



# Le nuove tecnologie a biomassa adesa: i filtri percolatori aerati sommersi o SAFF

Luigi Fanizzi, ECOACQUE®- Email: info@ecoacque.it

A partire dagli anni '80, si sono sviluppate nuove tecnologie, con processi a biomassa adesa trifasici (supporto solido, liquame in trattamento e gas di apporto per la fornitura dell'ossigeno), caratterizzati dalla loro compattezza, dal massimo sfruttamento del mezzo di supporto (mantenuto in posizione *fissa*), all'interno della miscela liquida, dalle elevate concentrazioni di masse batteriche e, pertanto, da superfici occupate molto limitate, a parità di valore del carico volumetrico applicato. Il processo che ha luogo, negli impianti contenenti questi riempimenti, realizzati con vasche, generalmente a pianta rettangolare o quadrata, è indicato con il termine di processo integrato con fanghi attivi su film fisso, cioè *non espanso* (D. Sen et Al., 1994) ovvero, in inglese: *Submerged Aerated Flooded Filter* (acr. SAFF) o, più semplicemente, *Submerged Aerated Filter* (acr. SAF). Lo stesso processo, inoltre, è stato impiegato anche per aumentare il tasso volumetrico di nitrificazione e per conseguire, altresì, la denitrificazione, realizzando zone anossiche all'interno del biofilm, fisso sul riempimento. Quella dei filtri aerati, è una tecnologia abbastanza innovativa, che presenta alcuni vantaggi operativi rispetto ai processi a fanghi attivi (nessun ricircolo dei fanghi né problemi patologici di *rising*, *foaming* o *bulking*) ma, soprattutto, il vantaggio di ammettere maggiori carichi organici volumetrici rispetto agli altri processi biologici di tipo aerobico (E. de Fraja Frangipane et Al., 1994). A causa della complessità del processo e dei fattori che influenzano la superficie del biofilm (spessore 3 mm ÷ 4 mm) e la sua attività, il dimensionamento, dello stesso, viene effettuato per via empirica, sulla base dei risultati, seppur limitati, ottenuti da impianti pilota ed in piena scala (Metcalf & Eddy, Inc. 2006).

## Il dimensionamento del processo di nitrificazione

I principali fattori che condizionano l'efficienza del processo di nitrificazione, nei filtri percolatori aerati sommersi, risultano essere la concentrazione di BOD<sub>5</sub> nell'influente e la concentrazione di O<sub>2</sub> disciolto (cd OD), nella fase liquida, all'interno del filtro. Un incremento del rapporto BOD/TKN nell'influente, determina un aumento della porzione di superficie del riempimento che viene coperta dai batteri eterotrofi e, conseguentemente, una diminuzione del tasso di nitrificazione apparente, calcolato sulla base del volume complessivo del filtro, generalmente alto 1,2 m ÷ 1,8 m. Per ottenere un'efficienza del processo di nitrificazione del 90%, è necessario adottare un carico inferiore a 0,08 kgBOD<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>×d (U.S. EPA, 1975). Per valori del carico di BOD di circa 0,22

kgBOD<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>×d, l'efficienza attesa per il processo di nitrificazione risulta pari al 50% (è stato notato che all'aumentare del tasso di ricircolo migliorano le prestazioni del processo di nitrificazione). In luogo del carico volumetrico di BOD, l'efficienza di nitrificazione è stata correlata anche con il carico di BOD applicato giornalmente, rispetto alla superficie del riempimento (espresso in gBOD/m<sup>2</sup>×d; vedi **Tabella 1**).

Parametro	Unità di misura	Valore	
		Intervallo	Tipico
Carico organico specifico	gBOD <sub>5</sub> /m <sup>2</sup> d	1,2÷2,4	2,0
Carico idraulico applicato, comprensivo del ricircolo	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> d	10÷75	50

**Tabella 1 – Condizioni di carico, nel reattore di nitrificazione, per la rimozione del carbonio organico.**

Per ottenere un'efficienza del processo di ossidazione dell'azoto ammoniacale ≥ 90%, è necessario applicare un carico superficiale ≤ 2,4 gBOD/m<sup>2</sup>×d (D.S. Parker e T. Richards, 1986). G.T. Daigger et Al. (1994) hanno mostrato che l'ossidazione combinata del BOD<sub>5</sub> e dell'N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, nei filtri percolatori aerati sommersi, con riempimento in materiale plastico, a struttura geometrica ordinata (vedi **Figura 1**), poteva essere caratterizzata dal parametro VOR ossia dal Tasso (Rateo) Volumetrico di Ossidazione (espresso in kgO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>×d), definito come segue:

$$VOR = \frac{[BOD_0 + 4,60 \cdot (N-NH_4^+)] \cdot Q}{[V \cdot 1000 \left(\frac{g}{kg}\right)]}$$

dove:

BOD<sub>0</sub> = concentrazione di BOD<sub>5</sub> influente [gBOD/m<sup>3</sup>];

N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> = concentrazione di azoto ammoniacale che viene ossidata [gTKN/m<sup>3</sup>];

Q = portata volumetrica influente [m<sup>3</sup>/d];

V = volume del riempimento plastico [m<sup>3</sup>].

Il valore del 90° percentile del tasso volumetrico di ossidazione, calcolato attraverso la su esposta relazione, per i filtri percolatori sommersi con nitrificazione, è risultato variabile fra 0,75 ed 1,00 kgO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>×d. Sulla base dei dati ricavati dai loro studi (1989),

R.W.Okey ed O.E. Albertson (WEF, 2000), trovarono una relazione lineare fra il tasso di nitrificazione ( $\text{gN/m}^2 \times \text{d}$ ) ed il valore del rapporto BOD/TKN (i dati, inclusi in tale correlazione, erano relativi ad impianti funzionanti con valori di temperatura compresi fra  $9\text{ }^\circ\text{C}$  e  $20\text{ }^\circ\text{C}$ ).

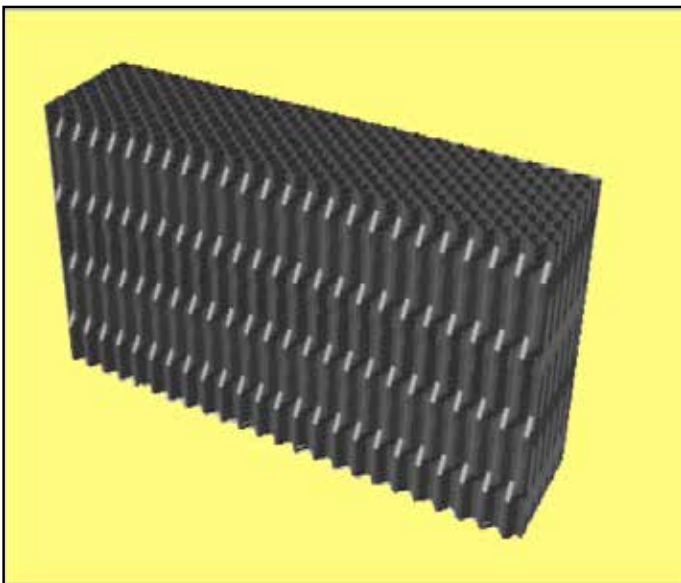
$$R_N = \left( \frac{\text{BOD}}{\text{TKN}} \right)^{-0,44}$$

dove:

$R_N$  = tasso di nitrificazione [ $\text{gN/m}^2 \times \text{d}$ ];

BOD/TKN = rapporto BOD/TKN nell'influente [ $\text{gBOD/gTKN}$ ].

Gli autori conclusero che l'effetto della concentrazione di ossigeno disciolto (OD), sulla velocità di nitrificazione, era



**Figura 1 – Riempimento plastico a geometria ordinata a canali verticali.**

maggiore rispetto a quello esercitato dalla temperatura. Il carico idraulico applicato, nei filtri percolatori sommersi aerati, può variare da un minimo di  $10\text{ m}^3/\text{m}^2 \times \text{d}$  ad un massimo di  $75\text{ m}^3/\text{m}^2 \times \text{d}$ .

## I rendimenti nella riduzione del BOD

Il rendimento depurativo, nei filtri percolatori aerati sommersi, non è elevato e tende a diminuire sensibilmente, all'aumentare del fattore di carico volumetrico  $C_{ov}$ , secondo la relazione empirica lineare dello Schreiber (L. Masotti e P. Verlicchi, 2005):

$$\eta_{\text{BOD}} = 93 - 17 \cdot C_{ov}$$

dove:

$\eta_{\text{BOD}}$  = rendimento, alla temperatura media di  $15\text{ }^\circ\text{C}$ , nella riduzione del  $\text{BOD}_5$  [%];

$C_{ov}$  = fattore di carico organico volumetrico [ $\text{kgBOD/m}^3 \times \text{d}$ ].

## Il dimensionamento nel processo di predenitrificazione

Come il processo di nitrificazione, anche quello di predenitrificazione, può essere effettuato con biomassa adesa (vedi **Figura 2**). In questo caso, il processo di denitrificazione utilizza la sostanza organica contenuta nell'acqua reflua influente, come donatrice di elettroni, per la riduzione dei nitrati. Questi ultimi vengono forniti, al reattore di denitrificazione, attraverso la corrente di ricircolo, la quale viene trasferita con portate pari a circa  $3 \div 5$  volte quella influente. Il rapporto di ricircolo  $r$ , tra la portata totale di ricircolo ( $Q_r$ ) e la portata influente ( $Q$ ), si può ottenere facendo un bilancio di massa, semplificato, sull'azoto (L. Fanizzi, 2007). In particolare, assumendo nullo il valore dei nitrati uscenti dallo stadio di denitrificazione (assunzione, ad ogni modo, lecita, in uno stadio rigorosamente anossico, correttamente progettato), risulta:

$$r = \frac{[\text{TKN}_0 - \text{TKN}_U - (\text{N-NO}_3)_U - 0,05 \cdot (\text{BOD}_0 - \text{BOD}_U)]}{(\text{N-NO}_3)_U}$$

dove:

$\text{TKN}_0$  = concentrazione di azoto ammoniacale nell'influente [ $\text{gN/m}^3$ ];

$\text{TKN}_U$  = concentrazione di azoto ammoniacale in uscita dall'impianto [ $\text{gN/m}^3$ ];

$(\text{N-NO}_3)_U$  = concentrazione di azoto nitrico in uscita dall'impianto [ $\text{gN/m}^3$ ];

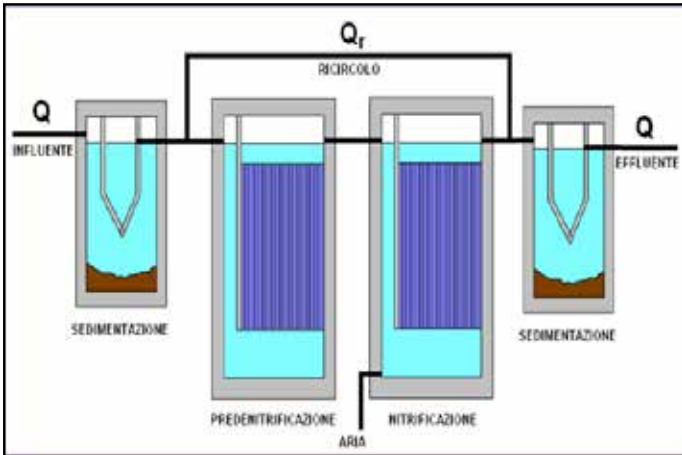
$\text{BOD}_0$  = Concentrazione di BOD nell'influente [ $\text{gBOD/m}^3$ ];

$\text{BOD}_U$  = concentrazione di BOD n uscita dall'impianto [ $\text{gBOD/m}^3$ ].

Il ricircolo dell'effluente omogeneizza i carichi in ingresso, crea una migliore miscelazione dell'influente, diminuendo il rischio di cortocircuiti idraulici ed aumenta le forze di taglio sulla pellicola biologica, riducendo il rischio di intasamento. Un vantaggio importante, conseguente all'adozione del processo di *predenitrificazione* è rappresentato dal fatto che nella riduzione dei nitrati, viene utilizzato del BOD della corrente influente (evitando i costi relativi all'approvvigionamento di *metanolo*), per i processi di sintesi cellulare, infatti, viene consumato un

Parametro	Unità di misura	Valore	
		Intervallo	Tipico
Carico specifico di azoto nitrico	$\text{Kg N-NO}_3/\text{m}^3\text{d}$	$0,8 \div 1,2$	1,0
Carico idraulico applicato, comprensivo del ricircolo	$\text{m}^3/\text{m}^2\text{d}$	$10 \div 75$	50

**Tabella 2 – Condizioni di carico, nel reattore di predenitrificazione, per la rimozione dell'azoto.**



**Figura 2 – Processo di rimozione dell'azoto con predenitrificazione e nitrificazione a biomassa adesa.**

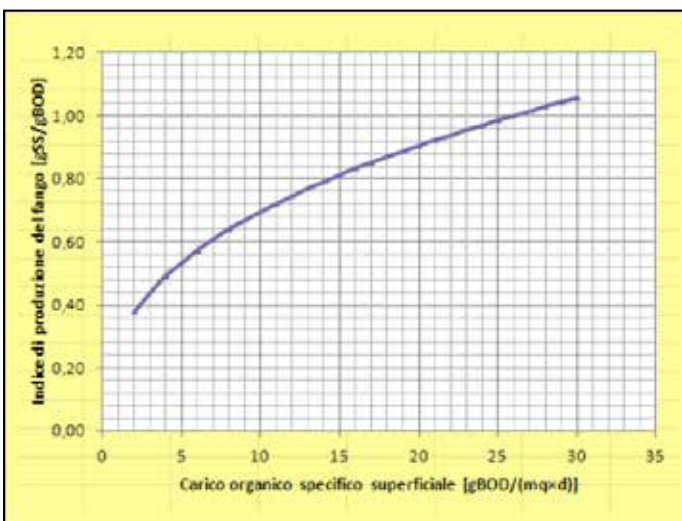
quantitativo di sostanza organica pari a circa 3,00 gBOD<sub>5</sub>/gN denitrificato. In **Tabella 2**, sono riportate, in forma sintetica, le condizioni di carico da adottare, in tali tipi di reattori, alla temperatura d'esercizio di 15 °C, per ottenere una riduzione dei nitrati ottimale (90%).

**La produzione di fango di supero**

L'indice di produzione di fango di supero (I), è quella caratteristica dei filtri percolatori, con valori compresi, alla temperatura media di 15 °C, fra 0,3 e 0,7 gSS/gBOD<sub>5 ridotto</sub> (L. Masotti e P. Verlicchi, op. cit.), con valori più alti (vedi **Figura 3**), quanto più alto è il carico organico specifico superficiale C<sub>os</sub> [gBOD/(m<sup>2</sup>×d)] :

$$I = 0,29 \cdot C_{os}^{0,38}$$

La modalità di rimozione dei solidi, è la caratteristica più importante degli impianti a filtri aerati sommersi ad alto grado di vuoto (oltre il 90%, per evitare intasamenti): il continuo distacco



**Figura 3 – Produzione di fango, in funzione del carico organico specifico superficiale.**

Parametro	Fanghi attivi (FA)	Biofiltri (SAF)
Tipologia del refluo da trattare	Ampia applicabilità	Ampia applicabilità
Qualità dell'effluente	Buona	Buona
Occupazione d'area	Alta	Bassa
Flessibilità e modularità della soluzione	Media	Alta
Costruzione e gestione	Semplice	Semplice
Costo di investimento	Medio	Basso
Costo di esercizio	Basso	Basso
Applicazioni a scala reale per il trattamento di acque reflue domestiche	Molte	Non molte

**Tabella 3 – Raffronto parametrico qualitativo fra reattori FA e SAF.**

del fango in eccesso, sotto forma di *pellicola di spoglio* della biomassa, dal supporto solido sintetico, prevede la rimozione mediante un sedimentatore secondario.

**I rendimenti nella riduzione degli SS**

Il continuo distacco di fango in eccesso, dai supporti sintetici a geometria ordinata, richiede la sua rimozione mediante un sedimentatore finale. I solidi sospesi nell'effluente finale, con l'ovvio significato dei simboli, si stimano essere dovuti ad una frazione del BOD in uscita con l'effluente, meno una frazione solubile all'equilibrio (R. Vismara, 1998):

$$SS_U = 2,33 \times BOD_U - 30,23 \text{ mgSS/L}$$

Nella sinottica **Tabella 3**, viene riportato, un raffronto, qualitativo, dei parametri afferenti i biofiltri SAF ed i reattori convenzionali a Fanghi attivi (FA).

**Esempio numerico**

Ad esemplificazione di quanto teoricamente esposto, si riporta, di seguito, il progetto di un filtro percolatore aerato sommerso SAF, con riempimento strutturato in plastica (PVC: norme U.S.A. CTI136 e ASTM E-84), a geometria ordinata, per canali verticali (superficie di scambio: S<sub>g</sub> = 146 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>), per conseguire una rimozione del BOD<sub>5</sub> e del TKN del 90% (scarico in acque superficiali), con delle acque reflue domestiche influenti (potenzialità: 250 AE), dopo sedimentazione primaria (proporzionata su un tempo di ritenzione di 4 h sulla portata media oraria), aventi le caratteristiche indicate in **Tabella 4**.

Parametro	Unità di misura	Valore
Portata (Q)	m <sup>3</sup> /d	50
Temperatura	°C	15
Concentrazione idrogenionica	pH	7
BOD <sub>5</sub>	g/m <sup>3</sup>	250
TKN	g/m <sup>3</sup>	60
P	g/m <sup>3</sup>	10
SST	g/m <sup>3</sup>	150

**Tabella 4 - Caratteristiche delle acque reflue domestiche da trattare.**

Il valore del tasso di rimozione del TKN, vale:

$$R_N = 0,82 \times (\text{BOD}/\text{TKN})^{-0,44} = 0,82 \times (250/60)^{-0,44} \cong 0,44 \text{ gN/m}^2 \times \text{d}$$

Mentre la quantità di TKN rimossa giornalmente, risulta:

$$\eta_N \times Q \times \text{TKN}_0 = 0,90 \times (50 \text{ m}^3/\text{d}) \times (60 \text{ gN/m}^3) = 2.700 \text{ gN/d}$$

cosicché, l'area della superficie necessaria del riempimento filtrante, è di:

$$A_s = (2.700 \text{ gN/d})/R_N = (2.700 \text{ gN/d})/(0,44 \text{ gN/m}^2 \times \text{d}) = 6.136 \text{ m}^2$$

ed il volume del riempimento, di:

$$V = A_s/S_s = (6.136 \text{ m}^2)/(146 \text{ m}^2) = 42 \text{ m}^3$$

Il carico idraulico applicato, sulla sezione trasversale del filtro, alto  $h_f = 1,8 \text{ m}$  ( $A = V/h_f = 42 \text{ m}^3/1,8 \text{ m} = 23 \text{ m}^2$ ), vale:

$$q = Q/A_s = (50 \text{ m}^3/\text{d})/(23 \text{ m}^2) = 2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \times \text{d})$$

Al fine di garantire il valore minimo del carico idraulico applicato ossia di  $30 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \times \text{d})$ , è necessario prevedere il ricircolo dell'effluente. Si adotta, pertanto, una vasca di contenimento del filtro (costituito da  $43,2 \text{ m}^3$  di moduli sintetici ossia da 72 elementi filtranti di superficie unitaria pari a  $146 \text{ m}^2$ ) a pianta rettangolare di dimensioni  $4 \text{ m} \times 6 \text{ m}$  ( $A_s = 24 \text{ m}^2$  e  $V = 43,2 \text{ m}^3$ ), avente un tirante idraulico di  $3 \text{ m}$ .

Il carico volumetrico superficiale di BOD, applicato al filtro, vale:

$$C_{ov} = (Q \times \text{BOD}_0)/V = (50 \text{ m}^3/\text{d}) \times (250 \text{ gBOD/m}^3) \times (1 \text{ kg}/1000 \text{ g})/43,2 \cong 0,29 \text{ kgBOD/m}^3 \times \text{d}$$

Il valore del volume filtrante, portato da  $42 \text{ m}^3$  a  $43,2 \text{ m}^3$ , implica un carico organico superficiale di:

$$C_{os} = (C_{ov}/S_s) = [(0,29 \text{ kgBOD/m}^3 \times \text{d})/(146 \text{ m}^2/\text{m}^3)] \times (1000 \text{ g}/\text{kg}) \cong 1,99 \text{ gBOD/m}^2 \times \text{d} < 2,4 \text{ gBOD/m}^2 \times \text{d}$$

Il tasso volumetrico di ossidazione, con  $\text{BOD}_0 = 250 \text{ gBOD/m}^3$  e  $\text{N-NH}_4^+ = (0,9 \times 60) = 54 \text{ gTKN/m}^3$ , vale:

$$\text{VOR} = [\text{BOD}_0 + 4,60 (\text{N-NH}_4^+)] \times Q/V = [(250 + 4,60 \times 54) \times (50 \text{ m}^3/\text{d})]/[(43 \text{ m}^3) \times (1000 \text{ g}/\text{kg})] \cong 0,58 \text{ kgO}_2/\text{m}^3 \times \text{d}$$

con una quantità di ossigeno, da fornire al sistema, pari a:

$$\Delta\text{O}_2 = \text{VOR} \times V = (0,58 \text{ kgO}_2/\text{m}^3 \times \text{d}) \times (43 \text{ m}^3) \cong 25 \text{ kgO}_2/\text{d} (\cong 1,04 \text{ kgO}_2/\text{h})$$

Tenendo conto che  $1 \text{ m}^3$  di aria, in condizioni standard (a  $20 \text{ }^\circ\text{C}$  e  $760 \text{ mmHg}$ ), pesa  $1294 \text{ g}$  e contiene  $209,4 \text{ L}$  di ossigeno, che pesano  $300 \text{ g}$  e che, in condizioni medie di pressione e temperatura, l'aria pesa  $1.250 \text{ g/m}^3$  e contiene  $280 \text{ gO}_2/\text{m}^3$ , l'aria da fornire al sistema (A), riferita alle condizioni standard, con sistemi di diffusione a bolle medie (aeratori-miscelatori sommersibili, vedi Figura 2), vale:

$$A = \text{OO}_2 \times \frac{1}{0,28 \cdot h_w \cdot \eta \cdot \alpha} \cdot \frac{C_s}{\beta \cdot C_{ST} - C_L} \cdot \frac{1}{1,024^{(T-20)}}$$

dove:

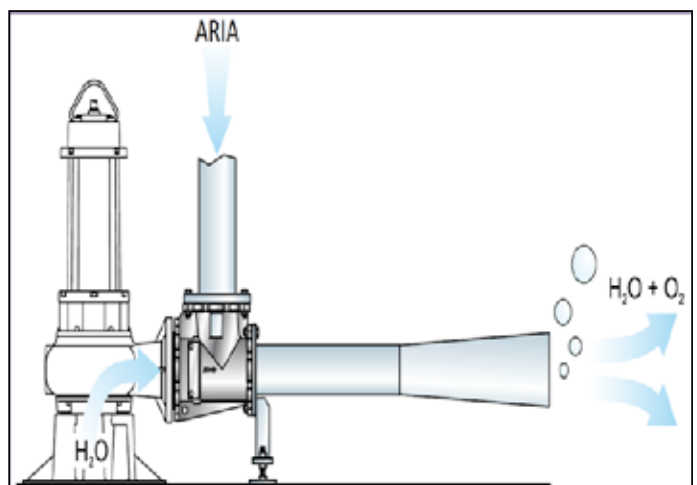
A = aria da fornire al sistema, alle condizioni standard [ $\text{m}^3/\text{d}$ ];

$\Delta\text{O}_2$  = quantità teorica di ossigeno richiesta dal sistema biologico =  $25 \text{ [kgO}_2/\text{d]}$ ;

$\eta$  = rendimento specifico di dissoluzione, in acqua pulita, dell'ossigeno disciolto, tramite bolle medie ( $= 0,02$ ), per metro di profondità [%/m].

$h_w$  = altezza del tirante idrico, all'interno della vasca, contenente il filtro =  $3 \text{ [m]}$ ;

$\alpha$  = rapporto tra i coefficienti di diffusione acqua/liquame =  $0,80$ ;



**Figura 4 - Esempio di installazione, sommersibile, di aeratore-miscelatore.**

$C_s$  = concentrazione di ossigeno disciolto alla saturazione (9 gO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>), in acqua pulita a temperatura standard (20 °C);

$C_{sT}$  = concentrazione di ossigeno disciolto alla saturazione nel liquame alla temperatura di esercizio (T = 15 °C);

$C_L$  = concentrazione di ossigeno disciolto residuo nella vasca (4 gO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>);

T = temperatura del liquame (15 °C);

$\beta$  = 0,95

$$A = (1,04 \text{ kgO}_2/\text{h}) \times [1/(0,28 \times 3,00 \times 0,02 \times 0,80)] \times [9/(0,95 \times 9 - 4)] \times [1/(1,024^{-0,95})] \cong 170 \text{ m}^3/\text{h}$$

Le dimensioni del filtro di denitrificazione, sulla base del carico di azoto (N-NO<sub>3</sub> in uscita = 5,4 mg/L), valgono:

$$\text{Rimozione dei nitrati } \text{N-NO}_3^- = [54 \text{ gNO}_3/\text{m}^3] \times (50 \text{ m}^3/\text{d}) \times (1 \text{ kg}/1000 \text{ g}) = 2,70 \text{ kgN-NO}_3/\text{d}$$

Per un carico di nitrati, a 15 °C, di 0,80 kgN-NO<sub>3</sub>/m<sup>3</sup> ed un'altezza del filtro  $h_f$  = 1,8 m, si ricava, per quest'ultimo, un volume di:

$$V = 2,70/0,8 = 3,40 \text{ m}^3$$

ed un'area, del filtro, di:

$$A_s = V/h_f = 3,40 \text{ m}^3/1,8 \text{ m} \cong 2,0 \text{ m}^2$$

Sulla base del carico idraulico applicato, di 10 m<sup>3</sup>/(m<sup>2</sup>×d), si ricava una superficie del filtro di:

$$A_s = (50 \text{ m}^3/\text{d})/(10 \text{ m}^3/\text{m}^2 \times \text{d}) = 5 \text{ m}^2 > 2 \text{ m}^2$$

Il bilancio di massa, eseguito sull'azoto, porta, quindi, al seguente rapporto di ricircolo:

$$r = \frac{[\text{TKN}_0 - \text{TKN}_U - (\text{N-NO}_3)_U - 0,05 \cdot (\text{BOD}_0 - \text{BOD}_U)]}{(\text{N-NO}_3)_U}$$

ossia, in numeri, un valore di:

$$r = [60 - 6 - 5,4 - 0,05 \times (250 - 25)]/5,4 \cong 7$$

e, pertanto, la portata di ricircolo vale:

$$Q_r = r \times Q = 7 \times 50 \text{ m}^3/\text{d} = 350 \text{ m}^3/\text{d}$$

Per un carico idraulico applicato, totale, di:

$$C_i = (Q + Q_r)/A_s = (350 + 50)/5 = 80 \text{ m}^3/\text{m}^2 \times \text{d}$$

Le dimensioni del filtro di denitrificazione, di forma rettangolare, controllato dal *carico idraulico applicato*, quindi, saranno di 2 m x 4 m x 1,80 m ( $A_s$  = 8 m<sup>2</sup> e  $C_i$  = 80 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>×d; costituito da 14,4 m<sup>3</sup> di moduli sintetici ossia da 24 elementi filtranti di superficie unitaria pari a 146 m<sup>2</sup>). Ammesso un rendimento, nella rimozione

del BOD<sub>5</sub> del 90%, la quantità di BOD<sub>5</sub> rimossa giornalmente ammonta a BOD<sub>rimosso</sub> = 0,90 × 250 = 225 mgBOD/L, con un valore del carico organico superficiale di 1,99 gBOD/m<sup>2</sup>×d, la produzione di fanghi (*stabilizzati*), con tenore in acqua del 92,5 %, risulta di:

$$\Delta X = Q \times \text{BOD}_{\text{rimosso}} \times 0,001 \text{ (kg/g)} \times 0,29 \times C_{\text{OSO}}^{-0,38}$$

ossia

$$\Delta X = 50 \text{ m}^3/\text{d} \times 225 \text{ gBOD}/\text{m}^3 \times 0,001 \text{ kg/g} \times 0,29 \times 1,99^{-0,38} \\ \text{gBOD}/\text{m}^2 \times \text{d} = 4,24 \text{ kgSS}/\text{d}$$

In uscita dal sedimentatore secondario (proporzionato per un tempo di ritenzione di 4 h, sulla portata media oraria), infine, i solidi sospesi dell'effluente finale, si stimano essere:

$$\text{SS}_U = 2,33 \times \text{BOD}_U - 30,23 \text{ mgSS}/\text{L} = 2,33 \times 25 - 30,23 \\ \text{mgSS}/\text{L} \cong 28 \text{ mg}/\text{L}$$

## Bibliografia

- [1] D. Sen, M. Pramod e C.W. Randall (1994): "Performance of fixed film packing integrated activated sludge reactors to enhance nitrogen removal", Vol. 30, Water Science and Technology, IWA Publishing, London, UK;
- [2] U.S. EPA (1975) "Process design manual for nitrogen control", U.S. EPA Technology Transfer, EPA - 625/1-77-007, U.S. Environmental Protection Agency, Washington, USA;
- [3] D.S. Parker e T. Richards (1986): "Nitrification in trickling filters", Vol. 58, Journal Water Pollution Federation, Published by Water Environment Federation (WEF), Alexandria, USA;
- [4] G.T. Daigger, A. Heineman, G. Land e R.S. Watson (1994): "Practical experience with combined carbon oxidation and nitrification in plastic packing trickling filters", Vol. 29, Water Science and Technology, IWA Publishing, London, UK;
- [5] WEF (2000): "Aerobic fixed-growth reactors" a Special Publication, Published by WEF, Alexandria, USA;
- [6] R.W. Okey e O.E. Albertson (1989): "Diffusion's role in regulating and masking temperature effects in fixed film nitrification", Vol. 61, Journal Water Pollution Control Federation, Published by WEF, Alexandria, USA;
- [7] E. de Fraja Frangipane e G. Pastorell (1994): "Impianti di depurazione di piccole dimensioni", II Edizione, CIPA Editore, Milano;
- [8] Metcalf & Eddy, Inc. (2006): "Ingegneria delle acque reflue - Trattamento e riuso", IV Edizione, Ed. McGraw-Hill, Milano;
- [9] L. Masotti e P. Verlicchi (2005): "Depurazione delle acque di piccole comunità", Ed. U. HOEPLI, Milano;
- [10] R. Vismara (1998): "Depurazione biologica - Teoria e processi", III Edizione, Ed. U. HOEPLI, Milano;
- [11] L. Fanizzi (2007): "ASP - Activated Sludge Plants", RANIERI Editore, Milano.