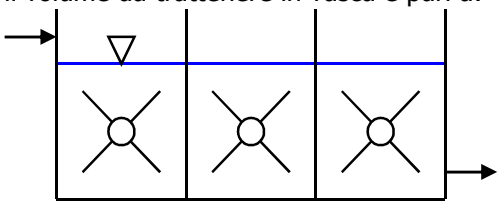
Qualora il vincolo sulla perdita di carico fosse stato inferiore, ad esempio 10cm, si sarebbe dovuto modificare qualche parametro, come l'inclinazione i, la velocità v, la larghezza della sezione.

§ 2 – Flocculazione

2.1 - In un impianto di trattamento della potenzialità di Q = 50.000m^3/d è risultato ottimale, a seguito di prove di Jar test, un dosaggio d'alluminio $Al_2(SO_4)_3$ pari a 40mg/l ed un valore di G·t = 4·10^4 a T = 15°C (G è il gradiente di velocità). Si determini:

a) La richiesta mensile d'alluminio,
b) Le dimensioni della vasca considerando che la larghezza complessiva non dev'essere superiore a 12m e che s'intendono utilizzare 3 gruppi di pale poste trasversalmente al flusso,
c) La richiesta complessiva di potenza,
d) La configurazione delle pale, adottando un coefficiente di forma k = 1,8.

a) Poiché Q = 50.000m^3/d = 0,58m^3/s e che 40mgAl/l = 40gAl/m^3, s'ottiene facilmente:
Al_{sec} = 0,58·40 = 23,2gAl/s → Al_d = Al_{sec}·86,4 = 2.004KgAl/d → Al_{mese} = Al_d·30 ≅ 60.000KgAl/mese.
b) La flocculazione, affinché avvenga con efficienza, richiede una cinetica dapprima sostenuta, per favorire la formazione dei fiocchi, ed in seguito più moderata, per evitare la loro distruzione: si imposta, quindi un valore medio di G = 30s^{-1}, determinando un tempo di contatto tra particelle e coagulante t = 1.333s = 22,2 minuti. In tale tempo, il volume da trattenere in vasca è pari a:



V = Q·t = 773m^3, che è bene suddividere, per le suddette questioni cinetiche, in 3 comparti in serie, ciascuno del volume V_1 = V_2 = V_3 = V/3 = 258m^3, ai quali s'assegnano rispettivamente i gradienti G_1 = 40s^{-1}, G_2 = 30s^{-1}, G_3 = 20s^{-1}.

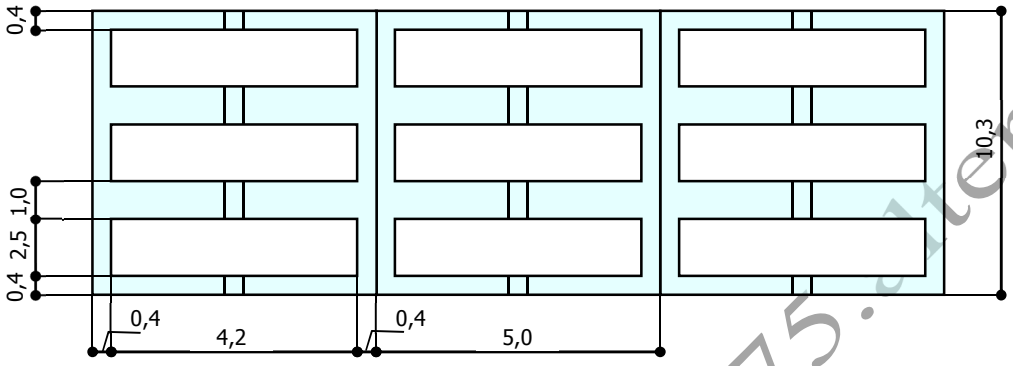
http://studiotecnico75.altervista.org

© Gaspare Pero - Documento sotto licenza GPL: consentito l'utilizzo, la stampa e la ridistribuzione totale o parziale di esso purché avvenga gratuitamente e senza modifica alcuna.

Poiché le pale devono rientrare in ciascun comparto in termini di lunghezza e di altezza, tali dimensioni devono essere uguali tra loro. Fissando una prima altezza di vasca H_1 = 3m, s'ottiene:
$L_{tot(1)}$ = 9m come lunghezza dei 3 comparti → $V_1 = L_{tot(1)} \cdot H_1 \cdot 12 = 324m^3 < V$, quindi occorre una larghezza pari a $V/L_{tot(1)}/H_1 = 28{,}6m > 12m$ che è inaccettabile; quindi si prova con H_2 = 4m, ottenendo:
$L_{tot(2)} = 12m \rightarrow V_2 = L_{tot(2)} \cdot H_2 \cdot 12 = 576m^3 < V$, che richiede una larghezza $V/L_{tot(2)}/H_2 = 16{,}1m > 12m$. Con H_3 = 5m → $L_{tot(3)} = 15m \rightarrow V_3 = L_{tot(3)} \cdot H_3 \cdot 12 = 900m^3 > V$, quindi è sufficiente una larghezza $V/L_{tot(3)}/H_3 = 10{,}3m < 12m$.
c) Ponendo la condizione che la viscosità $\mu_{15°C} = 1{,}139 \cdot 10^{-3} N \cdot s/m^2$, dalla relazione

$G = \sqrt{\frac{P}{V \cdot \mu}}$ si ricava, per ciascun comparto:

$P_1 = G_1^2 \cdot V_1 \cdot \mu_{15°C} = 470W$, $P_2 = G_2^2 \cdot V_2 \cdot \mu_{15°C} = 264W$, $P_3 = G_3^2 \cdot V_3 \cdot \mu_{15°C} = 118W$, e quindi:
$P_{tot} = P_1 + P_2 + P_3 = 852W$.
d) Ciascuno dei bracci delle pale deve rientrare nel comparto ed avere un "franco" dal bordo, che si può fissare in 40cm da ogni parte, in modo che ogni braccio risulti lungo 5 - 0,4·2 = 4,2m. Siccome sono richiesti 3 gruppi di pale per ciascun comparto, ogni gruppo sarà distanziato 1m dall'altro (nel senso dei 10,3m), quindi ogni pala sarà larga 2,5m; il dimensionamento è illustrato nella pian-ta in figura.



Per dimensionare le pale è necessario determinarne la ve-locità di rotazione V_p, che va intesa "relativa" rispetto a quella dell'acqua. Essendo $V_p = 0{,}75 \cdot V_{ass}$, ponendo $V_{ass1} = 0{,}67m/s \rightarrow V_{p1} = 0{,}5m/s$; dalla relazione che lega potenza, velocità ed area delle pale A_p:

$P = F \cdot V_p = k_p \cdot A_p \cdot \rho \cdot \frac{V_p^3}{2}$, con F forza applicata alle pale e $\rho = 999Kg/m^3$, si può scrivere:

$\frac{2 \cdot P_1}{V_{p1}^3 \cdot k_p \cdot \rho} = A_p = (3 \cdot 4) \cdot 2{,}5 \cdot H_p$, dove con 3×4 s'intendono le 4 pale di ciascuno dei tre gruppi del comparto e 2,5 è la larghezza di ciascuna pala. Risolvendo nell'incognita H_p, altezza delle pale, si ha:
$H_p = 0{,}14m \rightarrow A_p = 4{,}20m^2$.
Per il 2° comparto, adottando un identico gruppo di pale (varia solo la cinetica) si determina

$V_{p2} = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot P_2}{k_p \cdot \rho \cdot A_p}} = 0{,}41m/s$,

infine per il 3° comparto, analogamente, risulta $V_{p3} = 0{,}31m/s$.
Attraverso le velocità assolute, è possibile determinare le frequenze di rotazione di ciascun gruppo di pale con un raggio r = 4,2/2 = 2,1m, nota $V_{ass1} = 0{,}67m/s \rightarrow \omega_1 = \frac{V_{ass1}}{2 \cdot \pi \cdot r} = 0{,}05 giri/s = 3 giri/minuto$;

$V_{ass2} = V_{p2}/0{,}75 = 0{,}55m/s \rightarrow \omega_2 = \frac{V_{ass2}}{2 \cdot \pi \cdot r} = 0{,}04 giri/s = 2{,}5 giri/minuto$;

$V_{ass3} = V_{p3}/0{,}75 = 0{,}41m/s \rightarrow \omega_3 = \frac{V_{ass3}}{2 \cdot \pi \cdot r} = 0{,}03 giri/s = 1{,}9 giri/minuto$.

Dal confronto delle frequenze di rotazione appare evidente la cinetica decrescente del processo.

§ 3 – Filtrazione

3.1 - In un impianto di trattamento della portata Q = 900m³/h, l'unità di filtrazione è riempita con sabbie aventi diametro medio d = 0,4mm e fattore di forma ϕ = 0,85. Si determini il numero di filtri e la loro dimensione, nonché la perdita di carico nel loro attraversamento, tenendo conto che l'altezza del letto filtrante L sia compresa tra 0,65 e 0,70m; la porosità del letto filtrante sia α = 0,4, la densità della particella ρ_p sia 2,65 volte quella dell'acqua, la temperatura dell'acqua sia T = 20°C, e la velocità di filtrazione V_f sia compresa tra $1{,}2 \cdot 10^{-3}$m/s (4,32m/h) e $1{,}5 \cdot 10^{-3}$m/s (5,4m/h).

http://studiotecnico75.altervista.org

© Gaspare Pero - Documento sotto licenza GPL: consentito l'utilizzo, la stampa e la ridistribuzione totale o parziale di esso purché avvenga gratuitamente e senza modifica alcuna.

Ponendo V_f = 5m/h, essendo $V_f = Q/A \rightarrow A = 180m^2$; prevedendo manutenzioni e controlavaggio, conviene scegliere 4 filtri da $45m^2$ ciascuno ($15\times3m^2$), inglobando in V_f il fatto che, in tali situazioni, non si ha la disponibilità di tutti i $180m^2$.
Per determinare la perdita di carico, è necessario conoscere il numero di Reynolds con, a 20°C, $\rho_{w(20°C)} = 998{,}2kg/m^3$ e $\mu_{w(20°C)} = 1{,}002\cdot10^{-3}N\cdot s/m^2$:

$$Re = \phi \cdot \frac{\rho_{w(20°C)} \cdot \frac{V_f}{3.600} \cdot \frac{d}{1.000}}{\mu_{w(20°C)}} = 0{,}47$$, quindi il moto è laminare.

Determinando il fattore d'attrito

$$f = \frac{150 \cdot (1-\alpha)}{Re} + 1{,}75 = 193{,}1,$$

e fissando un'altezza L = 0,67m, la perdita di carico è:

$$h = f \cdot \frac{1-\alpha}{\alpha^3} \cdot \frac{L}{\frac{d}{1.000}} \cdot \frac{\left(\frac{V_f}{3.600}\right)^2}{g} = 0{,}60m.$$

3.2 - Si determini la velocità di controlavaggio V_c dell'impianto di filtrazione dell'esercizio 3.1, nonché la portata richiesta Q_c e l'altezza del letto espanso considerandone una porosità α_{esp} = 0,7.
Si determina dapprima la velocità di caduta libera V_s (sedimentazione) della particella in un mezzo liquido:

$$V_s = \frac{(\rho_p - \rho_w) \cdot g \cdot d^2}{18 \cdot \mu_w} = 0{,}14m/s,$$

a cui corrisponde un numero di Reynolds:

$$Re = \phi \cdot \frac{\rho_w \cdot V_s \cdot d}{\mu_w} = 47$$, quindi il moto è di transizione, ed occorre ricalcolare V_s con C_D. Si ha:

$$C_{D1} = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + 0{,}34 = 1{,}29 \rightarrow V_{s1} = \sqrt{\frac{4}{3} \cdot \frac{(\rho_p - \rho_w) \cdot g \cdot d}{\rho_w \cdot C_{D1}}} = 0{,}08m/s \rightarrow Re_1 = \phi \cdot \frac{\rho_w \cdot V_{s1} \cdot d}{\mu_w} = 28;$$

il moto è ancora di transizione, quindi si reitera col nuovo Re finché V_s varia di poco:
$C_{D2} = 1{,}78 \rightarrow V_{s2} = 0{,}07m/s \rightarrow Re_2 = 24$ (transizione) $\rightarrow C_{D3} = 1{,}97 \rightarrow V_{s3} = 0{,}07m/s$, è convergente, quindi, applicando

$$\alpha_{esp} = \left(\frac{V_c}{V_s}\right)^{0{,}22}$$, si determina $V_c = V_s \cdot \sqrt[0{,}22]{\alpha_{esp}} = 0{,}01m/s \cong 50m/h$.

Infine:

$Q_c = V_c \cdot A/4 = 0{,}63m^3/s = 2.250m^3/h$ per ciascun letto, $L_{esp} = L \cdot \frac{1-\alpha}{1-\alpha_{esp}} = 1{,}34m$.

3.3 - Una sabbia è costituita da particelle delle seguenti dimensioni

%	mm
42,24	1,00
33,00	0,38
27,76	0,23

Il letto filtrante misura $6\times6\times0{,}6m^3$; la sabbia ha una porosità α = 0,4 e un coefficiente di forma ϕ = 0,95. La portata specifica di filtrazione $Q_s = 0{,}163m^3/m^2/min$. Assumendo $\mu = 1{,}44\cdot10^{-3}N\cdot s/m^2$ e $\rho = 1.020kg/m^3$, determinare le perdite di carico h attraverso:
a) Il letto filtrante pulito;
b) Dopo t = 4 ore di funzionamento, nel qual caso la concentrazione di solidi sospesi sia ridotta da 55 a 3mg/l, assumendo che il materiale sia trattenuto nei primi 15cm di filtro, dove i granuli hanno dimensione media d = 0,8mm.
a) La perdita di carico h_L è funzione dei fattori d'attrito f dei tre strati, ed f è funzione del numero di Reynolds, quindi, utilizzando come velocità di sedimentazione la portata specifica Q_s tradotta in m/s, si perviene a:
$Re_1 = 1{,}92 \rightarrow f_1 = 48{,}6$; $Re_2 = 0{,}73 \rightarrow f_2 = 125$; $Re_3 = 0{,}44 \rightarrow f_3 = 206$.
Indicando ora con $\%_i$ le composizioni della sabbia alle varie granulometrie, si perviene a:

$$h_L = \frac{1-\alpha}{\alpha^3} \cdot \frac{\left(\frac{Q_s}{60}\right)^2}{g} \cdot \frac{L}{\phi} \cdot \sum_i \frac{f_i \cdot \%_i}{d_i} = 1{,}69m.$$

http://studiotecnico75.altervista.org

© Gaspare Pero - Documento sotto licenza GPL: consentito l'utilizzo, la stampa e la ridistribuzione totale o parziale di esso purché avvenga gratuitamente e senza modifica alcuna.

b) Sperimentalmente risulta che la perdita di carico totale H_L è data da h_L del filtro pulito più un
$h_s = a\cdot(q_{i,t})^b$, con $q_{i,t}$ frazione in peso di materiale inquinante rimosso dal liquido filtrato (misurata in mg/cm^3), a = 2,15, b = 0,05. Poiché la concentrazione di solidi sospesi varia di
Δ = 55 - 3 = 52mg/l = 52g/m^3, e il volume d'acqua trattata è
Vol = $Q_s\cdot 60\cdot t\cdot(6\times 6)$ = 1.408m^3, i solidi rimossi ammontano a
S_{rim} = Vol·Δ = 73,2kg. Essendo il volume di filtro "attivo" (primi 15cm) pari a Vol_{att} = (600×600)·15 = 5,4·10^{6}cm^3, finalmente:

$$q_{i,t} = \frac{S_{rim}}{Vol_{att}} = 13{,}56 mg/cm^3 \rightarrow h_S = 2{,}45m \rightarrow H_L = h_L + h_S = 4{,}14m.$$

§ 4 – Sedimentazione primaria

4.1 - Determinare la velocità di caduta V_s (sedimentazione) di una particella sferica avente diametro d = 0,5mm, densità specifica ρ_p = 2.650kg/m^3 a T = 20°C.
Se il moto fosse laminare (Re < 1), con ρ_w = 998,2kg/m^3 e μ_w = 1,002·10^{-3}N·s/m^2 si avrebbe con Stokes:

$$V_s = \frac{(\rho_p - \rho_w)\cdot g\cdot d^2}{18\cdot\mu_w} = 0{,}22 m/s;$$

in realtà, essendo la particella sferica, ϕ = 1 e quindi

$$Re = \frac{\rho_w\cdot V_s\cdot d}{\mu_w} = 110$$, quindi vi è un regime di transizione ed occorre tenere conto di C_D nel computo di V_s:

$$C_{D1} = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + 0{,}34 = 0{,}84 \rightarrow V_{s1} = \sqrt{\frac{4}{3}\cdot\frac{(\rho_p - \rho_w)\cdot g\cdot d}{\rho_w\cdot C_D}} = 0{,}11 m/s \rightarrow Re_1 = \frac{\rho_w\cdot V_{s1}\cdot d}{\mu_w} = 55 > 1;$$ reiterando

come per l'esercizio 3.2, C_{D2} = 1,18 → V_{s2} = 0,10m/s ≅ V_{s1}, quindi ci si ferma.

4.2 - Determinare il diametro minimo della particella che possa sedimentare in uno o più sedimentatori integrati in un impianto di trattamento della portata Q = 150.000m^3/d, considerando un tempo di residenza t_r = 3 ore; valutare il processo alle temperature T_1 = 10°C, T_2 = 20°C, T_3 = 30°C.
Ad una portata giornaliera Q ne corrisponde una oraria q = Q/24 = 6.250m^3/h, quindi, con una permanenza dell'acqua nel sedimentatore t_r, il volume necessario è:
Vol = q·t_r = 18.750m^3. Affinché il sedimentatore funzioni efficacemente, è bene che abbia un diametro non superiore ai 50m ed un tirante idraulico h compreso tra 3 e 4m. Fissando un primo valore h_1 = 3,5m, la superficie complessiva occupata dai sedimentatori è
A = Vol/h_1 ≅ 5.360m^2, cui corrisponde un raggio

$$R_1 = \sqrt{\frac{5.360}{\pi}} \cong 41m$$, e quindi un diametro D_1 = 82m >> 50m, del tutto inefficiente dal punto di vista idrodinamico;

l'uso di un solo sedimentatore, inoltre, è sconsigliato in previsione di periodi di "fuori servizio". Conservando h_1, si opta quindi per 4 sedimentatori, ciascuno con una superficie orizzontale
A_i = A/4 = 1.340m^2 → R_2 ≅ 21m, e quindi D_2 = 42m, accettabile. Una riduzione eccessiva delle dimensioni incide negativamente sui costi di realizzazione. Oltre ai 4 sedimentatori "ordinari" se ne prevede un quinto, con funzione di riserva per i "fuori servizio".
Determinando il carico idrico superficiale Cis (o velocità di risalita)

$$Cis = \frac{q}{A} = 1{,}17\frac{m^3}{m^2\cdot h}$$, è possibile determinare i diametri minimi sedimentabili tenendo conto delle escursioni di ρ e μ dell'acqua alle varie temperature.

T	ρ_w	μ
10°C	995kg/m^3	1,3·10^{-3}N·s/m^2
20°C	998kg/m^3	1,002·10^{-3}N·s/m^2
30°C	997kg/m^3	0,8·10^{-3}N·s/m^2

Dalla formula generale della velocità di sedimentazione, sostituendo Cis/3.600 a V_s, con j = 10°C, 20°C, 30°C, si ottiene

$$d_j = \sqrt{\frac{18\cdot\mu_j\cdot\frac{Cis}{3.600}}{g\cdot(\rho_s - \rho_{wj})}} \rightarrow d_{10} = 2{,}16\cdot10^{-5}m,\ d_{20} = 1{,}90\cdot10^{-5}m,\ d_{30} = 1{,}70\cdot10^{-5}m.$$

http://studiotecnico75.altervista.org

© Gaspare Pero - Documento sotto licenza GPL: consentito l'utilizzo, la stampa e la ridistribuzione totale o parziale di esso purché avvenga gratuitamente e senza modifica alcuna.

4.3 - Si dimensionino dei sedimentatori affinché possano sedimentare particelle con d = $5 \cdot 10^{-5}$m in un impianto che tratta Q = 50.000m³/d a T = 20°C.

La portata oraria corrispondente a Q è q = Q/24 = 2.084m³/h; utilizzando i valori di ρ e μ dell'esercizio 4.2, applicando Stokes, si ha:

$V_s = \frac{(\rho_p - \rho_w) \cdot g \cdot d^2}{18 \cdot \mu_w} = 2{,}25 \cdot 10^{-3} m/s$, che si rivela valida in quanto $Re = \frac{\rho \cdot V_s \cdot d}{\mu} = 0{,}11 < 1$ e quindi il moto è laminare. Ponendo Cis = V_s ed esprimendolo in m/h anziché m/s, si determina la superficie orizzontale

A = q/Cis ≅ 257m² → $R = \sqrt{\frac{257}{\pi}} = 9{,}04m$ → D = 18m < 50m. Il tirante idraulico non entra in gioco poiché non è stato imposto alcun tempo di residenza che influenza il volume necessario.

§ 5 – Dissabbiatura

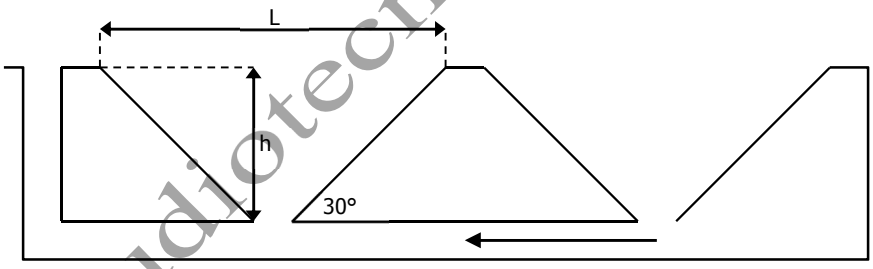
5.1 – Si dimensioni un dissabbiatore a canale, integrato in un impianto di depurazione a servizio di un abitato di 30.000 residenti, in modo che si abbia un abbattimento delle particelle di diametro d = 0,2mm pari almeno al 90%. Si consideri uno scarico prevalentemente domestico, una dotazione idrica giornaliera d.i.g. = 250l/ab, con coefficiente di ritorno in fogna = 0,8, coefficiente di punta per tempo piovoso = 2,5.

Poiché il rendimento d'abbattimento delle sabbie è funzione, oltre che del diametro della sabbia, anche del Cis, essendo il dissabbiatore costituito da due canali a sezione triangolare, si considera la sezione media. Di seguito si riportano i valori di Cis necessari per ottenere determinati abbattimenti in funzione dei diametri.

Diam. partic. [mm]	Abbattimento richiesto		
	100%	90%	85%
0,16	12	16	20
0,20	17	28	36
0,25	27	45	58

Su ciascun canale sono disposte delle tramoggie che si svuotano nei periodi di fuori servizio del canale. Se L è la larghezza del canale alla sua massima altezza h, si ha

$h = \frac{L}{2} \tan 30°$.



Se ora il canale è lungo l = 12m, poiché un corretto dimensionamento prevede l = 20÷30 h, si può porre h = 0,5m e quindi L/2 = 0,87m.

Nota la d.i.g., convertendola in m³/ab, è possibile effettuare una verifica di velocità:

Q = 30.000·0,25·0,8 = 6.000m³/d = 250m³/h = 0,07m³/s.

Poiché la sezione media del canale è

$A_m = \frac{L \cdot h}{2} = 0{,}87 \cdot 0{,}5 = 0{,}43m^2$, si può determinare l'ufficiosità idraulica v, che deve rientrare nei limiti di 0,1÷0,5m/s in condizioni normali e < 0,7m/s in caso di pioggia:

$v = \frac{Q}{A_m} = 0{,}16 m/s$, che in caso di pioggia sale a v_p = v·2,5 = 0,4m/s, entrambi rientranti nei limiti.

Il Cis, su sezione mediana larga L/2, in funzione di l = 12m, è

$Cis = \frac{Q}{A_{med}} = \frac{250m^3/h}{(0{,}87 \cdot 12)m^2} \cong 24 \frac{m^3}{m^2 \cdot h}$, e dalla tabella degli abbattimenti si ricava, per il diametro richiesto di 0,2mm, un rendimento del dissabbiatore tra il 90 e il 100%, quindi rientra nei valori richiesti.

http://studiotecnico75.altervista.org

© Gaspare Pero - Documento sotto licenza GPL: consentito l'utilizzo, la stampa e la ridistribuzione totale o parziale di esso purché avvenga gratuitamente e senza modifica alcuna.

§ 6 – Ossidazione biologica a fanghi attivi

6.1 – Un impianto di depurazione è al servizio di 7.000 residenti e di una zona industriale che produce un effluente con portata q = 35m³/d e [BOD_5] = 2,3g/l. Qual è la popolazione equivalente complessiva dello scarico influente sull'impianto?

Non serve conoscere la dotazione idrica. Lo scarico industriale ha [BOD_5] = 2.300g/m³ in q = 35m³/d, quindi 35·2.300 = 80,5kgBOD/d; poiché l'abitante equivalente è definito come il carico biodegradabile con un BOD_5 = 60g/d, si ha

80,5·1.000/60 = 1.342AE che, sommati ai 7.000 residenti (carico domestico), dà 8.342AE.

6.2 – Un impianto di depurazione ha una portata media d'ingresso di 99.000m³/d con una [BOD] = 340mg/l. Determinare la popolazione equivalente dello scarico.

Analogamente all'es. 6.1, 340·99.000 = 33.660kgBOD/d → 33.660·1.000/60 = 561.000AE.

6.3 – Con riferimento all'es. 6.1, si effettui il dimensionamento di massima della fase ossidativa per un impianto ad aerazione prolungata, considerando che, in sedimentazione primaria, si rimuova il 25% di BOD.

In ingresso al depuratore si hanno 8.342AE, cui corrisponde

BOD = 8.342·0,06 = 501kgBOD/d, rimosso per il 25% in sedimentazione primaria, quindi restano 375kgBOD/d in ingresso per l'ossidazione, disponibile come cibo per MLSS. Supponendo un carico del fango C_f = 0,08(kgBOD/d)/kgMLSS, dove kgMLSS = V·[MLSS], con incognita V, scegliendo una concentrazione [MLSS] di microrganismi in vasca pari a 3g/l = 3kg/m³, si ha

$$C_f = \frac{375}{V \cdot 3} = 0{,}08\,\frac{kgBOD/d}{kgMLSS} \rightarrow V = \frac{375}{0{,}08 \cdot 3} = 1.565m^3 .$$

6.4 – Un impianto di depurazione a fanghi attivi tratta una portata Q = 10.000m³/d di refluo civile; la [BOD] dopo la sedimentazione primaria è s_0 = 150mg/l. Nell'ipotesi che il BOD allo scarico s_{esc} non debba eccedere 5mg/l e assumendo un coefficiente di conversione in biomassa y = 0,5 e un coefficiente di decadimento endogeno K_D = 0,05d⁻¹, si ricavi, nell'ipotesi di reattore a miscelazione completa:

a) il volume della vasca d'ossidazione,
b) la massa ed il volume dei fanghi da spurgare ogni giorno,
c) il rapporto di ricircolo.

a) Tenendo conto che, maggiore è l'età del fango θ_f, più l'areazione è prolungata, e che il tempo di residenza netto θ = V/Q, fissando θ_f = 10 giorni e MLSS = 3kg/m³, si ha

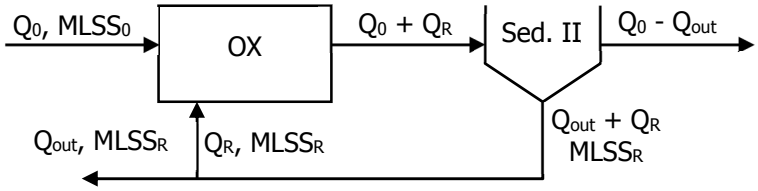
$$\frac{1}{\theta_f} = \frac{y \cdot (s_0 - s_{esc})}{\theta \cdot MLSS} - K_D \rightarrow \frac{1}{\theta_f} = \frac{y \cdot Q \cdot (s_0 - s_{esc})}{V \cdot MLSS} - K_D \rightarrow V = \frac{y \cdot Q \cdot (s_0 - s_{esc})}{MLSS \cdot \left(K_D + \frac{1}{\theta_f}\right)} = 1.611m^3 .$$

b) Dalla definizione di θ_f si perviene immediatamente alla portata massica

$$\theta_f = \frac{V \cdot MLSS}{Q_{out} \cdot MLSS_R} \rightarrow Q_{out} \cdot MLSS_R = \frac{V \cdot MLSS}{\theta_f} = 483{,}3kg/d$$, e fissando $MLSS_R$ = 10kg/m³,

$$Q_{out} = \frac{483{,}3}{MLSS_R} = 48{,}3m^3/d .$$

c) Occorre impostare il bilancio del sedimentatore secondario



$(Q_0 + Q_R)\cdot MLSS = (Q_0 - Q_{out})\cdot MLSS_{out} + (Q_{out} + Q_R)\cdot MLSS_R$; se Q_0 è la portata d'ingresso Q, trascurando, a ragione, $MLSS_{out}$, si ottiene

$$Q_R = \frac{Q_0 \cdot MLSS - Q_{out} \cdot MLSS_R}{MLSS_R - MLSS} = 4.217m^3/d .$$

Il rapporto di ricircolo, quindi, è dato da Q_R/Q_0 = 0,42.

http://studiotecnico75.altervista.org

© Gaspare Pero - Documento sotto licenza GPL: consentito l'utilizzo, la stampa e la ridistribuzione totale o parziale di esso purché avvenga gratuitamente e senza modifica alcuna.

§ 7 – Nitrificazione

7.1 – Con riferimento all'es. 6.4, determinare la quantità d'aria necessaria per il processo d'ossidazione biologica e di nitrificazione nella vasca d'ossidazione, ponendo z = 0,6. Si stabilisca inoltre la quantità di azoto ammoniacale da nitrificare.

Siccome $\Delta BOD_{abb} = s_0 - s_{esc}$ = 145mg/l = 145g/m^3, essendo Q = 10.000m^3/d, si ha
$kgBOD_{abb}$ = 1.450$kgBOD_{abb}$/d, cui corrisponde
$C_f = \frac{kgBOD_{abb}}{kgMLSS} = \frac{1.450}{1.611 \cdot 3} = 0{,}30 \frac{kgBOD/d}{kgMLSS}$. Per tale C_f è bene maggiorare K_D a 0,1d^{-1}, determinando l'O_2 necessario all'ossidazione biologica
$\Delta O_2 = z \cdot kgBOD_{abb} + K_D \cdot kgMLSS = 0{,}6 \cdot 1450 + 0{,}1 \cdot (1611 \cdot 3) = 1.353{,}3 kgO_2/d$.
Tale ossigeno è fornito insufflando aria e tenendo conto del rapporto volumetrico O_2/aria che è circa 1:5 (200 litri di O_2 per m^3 d'aria). Una mole di gas occupa 22,4l; ci sono quindi 200/22,4 = 8,93 moli di O_2/m^3 d'aria. Essendo il peso molecolare di O_2 pari a 32, si hanno di conseguenza
8,93·32 = 286g O_2/m^3 aria. Per fornire 1.353,3kgO_2/d, occorre quindi insufflare
1.353,3/0,286 = 4.732m^3 aria/d nell'ipotesi di completo utilizzo; tuttavia, siccome la parte utilizzata dall'ossidazione è minima, adottando un coefficiente d'utilizzo medio del 6,5%, l'aria da fornire è pari a
4.732/0,065 ≅ 72.800 m^3 aria/d.
La quantità di O_2 efficace per m^3 di vasca è pari a
$\frac{1.353{,}3}{1.611} = 0{,}84 \frac{kgO_2/d}{m^3} = 35 \frac{gO_2/h}{m^3}$.
Per determinare l'aliquota d'O_2 per la nitrificazione, si considera che, dopo la sedimentazione primaria, gli abitanti equivalenti ammontano a
$AE = \frac{10.000 \cdot 150}{60} = 25.000$, ipotizzabili provenienti da uno scarico d'origine esclusivamente "domestica"; siccome ogni abitante produce 12g/d di azoto in forma ammoniacale, si perviene a
25.000·12 = 300kg N-NH_4/d. Poiché il peso molecolare di N è 14 e di NH_4 è 18, ed il limite scarico sul suolo di NH_4 previsto dal D.L. 152/99 è di 15mg/m^3, essendo Q = 10.000m^3/d, si possono smaltire
$\frac{pm(N)}{pm(NH_4)} \cdot 15 \cdot Q = 116{,}7 \frac{kgN-NH_4}{d}$. Siccome si producono 300kg N-NH_4/d, occorre nitrificarne
300 - 116,7 = 183,3kg/d. Per nitrificare 1g di N occorrono 4,24g di O_2, pertanto occorre fornire in vasca, complessivamente
1.353,3 + 183,3·4,24 = 1.353,3 + 777,2 = 2.130,5kgO_2/d.

§ 8 – Sedimentazione secondaria

8.1 – Dimensionare, mediante la teoria del flusso solido, un sedimentatore secondario con portata d'ingresso Q = 8.000m^3/d, [MLSS] = 3g/l e [$MLSS_R$]= 10g/l. Valutare il funzionamento in assenza di ricircolo.

Ad 8.000m^3/d corrispondono q = 333m^3/h, da cui una portata massica di MLSS = q·[MLSS] = 1.000kg/h.
Dal diagramma della teoria del flusso solido, tracciando la tangente alla curva sperimentale del flusso di gravità G_g passante per l'ascissa 10g/l, si ottiene l'intercetta sull'asse delle ordinate che fornisce il flusso solido totale G_L ≅ 2,4kg/m^{2}h.
Q_m = q·[MLSS] = 1.000kg/h; la superficie minima del sedimentatore secondario, funzionante per gravità e ricircolo è quindi
$S_L = \frac{Q_m}{G_L} = 417 m^2$.
Trascurando il ricircolo, dall'analisi sperimentale si ricava, per [MLSS] = 3g/l, una velocità di sedimentazione V = 1,21m/h, per garantire la quale sotto la portata q, è necessaria una superficie minima
$S_g = \frac{q}{V} = 275 m^2 < S_L$, per cui la sedimentazione è garantita.

http://studiotecnico75.altervista.org