

FILE IMPIANTO: XXXXX

VALUTAZIONE DEI CARICHI REFLUI

Il Codice di Calcolo SWATER-Mix contiene la possibilità di simulare (come Dimensionamento/Verifica) le fasi di pre-trattamento fisico-chimico di liquami di tipologia industriale, nei seguenti casi:

- liquami misti urbano-industriali conferiti per fognatura dinamica;
- liquami speciali conferiti “su gomma” (autobotti, bottini, ecc.);

liquami combinati tra il caso a) e b), ovvero liquami speciali miscelati in toto o in parte, al liquami di cui al sopracitato punto a).

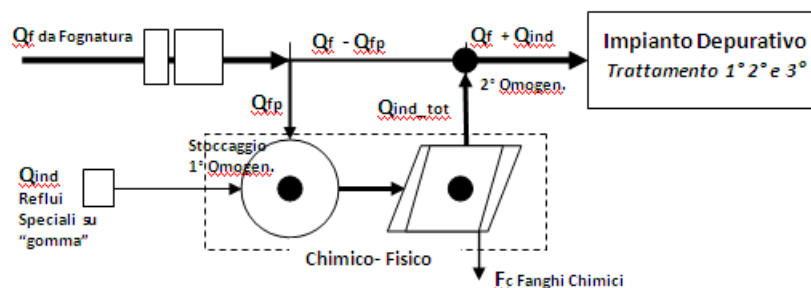
In SWATER-Mix si ha una sezione aggiuntiva di pre-trattamento Chimico-Fisico (a valle della grigliatura e dissabbiatura, e precedente ai trattamenti primari) costituita dalle seguenti fasi di trattamento:

- Caratterizzazione dei Reflui Misti Civile-Industriale che afferiscono per fognatura e dei Reflui Industriali/Speciali che afferiscono per trasporto su “gomma”;
- Stoccaggio Iniziale - Pre-Omogeneizzazione;
- Correzione (Eventuale) del pH;
- Coagulazione-Flocculazione;
- Precipitazione Chimica;
- Stoccaggio Finale – Omogeneizzazione.

Il codice di calcolo di SWATER-Mix prevede i seguenti casi di trattamento di acque reflue miste civili-industriali:

- Portata Q_f di liquami misti in arrivo all’impianto di depurazione attraverso collettore fognario: a seconda del contenuto e del “peso” dei parametri di biodegradabilità (BOD, TKN, pH, ecc.), tutta la portata Q_f o parte di essa, può essere inviata al trattamento preliminare chimico-fisico, per essere riportata a livelli di trattabilità nel biologico secondario.
- Portata Q_{ind} di liquami reflui speciali addotti all’impianto attraverso trasporto “su gomma” (autobotti, bottini, ecc.) e che hanno caratteristiche prevalentemente di tipo industriale e che, quindi, devono essere trattate ed equilibrate prima di essere convogliate al successivo trattamento biologico secondario.
- Situazione mista tra il caso a) e il caso b), nella quale però, mentre la portata Q_{ind} deve essere necessariamente mandata interamente al trattamento chimico-fisico, la portata Q_f può (o deve) essere parzializzata quanto basta per equilibrare il carico inquinante proveniente dai reflui speciali. A questo proposito, risulta necessario realizzare una capacità di stoccaggio onde far avvenire il processo di omogeneizzazione dei carichi.

Lo schema di flusso sopradescritto è riportato qui di seguito:



Nella sottostante Tabella vengono riportati i valori dei parametri indagati, distinguendo tra quelli inseriti in input e quelli restituiti in output:

IMPIANTO: XXXXX		DATA: 6/11/2013	
INPUT Carichi Reflui Speciali		OUTPUT Carico Influyente Risultante	
pH	0	BOD5 [mg/l]	0
SST [mg/l]	0	COD [mg/l]	0
Temperatura [°C]	0	SST [mg/l]	0
BOD5 [mg/l]	0	TKN [mg/l]	0
COD [mg/l]	0	NH ₄ ⁺ [mg/l]	0
MBAS [mg/l]	0	P [mg/l]	0
Oli-Grassi [mg/l]	0	MBAS [mg/l]	0
TKN [mg/l]	0	Oli-Grassi [mg/l]	0
NH ₄ ⁺ [mg/l]	0	Metalli [mg/l]	0
NO ₃ [mg/l]	0		
P [mg/l]	0	COD Tracciante [m ³ /d]	0
Metalli Pesanti [mg/l]	0	V1 min. Omogeneizzazione[m ³]	0
Idrocarburi [mg/l]	0	Qind. Totale [m ³ /h]	0
Fenoli [mg/l]	0		
Cloruri [mg/l]	0		

Carico Influyente Iniziale	
BOD5 [mg/l]	300
COD [mg/l]	600
SST [mg/l]	450
TKN [mg/l]	62,5
NH ₄ ⁺ [mg/l]	43,5
P [mg/l]	16,5
MBAS [mg/l]	15
Oli-Grassi [mg/l]	110
Metalli [mg/l]	0,05

GRIGLIATURA - progetto

La fase di grigliatura ha lo scopo di rimuovere dal liquame influente i solidi più grossolani, al fine di evitare che questi possano inficiare il processo depurativo, danneggiare le pompe o intasare le tubazioni.

In input vengono forniti i valori relativi ai seguenti parametri:

- Altezza utile del canale di grigliatura, H_u ;
- Larghezza utile del canale di grigliatura, B_u ;
- Spessore delle barre, s ;
- Luce tra le barre, b ;
- Angolo di inclinazione della griglia sull'orizzontale, θ .

Vengono inoltre ereditati dalle fasi precedenti i valori relativi ai parametri di seguito elencati:

- Portata di punta diurna, $Q_{max}(14)$;
- Portata media diurna, $Q_{med}(18)$.

Calcolo delle caratteristiche dimensionali della griglia

Il numero di barre che costituiscono la griglia e la sua larghezza effettiva vengono calcolate attraverso le seguenti relazioni:

$$N_{barre} = B_u \times 100 / b$$

$$B_{eff} [m] = [N_{barre} \times s + (N_{barre} + 1) \times b] / 100$$

Calcolo delle caratteristiche funzionali della griglia

All'interno del canale deve essere garantita una velocità ottimale, non troppo bassa, al fine di eludere fenomeni di sedimentazione a monte della griglia; non eccessivamente alta per evitare che il materiale già trattenuto venga nuovamente trascinato a valle per effetto della turbolenza.

Il range entro cui è opportuno che ricadano i valori di velocità è $0,5 \div 1,2$ m/s.

La valutazione della velocità massima e di quella media viene effettuata mediante le formule:

$$v_{-max} [m/s] = Q_{max}(14) / (H_u \cdot B_u)$$

$$v_{-med} [m/s] = Q_{med}(18) / (H_u \cdot B_u)$$

Come valore delle perdite di carico che si hanno in corrispondenza della griglia, si assume il massimo tra i valori risultanti dalle equazioni di seguito riportate:

$$\Delta H_1 [cm] = \text{sen}\theta \times v_{-med}^2 \times [2.99977 + 72.64308 \times \exp(-b / 5.6148)]$$

$$\Delta H_2 [cm] = C \times (s/b)^{4/3} \times (v_{-med}^2 / 2 \times g) \times \text{sen}\theta$$

dove:

C = coefficiente di forma = $1,9 \times 100$;

g = costante gravitazionale = 9.81 [m/s²].

Calcolo del quantitativo di grigliato prodotto

La stima del carico di grigliato prodotto giornalmente dalla sezione di grigliatura si ricava dalla seguente relazione:

$$F_{gr} [Kg/d] = \gamma_{GR} \times q_{RSU} \times 24 \times Q_{med}(18) / 1000$$

$$q_{RSU} [l/1000m^3] = 471.5166 \times \exp(-0.85281 \times b)$$

dove:

γ_{GR} = peso specifico medio dei rifiuti pari a 0.6 [Kg/dm³];

q_{RSU} = quantitativo di grigliato che può essere raccolto espresso come [l/1000m³] di liquame trattato.

Nella sottostante Tabella vengono riportati i valori dei parametri indagati, distinguendo tra quelli inseriti in input e quelli restituiti in output, e quelli di indicatori multiparametrici in grado di valutare “globalmente” se la progettazione della sezione in esame risulta “equilibrata” o “condizionata”:

IMPIANTO: Andria		modalità: PROGETTO		DATA: 6/11/2013	
INPUT			OUTPUT		
Hu [m]	0,2	Nbarre [N]	49		
Bu [m]	1,5	Beff [m]	1,7		
s [cm]	0,4	ΔH [cm]	2,85		
b [cm]	3	v-med [m/s]	1,3		
θ [deg]	30	v-max [m/s]	1,71		
		Fgr [Kg/d] (RSU prod)	569,5		
INDICATORI DI EFFICIENZA E DI PROCESSO					
			Grigliatura sottodimensionata		
IP_gr	2,07	--			
			Buona elasticità alle basse ed alte portate		

DISSABBIATURA - progetto

La fase di dissabbiatura serve ad eliminare le particelle solide di diametro $d > 0.2$ cm che generalmente provengono dal dilavamento stradale. La rimozione di tali particelle si rende necessaria poiché queste possono creare problemi di intasamento ed abrasione nelle tubazioni, ed inoltre perché la presenza eccessiva di inerti appesantirebbe notevolmente le fasi a valle.

In base alla direzione del flusso i dissabbiatori possono essere suddivisi in:

- Dissabbiatori a flusso orizzontale (a canale)
- Dissabbiatori a flusso tangenziale

DISSABBIATORE A CANALE

I dissabbiatori a canale sono generalmente caratterizzati da una sezione decrescente verso il basso e sono muniti a valle di un dispositivo, tipo venturimetro, allo scopo di mantenere una velocità della corrente all'interno del canale di 0.3 m/s, che permette la sedimentazione delle particelle di dimensioni superiori a 0.2 mm.

In input vengono forniti i valori relativi ai seguenti parametri:

- Larghezza del dissabbiatore, B;
- Rapporto tra la lunghezza del dissabbiatore e l'altezza del liquame, L/H.

Vengono inoltre ereditati dalle fasi precedenti i valori relativi ai parametri di seguito elencati:

- Portata minima notturna, $Q_{min}(48)$;
- Portata di punta diurna, $Q_{max}(14)$;
- Portata media diurna, $Q_{med}(18)$;
- Portata di pioggia, $Q_{pioggia}$.

La larghezza del dissabbiatore permette la valutazione dell'altezza del liquame mediante la formula seguente:

$$H [m] = Q_{max}(14) / (v_t \times B)$$

dove:

v_t = velocità della corrente nel canale, pari a 0.3 m/s.

La scelta del rapporto L/H consente il calcolo della lunghezza del dissabbiatore e conseguentemente quella dell'area e del volume del dissabbiatore secondo le formule:

$$A_{ds} [m^2] = L \times B$$

$$V_{ds} [m^3] = A_{ds} \times H$$

Una volta noti i valori della lunghezza e della larghezza del dissabbiatore a canale, il volume della zona in cui si raccoglie la sabbia è così calcolato:

$$\text{Volume zona raccolta sabbia [m}^3] = L \times B \times h$$

dove:

h = altezza della zona di raccolta sabbia, pari a 0.25 m.

DISSABBIATORE TANGENZIALE

I dissabbiatori a flusso tangenziale sfruttano la forza centrifuga per favorire il depositarsi delle sabbie verso le pareti della vasca. Le sabbie separate si raccolgono poi in un pozzetto centrale dal quale vengono estratte per mezzo di una pompa air-lift.

Per il dimensionamento si è fatto ricorso alle tabelle riportate in “La depurazione delle acque di fognatura”, F. Durante, ed. Hoepli. In tali tabelle in funzione della portata massima in ingresso, sono riportati i valori di:

- Diametro della vasca, D_{tg} ;
- Portata minima di aria richiesta per l'estrazione della sabbia, Q_{aria} ;
- Altezza totale del dissabbiatore, H_{tot} ;
- Volume del dissabbiatore, V_{ds} ;
- Tempo di ritenzione, T_R .

Vengono inoltre ereditati dalle fasi precedenti i valori relativi ai parametri di seguito elencati:

- Portata minima notturna, $Q_{min(48)}$;
- Portata di punta diurna, $Q_{max(14)}$;
- Portata media diurna, $Q_{med(18)}$;
- Portata di pioggia, $Q_{pioggia}$.

Noto il diametro si calcola l'area occupata dal dissabbiatore mediante la seguente relazione:

$$A_{ds} [m^2] = 0.25 \times \pi \times D_{tg}^2$$

I quantitativi di sabbia che possono essere raccolti nella fase di dissabbiatura sono molto variabili e possono essere stimati mediamente intorno a 75 l/1000m³ di liquame trattato, pertanto se si considera un peso specifico medio dei rifiuti pari a $\gamma_{DS} = 2 \text{ Kg/dm}^3$, la portata di liquame $Q_{med(18)}$, si ricava la stima del carico di sabbia prodotta giornalmente dalla sezione di dissabbiatura:

$$F_{dis} [\text{Kg/d}] = 75 \times \gamma_{DS} \times 24 \times Q_{med(18)} / 1000 \approx 3.6 \times Q_{med(18)}$$

La valutazione del carico idrico superficiale avviene mediante l'espressione:

$$C_i [m/h] = Q_{med(18)} / A_{ds}$$

Nella sottostante Tabella vengono riportati i valori dei parametri indagati, distinguendo tra quelli inseriti in input e quelli restituiti in output, e quelli di indicatori multiparametrici in grado di valutare “globalmente” se la progettazione della sezione in esame risulta “equilibrata” o “condizionata”:

IMPIANTO: Andria		modalità: PROGETTO		DATA: 6/11/2013	
INPUT			OUTPUT		
Dissabbiatore a canale					
B [m]	6,41	H [m]		0,27	
L/H [-]	22	Bteorico [m]		6,41	
		L [m]		5,85	
		Vds [m ³]		25	
		Ads [m ²]		13,85	
		Volume zona raccolta sabbia [m ³]		9,38	
		TR [min]		0,33	
Dissabbiatore tangenziale					
		Dtg [m]		4,2	
		Qaria [Nm ³ /h]		120	
		Htot [m]		4,96	
		Vds [m ³]		25	
		Ads [m ²]		13,85	
		TR [min]		0,81	
CARATTERISTICHE FUNZIONALI					
Fdis [Kg/d]	5070				
Ci [m/h]	101,65				
Ci-pgg [m/h]	0				
TR-pgg [min]	0				
INDICATORI DI EFFICIENZA E DI PROCESSO					
IP	0,5				

BACINO DI EQUALIZZAZIONE - progetto

L'equalizzazione ha come principale obiettivo quello di compensare le variazioni giornaliere della portata di liquame in ingresso all'impianto di depurazione, garantendo così l'erogazione di una portata costante alle fasi successive; in questo modo si evitano pericolosi sovraccarichi nelle varie sezioni dell'impianto, si consente il funzionamento in continuo ed una più uniforme concentrazione degli inquinanti.

In input vengono forniti i valori relativi ai seguenti parametri:

- Volume minimo richiesto per il funzionamento delle installazioni di aerazione-miscelazione, Vm.

Vengono inoltre ereditati dalle fasi precedenti i valori relativi ai parametri di seguito elencati:

- Portata media giornaliera, Qmed(24).

Caratteristiche dimensionali e funzionali del bacino di equalizzazione

Il dimensionamento della vasca di equalizzazione può essere effettuato utilizzando i dati desumibili dall'idrogramma inserito nella finestra "CARICHI", oppure, in assenza di questo, attraverso un metodo empirico.

Considerando la portata media giornaliera di liquame si valuta il volume di compenso nel modo seguente:

$$Vc' [m^3] = \alpha \times [Q_{med}(24)/3600] \times 86400$$

dove:

$$\alpha = 0.4698 \times Q_{med}(24)^{-0.1673} \text{ se } Q_{med}(24) < 655.2 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\alpha = 0.2372 \times Q_{med}(24)^{-0.0607} \text{ se } Q_{med}(24) > 655.2 \text{ m}^3/\text{h}$$

Il valore così ottenuto, per sicurezza, va aumentato del 15%:

$$Vc [m^3] = Vc' \times 1.15$$

Avendo assegnato in input il volume minimo richiesto, si ottiene il valore del volume del bacino di equalizzazione dalla somma:

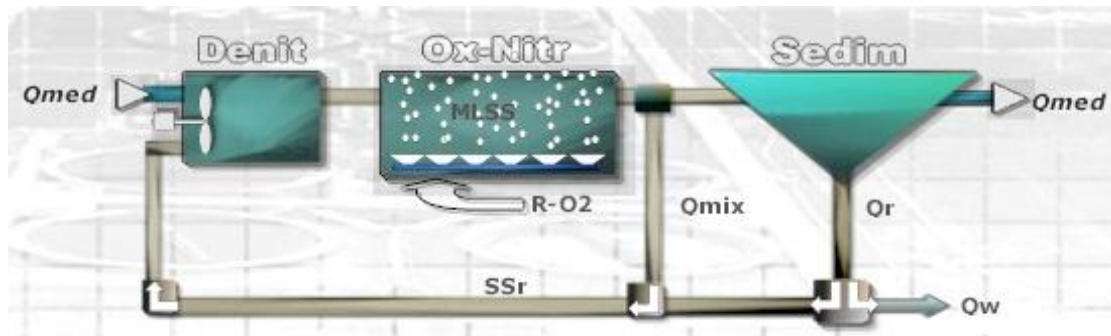
$$V_{eq} [m^3] = Vc + Vm$$

cui corrisponde un tempo di detenzione pari a:

$$t_{det} [h] = V_{eq} / (Q_{max} - Q_{med})$$

Nella sottostante Tabella vengono riportati i valori dei parametri indagati, distinguendo tra quelli inseriti in input e quelli restituiti in output:

IMPIANTO: Andria		modalità: PROGETTO		DATA: 6/11/2013	
INPUT			OUTPUT		
V _m [m ³]	30	V _{eq} [m ³]	4670,62		
		t _{det} [h]	6,1		



RIMOZIONE NUTRIENTI (PREDENITRIFICAZIONE) - verifica

Lo schema prevede la presenza di una predenitrificazione e lo svolgimento della fase di nitrificazione all'interno della vasca di ossidazione.

La corrente idrica affluente alla fase assicura la disponibilità di substrato organico necessario al processo di denitrificazione operato da una biomassa eterotrofa in condizioni anossiche; i nitrati sono formati nella successiva fase di nitrificazione, in seguito all'ossidazione dell'azoto ammoniacale e organico in ingresso e vengono riciclati a monte sia con il fango ispessito nel bacino di sedimentazione secondaria, che con la miscela aerata.

Per la verifica della sezione di trattamento in esame vengono forniti in input i valori relativi ai seguenti parametri:

- Valore minimo del BOD in ingresso, BOD_{min};
- Valore massimo del BOD in ingresso, BOD_{max};
- Concentrazione di fango in vasca, MLSS;
- Ossigeno disciolto, DO_{ox};
- Portata di ricircolo dei fanghi provenienti dalla sedimentazione secondaria, Q_r;
- Portata di liquame influente, Q_{med};
- Valore del BOD in ingresso alla fase biologica, BOD_{5in dn};
- Temperatura influente, T;
- pH influente, pH ;
- Volume del bacino di ossidazione nitrificazione, V_{OX-NITR} ;
- Volume del bacino di denitrificazione, V_{DEN} ;
- Fattore di ricircolo della miscela aerata, R_{mix aerato};
- Concentrazione di COD in ingresso, COD_{in}.

Calcolo della concentrazione dei composti azotati in uscita dal bacino di nitrificazione

Per la valutazione della concentrazione dei composti azotati in uscita dal bacino di nitrificazione si parte dall'espressione del volume del bacino di nitrificazione, il quale risulta dall'equazione seguente:

$$V_{NIT}[m^3] = 1000 \times \Delta TKN_{elim} / (MLSS \times f \times v_{nr}) \quad [1]$$

dove:

ΔTKN_{elim} = TKN abbattuto [Kg/d];

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

f = frazione di batteri nitrificanti sulla biomassa totale [adimensionale];

v_{NT} = velocità di nitrificazione alla generica temperatura T [KgTKN/KgSS × d].

La frazione dei batteri nitrificanti e la velocità di nitrificazione, che compaiono nell'equazione [1], risultano rispettivamente dalle seguenti formule:

$$f = [1 + (BOD_i - BOD_u)/(TKN_i - TKN_u) \times (Y/Y_n)]^{-1} \quad [2]$$

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).

$$v_{NT} \text{ [KgTKN/KgSS} \times \text{d]} = 24 \times v_{n20} \times [TKN_u / (K_{TKN} + TKN_u)] \times [DO_{ox} / (K_O + DO_{ox})] \times \delta_n^{(T-20)} \times [1 - 0.833 \times (7.2 - pH)] \quad [3]$$

dove:

v_{n20} = velocità di nitrificazione, in assenza di fattori limitanti, alla temperatura di riferimento di 20°C; mediamente pari a 0.075 [KgTKN/KgSS × h];

DO_{ox} = concentrazione di ossigeno disciolto mantenuta in vasca pari a 1,5 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].

Sostituendo le equazioni [2] e [3] nell'equazione [1], quest'ultima diviene:

$$V_{NIT} [m^3] = A \times \{[(TKN_i - TKN_u) - 0.05 \times \Delta BOD] \times [(TKN_i - TKN_u) + 3.7 \times \Delta BOD]\} / \{[TKN_u / (0.5 + TKN_u)] \times (TKN_i - TKN_u)\}$$

Avendo definito A come:

$$A = Q_{med}(24) / \{MLSS \times 0.075 \times [DO_{ox} / (1 + DO_{ox})] \times 1.12^{(T-20)} \times [1 - 0.833 \times (7.2 - pH)]\}$$

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

$$TKN_U^3 + \psi \times TKN_U^2 + \xi \times TKN_U + \eta = 0$$

in cui:

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

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

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

Delle tre soluzioni, assume significato fisico quella avente espressione:

$$TKN_U = \{-\psi + [(\psi^2 + 4\xi\eta)^{1/2}]\} / 2$$

in cui:

$$X1 = (\cos\alpha / \Omega) - \psi / 3$$

$$\alpha = \arccos [(p/q) \times (-6.75/p)^{1/2}]$$

$$\Omega = (-0.75/p)^{1/2}$$

$$q = 2 \times \psi^3 / 27 - \psi \times \xi / 3 + \eta$$

$$p = -\psi^2 / 3 + \xi$$

Calcolo della concentrazione di nitrati in uscita dal bacino di nitrificazione

Variare il fattore di ricircolo interno della miscela aerata o variare il volume di denitrificazione, comporta un diverso effetto sulla concentrazione dei nitrati in uscita dal bacino di nitrificazione; l'algoritmo per il calcolo di $N-NO_{3u}$ dovrà quindi risultare dalla combinazione dei due effetti.

In particolare, la concentrazione di nitrati in uscita dal bacino di ossidazione-nitrificazione che deriva dalla considerazione di R_{mix_aer} risulta dall'espressione:

$$N-NO_{3u(R_{mix_aer})} [mg/l] = (TKN_i - TKN_u - 0.05 \times \Delta BOD_5) / (R_{mix_aer} + R_{int} + 1) \quad [4]$$

dove:

$$\Delta BOD_5 = BOD_5 \text{ abbattuto } [mg/l];$$

$$R_{mix_aer} = \text{rapporto di ricircolo interno della miscela aerata [adimensionale];}$$

$$R_{int} = \text{rapporto di ricircolo interno dei fanghi dal sedimentatore secondario [adimensionale].}$$

Per la determinazione della concentrazione di nitrati in uscita che deriva dalla considerazione di V_{DEN} si è, invece, partiti dall'equazione per la determinazione del volume del bacino di denitrificazione:

$$V_{DEN} [m^3] = 1000 \times \Delta(N-NO_{3elim}) / (MLSS \times v_{dT}) \quad [5]$$

Considerando le espressioni di ciascuno dei parametri che compaiono nell'equazione [5], operando le opportune sostituzioni e compiendo idonei passaggi si giunge alla seguente equazione di secondo grado:

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

Avendo definito i coefficienti:

$$A = MLSS \times 0.003 \times 24 \times [BOD_5 / (0.1 + BOD_5)] \times 1.12^{(T-20)};$$

$$B = 24 \times (TKNi - TKNu - 0.05 \times \Delta BOD_5);$$

$$C = (-B + 2.4 \times Q_{med} + V_{DEN} \times A) / (24 \times Q_{med});$$

$$D = -0.1 \times B / (24 \times Q_{med}).$$

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

$$N-NO_{3u(Vden)} = [-C + (C^2 - 4 \times D)^{1/2}] / 2 \quad [6]$$

Il valore di $N-NO_{3u}$ risulta dalla combinazione delle equazioni [4] e [6], ovvero dalla seguente relazione:

$$N-NO_{3u} [mg/l] = (N-NO_{3u(Rmix_aer)} \times K_{Rmix_aer} + N-NO_{3u(Vden)} \times K_{Vden}) / (K_{Rmix_aer} + K_{Vden})$$

in cui:

$$K_{Rmix_aer} = 1 - R_{mix_aer} / (k + R_{mix_aer});$$

$$K_{Vden} = 1 - K_{Rmix_aer}.$$

Valutazione della Richiesta di Ossigeno

Per mantenere condizioni aerobiche all'interno della vasca è necessario soddisfare la richiesta di ossigeno e scegliere, quindi, un opportuno sistema di aerazione.

La richiesta di ossigeno è calcolata mediante la formula:

$$R_{O_2} [Kg/d] = a_t \times 24 \times Q_{med(24)} \times (BOD_{5i} - BOD_{5u}) + b_{ht} \times V_{NITR} \times MLSSd + \Delta c \times N_{ox} + c \times N_{ox-u}$$

dove:

$a_t \times 24 \times Q_{med(24)} \times (BOD_i - BOD_u)$ = ossigeno necessario per ossidare il substrato carbonioso;

$b_{ht} \times V_{NITR} \times MLSSd$ = ossigeno necessario alla fase endogena;

$\Delta c \times N_{ox}$ = ossigeno necessario alla ossidazione dell'azoto ammoniacale sottratto dell'apporto di ossigeno da parte dei nitrati riciccolati;

$c \times N_{ox-u}$ = ossigeno presente nel ricircolo e utilizzato dall'azoto in uscita, ossidato nella denitrificazione.

In questa formula si è tenuto conto che in realtà i nitrati possono essere una fonte di ossigeno anche nella vasca di nitrificazione, infatti c'è da considerare che l'efficienza del sistema di aerazione può non essere così elevata e che quindi in alcuni punti del bacino si svilupperanno condizioni di anossia. Inoltre si è considerato che con la portata di ricircolo in arrivo alla vasca di denitrificazione può arrivare anche una certa concentrazione di ossigeno che sarà quindi prontamente utilizzato dalla biomassa eterotrofa presente in tale vasca per l'ossidazione nell'azoto residuo ricircolato.

Esplicitando i termini della precedente formula, si ottiene:

$$R_{O_2}[\text{Kg/d}] = [0.5 \times 1.02^{(T-20)}] \times 24 \times Q_{\text{med}}(24) \times (\Delta BOD_5/1000) + [0.1 \times 1.084^{(T-20)}] \\ \times V_{\text{NITR}} \times (\text{MLSSd}/1000) + (4.57 - 1.7) \times 24 \times Q_{\text{med}}(24) \times [(\Delta \text{TKN} - \text{N} - \text{NO}_{3\text{u}} - 0.05 \times \Delta BOD_5)/1000] \\ + 4.57 \times 24 \times Q_{\text{med}}(24) \times \text{N} - \text{NO}_{3\text{u}}$$

dove:

$0.05 \times \Delta BOD_5$ = frazione di azoto impiegata dai batteri eterotrofi per la loro sintesi batterica;

ΔBOD_5 = BOD abbattuto [mg/l];

ΔTKN = TKN abbattuto [mg/l];

T = temperatura [°C];

N- $\text{NO}_{3\text{u}}$ = azoto ammoniacale in uscita [mg/l];

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

4.57 = ossigeno necessario per trasformare 1 kg di NH_3 in nitrati;

1.7 = apporto di ossigeno per 1 Kg di NO_3 .

Nella sottostante Tabella vengono riportati i valori dei parametri indagati, distinguendo tra quelli inseriti in input e quelli restituiti in output, e quelli di indicatori multiparametrici in grado di valutare se la progettazione della sezione in esame risulta “equilibrata” o “condizionata”:

IMPIANTO: XXXXX		modalità: VERIFICA		DATA: 6/11/2013	
INPUT			OUTPUT		
BOD _{in} [mg/l]	300	N- $\text{NO}_{3\text{out}}$ [mg/l]	13,8		
BOD _{min} [mg/l]	200	N- NH_4^+ out [mg/l]	0,4		
BOD _{max} [mg/l]	400	BOD _{5out} [mg/l]	14,3		
MLSS [mg/l]	4500	Abb. BOD ₅ [%]	0,95		
DO _{ox} [mg/l]	2	Abb. MBAS [%]	0,781		
Q _r [m ³ /h]	866,7	R _{O₂} [Kg/d]	13554		
Q _{med} [m ³ /h]	1083,33	d-TKN [Kg/d]	1243,4		
BOD _{5 in dn} [mg/l]	300	d- NO_3 [Kg/d]	885,7		
T [°C]	15	F _{c-ox} [KgBOD/KgSS×d]	0,087		
pH	7	F _{c-eff} [KgBOD/KgSS×d]	0,071		
V _{OX-NITR} [m ³]	20000	F _{cv} [KgBOD/m ³ ×d]	0,32		
V _{DEN} [m ³]	4500	T _{Rox} [h]	18,46		
R _{mix aerato} [-]	6,56	R _{totale} [-]	7,36		
INDICATORI DI EFFICIENZA E DI PROCESSO					
COD _{in} /TKN _{in} [-]	9,6				
Età del fango [d]	20,41				
SF _{guler} [-]	9,59				
IP _{mix}	0,5	conc. fango regolare			
IP _{DO}	0,88	ossigenazione regolare			

SEDIMENTAZIONE SECONDARIA - verifica

Il bacino di sedimentazione secondaria è il componente dell'impianto che provvede alla decantazione della miscela di acqua e fiocchi di fango biologico proveniente dal bacino di ossidazione-nitrificazione, con conseguente separazione dell'acqua chiarificata dai fiocchi l'ispessimento del fango attivo da ricircolare.

Per la verifica della sezione di trattamento in esame vengono forniti in input i valori relativi ai seguenti parametri:

- Portata di ricircolo dei fanghi provenienti dalla sedimentazione secondaria, Q_r ;
- Carico di solidi superficiale, C_s ;
- Volume del sedimentatore secondario, V_{SS} ;
- Area del sedimentatore secondario, A_{SS} .

Calcolo dell'altezza del sedimentatore secondario

Sulla base dei parametri forniti in output, si ottiene il valore dell'altezza del sedimentatore secondario mediante la formula:

$$H_{SS} [m] = V_{SS} \times A_{SS}$$

Calcolo del tempo di ritenzione nel bacino di sedimentazione secondaria

La valutazione del tempo di ritenzione nel bacino di sedimentazione secondaria risulta dalla seguente relazione:

$$TR_{SS} [h] = V_{SS} / Q_{med}$$

Calcolo della concentrazione dei solidi sospesi nell'effluente e nei fanghi di ricircolo

Per il calcolo dei solidi sospesi nell'effluente si fa riferimento al valore medio risultante dalle formule [7] e [8]:

$$SSe1 [mg/l] = 5.3616 \times \exp(0.1787 \times MLSS \times 10^{-3} + 1.315 \times Q_{med}/A_{SS}) \quad [7]$$

dove:

A_{SS} = area del sedimentatore secondario; $A_{SS} = V_{SS}/H_{SS}$.

$$SSe2 [mg/l] \sim 7.5 C_s \quad [8]$$

Nel fango di ricircolo il valore della concentrazione dei solidi sospesi risulta dalla seguente formula:

$$SSr [mg/l] = (R_{fanghi} + 1) \times MLSS / R_{fanghi}$$

Calcolo della portata di supero e della produzione di fango giornaliera

La portata di supero, invece, è valutata come segue:

$$Q_w [m^3/d] = 24 \times Q_{med} \times (y \times (BOD_{in} - BOD_{out}) - SSe) / (SSr - SSe)$$

dove:

y = rendimento netto di crescita

Il fango prodotto è calcolato mediante la seguente formula:

$$\text{Prod. Fango [Kg/d]} = Q_w \times SS_r / 1000$$

Nella sottostante Tabella vengono riportati i valori dei parametri indagati, distinguendo tra quelli inseriti in input e quelli restituiti in output, e quelli di indicatori multiparametrici in grado di valutare se la progettazione della sezione in esame risulta “equilibrata” o “condizionata”:

IMPIANTO: XXXX		modalità: VERIFICA		DATA: 6/11/2013	
INPUT			OUTPUT		
Qr [m ³ /h]	866,7	Hss [m]	2,7		
Cs [KgSS/m ² h]	4	SSe [mg/l]	28,18		
Vss-tot [m ³]	5492	SSr [mg/l]	10125		
Ass-tot [m ²]	2034	TR _{SS} [h]	5,07		
		Ci [m/h]	0,53		
		R _{fanghi} [-]	0,8		
		Prod. Fango [Kg/d]	4669,6		
		Supero Qw [m ³ /d]	461,21		
INDICATORI DI EFFICIENZA E DI PROCESSO					
IP _{SSE}	0,47	sedimentazione regolare			

DIGESTIONE ANAEROBICA - progetto

La digestione anaerobica permette il completamento del processo di degradazione (fermentazione) della sostanza organica presente nel fango, già iniziato, in maniera più o meno spinta, nella fase di ossidazione biologica.

Perché un fango possa essere considerato 'tecnicamente' digerito, occorre realizzare una riduzione dei solidi sospesi volatili di circa il 50%.

In input vengono forniti i valori relativi ai seguenti parametri:

- Percentuale di solidi sospesi nei fanghi in uscita dal digestore, SSout;
- Temperatura del digestore, Tdig;
- Tipo di carico;
- Perdite di calore, Pc;
- Calore specifico del fango, cp;
- Temperatura del fango in ingresso, Tin fango;
- Potere calorifico del biogas, PCI biogas;
- Temperatura di ingresso e di uscita dell'acqua, Tin H₂O - Tout H₂O;
- Coefficiente di scambio, Ub.

Vengono inoltre ereditati dalle fasi precedenti i valori relativi ai parametri di seguito elencati:

- Numero di abitanti, Nae;
- Percentuale di solidi sospesi nell'influente, SSin;
- Portata in ingresso al digestore anaerobico, Qin;
- Concentrazione di solidi sospesi totali nell'influente, SSTin.

Calcolo delle caratteristiche dimensionali

Per il dimensionamento del digestore anaerobico si procede fissando il livello di carico tra basso, medio e alto.

Al livello di carico fissato corrisponderanno dei valori dei parametri:

- Temperatura × Età del fango, T×TR,
- Fattore di carico volumetrico, Fcv,

reperiti dalla letteratura ed interpolati in base ai valori della portata in ingresso e della temperatura.

Il volume del digestore anaerobico sarà dato dall'espressione:

$$V_{dig} = (T_{dig} \times TR / 1.78) \times Q_{in} / T_{dig}$$

L'espressione sovrastante è stata ricavata imponendo l'uguaglianza tra 2 espressioni per l'ottenimento del volume del digestore anaerobico, che risultano rispettivamente:

$$V' = Q_{in} \times \text{Età del fango} / 1,78$$

$$V'' = Q_{in} \times SST_{in} / 1000 \times F_{cv}$$

Calcolo delle caratteristiche funzionali

Le valutazioni del tempo di ritenzione del fango e del fattore di carico organico volumetrico vengono effettuate rispettivamente come segue:

$$TR_{dig} [d] = V_{dig} / Q_{in}$$

$$F_{cv_dig} [KgSS/m^3 \times d] = 10 \times SS_{in} / TR_{dig}$$

Calcolo della produzione di Biogas

Il calore necessario per ottenere la temperatura desiderata nel digestore ed il quantitativo di biogas necessario ad ottenerla, si calcolano mediante le seguenti espressioni:

$$\text{Calore richiesto [Kcal/d]} = 1000 \times [P_c \times V_{dig} + (T_{dig} - T_{in}) \times c_p \times Q_{in}]$$

$$\text{Biogas necessario [Nm}^3/\text{d]} = \text{Calore richiesto} / 0.85 \times PCI$$

La valutazione del coefficiente di scambio termico globale può essere effettuata nel modo seguente:

$$U_{btot} [Kcal/m^2 \times h] = U_b \times [(T_{inH_2O} + T_{outH_2O})/2 - T_{dig}]$$

e consente il calcolo della superficie di scambio mediante l'espressione:

$$S [m^2] = \text{Calore richiesto} / (24 \times U_{btot})$$

Nella sottostante Tabella vengono riportati i valori dei parametri indagati, distinguendo tra quelli inseriti in input e quelli restituiti in output, e quelli di indicatori multiparametrici in grado di valutare "globalmente" se la progettazione della sezione in esame risulta "equilibrata" o "condizionata":

IMPIANTO: XXXX		modalità: PROGETTO		DATA: 6/11/2013	
INPUT			OUTPUT		
SSout [%]	0	Nae		130000	
Tdig [°C]	35	TRdig [d]		20,9	
Tipo di carico	medio	Vdig/u [m ³ /AE]		0,07	
Perdite di calore [kcal/l×d]	0,5	SSTin [mg/l]		10125	
Calore spec. fango [kcal/l×°C]	1	SSV/SST [-]		6342	
Tin fango [°C]	15	Prod.gas/u [l/AE×d]		8,9	
PCI biogas [kcal/Nm ³]	5500	Prod.gas [m ³ /KgSSV]		0,981	
Tin H ₂ O [°C]	60	Qf-dig [m ³ /d]		461,21	
Tout H ₂ O [°C]	40	Fdig [t/d]		461,21	
Coeff. di scambio [kcal/m ² ×h×°C]	450	SSVdig [mg/l]		3782	
		q-sur-dig [m ³ /d]		0	
		Vdig [m ³]		9623,91	
		Biogas [m ³ /d]		1158	
		Fcv-dig [KgSS/m ³ ×d]		0,49	
		T×TR [°C×d]		1300	
		Sup.di scambio [m ²]		86,64	
		Calore richiesto [kcal/d]		1,40361E+07	
		Biogas necessario [Nm ³ /d]		3002	

INDICATORI DI EFFICIENZA E DI PROCESSO		
IP_dig	0,76	funzionamento regolare

DISIDRATAZIONE – progetto

La progettazione della fase di disidratazione cui sottoporre i fanghi, richiede come dato di input la scelta della tipologia di sistema di disidratazione che si intende utilizzare tra quelli comunemente realizzati per gli impianti di depurazione:

- Filtropressa
- Nastropressa
- Filtrovuoto
- Centrifuga

Insieme alla scelta del sistema più adatto, viene immesso in input il valore percentuale di solidi sospesi nella fase di disidratazione, SSdis%.

Vengono inoltre ereditati dalle fasi precedenti i valori relativi ai parametri di seguito elencati:

- Portata in ingresso alla fase di disidratazione, nonché portata in uscita dalla fase di digestione, Q_{in};
- Percentuale di solidi sospesi nell'influente, SS_{in}.

Calcolo della portata di fango in uscita dalla disidratazione

Le formule utilizzate per la valutazione della portata volumetrica giornaliera e della portata massica giornaliera di fango dalla disidratazione sono rispettivamente:

$$Q_{dis} [m^3/d] = Q_{in} \times SS_{in} / SS_{dis}$$

dove:

Q_{in} = portata volumetrica oraria di fanghi [m³/d];

SS_{in} = percentuale di solidi sospesi nell'alimentazione alla fase di disidratazione.

$$F_{dis} [ton/d] = F_{in} \times SS_{in} / SS_{dis}$$

dove:

F_{in} = portata massica giornaliera di fanghi provenienti dalla digestione [Kg/d].

Calcolo della potenza richiesta dal sistema

La potenza richiesta per l'attuazione della disidratazione dipende dalla tipologia di sistema scelto per questa fase, in particolare risulta quanto segue:

$$P\text{-rich[kW]} = k \times Q_{\text{dis}} / 24$$

dove:

k = coefficiente che dipende dalla tipologia di sistema di disidratazione scelto.

Nella sottostante Tabella vengono riportati i valori dei parametri indagati, distinguendo tra quelli inseriti in input e quelli restituiti in output:

IMPIANTO: Andria		modalità: PROGETTO		DATA: 6/11/2013	
INPUT			OUTPUT		
Tipologia di sistema	Filtrovuoto	Qdis [m ³ /d]	11,63		
SSdis	30	Fdis [ton/d]	11,63		
		P-richiesta [kW]	2,42		

CARATTERISTICHE EFFLUENTE

Vengono di seguito riportate le caratteristiche delle correnti trattate in uscita dall'impianto relativamente alla linea acque e alla linea fanghi:

IMPIANTO: XXXXX		DATA: 6/11/2013
Qmed(24h) [m ³ /h]	1083,33	
Qmin(48h) [m ³ /h]	541,67	
Qmax(14h) [m ³ /h]	1841,67	
Qmed(18h) [m ³ /h]	1408,33	
Qpioggia [m ³ /h]	0	
LINEA ACQUE		
COD [mg/l]	1,79	
BOD ₅ [mg/l]	0,5	
SST [mg/l]	0,52	
NO ₃ [mg/l]	13,76	
NH ₄ ⁺ [mg/l]	0,39	
P [mg/l]	0,39	
MBAS [mg/l]	0,34	
Oli e grassi [mg/l]	4,34	
LINEA FANGHI		
Q _{out} [m ³ /h]	11,63	
SS _{out} [%]	30	
SSv [mg/l]	3782	
F [t/d]	11,63	
FRSU [t/d]	0,57	
Fdis [t/d]	5,07	
Fango prodotto [t/d]	11,63	
Qbiogas [Nm ³ /d]	1158	