



ASET S.p.A.
Azienda Servizi sul Territorio
<Provincia di Pesaro Urbino>

**AMPLIAMENTO E POTENZIAMENTO DELL'IMPIANTO
DI DEPURAZIONE ACQUE REFLUE DI PONTESASSO**

**PROGETTO
DEFINITIVO\ESECUTIVO**



GRUPPO EUROPEO DI ARCHITETTURA, URBANISTICA E INGEGNERIA

DIPARTIMENTO DI INGEGNERIA AMBIENTALE:

Via Delle Caminate, 69/b 47121 Forlì (FC)
Tel: +39.0543.488000
Fax: +39.0543.559530
E-mail: info@saireurope.com

<http://www.saireurope.com>

GRUPPO DI LAVORO

RESPONSABILE DEL PROGETTO:
Dott. Ing. Claudio Zanchini

PROGETTISTA:
Dott. Ing. Stefano Zanchini

Rev.n°:	oggetto:	
00	prima emissione	31/10/2012

Data:	Elaborato:	Tavola:	Scala:	
31 ottobre 2012	B	01	N° foglio:	Di:
			1	15

Oggetto

**RELAZIONE DI DIMENSIONAMENTO
E VERIFICA IMPIANTI DI PROCESSO**

1 DIMENSIONAMENTO CICLO ACQUE

1.1 NUOVA SEZIONE DI IMPIANTO

Si espongono i dati in ingresso alle nuove due linee di impianto commisurate alla potenzialità complessiva di 16.000 A.E. in periodo estivo e di 8.000 A.E. in periodo invernale.

Parametri dei liquami in ingresso	Unità di misura	Periodo invernale	Periodo estivo
Abitanti equivalenti	n°	8.000	16.000
Dotazione idrica individuale	l/ab*d	300	300
Coefficiente di afflusso	%	0,85	0,85
Portata giornaliera	$Q_g = m^3/d$	2.040	4.080
Portata media oraria	$Q_{24} = m^3/h$	85	170
Portata di punta nera	$Q_{sol} = m^3/h$	240	400
Carico BOD ₅ , per abitante eq.	g/ab*d	60	60
Carico BOD ₅ , concentrazione	mg/l	235	235
Carico BOD ₅ , totale	Kg/d	480	960
Carico COD , per abitante eq.	g/ab*d	150	150
Carico COD , concentrazione	mg/l	588	588
Carico COD , totale	Kg/d	1.200	2.400
Solidi sospesi , per abitante eq.	g/ab*d	90	90
Solidi sospesi , concentrazione	mg/l	353	353
Carico solidi sospesi	Kg/d	720	1440
Azoto TKN , per abitante eq.	g/ab*d	12	12
Azoto TKN , concentrazione	mg/l	47	47
Carico TKN totale	Kg/d	96	192
Fosforo P , per abitante eq.	g/ab*d	3	3
Fosforo P , concentrazione	mg/l	12	12
Carico Fosforo totale	Kg/d	24	48

1.1.1 RIMOZIONE DI CARBONIO E AZOTO

Nei processi di nitrificazione e denitrificazione assume un ruolo predominante il valore della temperatura e le formule che tengono conto di tale fenomeno con i sistemi di calcolo generalmente usati sono abbastanza diverse.

Nel seguito verrà utilizzato il sistema di calcolo tradizionale, come riportato nel “Corso di aggiornamento di Ingegneria Sanitaria del Politecnico di Milano - Ottobre 1986”; i risultati ottenuti sono stati da noi verificati anche con testi più recenti ed ampiamente utilizzati nell'Europa Centrale, e precisamente:

- ATV – Regelwerk; Arbeitsblatt A 131- 1999
- Bever – Stein – Teichmann; Weitergehende Abwasserreinigung – Oldenbourg 1993
- ATV – Handbuch; Biologische und weitergehende Abwasserreinigung – Ernst & Sohn 1997

Le formule utilizzate nel calcolo sono state prese dai testi citati in precedenza; i simboli usati sono:

$(v_N)_x$: velocità di nitrificazione alla temperatura x

$(v_D)_x$: velocità di denitrificazione alla temperatura x

f: frazione dei batteri nitrificanti

X: quantità di biomassa in vasca di aerazione o denitrificazione, espressa come SST o TS

SST = TS: sostanze sospese totali, in massa o concentrazione

V_{Nit} : volume vasca nitrificazione

V_{Den} : volume vasca denitrificazione

TKN: Azoto Kjeldhal

SSN: quantità di batteri nitrificanti

A) DIMENSIONAMENTO IN PERIODO INVERNALE (per ogni linea da 8.000 ab. eq.)

Si considerano le portate di periodo invernale con temperatura del liquame pari a 14°C

La portata giornaliera è $Q_m = 2.040$ mc/d, la portata di punta è $Q_p = 240$ mc/h.

Il dimensionamento delle fasi di predenitrificazione e di ossidazione-nitrificazione è condotto sulla base di una portata influente intermedia tra la portata media e la portata di punta nera, cioè per ottenere volumetrie sufficienti ad assorbire le punte di carico idraulico ed organico giornaliere.

Tale portata di calcolo è stata posta pari ad un valore calcolato su 18 h/giorno. $Q_{18} = 113,34$ mc/h.

Le concentrazioni medie in ingresso al trattamento biologico sono:

- COD: $1.200.000 / 2.040 = 588,2$ mg/l

- BOD₅: $480.000 / 2.040 = 235,3$ mg/l

- N_{tot}: $96.000 / 2.040 = 47,1$ mg/l

- P_{tot} = $24.000 / 2.040 = 11,8$ mg/l

Azoto da nitrificare nelle condizioni invernali

N org. in uscita (assunto 2 mg/l): 2.040 mc/d * 2 mg/l = 4,08 kg/d

NH₄-N in uscita (assunto 1 mg/l): 2.040 mc/d * 1 mg/l = 2,04 kg/d

N nel fango di supero (5% del BOD₅): 24 kg/d

Risulta l'Azoto da nitrificare: $96 - 4,08 - 2,04 - 24 = 65,88$ kg/d

Azoto da denitrificare nelle condizioni invernali

L'azoto nitrico in uscita si assume ≤ 6 mg/l, pari ad una quantità di 12,24 kg/d; pertanto l'Azoto da denitrificare risulta: $65,88 - 12,24 = 53,64$ kg/d

Dalle formule del corso citato, assumendo $(v_N)_{20} = 0,080$ kg TKN/kg SSN h e $(v_D)_{20} = 0,003$ kg NO₃-N/kg SS h, si ricava:

Denitrificazione

Per il calcolo del volume della sezione si è dapprima valutata la velocità di denitrificazione a temperatura T (°C) con la formula:

$$(V_D) = (V_D)_{20} x \theta^{(T-20)} \frac{(KgN - NO_3)}{(KgSSV.h)}$$

nella quale:

$$(V_D)_{20} \frac{(KgN - NO_3)}{(KgSSV \cdot h)} = \text{velocità di denitrificazione a } 20 \text{ °C e pari a } 0,0030$$

$$\emptyset \text{ adimensionale} = (1,12)$$

Risulta pertanto:

$$(V_D)_{14} = 0,003 (1,12)^{-6} = 0,00152 \frac{(KgN - NO_3)}{(KgSSV \cdot h)}$$

Si è poi calcolata la quantità di nitrati da ridurre nella sezione come somma dei nitrati in ingresso e dell'ammoniaca ossidata, cui vanno sottratti i nitrati ammessi allo scarico, con la formula:

$$N_{NO_3} = q(N - NO_3)_o + TKN_{OX} - q(N - NO_3)_3 \quad \frac{(Kg)}{(h)}$$

nella quale:

$$q \frac{(mc)}{(h)} = \text{portata di calcolo (Q18)}$$

$$(N - NO_3)_o \frac{(Kg)}{(mc)} = \text{concentrazione di nitrati in ingresso,} \quad \text{assunta} = 0$$

$$TKN_{OX} \frac{(Kg)}{(h)} = \text{ammoniaca che viene ossidata nella successiva sezione di ossidazione-nitrificazione}$$

$$(N - NO_3)_3 \frac{(Kg)}{(mc)} = \text{concentrazione di nitrati ammessi allo scarico}$$

Nel nostro caso risulta

$$N_{NO_3} = 65,88 - 12,24 = 53,64 \text{ kg/d}$$

$$X = 113 (47,3 - 0,05 * 235 - 6) / 1000 / 0,00152 = 1952 \text{ Kg SS}$$

$$V_{DEN} = 1952 / 4 = 488 \text{ mc.}$$

Il dimensionamento del volume di denitrificazione è quindi dato dalla formula:

$$V_D = \frac{N_{NO_3}}{(V_D)_T * X} \quad (mc)$$

nella quale:

• $X \frac{(Kg)}{(mc)}$ = concentrazione di solidi totali nella sezione

Il rendimento di denitrificazione η (deN) è legato al rapporto di ricircolo dalla formula:

$$\eta(\text{deN}) = z : (z + 1)$$

dove z è il rapporto tra portata di ricircolo della miscela aerata + portata di ricircolo fanghi e portata media dei liquami.

Pertanto fissato il carico del fango C_f e la concentrazione per dei fanghi attivi il volume teorico di ossidazione risulta dalla seguente espressione:

$$V = \frac{BOD}{X \cdot C_f} \quad (\text{mc})$$

dove:

- BOD = Kg. BOD₅/d in ingresso al biologico
 X = concentrazione dei fanghi attivi (KgSST/mc)
 C_f = carico del fango (KgBOD/KgSST.d)

Una volta stabilito il volume di ossidazione è necessario verificare che tale volume sia anche sufficiente a consentire il processo di nitrificazione di cui precedentemente detto.

Nitrificazione

La velocità di nitrificazione a T (°C) è data dalla relazione:

$$(V_N)_T = (V_N)_{20^\circ C} \frac{TKN_e}{K_s + TKN_e} \times \frac{O \cdot D}{K_o + O \cdot D} \theta^{(T-20)} \quad \frac{(KgTKN)}{(KgSSN \cdot h)}$$

dove:

- $(V_N)_{20^\circ C}$ = è la velocità di nitrificazione a 20° C in assenza di fattori limitanti pari a 0,080.
 TKN_e = concentrazione di azoto organico ed ammoniacale in vasca di nitrificazione (mg/l) in uscita (normalmente 2 mg/l di azoto organico e 1 mg/l di azoto ammoniacale)
 K_s = costante di semisaturazione (mg/l), relativa all'ammoniaca, assunta pari a 1
 K_o = costante di semisaturazione (mg/l), relativa all'ossigeno disciolto, assunta pari a 1
 θ = coefficiente di correzione, pari a 1,12

T = temperatura(°C)

Risulta:

$$(V_N)_{14} = 0,02006 \text{ kg TKN/Kg SSN h}$$

Questa velocità di nitrificazione è riferita alla sola massa batterica nitrificante SSN. Infatti essa esprime per definizione il rapporto tra i Kg di TKN ossidati all'ora ed i Kg di biomassa nitrificante

presente.

Definito con f il rapporto tra i batteri nitrificanti e la biomassa totale, esso si ricava dalla relazione:

$$f = \frac{1}{1 + \frac{Y(BOD_o - BOD_e)}{Y_n(TKN_o - TKN_e)}}$$

ove:

- BOD_o e BOD_e rappresentano la concentrazione di BOD rispettivamente in ingresso ed in uscita dalla fase biologica (mg/l)

- TKN_o e TKN_e rappresentano le concentrazioni di azoto ammoniacale in ingresso ed in uscita dalla fase biologica (mg/)

- Y/Y_n è il rapporto tra le costanti di crescita dei batteri eterotrofi e di quelli autotrofi nitrificanti.

Può essere assunto pari a 3,7.

Nel nostro caso risulta:

$$f = 1 / [1 + 3,7 * (235 - 10) / (47 - 3)] = 0,05$$

La quantità di azoto ammoniacale che deve essere nitrificata è costituita da quella alimentata alla fase biologica, diminuita di quella che viene allontanata con lo scarico e di quella utilizzata dai batteri eterotrofi per i propri fabbisogni. Quest'ultima può essere assunta pari al 5% del BOD rimosso in aerazione. Essa si calcola quindi con la seguente formula:

$$TKN_{ox} = \frac{Q[TKN_o - TKN_e - 0,05(BOD_o - BOD_e)]}{1000} \quad (\text{Kg/d})$$

dove:

- Q = portata in ingresso all'ossidazione (mc/d)

- BOD_o , BOD_e , TKN_o , TKN_e hanno il significato precedentemente riportato.

Fissata la concentrazione X (Kg/mc) dei fanghi attivi nel bacino di ossidazione-nitrificazione, il volume necessario perchè avvenga il richiesto processo di nitrificazione si ricava dalla formula:

$$V = \frac{TKN_{ox}}{24 \cdot X \cdot f \cdot (V_N)_T} \quad (\text{mc})$$

Dove TKN_{ox} , f e $(V_N)_T$ sono stati ricavati dalle formule precedentemente riportate.

Risulta:

$$X = 113 [(47 - 3 - 0,05 * 235) / 1000 / (0,05 * 0,02006)] = 3.633 \text{ kg SS}$$

Con SST in nitrificazione = 4 g/l

$$V_{\text{NIT}} = 3633 / 4 = 908 \text{ mc.}$$

B) DIMENSIONAMENTO NEL PERIODO ESTIVO

Bilancio dell'Azoto

Azoto da nitrificare nelle condizioni di massimo carico

N org. in uscita (assunto 2 mg/l): 8,16 kg/d

NH₄-N in uscita (assunto 1 mg/l): 4,08 kg/d

N nel fango di supero (5% del BOD₅): 48 kg/d

$$Q_{18} \text{ di calcolo} = 4.080 / 18 = 227 \text{ mc/h,}$$

Risulta l'Azoto da nitrificare:

$$192 - 8,16 - 4,08 - 48 = 131,76 \text{ kg/d}$$

Azoto da denitrificare nelle condizioni di massimo carico

L'azoto nitrico in uscita si assume ≤ 6 mg/l, pari ad una quantità di 24 kg/d; pertanto l'Azoto da denitrificare risulta:

$$132 - 24 = 108 \text{ kg/d}$$

Nitrificazione

Con i dati di:

$$- T = 25,2 \text{ °C}$$

dalle formule del citato corso si ricava:

$$(v_{\text{N}})_{25} = 0,080 (3 / 1 + 3) (2 / 1 + 2) * 1,12^{5,2} = 0,071 \text{ kg TKN/kg SSN h}$$

$$f = 1 / [1 + 3,7 (235 - 10) / (47 - 3)] = 0,05$$

$$X = 227 * (47 - 3 - 0,05 * 235) / 1000 / (0,05 * 0,071) = 2.814 \text{ kg SS}$$

Con SST in nitrificazione = 4 g/l

$$V_{\text{Nit}} = 2814 / 4 = 703 \text{ mc}$$

Denitrificazione

Con i dati usati in precedenza si ottiene

$$(V_{\text{D}})_{25} = 0,003 * 1,12^{5,2} = 0,0054 \text{ kg NO}_3\text{-N/kg SS h}$$

$$X = 1.389 (56 - 3 - (0,05 * 182) - 6) / 1000 * 0,0054 = 1.103 \text{ kg SS}$$

Con SST in denitrificazione = 4 g/l

$$V_{Den} = 1.103/4 = 275 \text{ mc}$$

DIMENSIONI ADOTTATE

La stazione di nitrificazione-ossidazione è costituita da 2 linee ciascuna costituita da 2 vasche da 10,00 x 10,00 x 3,85 m. Volume totale 1.540 mc.

La stazione di denitrificazione è costituita da 2 linee ciascuna composta da 2 vasche da 6,30 x 6,30 x 3,85 m. Volume totale 611 mc.

COMMENTO AI RISULTATI DI CALCOLO

A causa della forte influenza nei risultati di calcolo dell'esponenziale della temperatura, si ottengono volumetrie dei reattori biologici che sono molto maggiori con le basse temperature e i ridotti carichi inquinanti del periodo invernale, rispetto al massimo carico estivo ma con alte temperature. Tale situazione è probabilmente dovuta al fatto che le formule generalmente utilizzate per le cinetiche biologiche derivano da dati sperimentali sviluppati con temperature dei liquami di 12 – 20 °C, e quindi non completamente adeguate a situazioni non usuali come quelle delle condizioni meteorologiche del caso in esame. Una verifica del precedente dimensionamento viene elaborata considerando il carico del fango C_f (kg BOD5/d)/kg SST in aerazione) nelle situazioni prese in esame. Si assume come SST in aerazione la somma di denitrificazione più nitrificazione, dato che nel trattamento biologico le due biomasse effettuano lo stesso processo metabolico.

PERIODO INVERNALE

Quantità totale di biomassa: $3.633 + 1.952 = 5.585 \text{ kg SST}$

$$C_f = 480 / 5.585 = 0,086 \text{ (kg BOD5/d)/kg SST}$$

Questo valore, essendo nettamente inferiore a 0,1 (kg BOD5/d)/kg SST, risulta compreso nei dati tradizionali di C_f per la rimozione dell'Azoto a bassa temperatura.

PERIODO ESTIVO

Quantità totale di biomassa: $2.814 + 1.103 = 3.917 \text{ kg SST}$

$$C_f = 960 / 3.917 = 0,25 \text{ (kg BOD5/d)/kg SST}$$

Questo valore, secondo dati di letteratura (L. Masotti; Eckenfelder) assicura una nitrificazione completa, come risulta anche dai calcoli svolti; si osserva che il dimensionamento teorico è legato al valore elevato di temperatura che si è considerato, ma nella pratica impiantistica e gestionale i volumi della fase biologica disponibili sono di $1.540 + 630 \text{ mc}$, e quindi con una quantità di 8.680 kg SST; il C_f può quindi essere ridotto a $960 / 8.680 = 0,11 \text{ (kg BOD5/d)/kg SST}$, che assicura rendimenti elevati anche a temperatura inferiore a quella considerata.

FABBISOGNO DI OSSIGENO

Nella vasca di aerazione devono essere mantenute condizioni aerobiche con un ossigeno disciolto pari a $1,5 + 2 \text{ mg/l}$.

Il fabbisogno totale di ossigeno (actual oxigen rate) risulta pari alla somma della parte necessaria alla respirazione attiva (sintesi cellulare), alla respirazione endogena ed alla nitrificazione, ed è

calcolabile con la relazione:

$$AOR = a * nBOD + b * SST + 4,6 * TKN_{OX}$$

Dove:

- AOR = (actual oxygen rate) fabbisogno di ossigeno in condizioni operative (Kg O₂/d);
- nBOD = BOD rimosso nella ossidazione biologica (Kg BOD/d);
- SST = contenuto di sostanza secca nella vasca di ossidazione (KgSST);
- a = coefficiente di respirazione attiva, pari a 0,5
- b = coefficiente di respirazione endogena, pari a 0,1 giorni⁻¹ a 20°C e variabile con la temperatura secondo la formula:

$$b_T = b_{20} \cdot 1,084^{(T-20)}$$

Nel nostro caso, con T = 25°C, b = 0,15

- TKN_{OX} = quantità di azoto da nitrificare (KgTKN/d)

Per il calcolo del fabbisogno di ossigeno AOR in condizioni di punta si utilizza la formula:

$$AOR = \frac{[C_p(anBOD + 4,6TKN_{OX}) + b.SST]}{24} \quad (\text{Kg O}_2/\text{h})$$

dove C_p (= 1,30) è il coefficiente di punta adottato e gli altri simboli hanno il significato precedentemente descritto.

Alla quantità risultante da tale formula si deve teoricamente sottrarre l'Ossigeno ceduto dai nitrati nello stadio di denitrificazione, pari a 2,86 g O₂ / g NO₃-N ridotto. In pratica si deve considerare che la denitrificazione è un processo biologico che presenta notevoli fluttuazioni orarie di rendimento, e che la miscela aerata ricca di nitrati, ricircolata in testa allo stadio di denitrificazione, presenta un notevole ritardo temporale (pari al tempo di ritenzione nella fase di aerazione) rispetto al liquame entrante; si ritiene pertanto prudentiale non tenere conto di tale fonte di Ossigeno nel calcolo delle apparecchiature di aerazione, considerandolo come un surplus per eventuali punte nel fabbisogno di Ossigeno.

Per la scelta degli apparecchi aeratori è necessario riferire il fabbisogno di ossigeno alle condizioni standard cui si riferiscono i costruttori (standard oxygen rate).

Per questo si ricorre alla formula:

$$SOR = \frac{AOR}{\frac{\alpha(\beta C_{sw} - C_e)1,024^{(T-20)}}{C_s}}$$

dove:

- * SOR e AOR danno il fabbisogno di ossigeno rispettivamente in condizioni standard ed operative (KgO₂/d)
- * T è la temperatura media del liquame (°C)
- * a e b sono coefficienti che tengono conto della differenza delle caratteristiche del liquame trattato e dell'acqua pura: differente diffusione e differente grado di saturazione di ossigeno.

I valori di a , sono estremamente variabili a seconda del sistema di aerazione utilizzato e delle caratteristiche del liquame, e sono generalmente compresi nel campo 0,6 - 0,8; con il sistema di aerazione a microbolle adottato, un valore di a sperimentalmente attendibile e prudenziale è 0,6.

Per il valore di b variabile tra 0,9 e 1, si può considerare nel nostro caso 0,95.

* C_S è la concentrazione di saturazione dell'ossigeno in acqua pulita, in condizioni standard di temperatura e pressione (9,2 mg/l).

* C_{SW} è la concentrazione di saturazione dell'ossigeno in condizioni di esercizio. Nel caso in esame, con temperatura di 25 °C e concentrazioni di punta dei cloruri di 4.000 mg/l, $C_{sw} = 8$ mg/l.

* C_e è la concentrazione di ossigeno disciolto residuo in vasca (2 mg/l).

La quantità di ossigeno da trasferire a liquami e fango attivo nelle reali condizioni di esercizio, varia notevolmente nel corso dell'anno e della giornata in funzione delle variabili che compaiono nelle equazioni precedenti e in funzione delle punte di carico inquinante.

Naturalmente i dispositivi di aerazione debbono essere dimensionati per soddisfare le condizioni più critiche, mentre mediamente l'effettivo consumo di ossigeno risulta sensibilmente inferiore alla potenzialità massima di trasferimento.

Con i carichi inquinanti in ingresso al trattamento biologico si calcola:

$$\begin{aligned} \text{AOR} &= [1,3(0,5*0,95*960 + 4,6*131,86) + 0,15*4*770]/24 = \\ &= 71,10 \text{ kg O}_2/\text{h} \end{aligned}$$

$$\text{SOR} = 71,10 / [0,6(0,95*8 - 2)*1,126]/9,2] = 172,91 \text{ kg O}_2/\text{h per ogni linea da 8.000 abitanti}$$

COMPOSIZIONE DEL SISTEMA DEI DIFFUSORI 9" A MEMBRANA

- N. di reti/vasca	:	1	
- N. di reti/totale	:	2	
- N. di diffusori/rete	:	350	
- N. di diffusori/vasca	:	350	
- N. di diffusori totali	:	700	
- N. di tubazioni portadiffusori (parallele alla larghezza)	:	14 x rete	(Ø est. 110 mm)
- N. di tubazioni collettori (parallele alla lunghezza)	:	2	(Ø est. 200 mm)
- N. di calate	:	2	(DN 200)

1.2 RISTRUTTURAZIONE IMPIANTO ESISTENTE

Si espongono i dati in ingresso all'impianto esistente oggetto di ristrutturazione per la potenzialità di 10.000 A.E. in periodo estivo e di 5.000 A.E. in periodo invernale.

Parametri dei liquami in ingresso	Unità di misura	Periodo invernale	Periodo estivo
Abitanti equivalenti	n°	5.000	10.000
Dotazione idrica individuale	l/ab*d	300	300

Coefficiente di afflusso	%	0,85	0,85
Portata giornaliera	$Q_g = m^3/d$	1.275	2.550
Portata media oraria	$Q_{24} = m^3/h$	53	106
Portata di punta nera	$Q_f = m^3/h$	135	265
Carico BOD ₅ , per abitante eq.	g/ab*d	60	60
Carico BOD ₅ , concentrazione	mg/l	235	235
Carico BOD ₅ , totale	Kg/d	300	600
Carico COD , per abitante eq.	g/ab*d	150	150
Carico COD , concentrazione	mg/l	588	588
Carico COD , totale	Kg/d	750	1.500
Solidi sospesi , per abitante eq.	g/ab*d	90	90
Solidi sospesi , concentrazione	mg/l	353	353
Carico solidi sospesi	Kg/d	450	900
Azoto TKN , per abitante eq.	g/ab*d	12	12
Azoto TKN , concentrazione	mg/l	47	47
Carico TKN totale	Kg/d	60	120
Fosforo P , per abitante eq.	g/ab*d	3	3
Fosforo P , concentrazione	mg/l	12	12
Carico Fosforo totale	Kg/d	15	30

1.2.1 RIMOZIONE DI CARBONIO E AZOTO

I dati in ingresso sono esattamente proporzionali a quelli delle due nuove linee di trattamento e pertanto si riportano i risultati dei precedenti calcoli, ridotti del coefficiente 1,6.

I volumi richiesti dal calcolo sono:

Periodo invernale:

Volume vasca di denitrificazione $488 : 1,6 = 305$ mc

Volume vasca di nitrificazione $908 : 1,6 = 567$ mc

Periodi estivo:

Volume vasca di denitrificazione $275 : 1,6 = 172$ mc

Volume vasca di nitrificazione $703 : 1,6 = 439$ mc

1.2.2 VALUTAZIONI SULLA POTENZIALITA' DELL'IMPIANTO ESISTENTE NELLE CONDIZIONI ATTUALI PRIMA DELLA RISTRUTTURAZIONE.

In base ai calcoli biochimici eseguiti per il dimensionamento dell'intero intervento di realizzazione delle due nuove linee di trattamento per 16.000 A.E. e della ristrutturazione dell'impianto esistente, si deduce quale può essere la potenzialità dell'impianto esistente nelle condizioni attuali.

Nella configurazione attuale i volumi delle stazioni di trattamento biologico risultano:

Vasche di denitrificazione 260 mc

Vasca di ossidazione nitrificazione 1.040 mc

Per il trattamento dei liquami di 5.000 A.E. in inverno e 10.000 A.E. in estate si desumono dai calcoli di dimensionamento i seguenti volumi necessari:

In periodo invernale con temperatura dei liquami 14 °C:

Volume vasca di denitrificazione $488 : 1,6 = 305$ mc

Volume vasca di nitrificazione $908 : 1,6 = 567$ mc

In periodo estivo con temperatura dei liquami 25,2 °C:

Volume vasca di denitrificazione $275 : 1,6 = 172$ mc

Volume vasca di nitrificazione $703 : 1,6 = 439$ mc

Appare evidente che la situazione critica è quella invernale soprattutto con riferimento alla stazione di denitrificazione in quanto le basse temperature limitano la velocità di denitrificazione.

Il volume di 304 mc della vasca di denitrificazione è stato valutato con la classica concentrazione del fango a 4 KgSS/mc, ma aumentando la concentrazione del fango a 4,7 KgSS/mc, il volume della denitrificazione risulta 258 mc. e quindi sufficiente, facendo appello ad una conduzione molto accurata.

In periodo estivo i volumi delle stazioni di denitrificazione e di ossidazione nitrificazione risultano più che sufficienti per la potenzialità di 10.000 A.E. , ma da accurate indagini e misurazioni risulta limitante la potenzialità del sistema di trasferimento dell'ossigeno attualmente obsoleto.

In conclusione la potenzialità attuale dell'impianto esistente è valutabile in 5.000 A.E. in periodo invernale e in 10.000 A.E. in periodo estivo.

2 CALCOLI IDRAULICI

2.1 POMPA DI PRIMO SOLLEVAMENTO

Viene installata una elettropompa sommergibile nella vasca di predenitrificazione dell'impianto esistente che attraverso una condotta in acciaio inox AISI 304 DN 200 per le parti fuori terra e in polietilene DN 200 PN 10 per le parti interrate, con lunghezza totale $L = 170$ m. e prevalenza geodetica $H = 2,05$ m. sia in grado di convogliare in periodo estivo $Q = 200$ mc/h. La pompa individuata è tipo Flygt NP 3127 LT3 gir. 420.

Diametro interno condotta	176,2 mm.
Portata	55,5 l/sec
Velocità in condotta	2,25 m/sec
Perdite di carico	5,61 m.
Prevalenza geodetica	2,05 m.
Prevalenza totale	7,66 m.
Motore	5,9 Kw.

2.2 POMPA DI RICIRCOLO FANGHI

E' prevista una elettropompa che dal pozzetto contrale di raccolta fanghi del sedimentatore finale ricircoli i fanghi alla denitrificazione con condotta in polietilene DN 200 PN 10 per le parti interrate, e in acciaio inox DN 200 per le parti fuori terra, con lunghezza totale $L = 110$ m. e prevalenza geodetica $H = 3,10$ m. sia in grado di convogliare 120 mc/h. La pompa individuata è tipo Flygt NP 3102 LT3 gir. 421.

Diametro interno condotta	176,2 mm.
Portata	33 l/sec
Velocità in condotta	1,353 m/sec

Perdite di carico	2,044	m.
Prevalenza geodetica	3,10	m.
Prevalenza totale	5,144	m.
Motore	3,1	Kw.

2.3 CONDOTTA DA OSSIDAZIONE A SEDIMENTAZIONE

E' prevista una condotta in polietilene DN 315 PN 10 di lunghezza 130 m., in grado di convogliare al sedimentatore finale esistente una portata di 320 mc/h.

Diametro interno condotta	277,6	mm.
Portata	88,8	l/sec
Velocità in condotta	1,47	m/sec
Perdite di carico	0,66	m.

2.4 VERIFICA VELOCITA' ASCENSIONALE SEDIMENTATORE FINALE ESISTENTE

La portata media in arrivo al sedimentatore finale che perverrà allo scarico delle acque depurate è di 85 mc/h.

La superficie del sedimentatore esistente è di 254 mq.

La velocità ascensionale risulta pari a 0,33 m/h.

La portata massima in arrivo al sedimentatore finale che perverrà allo scarico delle acque depurate è di 200 mc/h.

La superficie del sedimentatore esistente è di 254 mq.

La velocità ascensionale risulta pari a 0,78 m/h.

Si tratta di una velocità piuttosto alta, ma ancora entro i limiti di accettabilità.

3 CALCOLO VENTILAZIONE NEL LOCALE SOFFIANTI

Il calcolo si esegue nelle condizioni peggiorative e alle frequenze massime di lavoro

nr. 3 Soffianti tipo KAESER FB620C 2940 rpm 1625 m³/h 450 mbar 55,0 kW o equivalenti:

1x O₁ soffiante a servizio della vasca di ossidazione nr. 1

1x O₂ soffiante a servizio della vasca di ossidazione nr. 2

1x O_R soffiante di riserva a servizio di entrambe le vasche di ossidazione nr. 1 e 2

potenza effettiva motore = 55,0 kW

potenza al blocco soffiante = 42,7 kW

Q_M = calore dissipato al motore = 8% di 55,0 kW = 4,4 kW

Q_B = calore dissipato al blocco = 5% di 42,7 kW = 2,135 kW

Q_S = calore dissipato al silenziatore = 2% di 42,7 kW = 0,854 kW

Q_L = calore dissipato alla tubazione del blocco = 2% di 42,7 kW = 0,854 kW

Q_{TOT} = calore dissipato totale = $Q_M + Q_B + Q_S + Q_L = 8,243$ kW

V_Z = Flusso d'aria minimo raccomandato in ingresso = $(Q_{TOT} * 3600) / (\rho * c_p * \Delta T) =$

dove: ρ = densità dell'aria = 1,2 kg/m³

c_p = capacità di calore specifico = 1,0 kJ/kgK

ΔT = differenziale di temperatura = 5 K

= $(8,243 * 3600) / (1,2 * 1,0 * 5) = 4.945,80$ m³/h

Essendo 3 le soffianti si ha che:

$V_{Z_{TOT}} = 4.945,80 * 3 = \mathbf{14.837,40}$ m³/h

Flusso d'aria in aspirazione nelle soffianti = $3 * 1625,00 = \mathbf{4.875,00}$ m³/h

Tale flusso è minore di $V_{Z_{TOT}}$, che è il flusso d'aria minimo richiesto per la dissipazione del calore. Vi è quindi la necessità di una ventilazione forzata.

Flusso d'aria richiesto dal ventilatore = $14.837,40 - 4.875,00 = \mathbf{9.962,4}$ m³/h

Area apertura in ingresso richiesta = $V_Z \text{ TOT} / (3600 * v_i) = (14.837,40) / (3600 * v_i) = \text{ca. } 1,37$
m²

(considerando v_i = velocità dell'aria in ingresso = 3 m/s)

Area apertura in uscita richiesta = Flusso ventilatore / $(3600 * v_v) = 9.962,4 / (3600 * v_v) = \text{ca. } 0,92$
m²

(considerando v_v = velocità del ventilatore = 3 m/s)

Si prevede una apertura ingresso aria di 1,4 m² e l'installazione di un ventilatore di estrazione aria della capacità di ca. 10.000 m³/h sul lato opposto.

