

Capitolo 6

TRATTAMENTI DI RIMOZIONE DI AZOTO E FOSFORO

6.1 PROCESSI SPINTI PER LA RIMOZIONE dell'AZOTO

Dimensionamento del Volume di Ossidazione (Nitro)

Ai fini della progettazione si dovranno considerare i seguenti valori:

- BOD_i ; TKN_i ;

Inoltre, si dovranno stabilire i *seguenti valori che si vogliono realizzare in uscita*:

- BOD_u ; TKN_u ;

dove:

BOD_i = concentrazione equivalente di carico organico in ingresso alla fase biologica (mg/l)

TKN_i = concentrazione di azoto organico ed ammoniacale in ingresso alla fase biologica (mg/l)

BOD_u = concentrazione equivalente di carico organico in uscita alla fase biologica (mg/l)

TKN_u = concentrazione di azoto organico ed ammoniacale in uscita alla fase biologica (mg/l)

Per calcolare il *livello di nitrificazione* viene presa in considerazione la velocità di nitrificazione stessa che può essere calcolata, per i liquami urbani, secondo la formula generale:

$$vn_T = 24vn_{20} \cdot [TKN_u / (K_{TKN} + TKN_u)] \cdot [OD / (KO + OD)] \cdot \delta_n^{(T-20)} \cdot [1 - 0.833 \cdot (7.2 - pH)]$$

(da Vismara) dove:

vn_T = velocità di nitrificazione alla generica temperatura T
[KgTKN/KgSS·d]



$v_{n_{20}}$ = velocità di nitrificazione, in assenza di fattori limitanti, alla temperatura di riferimento di 20 gradi: mediamente **0.075** [KgTKN/KgSS·h]

OD = concentrazione di ossigeno disciolto mantenuta in vasca (mg/l): in genere almeno 2.0 mg/l

K_{TKN} = costante di semisaturazione relativa all'ammoniaca, pari a **0.5** mg/l

KO = costante di semisaturazione relativa all'ossigeno disciolto, pari a 1.0 mg/l

T = temperatura di esercizio (°C)

δ_n = coefficiente di correzione relativo alla temperatura, pari a 1.12 (adimensionale)

La quantità di azoto ammoniacale che deve essere ossidata, ossia nitrificata, (Nox) è costituita da quella alimentata alla fase biologica (Ni), diminuita di quella che viene allontanata con lo scarico (Nu) e di quella utilizzata dai batteri eterotrofi per il fabbisogno di sintesi (Nsint).

Quest'ultima può essere assunta pari al 5% del BOD rimosso in aerazione (C:N:P = 100:5:1), per cui risulta:

$$N_{sint} = (TKN_i - TKN_u)_{eterotrofi} = 0,05 \cdot \Delta BOD_5$$

In realtà, risulta:

$$N_{sint} = 0,05 \cdot \Delta BOD_5 \quad \text{per } BOD/TKN \in [0, 12]$$

$$N_{sint} = (0,0766 - 0,0022 \cdot BOD/TKN) \cdot \Delta BOD_5 \quad \text{per } BOD/TKN \in [12, 30]$$

$$N_{sint} = 0,01 \cdot \Delta BOD_5 \quad \text{per } BOD/TKN > 30$$

Per semplicità, considereremo il fattore 0,05, pertanto:

$$N_{ox} = \Delta TKN_{elim} = [24 \cdot Q_i \cdot (TKN_i - TKN_u) / 1000] - N_{sint}$$

$\Delta TKN_{elim} = 24 \cdot Q_i \cdot [(TKN_i - TKN_u) - 0,05 \Delta BOD_5] / 1000$

dove:

Q_i = portata liquame influente [m^3/h]

N_{ox} = azoto ammoniacale ed organico (ΔTKN_{elim}) che deve essere ossidato (Kg/d)

TKN_i = azoto ammoniacale ed organico in ingresso alla fase biologica (mg/l)

TKN_u = azoto ammoniacale ed organico in uscita dalla fase biologica (mg/l)

N_{sint} = azoto ammoniacale ed organico sintetizzato (Kg/d)

La biomassa necessaria ad ottenere il voluto livello di nitrificazione risulta perciò:

$$X = N_{ox} / (f \cdot v_{nT})$$

dove:

X = biomassa che deve essere garantita nel reattore di nitrificazione (Kg);

f = frazione di batteri nitrificanti sulla biomassa totale (adimensionale).

Per utilizzare tale formula è necessario stabilire *la frazione "f" di batteri nitrificanti (sulla biomassa totale)* che è pari a:

$$f = [1 + (BOD_i - BOD_u) / (TKN_i - TKN_u) \cdot (Y/Y_n)]^{-1}$$

dove:

BOD_i = concentr. equivalente di carico organico in ingresso alla fase di nitrificazione (mg/l)

BOD_u = concentr. equivalente di carico organico in uscita alla fase di nitrificazione (mg/l)

TKN_i = concentr. azoto organico ed ammoniacale in ingresso alla fase di nitrificazione (mg/l)

TKN_u = concentr. di azoto organico ed ammoniacale in uscita alla fase di nitrificazione (mg/l)

Y/Y_n = rapporto dei coefficienti di crescita cellulare dei batteri totali e di quelli nitrificanti (adimensionale), valore che può essere assunto pari a 3.7 ($Y = 0.88$ g SS/g TKN); $Y_n = 0.24$ g SS/g TKN)

Ad es.: sapendo che $BOD_i = 420$ mg/l, fissato $BOD_u = 40$ mg/l, $TKN_u = 11$ mg/l e $Y/Y_n = 3.7$, per $TKN_i = 60$ mg/l si ha $f=0.033676$.

Il valore “ f ” rappresenta, come già detto, *la percentuale della biomassa presente che è costituita da batteri nitrificanti.*

Stabilita la quantità di biomassa, sarà possibile, dopo aver determinato la concentrazione di solidi totali che deve essere garantita, calcolare il volume del bacino di nitrificazione-ossidazione.

$$V_{NIT} = 1000 \cdot X/MLSS = 1000 \cdot \Delta TKN_{elim} / (MLSS \cdot f \cdot v_{nT})$$

dove:

V_{NIT} = volume del bacino di nitrificazione [m³]

X_n = biomassa nitrif. che deve essere garantita nel reattore di nitrificazione [Kg]

Come verifica viene calcolata l'età del fango τ nel processo biologico:

$$\tau [d] = 1 / (u - K_d)$$

dove $(u - K_d)$ rappresenta la velocità di crescita netta del fango (giorni⁻¹)

L'età minima del fango, in funzione della temperatura T , per consentire la nitrificazione può essere espressa dalla seguente relazione (da Vismara):

$$\tau_{min} = 1.54 \cdot (1.12)^{20-T} \cdot (OD+1)/(OD \cdot (1-0.833 \cdot (7.2-pH))) \Rightarrow$$

$$\tau_{min} = 2,769 \cdot (1.12)^{20-T}$$

Il **Rapporto di Ricircolo Totale**, somma del ricircolo interno R_{ox} della miscela aerata e dei fanghi dal sedimentatore secondario (R) risulta:

$$R_{tot} = R_{ox} + R = (TKN_i - TKN_u - NO_3 - 0,05 (BOD_{5i} - BOD_{5u})) / NO_3$$

La **Richiesta di Ossigeno** (v. impianti tradizionali) può essere valutata dalla seguente formula:

$$R_{O_2} [Kg/d] = a_T \cdot 24 \cdot Q_i \cdot (S_i - S_u) + b_{hT} \cdot V \cdot X + \Delta c \cdot N_{ox} + c \cdot N_{ox-u}$$

dove:

$$a_T = a_{20} \cdot 1,02^{(T-20)} [Kg O_2 / Kg BOD_5 \cdot d^{-1}]$$

$a_{20} = 0,5 [Kg O_2 / Kg BOD_5 \cdot d^{-1}]$: coefficiente di respirazione attiva a 20°C

$b_{hT} = b_{h20} \cdot 1,084^{(T-20)}$: coefficiente di respirazione endogena $[Kg O_2 / Kg MLSS \cdot d^{-1}]^*$

$b_{h20} = 0,1 [Kg O_2 / Kg MLSS \cdot d^{-1}]^*$: coefficiente di respirazione endogena a 20°C

X = concentrazione della biomassa nel reattore di nitrificazione $[Kg MLSS / m^3]^*$

*meglio se espressi in termini di MLVSS

Q_i = portata liquame influente $[m^3/h]$

V = volume della vasca d'aerazione $[m^3]$

N_{ox} = azoto ammoniacale ed organico che deve essere nitrificato $[Kg TKN/d]$;

N_{ox-u} = azoto ammoniacale ed organico uscente come nitrati $[Kg TKN/d]$;

$\Delta c = (4,57-1,7) [Kg O_2 / Kg TKN]$

$c = 4,57$ ossigeno necessario per trasformare 1 Kg di NH_3 in nitrati
 $1,7 = g O_2 / g N-NO_3$ denitrificato (apporto di ossigeno per 1 Kg di NO_3)

S_i = Substrato organico biodegradabile in ingresso alla fase biologica $[Kg BOD_5 / m^3]$;

Su = Substrato organico biodegradabile in uscita alla fase biologica [KgBOD₅/m³].

In generale la richiesta d'ossigeno assume tale formula:

$$Ro_2 [Kg/d] = [0,5 \cdot 1,02^{(T-20)}] \cdot 24 \cdot Qi \cdot \frac{\Delta BOD_5}{1000} + [0,1 \cdot 1,084^{(T-20)}] \cdot V \cdot \frac{MLSS}{1000} + (4,57 - 1,7) \cdot 24 \cdot Qi \cdot \left(\frac{(\Delta TKN - N_{oxu}) - 0,05 \cdot \Delta BOD_5}{1000} \right) + 4,57 \cdot 24 \cdot Qi \cdot N_{oxu}$$

dove:

$0,05 \cdot \Delta BOD_5$ = frazione di azoto impiegata dai batteri eterotrofi per la loro sintesi batterica

ΔBOD_5 = BOD abbattuto [mg/l]

ΔTKN = TKN abbattuto [mg/l]

MLSS = concentrazione dei solidi sospesi totali in aerazione [mg/l]*

*meglio se espressi in termini di MLVSS

Dimensionamento del Volume di Denitrificazione (Denitro)

Viene presentato il calcolo per il dimensionamento di un reattore di pre-denitrificazione per liquami di tipo domestico senza apporto di carbonio dall'esterno.

Si considerano i seguenti parametri:

BOD_i; TKN_i; N-NO_{3i};

inoltre, si dovranno stabilire i seguenti valori che si vogliono realizzare in uscita:

BOD_u; N_u (costituito da: TKN_u e N-NO_{3u})

dove:

BOD_i = concentrazione equivalente di carico organico in ingresso alla fase biologica [mg/l]

TKN_i = concentraz. di azoto organico ed ammoniacale in ingresso alla fase biologica [mg/l]

$N-NO_{3i}$ = concentrazione di azoto nitrico in ingresso alla fase biologica [mg/l]

BOD_u = concentrazione equivalente di carico in uscita dalla fase biologica [mg/l]

N_u = concentrazione dell'azoto totale in uscita dalla fase biologica ($TKN_u + N-NO_3$) [mg/l]

TKN_u = concentraz. di azoto organico ed ammoniacale in uscita dalla fase biologica [mg/l]

$N-NO_{3u}$ = concentrazione di azoto nitrico in uscita dalla fase biologica [mg/l]

Per calcolare il livello di denitrificazione viene presa in considerazione la velocità di denitrificazione stessa che può essere calcolata secondo la formula seguente:

$$vd_T = 24 \cdot vd_{20} \cdot [N-NO_{3_u} / (K_n + N-NO_{3_u})] \cdot [S / (K_s + S)] \cdot \delta_d^{(T-20)}$$

dove:

vd_T = velocità di denitrificazione alla generica temperatura T [KgN-NO₃/KgSS·d]

vd_{20} = velocità di denitrificazione, in assenza di fattori limitanti, alla temperatura di riferimento di 20 gradi: mediamente pari a **0.003** [KgN-NO₃/KgSS · h]

Fonte di Carbonio	Vd ₂₀
metanolo	7.0
carbonio interno	3.0
carbonio endogeno	0.3

Tab. 4.1 - Velocità di denitrificazione per differenti substrati (Ecoguida)

$N\text{-NO}_{3_u}$ = concentrazione dell'azoto nitrico in uscita alla fase di denitrificazione [mg/l]

S = concentrazione del substrato carbonioso biodegradabile [mg/l]

K_n = costante di semisaturazione relativa ai nitrati, pari a 0.1 [mg/l]

K_s = costante di semisaturazione relativa al substrato carbonioso, pari a 0.1 [mg/l]

T = temperatura d'esercizio ($^{\circ}\text{C}$)

δ_d = coefficiente di correzione relativo alla temperatura, pari a 1.12 (adimensionale)

In definitiva si ha:

$$vd_T = 24 \cdot 0.003 \cdot [N\text{-NO}_{3_u} / (0.1 + N\text{-NO}_{3_u})] \cdot [BOD / (0.1 + BOD)] \cdot \delta_d^{(T-20)}$$

La quantità di nitrati da ridurre si calcola come somma dei nitrati in ingresso e dell'ammoniaca ossidata, cui vanno sottratti i nitrati voluti allo scarico:

$$N_{rid} = NN_i + N_{ox} - NN_u$$

dove:

N_{rid} = nitrati $\Delta N\text{-NO}_3$ che devono essere ridotti [Kg/d]

NN_i = nitrati $N\text{-NO}_{3_i}$ presenti nel liquame in ingresso [Kg/d]

N_{ox} = azoto organico ed ammoniacale TKNi da ossidare [Kg/d]

NN_u = nitrati $N\text{-NO}_{3_u}$ ammessi allo scarico [Kg/d]

La biomassa necessaria ad ottenere il voluto livello di denitrificazione risulta perciò:

$$X_d = N_{rid} / vd_T$$

dove:

X_d = biomassa che deve essere garantita nel reattore di denitrificazione [Kg]

N_{rid} = nitrati $\Delta N\text{-NO}_3$ che devono essere ridotti [KgN- NO_3 /d]



vd_T = velocità di denitrificazione alla generica temperatura T [KgN-NO₃/KgSS·d]

Stabilita la quantità di biomassa sarà possibile, dopo aver già calcolato la concentrazione di solidi totali che deve essere mantenuta, ottenere il *volume del bacino di pre-denitrificazione*:

$$V_{den} = 1000 \cdot X_d / MLSS = 1000 \cdot \Delta(N-NO_{3elim}) / (MLSS \cdot vd_T)$$

dove:

V_{den} = volume del bacino di denitrificazione [m³]

X_d = biomassa che deve essere garantita nel reattore di denitrificazione [Kg]

Va notato che il valore di MLSS è identico nei reattori di nitrificazione e denitrificazione in assenza di sedimentazione intermedia tra i due bacini, non essendo le due biomasse fisicamente distinte.

Come è noto i batteri denitrificanti espletano il loro metabolismo in ambiente anossico, di conseguenza la necessaria miscelazione nel bacino di denitrificazione verrà realizzata con l'installazione di *agitatori sommersi* con il solo scopo di mantenere in sospensione la miscela.

Il BOD utilizzato per la denitrificazione è di circa 4÷5 Kg BOD per Kg di N-NO₃ rimosso.

E' preferibile, piuttosto che calcolare il minor carico in BOD risultante in ossidazione per il processo di denitrificazione, definire il solo risparmio ottenibile come minor fabbisogno di ossigeno.

Calcoli in Verifica:

Calcolo delle concentrazioni di composti azotati in uscita dall'unità di Rimozione Nutrienti al variare dei volumi e del rapporto di ricircolo interno.

La letteratura scientifica riporta, in genere, per il calcolo dei volumi di nitrificazione, denitrificazione e del rapporto di ricircolo totale relazioni cinetiche e di bilancio per le quali è sufficiente fissare i valori in uscita delle concentrazioni dei composti azotati.

In fase di "Verifica", l'inverso, ovvero il calcolo delle concentrazioni a partire dai volumi e dal rapporto di ricircolo è condotto secondo le metodologie riportate di seguito.

Calcolo della concentrazione di composti azotati all'uscita della fase di Nitrificazione

Partendo dall'equazione per il calcolo del volume di Nitrificazione utilizzata nella fase di progetto:

$$V_{\text{NIT}} = 1000 \cdot \Delta\text{TKN}_{\text{elim}} / (\text{MLSS} \cdot f \cdot v_{n_T}) \quad (1)$$

In cui:

$$\Delta\text{TKN}_{\text{elim}} = (24/1000) \cdot Q_i \cdot ((\text{TKN}_i - \text{TKN}_u) - 0.05 \cdot \Delta\text{BOD}_5) \quad (2)$$

$$f = [1 + (\text{BOD}_i - \text{BOD}_u) / (\text{TKN}_i - \text{TKN}_u) \cdot (Y/Y_n)]^{-1} \Leftrightarrow$$

$$\Leftrightarrow 1/f = 1 + 3.7 \cdot \Delta\text{BOD}_5 / (\text{TKN}_i - \text{TKN}_u) \quad (3)$$

dove:

BOD_i = concentr. equivalente di carico organico in ingresso alla fase di nitrificazione (mg/l);

BOD_u = concentr. equivalente di carico organico in uscita alla fase di nitrificazione (mg/l);

ΔBOD_5 = BOD abbattuto [mg/l] = $BOD_i - BOD_u$;

TKN_i = concentr. azoto organico ed ammoniacale in ingresso alla fase di nitrificazione (mg/l);

TKN_u = concentr. di azoto organico ed ammoniacale in uscita alla fase di nitrificazione (mg/l);

ΔTKN_{elim} = TKN abbattuto [Kg/d];

Q_i = portata media del liquame influente [m^3/h];

Y/Y_n = rapporto dei coefficienti di crescita cellulare dei batteri totali e di quelli nitrificanti (adimensionale), valore che può essere assunto pari a 3.7 ($Y = 0.88$ g SS/g TKN); $Y_n = 0.24$ g SS/g TKN).

$$vn_T = 24vn_{20} \cdot [TKN_u / (K_{TKN} + TKN_u)] \cdot [OD / (K_O + OD)] \cdot \delta_n^{(T-20)} \cdot [1 - 0.833 \cdot (7.2 - pH)]$$

dove:

vn_T = velocità di nitrificazione alla generica temperatura T [KgTKN/KgSS·d]

vn_{20} = velocità di nitrificazione, in assenza di fattori limitanti, alla temperatura di riferimento di 20 gradi: mediamente 0.075 [KgTKN/KgSS·h]

OD = concentrazione di ossigeno disciolto mantenuta in vasca (mg/l): in genere almeno 2.0 mg/l

K_{TKN} = costante di semisaturazione relativa all'ammoniaca, pari a 0.5 mg/l

K_O = costante di semisaturazione relativa all'ossigeno disciolto, pari a 1.0 mg/l

T = temperatura di esercizio (°C)

δ_n = coefficiente di correzione relativo alla temperatura, pari a 1.12 (adimensionale)

Andando a sostituire le espressioni del ΔTKN_{elim} , della velocità di Nitrificazione (v_{nitr}) e di f nel calcolo del volume si ottiene:

$$V_{nitr} = A \cdot \frac{((TKN_i - TKN_u) - 0.05 \cdot \Delta BOD) \cdot ((TKN_i - TKN_u) + 3.7 \cdot \Delta BOD)}{[TKN_u / (0.5 + TKN_u)] \cdot (TKN_i - TKN_u)}$$

Avendo definito A come:

$$A = Q_i / (MLSS \cdot 0.075 \cdot [OD / (1 + OD)] \cdot 1.12^{(T-20)} \cdot [1 - 0.833 \cdot (7.2 - pH)])$$

Si ottiene un'equazione di terzo grado, nell'incognita TKN_u :

$$\boxed{TKN_u^3 + \psi \cdot TKN_u^2 + \xi \cdot TKN_u + \eta = 0} \quad (5)$$

Con:

$$C = \psi = (V_{nitr}/A) + 0.5 - 3.7 \cdot \Delta BOD - 2 \cdot TKN_i + 0.05 \cdot \Delta BOD$$

$$D = \xi = TKN_i^2 + 3.65 \cdot TKN_i \cdot \Delta BOD + 0.5 \cdot 0.05 \cdot \Delta BOD - 0.5 \cdot 3.7 \cdot \Delta BOD - 3.7 \cdot 0.05 \cdot \Delta BOD^2 - V_{nitr} \cdot TKN_i / A$$

$$E = \eta = 0.5 \cdot (TKN_i^2 + 3.65 \cdot TKN_i \cdot \Delta BOD - 3.7 \cdot 0.05 \cdot \Delta BOD^2)$$

Per la soluzione di questa equazione si è utilizzato il metodo di risoluzione di equazioni di terzo grado con i teoremi sulle traslazioni e sulle correlate del prof. Bellia (www.bellia.com).

In base a questo metodo, delle tre soluzioni, assume significato fisico quella avente espressione:

$$TKN_u = \frac{-\psi + ((\psi+X1)^2 + 4\eta/X1)^{1/2}}{2} \quad (6)$$

Definizione di variabili ausiliare per la risoluzione della equazione di terzo grado in TKNu:

$X1 = (\cos \alpha / \Omega) - \psi / 3$	$\alpha = 1/3 \cdot \arccos \left(\frac{q}{p} \cdot (-6.75/p)^{1/2} \right)$	$q = 2 \cdot \psi^3 / 27 - \psi \cdot \xi / 3 + \eta$
	$\Omega = (-0.75 / p)^{1/2}$	$p = -\psi^2 / 3 + \xi$

L'equazione di terzo grado ammette tre soluzioni; la soluzione ammissibile nel nostro caso è quella che soddisfa le seguenti due condizioni:

$$TKN_u \geq 0$$

$$TKN_u \leq TKN_i$$

Nel caso in cui l'equazione ammettesse due radici complesse coniugate ed una sola reale, sarebbe quest'ultima il risultato per noi accettabile:

- *Condizione per l'esistenza di Radici complesse coniugate:*

$$q^2 < -0.148 \cdot p^3$$

con "p" e "q" definite come sopra.

- Soluzione Reale (equazione 7):

$$\text{TKN}_u = (-q/2 + (q^2/4 + p^3/27)^{1/2})^{1/3} + (-q/2 - (q^2/4 + p^3/27)^{1/2})^{1/3}$$

Calcolo degli N-NO_{3u} dalla fase di rimozione biologica

La concentrazione di nitrati in uscita dalla fase di "Rimozione Nutrienti" (N-NO_{3u}) impiegata in "Progetto" per determinare il volume di denitrificazione " V_{den} " [attraverso la cinetica (8) - (10)] ed il rapporto di ricircolo totale " $R_{\text{tot}} = R_{\text{mix-aer}} + R_{\text{fanghi}}$ " [attraverso l'equazione di bilancio (11)]:

$$V_{\text{dn}} = 1000 \cdot X_d / \text{MLSS} = 1000 \cdot \Delta(\text{N-NO}_{3\text{elim}}) / (\text{MLSS} \cdot v_{d_T}) \quad (8)$$

$$\Delta(\text{N-NO}_{3\text{elim}}) = \Delta \text{TKN}_{\text{elim}} - 24 \cdot Q_i \cdot \text{N-NO}_{3u(V_{\text{den}})} / 1000 \quad (9)$$

$$v_{d_T} = 24 \cdot 0.003 \cdot [\text{N-NO}_{3u(V_{\text{den}})} / (0.1 + \text{N-NO}_{3u(V_{\text{den}})})] \cdot [\text{BOD}_{5i} / (0.1 + \text{BOD}_{5i})] \cdot 1.12^{(T-20)} \quad (10)$$

$$R_{\text{tot}} = R_{\text{mix-aer}} + R_{\text{int}} = (\text{TKN}_i - \text{TKN}_u - \text{N-NO}_{3u} - 0,05 \cdot \Delta \text{BOD}_{5i}) / \text{N-NO}_{3u} \quad (11)$$

dove:

$R_{\text{mix-aer}}$ = ricircolo interno della miscela areata;

R_{int} = ricircolo interno dei fanghi dal sedimentatore secondario;

MLSS = concentrazione dei solidi sospesi totali in aerazione [mg/l];

X_d = biomassa che deve essere garantita nel reattore di denitrificazione [Kg];

$\Delta \text{N-NO}_3$ = nitrati che devono essere ridotti [KgN-NO₃/d];

v_{d_T} = velocità di denitrificazione alla generica temperatura T [KgN-NO₃/KgSS·d].

In fase di "Verifica", le due relazioni, quella cinetica [(8) - (10)] e quella che considera il rapporto di ricircolo (11) sono indipendenti. Per legarle

occorrerebbe un criterio di ottimizzazione in mancanza del quale portano a due risultati diversi di $N-NO_{3u}$.

Infatti, ci sono due possibili modi di calcolare gli $N-NO_{3u}$: variare il rapporto di ricircolo o variare il volume di denitrificazione comporta un diverso effetto sulla concentrazione dei nitrati in uscita. L'algoritmo per calcolo di $N-NO_{3u}$ dovrà, quindi, guardare ai due differenti aspetti considerando un diverso peso sul risultato finale.

Riporando su di un grafico l'andamento (normalizzato) degli $N-NO_{3u}$ al variare del rapporto di ricircolo areato e per diverse condizioni di esercizio, si ottiene il seguente grafico (Fig. 4.1):

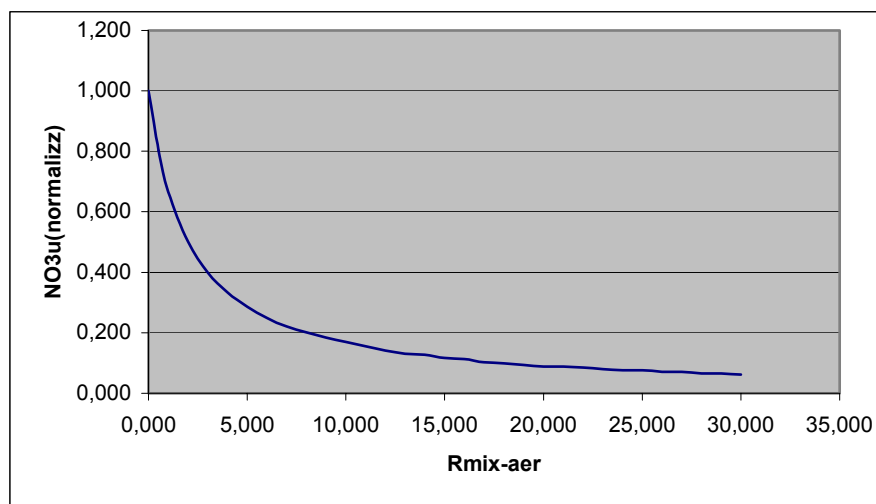


Fig.4.1 - Diagramma normalizzato della concentrazione degli NO_3 in uscita al variare del rapporto di ricircolo della miscela areata

Grafici aventi lo stesso andamento si ottengono in diverse condizioni di esercizio (variando l'ossigeno disciolto, T, pH, fattore di carico, TKN_i , BOD_i , Ricircolo fanghi).

All'aumentare del valore del ricircolo areato, l'influenza sugli $N-NO_{3u}$ è decrescente, fino a giungere a valori tali da non influenzare l'abbattimento dei nitrati (valore asintotico).

Il valore di $N-NO_{3u}$ sarà allora realisticamente derivato dalla combinazione (12) dei due effetti (13) -(14):

$$N-NO_{3u} [mg/l] = \frac{(N-NO_{3u(Rmix-aer)}) \cdot K_{Rmix-aer} + N-NO_{3u(Vden)} \cdot K_{Vden}}{(K_{Rmix-aer} + K_{Vden})}$$

dove:

$N-NO_{3u(Rmix-aer)}$ = concentrazione di nitrati in uscita dalla fase biologica calcolato considerando l' $R_{mix-aer}$ inserito dall'utente;

$N-NO_{3u(Vden)}$ = concentrazione di nitrati in uscita dalla fase biologica calcolato considerando il V_{den} inserito dall'utente.

Il coefficiente $K_{Rmix-aer}$ dovrà essere alto per valori molto bassi del ricircolo, mentre il coefficiente K_{Vden} del termine di concentrazione derivante dalla variazione del V_{den} sarà il complemento a 1 del precedente:

$$K_{Rmix-aer} = 1 - R_{mix-aer} / (k + R_{mix-aer})$$

$$K_{Vden} = 1 - K_{Rmix-aer}$$

La concentrazione di nitrati in uscita dalla fase biologica che deriva dal valore di $R_{mix-aer}$ inserito dall'utente sarà dato da:

$$N-NO_{3u(Rmix-aer)} [mg/l] = \frac{(TKNi - TKNu - 0,05 \Delta BOD_5)}{(R_{mix-aer} + R_{int} + 1)} \quad (13)$$

Per determinare $N-NO_{3u(Vden)}$ si è partiti dall'equazione per il calcolo del volume di denitrificazione utilizzata nella fase di progetto (8) sostituendo i termini (9) e (10) dopodichè con alcuni semplici passaggi si giunge alla seguente equazione di secondo grado:

$$N-NO_{3u(Vden)}^2 + C \cdot N-NO_{3u(Vden)} + D = 0 \quad (14)$$

avendo definito i coefficienti:



$$A = MLSS \cdot 0.003 \cdot 24 \cdot (BOD_{5i} / (0.1 + BOD_{5i})) \cdot 1.12^{(T-20)};$$

$$B = 24 \cdot Q_i \cdot (TKNi - TKNu - 0,05 \Delta BOD_5);$$

$$C = (-B + 2.4 \cdot Q_i + V_{den} \cdot A) / (24 \cdot Q_i);$$

$$D = -0.1 \cdot B / (24 \cdot Q_i).$$

Delle due soluzioni quella avente significato fisico ha la seguente espressione:

$$N-NO_{3u(Vden)} = (-C + (C^2 - 4 \cdot D)^{1/2}) / 2 \quad (15)$$

Graficando gli $N-NO_{3u}$ calcolati attraverso la relazione (12) al variare del V_{den} si ottiene:

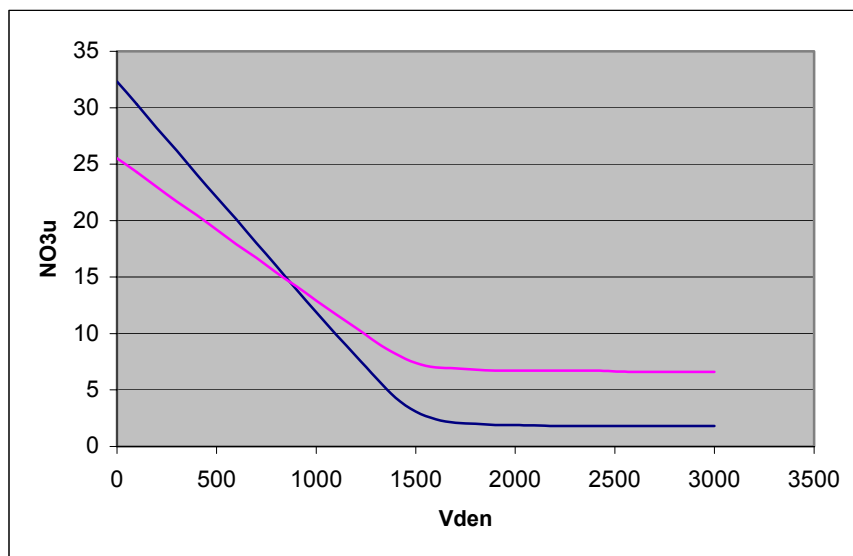


Fig. 4.2 - Diagramma degli $N-NO_{3u}$ al variare del volume di denitrificazione per diversi valori di $R_{mix-aer}$

Variando le condizioni di esercizio ($R_{mix-aer}$, V_{nitr}) il grafico mantiene lo stesso tipo di andamento presentando una traslazione dell'asintoto soprattutto al variare del rapporto di ricircolo.

Conclusioni

Questi algoritmi sono implementati nel programma SWater.

Mentre nella fase di "Progetto" le equazioni (1), (2), (3), (4), (8), (9), (10), (11) possono essere utilizzate direttamente, nella fase di "Verifica", per potersi adattare a volumi di denitrificazione e di ossidazione esistenti ed a portate di ricircolo esistenti è necessario poter operare con V_{den} , $V_{ox+nitr}$, $R_{mix-aer}$ variabili.

Per ottenere ciò si è dovuto risolvere un problema "implicito" combinando equazioni cinetiche e di bilancio.

Parametri di Processo

Con riferimento al processo di rimozione Denitro-Nitro si considerano gli stessi parametri di funzionamento con le relative definizioni già descritti nel caso degli impianti biologici a fanghi attivi con rimozione del solo carbonio organico, con un maggiore specificità del range di funzionamento.

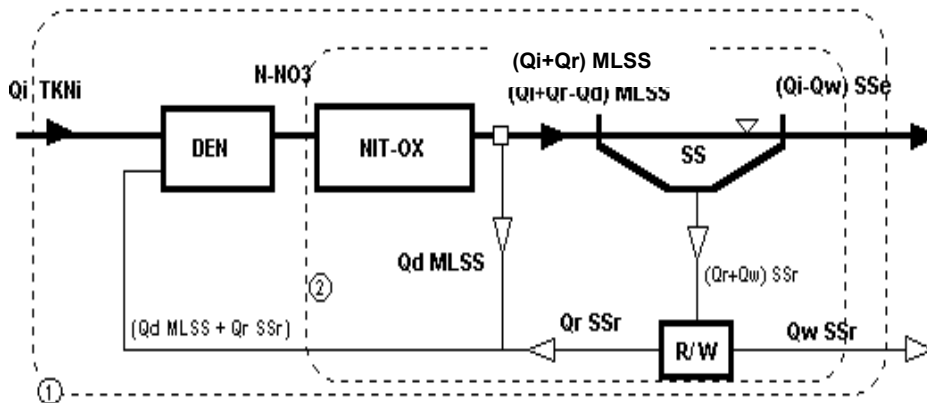


Fig. 4.3 - Schema di processo Denitro-Nitro

Pertanto, si considerano i seguenti parametri:

Fattore di Carico Organico (Carico del Fango)

$$F_c \text{ [KgBOD/Kg SS d]} = (24 \cdot Q_i \cdot \text{BOD}_5) / ((V_{dn} + V_{ox}) \cdot \text{MLSS}) \approx 0.1 \div 0.2 \quad (1)$$

dove:

V_{dn} = volume della vasca di denitrificazione [m^3]

V_{ox} = volume della vasca di aerazione [m^3]

Q_i = portata del liquame influente [m^3/h]

BOD_5 = concentrazione media di sostanza organica biodegradabile nell'influente [mg/l]

MLSS = concentrazione di fanghi attivi presente nella vasca di aerazione [mg/l]

N.B.: Si ricorda che:

- la (1) si può esprimere in termini di COD ricordando che $(\text{BOD}_5)_{\text{infl.}} \approx 40 \div 60\%(\text{COD})_{\text{infl.}}$.
- nella (1) il BOD (o il COD), in presenza di Sedimentazione Primaria, rappresenta effettivamente circa il $70\%(\text{BOD}_5)_{\text{infl.}}$.

Fattore di Carico Volumetrico

$$\text{Fcv} \text{ [KgBOD/m}^3\text{d]} = 24 \cdot Q_i \cdot \text{BOD}_5 / 1000 \cdot (V_{\text{dn}} + V_{\text{ox}}) = \text{Fc} \cdot \text{MLSS} / 1000 \approx 0.5 \div 1$$

(2)

dove:

Q_i : portata di liquame influente alla vasca di ossidazione [m^3/h]

BOD_5 : richiesta di ossigeno biologico nei liquami influenti alla vasca di ossidazione

V_{dn} = volume della vasca di denitrificazione [m^3]

V_{ox} = volume della vasca di aerazione [m^3]

Tempo di Ritenzione (tempo di residenza idraulico)

$$\text{TR [h]} = (V_{\text{dn}} + V_{\text{ox}}) \cdot / Q_i \approx 7.0 \div 10$$

Tempo-Concentrazione

$$\text{TRS [dKgMLSS/m}^3\text{]} = \text{TR} \cdot \text{MLSS} / 24000 = (V_{\text{dn}} + V_{\text{ox}}) \cdot \text{MLSS} / (24 \cdot Q_i \cdot 1000) \approx 1 \div 2.1$$

Tempo-Temperatura

Più che il singolo valore della temperatura del liquame (che comunque deve essere $> 10^\circ\text{C}$), soprattutto nel processo di nitrificazione-denitrificazione è più



importante valutare il prodotto tra tempo di ritenzione e temperatura stessa TRT [d· °C]. Questo prodotto sta a significare che in questo tipo di processi più è bassa la temperatura, maggiore deve essere il tempo di ritenzione del liquame nel reattore, e viceversa.

$$\text{TRT [d} \cdot \text{ }^\circ\text{C]} = \text{TR} \cdot \text{T}/24 = (\text{V}_{\text{dn}} + \text{V}_{\text{ox}}) \cdot \text{T}/(24 \cdot \text{Q}_i) \approx 3 \div 12$$

dove:

Q_i : portata di liquame influente alla vasca di ossidazione [m^3/h]

T: Temperatura del liquame nel reattore nitro-denitro [$^\circ\text{C}$]

V_{dn} = volume della vasca di denitrificazione [m^3]

V_{ox} = volume della vasca di aerazione [m^3]

Età del Fango

$$\theta \text{ [d]} = (\text{V}_{\text{dn}} + \text{V}_{\text{ox}}) \cdot \text{MLSS}/(\text{Q}_w \cdot \text{SSr} + 24 \cdot \text{Q}_i \cdot \text{SSe})$$

dove:

Q_i : portata di liquame influente alla vasca di ossidazione [m^3/h]

Q_w : portata del fango di spurgo [m^3/d]

SSr: la concentrazione del fango di ricircolo [mg/l]

SSe: la concentrazione dei solidi sospesi totali in uscita nell'effluente finale [mg/l]

Efficienza di Rimozione del BOD (o COD)

La quantità di inquinante rimosso, in termini di BOD5 o di altri parametri (COD), relativamente ad una data sezione dell'impianto, o dall'impianto nella sua globalità, viene espresso come abbattimento percentuale:

$$\% \text{BOD}_{5\text{abb.}} = 100 \cdot (\text{BOD}_{5\text{in}} - \text{BOD}_{5\text{out}})/\text{BOD}_{5\text{in}}$$

dove:

$\% \text{BOD}_{5\text{abb}}$: valore percentuale del BOD abbattuto

BOD_{5in} : valore del BOD in ingresso alla sezione di trattamento;

BOD_{5out} : valore del BOD in uscita dalla sezione di trattamento.

La percentuale di riduzione di BOD_5 è legata al fattore di carico organico (F_c) dalla seguente relazione matematica di Hörler-Wuhrman:

$$\% BOD_{5abb.} = 1 / (1 + 0.2 \cdot \sqrt{F_c})$$

da cui deriva la curva di rendimento di rimozione del BOD_5 in funzione del fattore di carico organico:

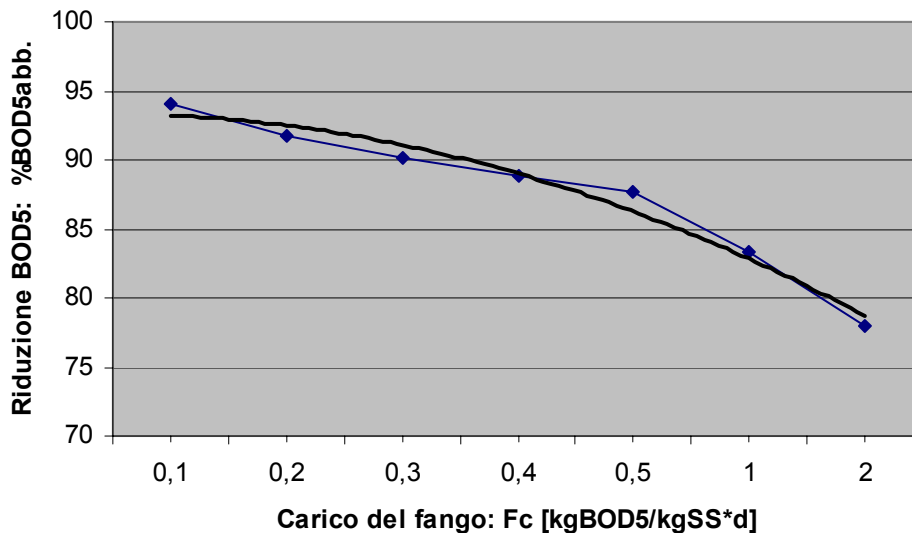


Fig. 4.4 – Curva di rendimento di rimozione del BOD_5 in funzione di F_c secondo Hörler-Wuhrman

Efficienza di Rimozione dell’Azoto (TKN)

La quantità totale di carico di azoto organico e ammoniacale TKN rimosso viene approssimativamente espresso come segue:

$$\% N_{abb.} = 100 \cdot (N-TKN_{infl} - N-NO_{3out-den}) / N-TKN_{infl}$$

dove:

$N-TKN_{infl}$: valore del TKN in ingresso all’impianto;

$N-NO_{3_out-den}$: valore del $N-NO_3$ in uscita dalla sezione di denitrificazione.

Ossigeno Disciolto

Per i processi di ossidazione del substrato carbonioso e dell'azoto ammoniacale risulta necessario mantenere concentrazioni di ossigeno pari a 2-3 mg/l.

Temperatura del Liquame

I processi di ossidazione dell'azoto ammoniacale risulta operare al meglio per temperature del liquame > 10 °C.

Indicatore COD_{in}/TKN_{in}

Affinché nell'effluente non si abbia un elevato contenuto di nitrati e nitriti il valore di tale indice deve essere superiore a 10.

Per **pH**, **fattore di sicurezza secondo Gujer**, **Indicatore $BOD_{5_in-nitr}/TKN_{in-nitr}$** , **indicatori biotici (Indagini Microscopiche sul Fango Attivo)** e **ispezioni visive** valgono le stesse considerazioni fatte a riguardo degli impianti tradizionali a fanghi attivi.

Verifica delle Prestazioni Operative

Valgono le medesime considerazioni già riportate precedentemente riguardo agli impianti tradizionali a fanghi attivi e relativamente alla *Aree di Lavoro* relativa agli MLSS, OD, e alla sedimentazione secondaria SSe.

Riguardo a quest'ultima, si dimostra che nel caso di impianti a fanghi attivi con rimozione nutrienti, l'estrazione di fanghi di supero Q_w deve essere assai limitata per poter ottenere adeguate età del fango.

Il parametro Tempo-Temperatura, che non influenza sensibilmente i processi a fanghi attivi di tipo tradizionale e che invece è importante nei processi spinti, presenta l'Area di Lavoro descritta qui di seguito.

Area di Lavoro del Tempo-Temperatura “TRT”

La caratterizzazione del range di valori di Tempo-Temperatura TRT che consente di raggiungere l'obiettivo fondamentale al variare della portata trattata Q_i [m³/h] è determinabile considerando la variazione massima e minima di T [°C] che interessa l'impianto (considerando i valori ammissibili per la nitrificazione $T_{min}/max=10 \div 30$ [°C]).

Si ha che $TRT(t) = TR(t) \cdot T(t)/24$ per cui:

$$TRT_{min}(t) = (V_{dn} + V_{ox}) \cdot T_{min}/24 \cdot Q(t)$$

$$TRT_{max}(t) = (V_{dn} + V_{ox}) \cdot T_{max}/24 \cdot Q(t)$$

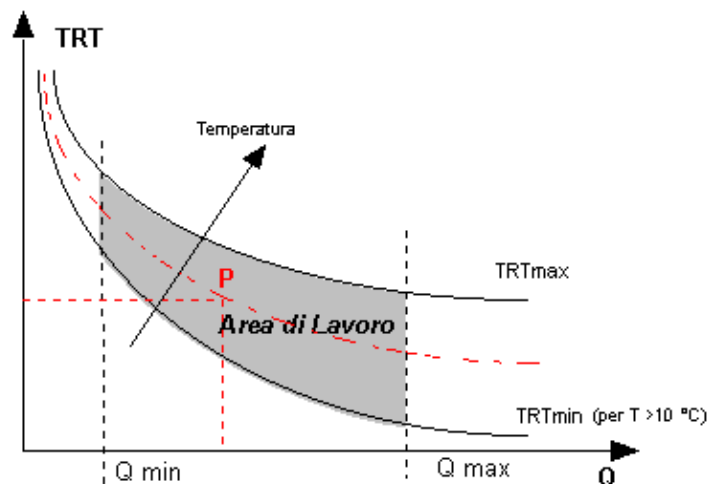


Fig. 4.5 - Area di lavoro del fattore tempo-temperatura

Indicatore di Prestazione del Reattore

Se nel intervallo di portata influente $[Q_{i-min}, Q_{i-max}]$ indichiamo con:

$$IP_{TRT} = (TRT - TRT_{min}) / (TRT_{max} - TRT_{min})$$

Risulta che IP_{TRT} varia nell'intervallo $[0, 1]$ e raggiunge il suo valore ottimale intorno a 0.5.

6.2 RIMOZIONE BIOLOGICA DEL FOSFORO

Dimensionamento della Vasca Anaerobica

Per quanto riguarda la rimozione biologica del fosforo si sono utilizzati i modelli ASCAM, che risolvono il problema relativo al dimensionamento della vasca anaerobica.

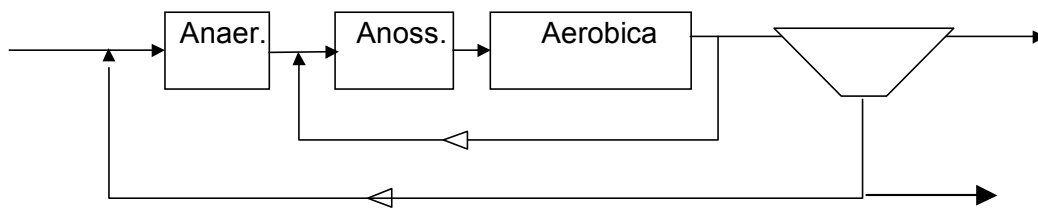


Fig. 4.6 – Schema di Processo di rimozione biologica del fosforo

Il volume della vasca anaerobica si effettua secondo la formula seguente:

$$V = Q \cdot \Delta S_{bs} / K \cdot S_{bs0} \cdot X_{np}$$

Dove ΔS_{bs} è il COD rapidamente biodegradabile convertito in acetato nel reattore anaerobico espresso in mg/l; K è la costante cinetica di trasformazione del substrato in acetato; S_{bs0} è il COD rapidamente biodegradabile in uscita dalla vasca anaerobica; X_{np} è la biomassa non poly-P in uscita dalla vasca anaerobica.

$$\Delta S_{bs} = (\Delta P_{rem} - m) / C_{sp} \cdot (n-1)$$

dove

ΔP_{rem} : fosforo da rimuovere sulla base della portata entrante [mg/l]

m : costante empirica che lega la quantità di fosforo rilasciata nella vasca anaerobica con quella assunta nel bacino aerobico $\approx 3.14 \div 3.88$

C_{sp} : costante che lega stechiometricamente il rilascio di fosforo con la trasformazione del COD in acetato $\approx 0.14 \div 0.69$ [mgP/mgCOD]

n : costante empirica che lega la quantità di fosforo rilasciata nella vasca anaerobica con quella assunta nel bacino aerobico $\approx 1.145 \div 1.198$ [$\Delta P_{rem} = \Delta P_u - \Delta P_r$], [$\Delta P_u = m + n \cdot \Delta P_r$]

$$\Delta P_{rem} = (Q_{in} \cdot P_{in} - (Q_{in} - Q_w/24) \cdot P_{out}) / Q_{in}$$

$$S_{bs0} = (S_{bsin} - c \cdot N_{out} \cdot R_b - \Delta S_{bs}) / (1 + R_b)$$

dove:

Q_{in} : portata in ingresso [m^3/h]

P_{in} : fosforo in ingresso [mg/l]

Q_w : portata di spurgo [m^3/d]

P_{out} : fosforo in uscita [mg/l]

S_{bs0} : COD rapidamente biodegradabile in uscita dalla vasca anaerobica [mg/l]

c : consumo specifico di substrato carbonioso nel processo di denitrificazione ≈ 8.6 [$mgCOD/mgN-NO_3$]

N_{out} : $N-NO_3$ in uscita dal trattamento secondario.

R_b : rapporto di ricircolo dei fanghi

ΔP_u : fosforo catturato nel bacino aerobico [mgP/l]

ΔP_r : fosforo rilasciato nel bacino anaerobico [mgP/l]

$$X_{np} = R_b \cdot P_{xnp} \cdot X_r / P_x \cdot (1 + R_b)$$

$$P_{xnp} = (Q_{in} \cdot P_{in} - (Q_{in} - Q_w/24) \cdot P_{out} - F_1 \cdot P_x) / (F_2 - F_1)$$

dove:

P_{xnp} : produzione giornaliera di fango non poly-P [$mgVSS/h$]

P_x : produzione giornaliera di fango [$mgVSS/h$]

P_{out} : fosforo in uscita [mg/l]

X_r : concentrazione di fango nel ricircolo [$mgVSS/l$]

F_1 : frazione di fosforo nei batteri poly-P $\approx 0.35 \div 0.45$

F_2 : frazione di fosforo nei batteri non poly-P $\approx 0.02 \div 0.04$



6.3 RIMOZIONE CHIMICA DEL FOSFORO PER POST-PRECIPITAZIONE TERZIARIA DI EMERGENZA

Con l'introduzione dei nuovi limiti normativi sulle acque reflue è nata l'esigenza di inserire una fase terziaria di emergenza di rimozione dei sali solubili di fosforo in eccesso, nel trattamento e affinamento delle acque di scarico (defosfatazione chimica terziaria) negli impianti di depurazione acque. La precipitazione chimica può essere operata nello stesso bacino di aerazione biologica (co-precipitazione) o a monte di questo (pre-precipitazione), aggiungendo alle acque opportuni quantitativi di sali metallici (di ferro o alluminio) o di idrossido di calcio. I fosfati insolubili prodotti vengono successivamente rimossi nella vasca di sedimentazione secondaria sotto forma di fanghi e convogliati alla linea fanghi con il fango secondario. In questo caso però non è possibile controllare lo smaltimento del fosforo presente nel fango che potrà essere quindi ritrovato all'uscita della linea fanghi o addirittura essere ricircolato in testa all'impianto poiché presente nel surnatante. In alternativa possono essere previsti appositi bacini di chiariflocculazione posti a valle della sedimentazione secondaria (post-precipitazione). In questo modo la sedimentazione avverrà in un volume designato, dove sarà prodotto un fango terziario che sarà opportunamente smaltito.

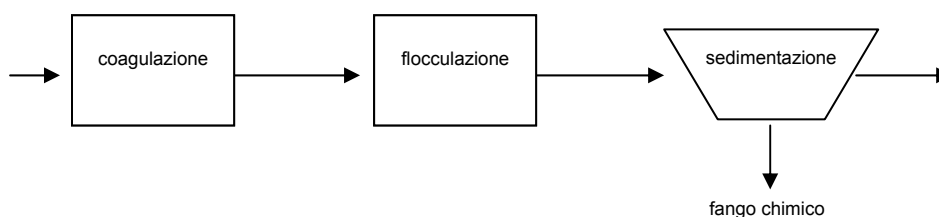


Fig. 4.7 - Processo di chiariflocculazione

Miscelazione Rapida

La fase di chiariflocculazione prevede innanzitutto una miscelazione rapida, in cui i reattivi chimici aggiunti vengono intimamente miscelati con il liquame attraverso una agitazione intensa e rapida e che in genere non supera i 2-3 min. al fine di non rompere i fiocchi appena formati.

I reattivi chimici hanno la caratteristica di neutralizzare le cariche negative sulla superficie delle particelle colloidali che ne provoca il reciproco respingimento. In questo modo si ottiene un'azione coagulante, cioè gli idrossidi aggiunti formano un nucleo attorno al quale vanno ad addensarsi le particelle colloidali neutralizzate. In particolare, alcuni additivi in cui compare l'alluminio sono anche in grado di reagire con i fosfati disciolti formando precipitato chimico e favorendo quindi l'eliminazione del fosforo.

Questo processo può prevedere l'esistenza di un bacino opportunamente designato, il cui dimensionamento dipende dalla portata da trattare e dal tempo di detenzione assegnato:

$$V = Q \cdot t$$

Flocculazione

Alla miscelazione rapida fa seguito una sezione flocculazione in cui avviene una miscelazione dolce del liquame per favorire l'incontro tra le particelle e quindi la loro aggregazione. Durante questa fase i fiocchi si accrescono aumentando la loro sedimentabilità. Anche questo processo può prevedere l'esistenza di uno specifico bacino il cui dimensionamento dipende ancora una volta dalla portata in arrivo e dal tempo di detenzione che in questo caso è dell'ordine dei 20-40 min.

Sedimentazione

Una volta che i fiocchi hanno raggiunto una buona sedimentabilità questi possono essere separati dalla fase liquida e rimossi come fango chimico. A tal fine si fa ricorso ad una sedimentazione o in casi particolari ad altri sistemi di separazione come la flottazione. La fase di chiariflocculazione può quindi prevedere un sedimentatore dedicato oppure può essere collocata nel ciclo di trattamento subito a monte del sedimentatore primario. Quest'ultima configurazione però produrrà un fango primario ricco di fosforo con la possibilità che questo sia quindi presente in elevate quantità nell'acqua di surnatante.

Bacini unici

Le fasi sopra descritte di coagulazione, flocculazione e sedimentazione, possono essere realizzate all'interno di un unico bacino di chiariflocculazione.



Uno dei vantaggi di questa scelta impiantistica è la riduzione dei volumi impiegati.

Il chiariflocculatore o bacino unico è dotato di una campana centrale all'interno della quale avvengono le reazioni chimiche ed una corona circolare esterna in cui avviene la successiva sedimentazione. Può essere inoltre, previsto un ricircolo interno dei fanghi che ne favorisce ulteriormente la flocculazione (chiariflocculatori dinamici o *Accelerator*).

All'interno dell'apparecchiatura l'acqua arriva alla zona primaria di reazione dove oltre ai fiocchi formati mediante l'aggiunta di agenti appositi incontra anche i fiocchi formati in precedenza. Da qui passa alla zona di reazione secondaria dove la velocità di agitazione diminuisce ed il volume dei fiocchi può aumentare. Il liquame poi percorre dal basso in alto e dopo dall'alto in basso questa zona, in cui la velocità diminuisce fino a diventare quasi nulla. Questo provoca un ingrandimento dei fiocchi che per la velocità che hanno proseguono fin sul fondo dell'apparecchio, da qui ripassano alla zona primaria di reazione e vengono riciccolati.

Una parte dei fiocchi che non vengono riciccolati vengono raccolti nei concentratori dai quali vengono estratti a frequenze regolari. L'acqua decantata viene mandata verso l'alto in appositi canali e di qui mandata all'uscita.

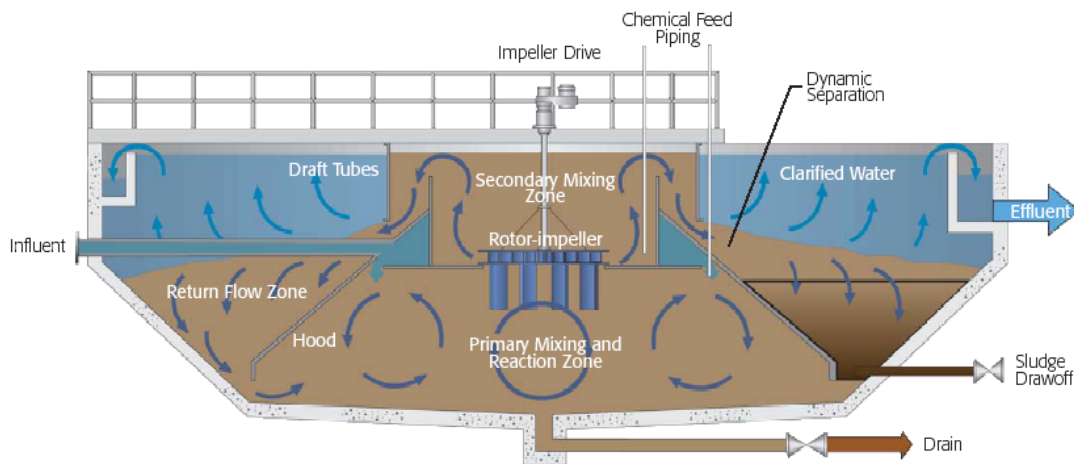


Fig. 4.8 – Bacino unico Accelerator (doc. Infilcodegremont)

Il dimensionamento di tale bacino (mix) dipende dalla portata e dal carico in ingresso e dai tempi di detenzione assegnati a ciascun comparto [1]:

$$V_{mix} = Q \cdot t_{mix}$$

dove:

V_{mix} : volume da assegnare al comparto di flocculazione (mix)

T_{mix} : tempo di detenzione da assegnare al bacino di flocculazione (15-20 min)

Q : portata in ingresso

$$A_{sed} = Q/C_{idr}$$

dove:

A_{sed} = area necessaria per il comparto di sedimentazione

C_{idr} = carico idraulico (0,9 – 1,2 m/h)

Esistono inoltre, relazioni ricavate da cataloghi di ditte produttrici che legano il diametro esterno con il valore dell'altezza da assegnare al bacino, come riportato nell'abaco seguente:

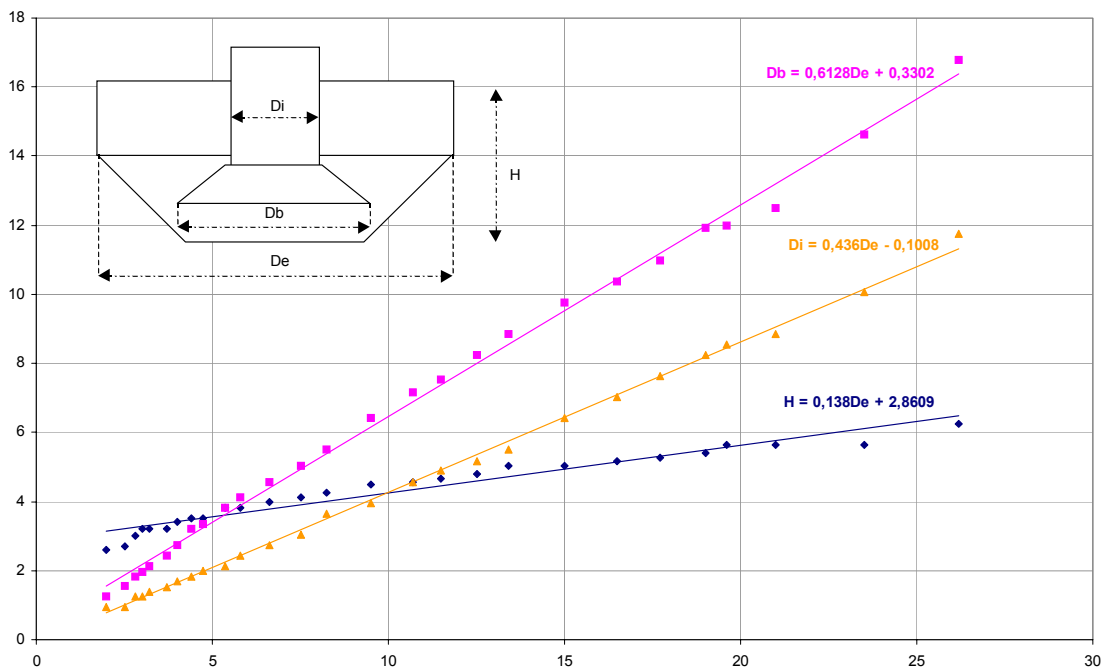


Fig. 4.9 – Riferimenti relativi alle dimensioni tipiche dei Bacini Unici di Chiariflocculazione

Pertanto, il dimensionamento del Volume Mix di flocculazione (campana centrale) si ottiene fissando $t_{mix} \leq 30$ min, calcolando il volume $V_{mix} = Q \cdot t_{mix}$ e ricavando le dimensioni intermedie del bacino utilizzando le relazioni

statistiche riportate in Fig. 2bis o riferendosi ai cataloghi tecnici delle ditte costruttrici.

Con riferimento alla Fig.4.9, si ha: $H = 4 \cdot V_{\text{mix}} / \pi \cdot D_i^2$

Dalle relazioni $H = 0,138 \cdot D_e + 2,8609$ e $D_i = 0,436 \cdot D_e - 0,10077$ si ha che D_i deve soddisfare la seguente equazione di terzo grado:

$$0,249 \cdot D_i^3 + 2,272 \cdot D_i^2 = V_{\text{mix}}$$

Il discriminante $\Delta = (D_b/D_e) \cdot (D_b/4 \cdot D_e + H^3/27 \cdot D_e^3)$

nel caso di $\Delta \geq 0$

$$D_i = \frac{(-H^3/27D_e^3 - D_b/2D_e + \sqrt{\Delta})^{1/3} + (-H^3/27D_e^3 - D_b/2D_e - \sqrt{\Delta})^{1/3} - (H/3D_e)}{1}$$

nel caso di $\Delta < 0$

ponendo $\theta = \arctg(-\sqrt{-\Delta}/(H^3/(27D_e^3 - D_b/2D_e)))$, si possono avere soluzioni non tutte reali:

$$D_{i1} = 2/3 \cdot H/D_e \cdot \cos\theta/3 - H/3D_e$$

$$D_{i2} = 2/3 \cdot H/D_e \cdot \cos(\theta+2\pi)/3 - H/3D_e$$

$$D_{i3} = 2/3 \cdot H/D_e \cdot \cos(\theta+4\pi)/3 - H/3D_e$$

Calcolato D_i è possibile determinare D_e , quindi l'area dell'area della corona circolare relativa al comparto di sedimentazione:

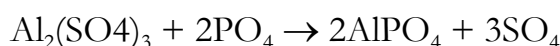
$$A_{\text{sed}} = \pi/4 (D_e^2 - D_i^2)$$

Pertanto, si verifica se nel comparto di sedimentazione la velocità di risalita sia $C_{\text{idr}} = Q/A_{\text{sed}} \cong (0,9 - 1,2 \text{ m/h})$

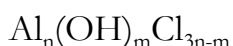
Dosaggio dei reattivi

I reattivi coagulanti più efficaci consistono in alcuni sali minerali a cationi polivalenti ed in particolare i sali di ferro e di alluminio [1]. I sali di alluminio si sono inoltre dimostrati i più adatti alla rimozione del fosforo e tra questi i più utilizzati sono il solfato di alluminio ed il policloruro di alluminio.

Il solfato di alluminio $Al_2(SO_4)_3$ è rinvenibile in commercio in forma idrata (granulare o polvere) o in soluzione acquosa. La reazione che questo sale può avere con i fosfati è la seguente:



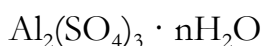
Il policloruro di alluminio è invece un prodotto polimolecolare dalla formula generale:



tale composto è commercializzato con diversi nomi (Alpoclar, Prodefloc, ...ecc.) ed è reperibile in soluzione acquosa.

Entrambi i reattivi sono caratterizzati dal titolo percentuale di allumina ($\%Al_2O_3$) che rappresenta quindi il vero e proprio contenuto di alluminio. Maggiore è il titolo minore sarà, a parità di condizioni, il dosaggio necessario per abbattere lo stesso quantitativo di fosforo.

Nel caso in cui il solfato di alluminio sia nella forma idratata:



è possibile ricavare il titolo percentuale in peso di allumina:

$$\%Al_2O_3 = PM_{Al_2O_3} / (PM_{Al_2(SO_4)_3} + n \cdot PM_{H_2O})$$

dove:

$PM_{Al_2O_3}$ = peso molecolare allumina (pari a 102)

$PM_{Al_2(SO_4)_3}$ = peso molecolare solfato di alluminio (pari a 342)

PM_{H_2O} = peso molecolare acqua (pari a 18)

si ottiene quindi:

$$\%Al_2O_3 = 102 / (342 + n \cdot 18)$$

Il processo risulta essere fortemente condizionato dal pH e dalla concentrazione di fosfati.



Per determinare il dosaggio di reattivo si è fatto ricorso al modello di Fetting et al. (1990) [2] in cui è possibile ottenere il valore del fosforo residuo in mg/l in funzione del pH e del rapporto molare Al/P₀ che rappresenta il rapporto tra le moli di allumina e le moli di fosforo in ingresso al reattore:

$$(PO_4)_{res} = 32,89 - 5,7 (Al/P_0) - 0,77 pH + 1,65 (Al/P_0)^2 + 0,989 pH^2 - 0,463 (Al/P_0) pH$$

Fase progettuale

In fase progettuale sarà necessario assegnare il valore di fosforo residuo che si vuole ottenere in uscita ed il valore del pH del liquame in ingresso alla fase, in questo modo attraverso un algoritmo di calcolo sarà possibile ottenere il valore del dosaggio necessario.

Attraverso il modello di Fitting, attribuendo un valore a (PO₄)_{res} e al pH, si ricava il valore di Al/P₀ come soluzione reale dell'equazione di secondo grado risultante:

$$\frac{Al}{P_0} = \frac{(5,7 + 0,463 pH) - \sqrt{(-5,7 - 0,463 pH)^2 - 4 \cdot 1,65(-9,77 \cdot pH + 0,989 pH^2 + 32,89 - (PO_4)_{res}}}{2 \cdot 1,65}$$

dove:

(PO₄)_{res} = concentrazione residua di fosforo in mg/l

Dalla concentrazione di fosforo in ingresso, ipotizzando che questo sia quasi completamente costituito da PO₄, è possibile ricavare il numero di moli iniziali di fosforo in ingresso per unità di volume:

$$\text{conc. P [g/m}^3] / \text{peso molecolare PO}_4 = \text{moli P}_0 / \text{m}^3$$

da cui si ottiene:

$$Al/P_0 \cdot P_0/m^3 = Al/m^3$$

che rappresenta il numero di moli di allumina per unità di volume.

Moltiplicando il valore ottenuto per il peso molecolare dell'allumina si ottiene la concentrazione di allumina da garantire alla fase:

$$\frac{Al}{m^3} \cdot PM = \text{concentrazione} \left[\frac{mg}{l} \right]$$

dove:

Al = moli di allumina

PM = peso molecolare allumina (pari a 102)

Per ottenere infine il dosaggio di reattivo da utilizzare sarà necessario dividere la concentrazione ottenuta per il titolo in % di Al_2O_3 :

$$\text{dosaggio [mg/l]} = \text{concentrazione } Al_2O_3 \text{ [mg/l]} / \% \text{ di } Al_2O_3$$

esplicitando i termini si ottiene:

$$\boxed{\text{dosaggio [mg/l]} = (Al/P_0) \cdot \text{conc. } P_{in} \cdot (102/94) / \% \text{ di } Al_2O_3}$$

dove:

conc P_{in} = concentrazione iniziale di fosforo in mg/l

Fase di Verifica

In fase di verifica occorre valutare se con il dosaggio scelto ed il valore di pH del liquame, si ottiene un valore di fosforo residuo accettabile:

$$\frac{\text{dosaggio [Kg/d]} \cdot 1000 [g/Kg]}{\% Al_2O_3 \cdot PM} = \frac{Al}{d}$$

$$\frac{P_{ingresso [Kg/d]} \cdot 1000}{PM_{PO_4}} = \frac{P_0}{d}$$

dove:

PM_{PO_4} = peso molecolare PO_4

PM = peso molecolare allumina

$$\frac{Al}{d} \cdot \frac{d}{P_0} = \frac{Al}{P_0}$$

quindi esplicitando i termini:

$$\frac{Al}{P_0} = \frac{dosaggio \cdot 94 \cdot 1000}{\%Al_2O_3 \cdot 102 \cdot concP_{in} \cdot Q \cdot 24}$$

dove:

dosaggio = dosaggio di reattivo in Kg/d

conc P_{in} = concentrazione iniziale di fosforo in mg/l

Q = portata ingresso in m_3/d

con il rapporto molare ricavato è possibile entrare nell'equazione del modello di Fitting ed ottenere così la concentrazione di fosforo residuo:

$$(PO_4)_{res} = 32,89 - 5,7 (Al/P_0) - 0,77 pH + 1,65 (Al/P_0)^2 + 0,989 pH^2 - 0,463(Al/P_0) pH$$

Produzione di Fango Terziario

Nella valutazione del fango terziario prodotto vanno computati: il fosforo abbattuto, i reagenti dosati ed i solidi sospesi in ingresso alla fase. Infatti il solfato di alluminio, a contatto con l'alcalinità dell'acqua, forma degli idrossidi che andranno a costituire dei nuclei attorno ai quali le particelle sospese vanno addensandosi. In questo modo si formano dei fiocchi che, con l'avanzare del processo si appesantiscono diventando, così, più sedimentabili. Per ottimizzare il processo possono essere aggiunti dei polimeri coadiuvanti della flocculazione che espletano una funzione di bridging, cioè di agglomerazione tra i fiocchi. Tutti i termini vanno però moltiplicati per un fattore η che tiene conto del rendimento:

$$\text{Fango [Kg/d]} = \eta \cdot (\text{solidi sospesi ingresso [Kg/d]} + \text{solfato di alluminio [Kg/d]} + \text{polielettroliti [Kg/d]} + \text{fosforo rimosso [Kg/d]})$$

Indicatore di Processo

Per avere una indicazione sulla efficienza complessiva del processo di flocculazione è stato scelto un indicatore percentuale in cui sono stati combinati i parametri che partecipano alla regolazione del processo. Da considerazione fatte dopo lo studio della dipendenza del processo dalla scelta dei parametri di regolazione è stato valutato che l'efficienza complessiva è rappresentata dalla seguente funzione:

$$IP = f(\text{dosaggio; tempo detenzione})$$

Dalla conoscenza di dati empirici è stato possibile caratterizzare la funzione:

$$IP = 0,95 \cdot \exp\left(\frac{-(t_{\text{det}} - 0,5)^2}{2 \cdot (0,26)^2}\right)$$

Riferimenti:

- [1] L. Masotti “Depurazione delle acque”, Calderini.
- [2] Jia-Qian Jiang, Nigel J D Graham “ Pre-polymerised inorganic coagulants and phosphorus removal by coagulation – A review”, Water SA Vol. 24 No. 3 July 1998
- [3] www.infilcodegrement.com ; catalogo prodotti.



6.4 TRATTAMENTO TERZIARIO DI FILTRAZIONE

Per rispettare limiti normativi sempre più restrittivi e per ridurre maggiormente il tenore di solidi sospesi contenuti nella corrente idrica che inevitabilmente sfuggono ai precedenti processi di separazione, si ricorre frequentemente alla realizzazione di una fase di filtrazione. Tale processo consiste nel far passare l'acqua, per gravità, attraverso filtri costituiti da letti di sabbia silicea, spesso a granulometria differente, adagiati su opportuni sostegni drenanti (fig. 4.10).

Il liquame riesce a percolare attraverso gli interstizi che si creano tra le particelle, mentre i solidi sospesi vengono intercettati dagli elementi solidi che costituiscono il letto filtrante. Pertanto il liquame filtrato subirà notevoli perdite di carico che andranno incrementandosi all'aumentare dell'altezza dello strato filtrante ed all'aumentare del tempo, infatti gli interstizi andranno progressivamente intasandosi. Sarà quindi necessario, una volta raggiunta la massima perdita di carico ammissibile, effettuare un lavaggio del filtro in contro corrente ad elevata velocità in maniera tale da provocare una espansione del letto filtrante e liberare gli interstizi. Tale espansione può raggiungere anche il 30% dell'altezza del filtro e va considerata nel dimensionamento della struttura di contenimento. Al fine di assicurare il funzionamento in continuo della fase, durante il controlavaggio, è buona norma prevedere almeno due unità di trattamento.

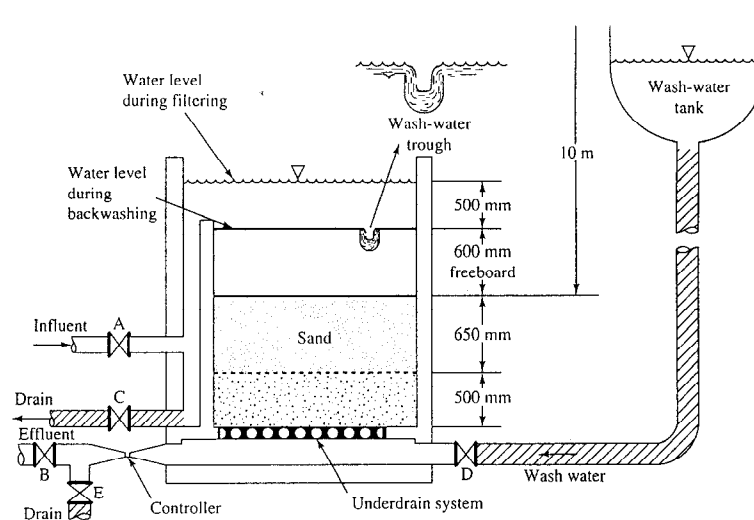


Fig. 4.10 – Filtro a sabbia

Scelta del numero di unità

Il proporzionamento dei filtri a sabbia avviene imponendo una velocità di filtrazione v_f in genere compresa tra 5 e 10 m/h [1] da cui, nota la portata influente, è possibile ricavare il valore dell'area filtrante necessaria:

$$A_{\text{filtrante}} [\text{m}^2] = Q [\text{m}^3/\text{h}] / v_f [\text{m}/\text{h}]$$

Le aree dei filtri disponibili in commercio sono in genere già standardizzate ($A_{\text{u. filtro}}$), ne segue che il numero necessario di unità sarà pari a:

$$n^{\circ} \text{ unità} = A_{\text{filtrante}} [\text{m}^2] / A_{\text{u. filtro}} [\text{m}^2]$$

Dimensionamento del Sistema di Controlavaggio

Il controlavaggio può avvenire con sola acqua, oppure con acqua ed aria. E' necessario imporre un tempo di durata del lavaggio (T_{lavaggio}), in genere compreso 3-5 min, e la velocità della controcorrente (v_{lavaggio}) in genere tra 20 e 30 m/h, da cui è possibile ricavare la portata di lavaggio e il volume di acqua e/o aria utilizzati al fine di dimensionare un eventuale serbatoio:

$$Q_{\text{lavaggio}} [\text{m}^3/\text{h}] = A_{\text{u. filtro}} [\text{m}^2] \cdot v_{\text{lavaggio}} [\text{m}/\text{h}]$$

$$V_{\text{lavaggio}} [\text{m}^3] = Q_{\text{lavaggio}} [\text{m}^3/\text{h}] \cdot T_{\text{lavaggio}} [\text{h}]$$

Generalmente l'acqua di lavaggio è un'aliquota del liquame filtrato, pertanto attribuendo un valore di portata da ricircolare in testa all'unità filtrante è possibile ottenere il tempo necessario al riempimento del serbatoio:

$$T_{\text{riempimento}} [\text{h}] = V_{\text{lavaggio}} [\text{m}^3] / Q_{\text{riempimento}} [\text{m}^3/\text{h}]$$

In questo modo è possibile controllare se il tempo di riempimento del serbatoio di lavaggio è compatibile con il tempo di intasamento del filtro e, quindi, decidere di installare ulteriori unità di riserva.

Perdite di carico

Le perdite di carico di ciascun filtro sono calcolate applicando la seguente espressione empirica:



$$\Delta h = (\text{TSS} * v_f * \Delta t) / 1,13$$

dove:

Δh = perdite di carico in metri di c.a.

TSS = concentrazione di solidi rimossi dal filtro in kg/m³

v_f = velocità di filtrazione in m/h

Δt = tempo di esercizio compreso tra due lavaggi in h