



COMUNE DI PATERNO CALABRO

Provincia di Cosenza

REGIONE



CALABRIA

Lavori di "Realizzazione impianto di depurazione a fanghi attivi in loc. Cimini della potenzialità di 1.000 a.e.. Adeguamento funzionale degli impianti di depurazione di loc. Pugliano (pot. 300 a.e.) e loc. Spadolette (pot. 300 a.e.). Realizzazione rete fognaria di parte del centro urbano e collettamento all'impianto di depurazione di Loc. Cimini" - **I° Stralcio funzionale.**



PROGETTO DEFINITIVO/ESECUTIVO

Progettazione:



Sede Legale e Sede Operativa

Viale della Repubblica, 154 - Cosenza

Tel. 0984/393037

Email: info@progreenambiente.it

PEC: progreenambiente@pec.progreenambiente.it

Codice: **PD/PE**

10.07.

Scala:

1:1000

Titolo:

RELAZIONE SPECIALISTICA - DIMENSIONAMENTO DI PROCESSO

Timbri: Direttore Tecnico



Il Responsabile Unico del Procedimento: Geom. Maurizio Piccolo

Data:

Rev.	Data:	Descrizione revisione	Eseguito:	Controllato:	Approvato:
A					
B					
C					

PREMESSA

La presente relazione tecnica concerne la progettazione esecutiva dei *Lavori di adeguamento del sistema depurativo a servizio del centro abitato del Comune Paterno Calabro (CS) – Ampliamento e adeguamento funzionale depuratore*.

La soluzione progettuale adottata prevede la realizzazione ex novo dell'impianto con le seguenti fasi di trattamento:

- arrivo all'impianto;
- pozzetto di ripartizione con eventuale by pass dell'impianto;
- unità di pretrattamento combinata grigliatura- dissabbiatura e disoleatura;
- pozzetto sollevamento liquami (in caso di anomalie il liquame può confluire sulla tubazione di by pass o essere convogliato in una vasca esistente utilizzata di emergenza e stoccaggio provvisorio);
- fase di predenitrificazione per la rimozione dell'azoto;
- fase di denitrificazione e nitrificazione biologica a fanghi attivi;
- sedimentazione secondaria;
- rilancio dei fanghi di ricircolo e di supero;
- disinfezione finale con ipoclorito di sodio / acido panacetico;
- pozzetto di controllo e ispezione finale;

linea fanghi:

- pre- ispessimento dei fanghi;
- letti di essiccamento (con ritorno del percolato alla fase di sollevamento)

Si riportano le calcolazioni eseguite per il proporzionamento delle singole unità di trattamento

Dati di progetto

Tipo di fognatura:	<u>fognatura separata</u>
coefficiente di afflusso in fognatura:	$\Phi = 0,8$

Dati idraulici e chimici del refluo

Inquinamento unitario (carico organico specifico):	$C_o = 60 \text{ g BOD}_5 / \text{ab} \times \text{d}$
Carico idraulico specifico	$C_{idr} = 250 \text{ litri} / \text{ab} \times \text{d}$
Carico specifico composti azotati:	$C_{TKN} = 13,0 \text{ g N (TKN)} / \text{ab} \times \text{d}$
Carico specifico composti al fosforo:	$C_{PH} = 2,0 \text{ g P} / \text{ab} \times \text{d}$
Carico specifico di solidi sospesi totali:	$C_{SST} = 90 \text{ g} / \text{ab} \times \text{d}$

Popolazione servita:

Numero abitanti equivalenti serviti dall'impianto:	$N = 1.000 \text{ ab. equivalenti}$
Massimo multiplo della portata nera ammessa in depurazione:	$k = 3,0$

Carichi inquinanti da trattare all'impianto:

Carico organico complessivo:	$C_o \times N = 60.000 \text{ g BOD}_5 / \text{d}$
pari a: $Q_{BOD_5} = (C_o \times N) / 1000 =$	$60,00 \text{ kg BOD}_5 / \text{d}$
Carico idraulico totale (portata nera):	$\Phi \times (C_{idr} \times N) = 200.000 \text{ litri} / \text{d}$
pari a: $\Phi \times (C_{idr} \times N) / 1000 =$	$200 \text{ mc} / \text{d}$
pari a: $Q_n = [\Phi \times (C_{idr} \times N) / 1000] \times (24 \text{ h} / \text{d}) =$	$8,33 \text{ mc} / \text{h}$
Carico composti azotati:	$C_{TKN} \times N = 13.000 \text{ g N (TKN)} / \text{d}$
pari a: $Q_{TKN} = (C_{TKN} \times N) / 1000 =$	$13,00 \text{ kg N (TKN)} / \text{d}$
Carico composti al fosforo:	$C_{PH} \times N = 2.000 \text{ g P} / \text{d}$
pari a: $Q_{PH} = (C_{PH} \times N) / 1000 =$	$2,00 \text{ kg P} / \text{d}$
Carico solidi sospesi totali:	$C_{SST} \times N = 90.000 \text{ g SST} / \text{d}$
pari a: $Q_{SST} = (C_{SST} \times N) / 1000 =$	$90,00 \text{ kg SST} / \text{d}$

Concentrazioni inquinanti

- Concentrazione BOD₅ (20°C): $(C_0 \times N) / \Phi \times (C_{idr} \times N) = 0,300 \text{ g BOD}_5 / \text{l}$
 pari a: $[BOD_5] = 300,0 \text{ mg BOD}_5 / \text{l}$
- Concentrazione COD: $2,5 \times [BOD_5] = 750,0 \text{ mg COD} / \text{l}$
- Concentrazione composti azotati: $(C_{TKN} \times N) / \Phi \times (C_{idr} \times N) = 0,065 \text{ g N (TKN)} / \text{l}$
 pari a: $[TKN] = 65,0 \text{ mg N (TKN)} / \text{l}$
- Concentrazione composti al fosforo: $(C_{PH} \times N) / \Phi \times (C_{idr} \times N) = 0,010 \text{ g P} / \text{l}$
 pari a: $[P] = 10,0 \text{ mg P} / \text{l}$
- Concentrazione solidi sospesi totali: $(C_{SST} \times N) / \Phi \times (C_{idr} \times N) = 0,450 \text{ g SST} / \text{l}$
 pari a: $[SST] = 450,0 \text{ mg SST} / \text{l}$

Concentrazioni limite D.L.vo 152/2006

Parametri	Scarico in acque superficiali		
pH:	5,5 - 9,5		
Materiali grossolani:	assenti		
Solidi sospesi totali:	≤	80	mg / l
BOD ₅ (come O ₂):	≤	40	mg / l
COD (come O ₂):	≤	160	mg / l
Azoto ammoniacale (come NH ₄ ⁺):	15 mg / l =	11,5	mg / l (come N)
Azoto nitroso (come N):	≤	0,6	mg / l
Azoto nitrico (come N):	≤	20	mg / l
Fosforo totale (P):	≤	10	mg / l
Tensioattivi (MBAS):	≤	2	mg / l

Minimi rendimenti di abbattimento richiesti a tutto l'impianto

- Solidi sospesi totali $\eta_{SST} = 0,82$
- BOD5 (come O2): $\eta_{BOD_5} = 0,87$
- COD (come O2): $\eta_{COD} = 0,79$
- Fosforo: $\eta_P = 0$: (la concentrazione rispetta il limite di Legge)

Concentrazione totale azoto in ingresso:	$[TKN] =$	65,0 mg N (TKN) / l
Azoto tollerabile allo scarico come ammoniacale:	$[NH_3 - N] =$	11,5 mg / l (come N)
Azoto tollerabile allo scarico come nitrato:	$[NO_3 - N] =$	20 mg / l

Portate idrauliche all'impianto

LA FOGNATURA E' DI TIPO SEPARATIVO: nessuna portata meteorica da trattare.

Portata nera da trattare all'impianto: $Q_n = 8,33 \text{ mc / h circa}$

Il rapporto di diluizione è unitario: $C_d = 1 + m = (Q_n + Q_p) / Q_n = \boxed{1}$
(coefficiente di diluizione)

La portata totale, per una fognatura separata, risulta coincidente con la portata nera:

$$Q_p + Q_n = Q_{tot} = 8,33 \text{ mc / h circa}$$

Non viene convogliata nessuna portata meteorica: $Q_p = 0 \times Q_n = 0,0 \text{ mc / h}$

• Portata massima ammessa in depurazione: $k \times Q_n = 3 \times Q_n = 24,99 \text{ mc / h circa}$

Trattamenti primari

Comparto di grigliatura

Tubazione di adduzione al comparto di grigliatura: (tubazione in plastica pesante).	$\phi =$	200 mm
Pendenza adottata tubazione:	$i =$	1,0 %
Portata convogliata a bocca piena:	$Q_{piena} =$	107,0 mc / h
Velocità flusso a bocca piena:	$V_{piena} =$	0,95 m / s

- Velocità flusso durante la portata di punta: $V_{punta} =$ **0,74** m / s circa
- Battente idrico massimo (portata di punta): $H_{punta} =$ 6,7 cm circa

Velocità e battente idrico in portata massima

(grado di riempimento accettabile).

- Velocità flusso in **tempo secco**: $V_{nera} =$ **0,52** m / s circa
- Battente idrico $H_{nera} =$ 3,9 cm circa

Velocità e battente idrico in portata nera

(velocità accettabile).

(grado di riempimento accettabile).

Griglia con:

- piattine dritte d'acciaio spaziate di mm l'una dall'altra: 20 mm = b
- spessore singola piattina di mm: 4 mm = s

Efficienza griglia: $E = b / (b + s) =$ 0,833

Massima velocità di attraversamento prevista tra le barre della griglia:

$V_g =$ 0,6 m / s

Massima portata ammessa in grigliatura:

$Q_{tot} =$ 8,33 mc / h circa

Larghezza fissata per il canale:

$L =$ 2,0 $\times \phi =$ 40 cm

Dimensionamento sezione utile della griglia

Area utile utilizzata dal fluido, immediatamente a valle e a contatto con le barre della griglia: coincide con la somma delle aree degli spazi che le barre della griglia lasciano al liquame fluido immediatamente all'uscita dalla griglia stessa:

$$A_u = \frac{Q_{tot} \left[\frac{m^3}{h} \right]}{V_g \left[\frac{m}{s} \right]} \times \left(\frac{1}{3600} \frac{h}{s} \right) \times (10000 \text{ cm}^2 / m^2) \approx 38,6 \text{ cmq}$$

Sezione effettiva "S" della griglia bagnata dal reflu: coincide, praticamente, con la sezione trasversale del tronco fluido a valle della griglia. (Oppure alla sezione di monte, non considerando l'innalzamento "h" per le perdite di carico nell'attraversamento tra gli spazi della griglia). Pertanto, si

$$S = A_u \times [(b + s) / b] = A_u / E \approx 46,3 \text{ cmq}$$

Pertanto, considerando assenti le perdite di carico per attraversamento tra le barre della griglia, il tirante liquido a monte e a valle della griglia si valuta come:

$$H_g = \frac{S}{L} \approx 2 \text{ cm circa}$$

Effettivamente, esistendo sempre le perdite di carico nell'attraversamento tra gli spazi della griglia, il tirante idrico a monte della griglia sarà maggiore della quantità "h" rispetto a quello di valle:

$$H_{eff} = H_g + h$$

Verifica griglia pulita (breve periodo):

Perdita idraulica nella griglia: $h = 0,222 \cdot V_g^2 \cdot (1 - E^2) \cdot 100 \text{ cm}$

$$h \approx 3 \text{ cm}$$

Considerando le perdite di carico:

$H_{eff} = H_g + h \approx 5 \text{ cm} < 0,5 \cdot \phi = 10 \text{ cm}$

Verifica griglia sporca (lungo periodo):

Griglia intasata al: 60 %

Spaziatura barre: $b' = b \times \frac{100 - 60}{100} = (b \times 0,4) \text{ cm} \approx 8 \text{ cm}$

Spessore barre: $s' = s + (b - b') = (s + 0,6 \times b) \text{ cm} \approx 16 \text{ cm}$

L'efficienza della griglia nel lungo periodo diventa:

$$E' = \frac{b'}{b' + s'} \approx 0,33$$

Sezione effettiva occupata dalla griglia quando intasata:

$$S' = A_u / E' \approx 116 \text{ cmq}$$

(mantenendo sempre una velocità di attraversamento tra le barre pari a 0,6 m/s: quindi valore di "Au " costante).

Altezza del liquame a monte della griglia (lungo periodo):

$$H' = S' / L \approx 3 \text{ cm}$$

Perdita idraulica nella griglia: $h' = 0,222 \cdot V_g^2 \cdot (1 - (E')^2) 100 \text{ cm}$

$$h' \approx 8 \text{ cm}$$

Risulta pertanto: $H' + h' \approx 11 \text{ cm}$

Il diametro scelto per la tubazione di adduzione è pari a: 200 mm

La tubazione, nel lungo periodo, presenta un eccessivo grado di riempimento. E' necessario, pertanto, disintasare la griglia, allontanando i materiali solidi che ostruiscono gli spazi delle barre.

La potenza da installare per la grigliatura a funzionamento meccanizzato si calcola dell'ordine dei 0,5 - 1,00 CV.

Sezione di dissabbiamento**Tubazione adduzione al comparto di dissabbiatura**

Tubazione di diametro scelto pari a: (tubazione in plastica pesante).	$\phi =$	200 mm
Pendenza adottata tubazione:	$i =$	1,0 %
Portata convogliata a bocca piena:	$Q_{piena} =$	107,0 mc / h
Velocità flusso a bocca piena:	$V_{piena} =$	0,95 m / s

- Velocità flusso durante la portata di punta: $V_{punta} =$ **0,74** m / s circa
- Battente idrico massimo (portata di punta): $H_{punta} =$ 6,7 cm circa

Velocità e battente idrico in portata massima

Velocità massima entro valori accettabili
(grado di riempimento accettabile).

- Velocità flusso in **tempo secco**: $V_{nera} =$ **0,52** m / s circa
- Battente idrico $H_{nera} =$ 3,9 cm circa

Velocità e battente idrico in portata nera

La velocità minima è sufficientemente elevata per impedire la sedimentazione delle sabbie in arrivo
(grado di riempimento accettabile).**Dimensionamento vasca di dissabbiatura:**Tipo di dissabbiatore scelto: aeratoCarico idraulico superficiale scelto (in tempo di pioggia): $C_{is} =$ 20 mc / mq x hSi dimensiona il dissabbiatore facendo riferimento alla massima portata ammessa all'impianto;
eventualmente tenendo conto degli eventuali coefficienti di punta fissati sulla portata nera.

Il dissabbiatore aerato è stato dimensionato tenendo conto della portata massima ammessa, con tempi di detenzione idraulica dell'ordine dei 3 - 4 minuti circa, valutati sulla portata massima prevista.

Osservazione: Nel progetto esecutivo, è necessario che il refluo entri nel comparto di dissabbiatura con velocità che siano, in ogni condizione di regime di flusso idraulico, alquanto minori di 0,60 - 0,80 m/s. Questo, in modo da evitare corti circuiti del flusso e zone morte nella vasca.

Massima portata da trattare: $Q_{tot} \equiv Q_p + Q_n = 24,99 \text{ mc / h circa}$
(si assume il valore max tra $Q_{tot}=Q_p+Q_n$ e $k \cdot Q_n$)

Pari a: $1,0 \text{ mc / min}$

Valore del carico idraulico superficiale assunto pari a: $C_{is} = 20 \text{ mc / mq x h}$

Minima superficie in pianta (teorica) per il dissabbiatore:

$$S_t = Q_{tot} / C_{is} = 1,25 \text{ mq}$$

Si adotta una superficie effettiva, in pianta, di dimensioni:

$$L = 1,5 \text{ m}$$

$$B = 1,5 \text{ m}$$

Profondità massima per il pelo libero in vasca: $H = 2,0 \text{ m}$

Superficie effettiva (in pianta) adottata:
(superficie maggiore della minima teorica)

$$L \times B = 2,3 \text{ mq} > 1,25 \text{ mq}$$

Volume utile della vasca di dissabbiatura: $V = (L \times B) \times H = 4,5 \text{ mc}$

A tale volume corrisponde un tempo di detenzione minimo, sulla portata massima, pari a:

$$t_{min} = V / Q_{tot} \approx 0,18 \text{ h}$$

pari a: $10,8 \text{ min circa}$

(il tempo di detenzione idraulico minimo è sufficiente)

Carico idraulico superficiale effettivo: $C_{is(eff)} = Q_{tot} / (L \times B) \approx 11,1 \text{ mc / mq x h}$

(rientra nel limite del valore scelto per il carico idraulico superficiale).

Per il sollevamento della sabbia dal fondo, si prevede l'impiego di un eiettore idropneumatico. La potenza mediamente richiesta è abbastanza elevata (circa 5,5 HP): i consumi di energia sono, comunque molto modesti, in quanto si tratta di una macchina che viene fatta funzionare solo saltuariamente.

In alternativa, un posizionamento più in alto e raccoglimento della sabbia a gravità

Profondità di immersione fissata per i diffusori: 1,5 m

Per quanto riguarda il dimensionamento del sistema di insufflazione d'aria, si può procedere mediante la procedura consigliata da *Imhoff*:

$$1,5 \text{ mc aria / h} \times \text{mc} \\ (\text{per mc di volume } V \text{ utile di vasca})$$

Portata d'aria da insufflare: $1,5 \times V = 6,75 \text{ mc aria / h}$

Si prevede, per sicurezza, un valore di portata da insufflare leggermente maggiore: aumento del 15%.

$$Q_{aria} = 8 \text{ mc aria / h}$$

Si prevede che detta portata sia erogata da 1 compressori (+1 riserva), con ampia possibilità di diminuzione e di regolazione della portata insufflata.

L'energia specifica immessa nel liquame può essere valutata tramite la seguente formula:

$$e_v = \frac{28,21}{\eta} \cdot \ln\left(1 + \frac{H}{10}\right) \approx 3,94 \text{ Wh / mc aria}$$

(avendo posto, a favore di sicurezza, un rendimento $\eta = 1$)

Potenza effettiva immessa nella vasca: $W = e_v \times Q_{aria} = 30,6 \text{ W}$

pari ad una potenza specifica di: $w = W/V = 6,80 \text{ W / mc di vasca}$

Attenzione!! La potenza specifica deve essere tra 10 W/mc e 20 W/mc

Per cui si assume una potenza specifica di 10 W/mc, per cui Potenza (W): 45

Per quanto riguarda oli e grassi, dato il dimensionamento prudenziale assunto, si può presumere un rendimento di rimozione dell'ordine del 70%.

Stazione di sollevamento liquami

Quota geodetica necessaria, computata dal livello minimo di funzionamento nella vasca di aspirazione: $H = 6,00 \text{ m}$

Perdita di carico totale (in termini di percentuale del dislivello geodetico esistente): $h = 25 \% \text{ di } H$

Perdite di carico, in metri di colonna d'acqua, calcolate pari a: $h = 1,50 \text{ m}$

Prevalenza impianto di sollevamento: $\Delta H = H + h = 7,50 \text{ m}$

Numero di pompe (uguali) in parallelo utilizzate (tipo sommerso): $n = 2$

Numero avviamenti orari di ciascuna pompa: $z = 10 \text{ avv / h (singola pompa)}$

Portata massima ammessa in sollevamento: $Q_{\max} \equiv k \times Q_n = 24,99 \text{ mc / h circa}$

Differenza di quota tra i livelli di avvio o di arresto tra una pompa e l'altra: $F = 0,50 \text{ m}$

Si assume una superficie in pianta della vasca di aspirazione (di forma quadrata):

• Larghezza: $BS = 2,0 \text{ m}$

• Lunghezza: $LS = 2,0 \text{ m}$

Superficie adottata: $BS \times LS = S = 4,0 \text{ mq}$

Rotazione ciclica logica delle pompe:

Volume utile per il sollevamento: $V = \frac{V_1}{n} + (n-1) \cdot F \cdot S = 2,3 \text{ mc}$

Volume necessario per una sola pompa in funzione: $V_1 = \frac{Q_{\max}}{4 \cdot z} = 0,6 \text{ mc}$
(caso di 1 sola pompa installata: $n = 1$)

Minima altezza per la vasca: $H_{\min} = V/S = 0,58 \text{ m}$

(l'altezza della vasca risulta sufficientemente contenuta)

Adottando un franco di 0,6 m tra il fondo del tubo e il massimo livello idrico nella vasca di carico, risulta un'altezza utile: $1,18 \text{ m}$

La quota di arrivo dei liquami (fondo tubo) è fissata a: - 1,00 m (dal p.c.)
Risulterebbe un'altezza effettiva (calcolata) della vasca di aspirazione:

$H_{\text{eff}} =$	1,18 m	+	<u>1,00 m</u>	=	2,18 m
--------------------	--------	---	---------------	---	--------

Si adotta, a favore di sicurezza, un'altezza effettiva pari a: $2,50 \text{ m}$

Verifica tempo massimo di stazionamento liquame in vasca:

Portata di tempo secco: $Q_n = 8,33 \text{ mc / h circa}$

Il tempo di detenzione (massimo) del liquame nella vasca di aspirazione accade quando tutte le pompe sono spente e la vasca si sta riempiendo (fino a raggiungere il volume liquido V che poi deve rimuovere la prima pompa che entra in funzione). Risulta quindi:

$$t_{\max} = V_1 / Q_n = \frac{Q_{\max}}{4 \cdot z} \times \frac{1}{Q_n} = 0,08 \text{ h}$$

pari a: 4,5 min

(tempo adeguato per evitare la setticizzazione del liquame)

Calcolo della potenza assorbita dal gruppo di sollevamento

Il calcolo della potenza assorbita globalmente dal gruppo di pompaggio necessita della conoscenza della curva caratteristica delle pompe e della curva caratteristica dell'impianto. Per una stima di massima, si ipotizza che la portata elaborata dalle n pompe in parallelo sia pari ad n volte la portata di una sola pompa funzionante da sola.

Le "n" pompe, funzionando in parallelo, lavorano complessivamente una portata inferiore alla somma di n volte la portata elaborata da una sola pompa funzionante: causa le perdite di carico nell'impianto. Questo, a patto che la prevalenza rimanga costante. C'è da osservare, però, che durante il funzionamento, alzandosi il livello del liquido dentro la vasca di aspirazione (per l'avviamento delle successive pompe) diminuisce l'altezza geodetica, e quindi la prevalenza delle pompe, aumentando la portata complessiva pompata.

Il calcolo della potenza globalmente assorbita durante il funzionamento delle n pompe in parallelo può stimarsi, in prima approssimazione, dalla seguente formula:

$$P \approx \frac{(n \cdot Q_1) \times \Delta H}{\eta \cdot 366} [kW]$$

dove il prodotto $n \cdot Q_1$ deve essere almeno pari alla massima portata da sollevare Q_{\max}

Pertanto, in prima approssimazione, ponendo: $Q_{\max} = n Q_1$ e maggiorando del 30%, si stima:

$$1,30 \times \frac{Q_{\max} \times \Delta H}{\eta \cdot 366} = 1,11 \text{ kW}$$

(avendo posto il rendimento complessivo del gruppo pompe-motore uguale a 0,6).

La potenza assorbita da ciascuna pompa risulta circa: $P/n = 0,55 \text{ kW}$

Osservazione: Tenuto conto della possibilità di funzionamento con livello della vasca di aspirazione più alto di quello ipotizzato in prima approssimazione, e con la conseguente possibilità di portata erogata da ciascuna pompa e potenza assorbita superiore a quella calcolata, si assume una potenza installata del motore elettrico adeguatamente prudenziale, pari a 1,4 volte la portata assorbita. Perciò, in generale, la potenza installata del motore di azionamento di ogni singola pompa risulterà:

$$(P/n)_{inst} = 1,4 \times (P/n) = 0,78 \text{ kW}$$

- Potenza globale installata per l'impianto di sollevamento:

$$P_{inst} = n \times (P/n)_{inst} = 1,55 \text{ kW circa}$$

Consumi energia elettrica sollevamento:

Nota: si procede ad un calcolo di prima approssimazione, non conoscendo al momento la curva caratteristica dell'impianto e il preciso tipo di pompe da impiegare.

Portata mediamente sollevata dal gruppo pompe (tenendo conto di un'opportuna maggiorazione):

$$1,50 \times Q_n = 1,50 \times 8,33 \text{ mc / h} = 12,5 \text{ mc / h}$$

Pertanto, la relativa potenza media richiesta dall'intero gruppo di sollevamento risulta pari a:

$$P = 0,43 \text{ kW circa}$$

Il gruppo di sollevamento deve, dunque, soddisfare queste caratteristiche:

• <u>Prevalenza occorrente ΔH:</u>	8,00 m circa
• Portata erogata dal gruppo di sollevamento, alla prevalenza ΔH :	12,50 mc / h
	pari a: 208,3 litri / min
• La potenza assorbita del gruppo di sollevamento, in queste condizioni, risulta:	0,43 kW
• Portata media (portata nera) all'impianto calcolata:	8,33 mc / h
	pari a: 8.330 litri / h
	pari a: 199.920 litri / d

La durata di funzionamento del gruppo di sollevamento, può valutarsi, grosso modo, pari a:

$$\tau = \frac{199.920 \text{ litri / d}}{208,3 \text{ litri / min}} = 959,6 \text{ min / d}$$

pari a: 15,99 h / d

Il consumo di energia elettrica giornaliero, grosso modo, è stimabile pari a:

$$0,43 \text{ kW} \quad \times \quad 15,99 \text{ h / d} \quad = \quad 6,83 \text{ kWh / d}$$

Il consumo specifico di energia per utente allacciato all'impianto è:

$$\frac{E_{sp}}{N} = \frac{6,83 \text{ kWh / d} \quad \times \quad 365 \text{ d / anno}}{1.000 \quad \text{ab}} = 2,49 \text{ kWh / ab x anno}$$

Portata d'inquinanti in depurazione

Dati chimici refluo trattato in depurazione:

- Concentrazione BOD₅ (20°C): $(C_0 \times N) / \Phi \times (C_{idr} \times N) =$ 0,300 g BOD₅ / l
 pari a: $[BOD_5] =$ 300,0 mg BOD₅ / l
- Portata BOD₅: $Q_{BOD_5} = (C_0 \times N) / 1000 =$ 60,00 kg BOD₅ / d
 pari a: 2,5 kg BOD₅ / h
- Concentrazione COD: 750,0 mg COD / l
- Concentrazione solidi sospesi totali: $(C_{SST} \times N) / \Phi \times (C_{idr} \times N) =$ 0,450 g SST/ l
 pari a: $[SST] =$ 450,0 mg SST/ l
- Portata solidi sospesi totali: $Q_{SST} = (C_{SST} \times N) / 1000 =$ 90,00 kg SST/ d

Dati idraulici refluo in depurazione:

- Portata nera: $Q_n =$ 8,33 mc / h circa
- Portata massima ammessa in depurazione: $k \times Q_n =$ 24,99 mc / h circa

Si ritiene opportuno prevedere più linee operative, poste in parallelo. Non si ritiene necessario, tuttavia, prevedere più linee anche per i trattamenti preliminari, dato che, disponendo di apposito canale di by-pass, è sempre possibile intervenire per eventuali guasti e manutenzioni delle apparecchiature, senza dovere escludere l'impianto.

Dati concentrazione inquinanti azotati

Concentrazione totale azoto in ingresso: $[TKN] = 65 \text{ mg N (TKN) / l}$

Azoto tollerabile allo scarico come ammoniaca: $[NH_3 - N] = 11,5 \text{ mg / l (come N)}$

Azoto tollerabile allo scarico come nitrato: $[NO_3 - N] = 20 \text{ mg / l}$

Carico composti azotati: $Q_{TKN} = (C_{TKN} \times N) / 1000 = 13,00 \text{ kg N (TKN) / d}$

- Rendimento di nitrificazione minimo necessario:

$$\eta_{nit} = \frac{\{TKN\} - [NH_3 - N]}{[TKN]} = 0,82 \quad (82 \%)$$

- kg di $NH_3 - N$ da nitrificare al giorno:



- Rendimento di denitrificazione minimo necessario:

$$\eta_{den} = \frac{\{TKN\} - [NH_3 - N] - [NO_3 - N]}{\{TKN\} - [NH_3 - N]} = 0,63 \quad (63 \%)$$

- kg di $NH_3 - N$ nitrificati da denitrificare al giorno:



Dimensionamento fase di aerazione

Dimensionamento sezione di denitrificazione

Minima temperatura invernale ammissibile in vasca: 17 °C

Relativa velocità di denitrificazione dei batteri: 1,92 g NO₃-N / kg SSV x h

Amnesso, in linea di massima, che le sostanze volatili siano pari 70 % dei SST
 Allora, si ha: 0,70 kg SSV / SST

Velocità di denitrificazione in funzione dei SST:

$$v_{den} = 1,92 \text{ g NO}_3\text{-N / kg SSV x h} \times 0,70 \text{ kg SSV / kg SST} \times 24 \text{ h / d} = 32,22 \text{ g NO}_3\text{-N / kg SST x h}$$

Per denitrificare: $Q_{den} \equiv \eta_{den} \times (\eta_{nit} \times Q_{TKN}) = 6,7 \text{ kg / d}$

occorre, quindi, una quantità di solidi sospesi totali:

$$M_{SST} = \frac{Q_{den} \times (1000 \text{ g/kg})}{v_{den}} = \frac{6,7 \text{ kg / d} \times 1.000}{32,22 \text{ g NO}_3\text{-N / kg SST x h}} = 208 \text{ kg SST}$$

Concentrazione di SST supposta in vasca di denitrificazione: 4,0 kg SST / mc

Volume utile necessario per la fase di denitrificazione:

$$V_{den} = \frac{M_{SST}}{C_a} = \frac{208 \text{ kg SST}}{4,0 \text{ kg SST / mc}} = 52,0 \text{ mc}$$

Numero di vasche assunte in parallelo: $n_{den} = 1 \text{ vasca}$

Volume utile della vasca: $V = \frac{V_{den}}{n_{den}} = 52 \text{ mc}$

Dimensionamento vasca denitrificazione:

Altezza liquida massima imposta per la vasca: $H = 4,0 \text{ m}$

Si assume una forma quadrata, tale da garantire un funzionamento "a miscelazione completa".

Lato della superficie in pianta della vasca: $L = 4,00 \text{ m}$

Superficie in pianta effettiva della vasca:

$$S_{eff} = 4,00 \times 4,00 = 16 \text{ mq}$$

Volume effettivo utile della vasca:

$$V_{eff} = S_{eff} \times H = 16 \times 4,0 = 64,00 \text{ mc} > 52 \text{ mc}$$

In altern. vasca a pianta rettangolare, quindi $V_{eff} = 5,5 \text{ m} \times 3,2 \text{ m} \times 4 \text{ m} = 70 \text{ mc} > 52 \text{ mc}$
Dimensionamento dispositivi di agitazione sommersi:

Si adottano dispositivi di agitazione sommersi con potenza specifica pari a:

$$12 \text{ W / mc}$$

Potenza trasferita nella vasca:

$$64 \times 12 = 768 \text{ W}$$

$$\text{pari a: } 0,77 \text{ kW}$$

$$\text{Si prevede di installare una potenza pari a } 1,3 \times 0,77 = 1 \text{ Kw}$$

per un totale:

$$1 \text{ vasche} \times 1 \text{ kW} = 1 \text{ kW (globali)}$$

Verifica tempo convenzionale di detenzione (sulla portata nera):

• Portata nera: $Q_n = 8,33 \text{ mc / h circa}$

Il tempo convenzionale medio risulta (sul volume effettivo adottato):

$$t = \frac{V_{1eff} \times n_{den}}{Q_n} = \frac{64 \text{ mc} \times 1 \text{ vasche}}{8,33 \text{ mc / h}} \approx 7,68 \text{ h}$$

Dimensionamento sezione di nitrificazione

Il rendimento di nitrificazione deve essere pari a: $\eta_{nit} = 0,82$

Per ottenere un tale rendimento anche con basse temperature invernali in vasca, occorre lavorare con valori del fattore di carico organico sufficientemente ridotti.

Si adotta, prudenzialmente il fattore di carico organico:
(impianto aerazione prolungata) $F_c = 0,10 \text{ kg BOD}_5 / \text{kg SST} \times \text{d}$

Concentrazione media del fango nella miscela aerata:
(in vasca di nitrificazione) $C_a = 4,0 \text{ kg SST} / \text{mc}$

• Portata nera: $Q_n = 8,33 \text{ mg BOD}_5 / \text{l}$

• Portata BOD₅: $Q_{BOD_5} = (C_0 \times N) / 1000 = 60,00 \text{ kg BOD}_5 / \text{d}$

Massa di SST presenti in vasca di nitrificazione:

$$M_{SST} = \frac{Q_{BOD_5}}{F_c} = \frac{60,00 \text{ kg BOD}_5 / \text{d}}{0,10 \text{ kg BOD}_5 / \text{kg SST} \times \text{d}} = 600 \text{ kg SST}$$

Volume necessario vasca di aerazione:

$$V_{nit} = \frac{M_{SST}}{C_a} = \frac{600 \text{ kg SST}}{4,0 \text{ kg SST} / \text{mc}} = 150 \text{ mc}$$

Numero di vasche (in parallelo) adottate: $n_{nit} = 1$

Capacità utile della vasca: $V_{tot} / n_{nit} = \boxed{V = 150,0 \text{ mc}}$

Dimensioni effettive adottate per la vasca di nitrificazione:

Si assume la forma rettangolare, in modo da garantire un funzionamento "a pistone".

Per la vasca si assumono le seguenti dimensioni:

• Lunghezza: $L = 9,00 \text{ m}$

• Larghezza: $B = 4,50 \text{ m}$

- Massima altezza liquida assunta: $H = 4,0 \text{ m}$
- Superficie effettiva in pianta della vasca: $S = 40,5 \text{ mq}$

Volume effettivo utile della vasca:

$$V_{\text{eff}} = 162,0 \text{ mc} > 150 \text{ mc}$$

Volume utile vasca pro-capite (volume complessivo ossidazione) $162,0 \text{ litri / ab}$

Valore del fattore di carico volumetrico: $F_{cv} = F_c \times C_a = 0,40 \text{ kg BOD}_5 / \text{mc} \times \text{d}$

(il valore del fattore di carico volumetrico può ritenersi accettabile).

Dimensionamento aeratori vasca di nitrificazione

Per quanto riguarda il dimensionamento dei dispositivi di aerazione, occorre tenere presente che, per effetto della denitrificazione, una parte del BOD₅ del liquame viene soddisfatta durante la fase di denitrificazione, e specificatamente ad 1 kg di nitrato ridotto, corrisponde circa 1 kg di BOD₅.

Per il dimensionamento degli aeratori, si assume prudenzialmente un rendimento di abbattimento del BOD₅ pari 95%

Dati chimici e idraulici inquinanti carboniosi:

- Portata nera: $Q_n = 8,33 \text{ mc / h circa}$
- Portata massima ammessa in depurazione: $k \times Q_n = 25,0 \text{ mc / h circa}$
- Portata BOD₅: $Q_{BOD_5} = (C_0 \times N) / 1000 = 60,00 \text{ kg BOD}_5 / \text{d}$
 pari a: $2,5 \text{ kg BOD}_5 / \text{h}$

Il carico di BOD₅ da rimuovere giornalmente, relativo al fissato rendimento di abbattimento di progetto risulta:

$$0,95 \times Q_{BOD_5} = 0,95 \times 60,00 \text{ kg BOD}_5 / \text{d} = 57,0 \text{ kg BOD}_5 / \text{d}$$

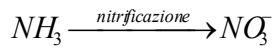
Si era precedentemente calcolato:

Carico composti azotati: $Q_{TKN} = (C_{TKN} \times N) / 1000 = 13,0 \text{ kg N (TKN) / d}$

- Rendimento di nitrificazione minimo necessario:

$$\eta_{\text{nit}} = \frac{\{TKN\} - [NH_3 - N]}{[TKN]} = 0,82$$

- kg di $\text{NH}_3 - \text{N}$ da nitrificare al giorno:

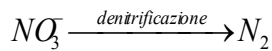


$$(\eta_{\text{nit}} \times Q_{\text{TKN}}) = 10,7 \text{ kg / d}$$

- Rendimento di denitrificazione minimo necessario:

$$\eta_{\text{den}} = \frac{\{ \text{TKN} \} - [\text{NH}_3 - \text{N}] - [\text{NO}_3 - \text{N}]}{\{ \text{TKN} \} - [\text{NH}_3 - \text{N}]} = 0,63$$

- kg di $\text{NH}_3 - \text{N}$ nitrificati da denitrificare al giorno:



$$Q_{\text{den}} \equiv \eta_{\text{den}} \times (\eta_{\text{nit}} \times Q_{\text{TKN}}) = 6,7 \text{ kg / d}$$

Pertanto:

- La quota di BOD_5 rimossa nella fase di denitrificazione, ammonta giornalmente a: $Q_{\text{den}}^{(\text{BOD}_5)} = Q_{\text{den}}$

- La quota di BOD_5 da rimuovere nella fase di nitrificazione ammonta a:

$$\begin{aligned} Q_{\text{nit}}^{(\text{BOD}_5)} &\equiv 0,95 \times Q_{\text{BOD}_5} - Q_{\text{den}}^{(\text{BOD}_5)} = \\ &= 57,0 \text{ kg BOD}_5 / \text{d} - 6,7 \text{ kg BOD}_5 / \text{d} = 50,3 \text{ kg BOD}_5 / \text{d} \end{aligned}$$

(avendo dedotto la quota di substrato carbonioso rimossa in fase di denitrificazione).

- Fattore di carico organico adottato come valore di progetto: $F_c = 0,10 \text{ kg BOD}_5 / \text{kg SST} \times \text{d}$

Facendo riferimento ai dati disponibili in Letteratura (relativi alla temperatura media in vasca di 20°C), il fabbisogno di ossigeno dovuto alla frazione carboniosa risulta:

Fattori di richiesta di ossigeno dovuto alla sola frazione carboniosa:

Valore max del fattore di richiesta di ossigeno (solo BOD₅): $F_{o\max} = 2,4 \text{ kg O}_2 / \text{kg BOD}_5 \text{ abbat.}$

Valore medio del fattore di richiesta di ossigeno (solo BOD₅): $F_{o\text{medio}} = 1,6 \text{ kg O}_2 / \text{kg BOD}_5 \text{ abbat.}$

Pertanto, il fabbisogno dovuto alla frazione carboniosa risulta:

• Valore di punta (solo carboniosi):

$$OC_{\text{punta}}^{(BOD_5)} = \frac{Q_{\text{nit}}^{(BOD_5)}}{24 \text{ h / d}} \times 2,4 \text{ kg O}_2 / \text{kg BOD}_5 \text{ abbat.} =$$

$$= \frac{50,3 \text{ kg BOD}_5 / \text{d} \times 2,4 \text{ kg O}_2 / \text{kg BOD}_5 \text{ abbat.}}{24 \text{ h / d}} = 5,03 \text{ kg O}_2 / \text{h}$$

• Valore medio (solo carboniosi):

$$OC_{\text{medio}}^{(BOD_5)} = \frac{Q_{\text{nit}}^{(BOD_5)}}{24 \text{ h / d}} \times 1,6 \text{ kg O}_2 / \text{kg BOD}_5 \text{ abbat.} =$$

$$= \frac{50,3 \text{ kg BOD}_5 / \text{d} \times 1,6 \text{ kg O}_2 / \text{kg BOD}_5 \text{ abbat.}}{24 \text{ h / d}} = 3,35 \text{ kg O}_2 / \text{h}$$

Fattori di richiesta di ossigeno dovuto alla sola frazione azotata:

Per la nitrificazione, assumendo pari a 4,6 parti di O₂ l'equivalente di una parte di NH₃-N nitrificata, e il coefficiente di punta = 2, risulta:

Composti azotati da trasformare in nitrati: $[TKN] - [NH_3 - N] = 53,5 \text{ mg / l (come N)}$

Consumo di ossigeno (nitrificazione): $4,6 \times \{[TKN] - [NH_3 - N]\} = 246,1 \text{ mg O}_2 / \text{l}$

In particolare, nella fase di nitrificazione, assumendo un coefficiente di punta: 2,0
si calcola:

• Valore di punta (solo azotati):

$$OC_{punta}^{(TKN)} = OC_{medio}^{(TKN)} \times 2,0 = 2,04 \text{ kg O}_2 / \text{h} \times 2,0 = 4,08 \text{ kg O}_2 / \text{h}$$

• Valore medio (solo azotati):

In nitrificazione, assumendo pari a 4,6 parti di O₂ l'equivalente di una parte di NH₃-N nitrificata, è:

$$OC_{medio}^{(TKN)} = \frac{(\eta_{nit} \times Q_{TKN})}{24 \text{ h / d}} \times 4,6 = \frac{4,6 \times 10,7 \text{ kg / d}}{24 \text{ h / d}} = 2,04 \text{ kg O}_2 / \text{h}$$

(dove: $\eta_{nit} \times Q_{TKN}$ è la quantità di composti azotati da nitrificare giornalmente).

Capacità di ossigenazione totale (carboniosi + azotati):

In definitiva, gli aeratori dovranno essere caratterizzati da una capacità di ossigenazione – garantendo il mantenimento di una concentrazione di ossigeno disciolto nella miscela aerata di 2 mg / l – pari a:

• valore di punta:

$$\begin{aligned} OC_{punta} &= OC_{punta}^{(BOD_5)} + OC_{punta}^{(TKN)} = \\ &= 5,03 \text{ kg O}_2 / \text{h} + 4,08 \text{ kg O}_2 / \text{h} = 9,11 \text{ kg O}_2 / \text{h} \end{aligned}$$

• valore medio:

$$\begin{aligned} OC_{medio} &= OC_{medio}^{(BOD_5)} + OC_{medio}^{(TKN)} = \\ &= 3,35 \text{ kg O}_2 / \text{h} + 2,04 \text{ kg O}_2 / \text{h} = 5,39 \text{ kg O}_2 / \text{h} \end{aligned}$$

1° alternativa: aerazione superficiale con turbine

Numero aeratori superficiali (bassa velocità) in vasca: 2

numero totale aeratori impegnati: $n_a = 2$ aeratori

Condizioni operative:

- temperatura in vasca: 20 °C
- concentrazione O₂ disciolto: $C_e = 2,0 \text{ mg / l}$

Capacità di ossigenazione di ciascuna turbina:

Valore punta (BOD + NOD): $OC_{p1} = \frac{9,11 \text{ kg O}_2 / \text{h}}{2 \text{ aeratori}} = 4,56 \text{ kg O}_2 / \text{h (per turbina)}$

Valore medio (BOD + NOD): $OC_{m1} = \frac{5,39 \text{ kg O}_2 / \text{h}}{2 \text{ aeratori}} = 2,7 \text{ kg O}_2 / \text{h (per turbina)}$

Si dimensionano gli aeratori tenendo conto del valore massimo di portata di ossigeno da fornire in vasca. Pertanto:

• Valore massimo di portata di ossigeno da fornire: $OC_{max} = 4,56 \text{ kg O}_2 / \text{h (per turbina)}$

Scelta della turbina:

Si sceglie un tipo di turbina in condizioni "standard" (acqua pulita, alla temperatura di 10°C e con concentrazione di 0 mg / l di ossigeno disciolto) che sia caratterizzata da una capacità specifica di ossigenazione in relazione ai consumi di energia di:

$$2,70 \text{ kg O}_2 / \text{kWh}$$

(tale capacità di ossigenazione può essere ammessa anche a 20°C).

In condizioni "standard" a 20°C e con 0 mg/l di ossigeno, e in acqua pulita, ogni macchina dovrà essere in grado di trasferire circa:

$$1,83 \times 4,56 = 8,34 \text{ kg O}_2 / \text{h (per turbina)}$$

dove:

$$1,83 \text{ è il rapporto: } \frac{OC_{20^\circ C}^*}{OC} = 1/K^*$$

La capacità specifica di ossigenazione di ogni macchina, nelle effettive condizioni di funzionamento, è pari a:

$$\frac{2,70}{1,83} = 1,48 \text{ kg O}_2 / \text{kWh}$$

Verifica capacità di miscelazione delle turbine

In qualsiasi condizione le turbine devono assicurare, comunque, una potenza minima trasmessa al fluido ("potenza specifica"), tale da mantenere in sospensione ed efficientemente miscelate le particelle di fango. Tale potenza specifica è stimata pari a:

20 W / mc di vasca utile

Rendimento del gruppo motore-riduttore:

$$\eta = 0,80$$

Potenza minima richiesta da ogni turbina: $P = \frac{V}{n_a \times \eta} \times 20 = 2.025 \text{ W (per turbina)}$

pari a: 2,03 kW (per turbina)

dove:

- V è il volume effettivo totale adottato in ossidazione (nitrificazione);
- n_a è il numero totale di turbine adottate in ossidazione: numero di turbine uguale per vasca.

Con la capacità specifica di ossigenazione nelle condizioni di esercizio, di:

$$1,48 \text{ kg O}_2 / \text{kWh}$$

e con la richiesta massima per ogni turbina di:

$$OC_{\max} = 4,56 \text{ kg O}_2 / \text{h (per turbina)}$$

la potenza effettiva massima assorbita da ciascuna turbina, è:

$$\frac{4,56 \text{ kg O}_2 / \text{h}}{1,48 \text{ kg O}_2 / \text{kWh}} = 3,09 \text{ kW (per turbina)}$$

La potenza globale P assorbita è:

2 x	3,09	kW =	6,2	kW
-----	------	------	-----	----

essendo il numero totale di turbine in aerazione pari a: 2

pari alla massima potenza assorbita per abitante equivalente di: 6,18 W / ab

Consumi energetici turbine in fanghi attivi

Ipotesi di stessa capacità specifica di ossigenazione nelle condizioni effettive di funzionamento

di: 1,48 kg O₂ / kWh

valga anche quando le macchine funzionano in condizioni tali da fornire la richiesta media di O₂

di: 2,7 kg O₂ / h (per turbina)

(composti BOD + NOD) per ogni singola turbina.

Il consumo annuale (totale) di energia elettrica risulta:

$$\frac{2,7 \text{ kg O}_2 / \text{h}}{1,48 \text{ kg O}_2 / \text{kWh}} \times 24 \times 365 \times n_a = E_{\text{tot medio l'anno}} = 32.062 \text{ kWh / anno}$$

pari al consumo annuo per abitante equivalente:

$$32,06 \text{ kWh / ab x anno}$$

Potenza installata su ciascuna turbina: $1,50 \times 3,09 = 4,64 \text{ kW (per turbina)}$

pari alla potenza complessiva installata:

$$n_a \times 4,64 = 9,27 \text{ kW}$$

II° alternativa: aerazione superficiale ad aria insufflata

Si prevede d'insufflare aria con diffusori a bolle grosse.

Con la profondità di immersione degli aeratori fissata pari a: 3,5 m

si ha che, in condizioni "standard", i diffusori sono in grado di trasferire il: 11,2 % dell'O₂ insufflato.

Sapendo che 1 mc di aria contiene 280 g di ossigeno, si calcola il quantitativo di ossigeno (che i diffusori sono in grado di trasferire in condizioni "standard") per 1 metro cubo di aria insufflata:

$$\frac{11,2 \times 280 \text{ g O}_2 / \text{mc}}{100} = 31,4 \text{ g O}_2 / \text{mc aria insufflata}$$

Supposte le stesse condizioni previste nell'aerazione meccanica superficiale, con la medesima concentrazione di ossigeno disciolto nella miscela aerata, si può calcolare un rendimento effettivo nell'utilizzazione dell'ossigeno insufflato pari a circa il: 6,12 %

che corrisponde a:

$$\frac{6,12 \times 280 \text{ g O}_2 / \text{mc}}{100} = 17,12 \text{ g O}_2 / \text{mc aria insufflata}$$

Consumo di ossigeno nella vasca

Valore punta (BOD + NOD): $OC_{p1} = \frac{9,11 \text{ kg O}_2 / \text{h}}{1 \text{ vasche}} = 9,11 \text{ kg O}_2 / \text{h (per vasca)}$

Valore medio (BOD + NOD): $OC_{m1} = \frac{5,39 \text{ kg O}_2 / \text{h}}{1 \text{ vasche}} = 5,39 \text{ kg O}_2 / \text{h (per vasca)}$

Cui corrispondono, rispettivamente, i consumi di aria insufflata (per vasca):

Valore punta (BOD + NOD): $\frac{9,11 \times 1.000}{17,12} = 532,05 \text{ mc aria / h (per vasca)}$

Valore medio (BOD + NOD): $\frac{5,39 \times 1.000}{17,12} = 314,79 \text{ mc aria / h (per vasca)}$

Verifica capacità di miscelazione dei diffusori

La portata specifica (massima) di aria ammonta a:
$$\frac{532,05}{162,0} = 3,28 \text{ mc / mc vasca x h}$$

dove:

il volume utile della vasca di aerazione è stato calcolato pari a: 162,0 mc

Consumi di energia aria insufflata fanghi attivi

Perdite di carico complessive lungo il circuito dell'aria compressa (attraverso i filtri in aspirazione, le tubazioni, i diffusori) pari a:

0,50 m di colonna d'acqua

Con la profondità di immersione dei diffusori di:

3,5 m di colonna d'acqua

la contropressione complessiva risulta di:

4,00 m di colonna d'acqua

Utilizzando compressori rotativi volumetrici, si ha un consumo lordo di energia per la compressione dell'aria di:

16,31 Wh / mc aria

Nella vasca le potenze rispettive sono:

Valore punta (BOD + NOD):
$$\frac{532,05 \times 16,3}{1.000} = 8,68 \text{ kW (per vasca)}$$

Valore medio (BOD + NOD):
$$\frac{314,79 \times 16,3}{1.000} = 5,13 \text{ kW (per vasca)}$$

Numero di vasche adottate per la nitrificazione: $n = 1$

Le rispettive potenze complessive assorbite dai compressori, risultano:

Valore punta (BOD + NOD):
$$P_{punta} = 1 \times 8,68 \text{ kW} = 8,68 \text{ kW (complessivi)}$$

Valore medio (BOD + NOD): $P_{medio} = 1 \times 5,13 \text{ kW} = 5,13 \text{ kW (complessivi)}$

Si adottano, nella vasca, numero compressori in funzione: 1

Numero complessivo compressori in funzione, per l'aerazione: 1

Compressori installati: 2

In particolare: 1 + 1 di riserva.

La potenza installata di ogni compressore risulta:

$$\frac{1,30 \times 8,68 \text{ kW / vasca}}{1 \text{ compressori / vasca}} = 11,28 \text{ kW (per compressore)}$$

Pari alla potenza installata complessiva: $1 \times 11,28 = 11,28 \text{ kW (complessivi)}$

Il consumo medio annuale (totale) di energia elettrica risulta:

$$E_{tot medio l'anno} = 5,13 \times 24 \times 365 = 44.939 \text{ kWh / anno}$$

pari al consumo annuale per abitante equivalente di:

$$\frac{44.939 \text{ kWh / anno}}{1.000 \text{ ab}} = 44,94 \text{ kWh / anno x ab.}$$

Ricircolo del fango

Concentrazione del fango nella miscela aerata: $C_a = 4,0 \text{ kg SST / mc}$

Concentrazione minima, prudenziale, per il fango di supero: $C_{rf} = 7,0 \text{ kg SST / mc}$

Risulta la nota relazione: $\frac{r}{1+r} = \frac{C_a}{C_{rf}} = \frac{4,0 \text{ kg SST / mc}}{7,0 \text{ kg SST / mc}} = 0,57$

Valore calcolato del fattore di ricircolo (massimo valore): $r = 1,33$

A scopo prudenziale, onde potere intervenire con efficacia in ogni caso di emergenza, si ritiene opportuno adottare un impianto di ricircolo tale da consentire una portata ricircolata pari al 50%; 100%; 200% della portata media giornaliera.

Si adotta un air lit, che può arrivare a 3*Qm (dimensionato nei calcoli idraulici), risparmiando sui costi di sollevamento, come nella soluzione classica e di seguito indicata

Invece un impianto di sollevamento con pompe centrifughe:

- portata nera: $Q_n = 8,33 \text{ mc / h}$
- portata ricircolata 50% $4,17 \text{ mc / h}$
- portata ricircolata 100% $8,33 \text{ mc / h}$
- portata ricircolata 200% $16,66 \text{ mc / h}$

Prevalenza supposta per le pompe: $H + h = 5,5 \text{ m}$

rendimento complessivo $\eta = 0,40$

La potenza assorbita può calcolarsi con la: $P = \frac{Q \times (H + h)}{\eta \times 366}$ ottenendo le seguenti potenze:

- per la portata al 50%: $P_{50\%} = 0,16 \text{ kW}$
- per la portata al 100%: $P_{100\%} = 0,31 \text{ kW}$
- per la portata al 200%: $P_{200\%} = 0,63 \text{ kW}$

La potenza complessiva :

$P_{inst} = P_{200\%} \times 1,30 = 0,81 \text{ kW}$

Ricircolo miscela aerata in testa alla vasca di denitrificazione

Rendimento richiesto nella fase di denitrificazione: $\eta_{den} = 0,63$

Da specifici abachi, che mettono in relazione il valore del rendimento depurativo con il corrispondente valore della portata (complessiva) da ricircolare in testa alla vasca di denitrificazione, risulta che occorre ridircolare una portata complessiva pari a circa:

2 volte la portata nera in arrivo.

• Portata nera: $Q_n = 8,33 \text{ mc / h circa}$

Pertanto, la portata complessiva da ricircolare risulta:

$$Q_{TOT} = 2 \times Q_n = 16,66 \text{ mc / h circa}$$

Rapporto di ricircolo fango di supero dal sedimentatore secondario:

$$r = 1,33$$

Relativo valore della portata di ricircolo dal sedimentatore secondario:

$$Q_{rf} = 11,08 \text{ mc / h}$$

Portata da spillare dalla vasca di nitrificazione:

$$\begin{aligned} Q_{r\ nit} &= Q_{TOT} - Q_{rf} = \\ &= 16,66 \text{ mc / h} - 11,08 \text{ mc / h} = 5,58 \text{ mc / h} \end{aligned}$$

Valutazione dei tempi effettivi di detenzione idraulica (sulla portata nera):

• Tempo (medio) in vasca di denitrificazione: $V_{den\ eff} = n_{den} \times 64,00 \text{ mc}$

$$t_{den} = \frac{V_{den\ eff}}{Q_{TOT} + Q_n} = \frac{64,0 \text{ mc}}{16,7 \text{ mc / h} + 8,33 \text{ mc / h}} \approx 2,6 \text{ h circa}$$

• Tempo (medio) in vasca di nitrificazione: $V_{nit\ eff} = n_{nit} \times 162,00 \text{ mc}$

$$t_{nit} = \frac{V_{nit\ eff}}{Q_{TOT} + Q_n} = \frac{162,0 \text{ mc}}{16,7 \text{ mc / h} + 8,33 \text{ mc / h}} \approx 6,5 \text{ h circa}$$

Sedimentazione secondaria

Dati idraulici di dimensionamento:

- Portata nera: $Q_n = 8,33 \text{ mc / h circa}$
- Portata massima ammessa in depurazione: $k \times Q_n = 25,0 \text{ mc / h circa}$
- Fattore di ricircolo (adottato per il dimensionamento): $r = 1,25$
- portata di ricircolo adottata per il dimensionamento: $r \times Q_n = 10,41 \text{ mc / h circa}$

Dimensionamento vasca

Tempo di detenzione minimo (sulla portata massima): 50 min

Numero di vasche in parallelo adottate: $n = 1 \text{ vasca}$

Massima velocità ascensionale: 0,85 m / h

Minima superficie in pianta della vasca:

$$St = \frac{k \times Q_n}{n \times v_a} = \frac{25,0 \text{ mc / h}}{1 \text{ vasche} \times 0,85 \text{ m / h}} = 29,40 \text{ mq}$$

Dimensioni adottate per la vasca:

Lunghezza vasca: $L = 5,5 \text{ m}$

Larghezza vasca: $B = 5,5 \text{ m}$

Superficie in pianta adottata per la vasca:

$S = 30,25 \text{ mq} > 29,4 \text{ mq}$
--

Altezza liquida in vasca: $H = 4,00 \text{ m}$

Volume effettivo della vasca:
(a tramoggia)

$V_{\text{eff}} = 96,8 \text{ mc}$

Verifica del carico superficiale di solidi sospesi (sulla portata massima):

Per un prudente dimensionamento, si è assunto il seguente valore del rapporto di ricircolo del fango di supero:

$$r = 1,25 \quad (125 \%)$$

Il valore di progetto della portata di ricircolo è:

$$Q_{rf} = 10,41 \text{ mc / h circa}$$

La portata totale massima al sedimentatore è:
(avendo escluso le eventuali acque di pioggia).

$$[(Q_n) + Q_{rf}] = 18,74 \text{ mc / h circa}$$

Il valore di concentrazione dei SST nella miscela aerata è:

$$C_a = 4,0 \text{ kg SST / mc}$$

Valore del carico superficiale dei SST in vasca:

$$\frac{(Q_n + Q_{rf}) \times C_a}{1 \text{ vasche} \times S} = P_{SST} = \frac{18,74 \times 4,0}{1 \text{ vasche} \times 30,25 \text{ mq}} = 2,48 \text{ kg SST / mq x h}$$

(il valore calcolato rientra nei limiti consigliati in Letteratura).

Valore che non superi:

7,5 kg SST / mq x h

Verifica tempi di detenzione idraulica:

In riferimento alla portata massima ammessa in depurazione $k \times Q_n = 25,0 \text{ mc / h circa}$

$$t_{\min} = \frac{V_{eff}}{k \times Q_n} = \frac{1 \text{ vasche} \times 96,8 \text{ mc}}{25,0 \text{ mc / h}} = 3,87 \text{ h}$$

(il tempo di detenzione minimo è accettabile).

In riferimento alla portata nera:

$$Q_n = 8,33 \text{ mc / h circa}$$

$$t_{medio} = \frac{V_{eff}}{Q_n} = \frac{1 \text{ vasche} \times 96,8 \text{ mc}}{8,33 \text{ mc / h}} = 11,62 \text{ h}$$

(il tempo di detenzione medio è accettabile).

(Da evitare $t_{medio} > 12 \text{ h}$ eccessivo tempo di detenzione: rischio di 'rising' e setticizzazione del fango.)

Verifica velocità ascensionale (valutata sulla portata media)

$$v_a = \frac{8,33 \text{ mc / h}}{1 \text{ vasche} \times 30,3 \text{ mq}} = 0,28 \text{ m / h}$$

(la velocità ascensionale è accettabile).

Verifica massima portata allo stramazzo

Canalette di raccolta dell'effluente:

stramazzo singolo

Numero di canalette di raccolta dell'effluente nella vasca:

1

Risulta uno sviluppo complessivo dello stramazzo nella vasca:

$L =$	B	\times	1	\times	$\underline{1}$	$=$	$5,5 \text{ m}$
-------	-----	----------	-----	----------	-----------------	-----	-----------------

La massima portata nella vasca:

$$\frac{k \times Q_n}{n} = \frac{25,0 \text{ mc / h}}{1 \text{ vasche}} = 24,99 \text{ mc / h}$$

Il rapporto tra questa portata e la lunghezza totale dello stramazzo è:

$$\frac{24,99 \text{ mc / h}}{5,5 \text{ m}} = 4,54 \text{ mc / m x d}$$

(la portata massima allo stramazzo rientra nei limiti).

Produzione di fango di supero (sezione a fanghi attivi)

Fattore di carico organico di progetto (fanghi attivi): $F_c = 0,10 \text{ kg BOD}_5 / \text{kg SST} \times \text{d}$

Indice di produzione del fango corrispondente: $I_{(aeraz)} = 0,68 \text{ kg SST} / \text{kg BOD}_5 \text{ abb.}$

Portata di BOD₅ in entrata sezione fanghi attivi:

$$Q_{BOD_5} = (C_0 \times N) / 1000 = 60,00 \text{ kg BOD}_5 / \text{d}$$

Rendimento depurativo in aerazione: $\eta = 0,92 \text{ circa}$

Quantità globale di BOD₅ rimosso (fanghi attivi): $\eta \cdot Q_{BOD_5} = 55,20 \text{ kg BOD}_5 / \text{d}$

Quantità di fanghi di supero uscenti giornalmente dalla sezione a fanghi attivi:

Considerando, in realtà, un congruo aumento per tenere conto che l'impianto è privo di sedimentazione primaria, e per tenere conto altresì delle condizioni di produzione di fango di supero con basse temperature invernali, si assume un coefficiente prudenziale maggiorativo pari a:

$\gamma = 1,6$

Pertanto, risulta:

$$\Delta X'_{(aeraz)} = \eta \cdot Q_{BOD_5} \cdot I_{(aeraz)} \times 1,6 = 60,06 \text{ kg SST} \times \text{d}$$

Ammettendo, all'uscita dalla sezione di depurazione, un fango di supero uscente con un tenore di acqua di circa il:

$$k\% = 99,2 \%$$

la percentuale di secco nel fango sarà pari allo:

$\alpha_{k\%} = 0,8 \% = 100 \% - 99,2 \%$
--

La produzione specifica (massima) giornaliera di fango di supero da fanghi attivi, risulta:

$$\frac{[\Delta X'_{(aeraz)}] \times (10^3 \text{ g SST} / \text{kg SST})}{N(ab.)} = \frac{60,06 \times 1.000}{1.000} = 60,06 \text{ g SST} / \text{ab} \times \text{d}$$

Ammettendo per il fango di supero un tenore in acqua del: 99,2 %

ne deriva il volume massimo di fango di supero prodotto giornalmente:

$$V_{k\%} = \frac{\Delta X'_{(aeraz)}}{\alpha_{k\%}} \times \frac{100}{1000} = \frac{60,06 \text{ kg SST} \times \epsilon \times 100}{0,8 \% \times 1.000} = 7,51 \text{ mc} / \text{d}$$

cui corrisponde una produzione giornaliera specifica:

$$\frac{V_{k\%}}{N(ab.)} = \frac{7,51 \text{ mc} / \text{d} \times 1.000 \text{ l} / \text{mc}}{1.000 \text{ ab}} = 7,51 \text{ litri} / \text{ab} \times \text{d}$$

Rendimenti depurativi prevedibili

Rendimenti di abbattimento del substrato carbonioso:

- rendimento di abbattimento aerazione-sedimentazione II°: $\eta_2 = 0,92$

Quantità di BOD5 convogliato all'impianto:

- Portata BOD5: $Q_{BOD_5} = (C_0 \times N) / 1000 = 60,00 \text{ kg BOD}_5 / \text{d}$
 pari a: $2,5 \text{ kg BOD}_5 / \text{h}$

- Concentrazione BOD5 (20°C): $(C_0 \times N) / \Phi \times (C_{idr} \times N) = 0,300 \text{ g BOD}_5 / \text{l}$
 pari a: $[BOD_5] = 300,0 \text{ mg BOD}_5 / \text{l}$

Il BOD5 uscente e scaricato sul corpo idrico superficiale presenta la concentrazione:

300,0	–	0,92	×	300,0	=	24,0 mg BOD5 / l	<=	40 mg/l
-------	---	------	---	-------	---	------------------	----	---------

21

Rendimento di abbattimento dei solidi sospesi totali:

Concentrazioni e portate di SST in arrivo all'impianto:

- Concentrazione solidi sospesi totali: $(C_{SST} \times N) / \Phi \times (C_{idr} \times N) = 0,450 \text{ g SST} / \text{l}$
 pari a: $[SST] = 450,0 \text{ mg SST} / \text{l}$
- Portata solidi sospesi totali: $Q_{SST} = (C_{SST} \times N) / 1000 = 90,00 \text{ kg SST} / \text{d}$

Per quanto riguarda i SST si possono ammettere i seguenti rendimenti:

- rendimento di abbattimento in aerazione e sedimentazione II°: $\eta_2 = 0,90$

I SST uscenti e scaricati sul corpo idrico superficiale presentano la concentrazione:

450,0	–	450,0	×	0,90	=	45,0 mg SST / l	<=	80 mg/l
-------	---	-------	---	------	---	-----------------	----	---------

Rimozione detersivi (come ABS), olii e grassi:

Con impianti a fanghi attivi si ottengono rendimenti nella rimozione di detersivi olii e grassi dell'ordine del 60 – 70%.

Carico specifico massimo:	0,6 g / ab x d
Carico totale:	600 g / d
concentrazione nella portata nera:	3,00 mg / l
ammesso un rendimento dello:	0,65
la concentrazione finale risulta circa:	1,1 mg / l

Rimozione batteri:

Nel caso di impianti a fanghi attivi a basso carico con clorazione dell'effluente, si possono ritenere raggiungibili – come semplice orientamento di massima – rendimenti del 95 – 99% dei batteri coliformi totali.

Rendimento abbattimento COD:

Concentrazione di COD in entrata all'impianto:	750 mg / l
Ammettendo lo stesso rendimento di abbattimento del BOD ₅ :	0,92

Il COD uscente e scaricato sul corpo idrico superficiale presenta la concentrazione:

750,0	–	0,92	×	750,0	=	60,0 mg COD / l	<=	160 mg/l
-------	---	------	---	-------	---	-----------------	----	----------

Clorazione con ipoclorito di sodio

Come valore minimo di dosaggio di cloro attivo, si prevede di utilizzare il dato fornito dalla "Water Pollution Control Federation" americana: per impianti a fanghi attivi si prevede:

$$3,0 \text{ mg / l (g / mc)}$$

Dati idraulici:

- Portata nera: $Q_n = 8,33 \text{ mc / h circa}$
- Portata massima ammessa in depurazione: $k \times Q_n = 24,99 \text{ mc / h circa}$

Dosaggio massimo di cloro attivo:

3,0 g / mc	×	24,99 mc / h	=	75,0 g / h di cloro attivo
------------	---	--------------	---	----------------------------

pari a: 0,1 kg / h di cloro attivo

Si prevede di utilizzare soluzioni di ipoclorito di sodio in commercio, con concentrazione del:

$$\nu = 12 \% \text{ in volume di Cl}_2.$$

Pertanto, la portata massima di soluzione da immettere si calcola:

$$q_{\nu\%} = \frac{(1 \text{ l / kg})}{\nu / 100} \times 0,1 \text{ kg Cl / h} = 0,83 \text{ litri sol al } \nu\% / \text{h}.$$

Amnesso di diluire la soluzione in modo da dosare il prodotto al: $\lambda = 3,0 \% \text{ in volume di Cl}_2$, risulta che ad 1 litro di HClO alla concentrazione più diluita n corrispondono:

$$q_{\lambda\%} = 4,0 \times q_{\nu\%} = 3,32 \text{ litri sol al } \lambda\% / \text{h}.$$

Si adottano numero pompe dosatrici: 1 (+ 1 di riserva)

Prudenzialmente, con capacità di erogazione massima fino a: 4 litri / h circa.

L'erogazione delle pompe dosatrici potrà eventualmente essere regolata a tempo, o in funzione della portata effluente, o in funzione del cloro residuo, per mantenere la concentrazione residua costantemente a 0,2 mg/l di cloro attivo, in uscita dal trattamento di disinfezione.

Dimensionamento serbatoio di stoccaggio

Si prevede di stoccare la soluzione acquosa di ipoclorito al 12 % in volume in adatto contenitore.

Numero di volte al mese in cui si vuole il rifornimento: 3 volte al mese.

Pertanto, il serbatoio deve essere abbastanza capiente da mantenere, senza rifornimento, una portata pari a $q_{1\%}$ per un numero di giorni consecutivi pari a:

$$\Psi = 10 \text{ giorni circa.}$$

Il volume utile risulta:

$$V_{stoc} = q_{1\%} \times (24 \text{ h / d}) \times (\Psi \text{ d/mese}) = 199 \text{ litri}$$

Si adotta, prudenzialmente, un incremento di almeno il 20% della capacità calcolata.

Si adotta un volume pari a: 300 litri

materiale adottato: vetroresina.

Dimensionamento vaschetta di miscelazione rapida

Tempo di contatto assunto (riferito alla portata massima) 30 secondi.

• Portata massima ammessa in depurazione: $k \times Q_n = 24,99 \text{ mc / h circa}$

Volume utile necessario:

$$V_m = (k \times Q_n) \times \left(\frac{1}{3600} \text{ h / s} \right) \times 30 \text{ s} = 0,21 \text{ mc}$$

Altezza liquida fissata in vasca: $H = 1,0 \text{ m}$

Superficie in pianta necessaria: $S = \frac{V_m}{H} = 0,21 \text{ mq}$

Dimensioni adottate per la vaschetta di miscelazione (forma quadrata):

Lato della vaschetta di miscelazione: 0,50 m

Superficie adottata per la vaschetta: $S_{eff} = 0,25 \text{ mq} > 0,21 \text{ mq}$

Dimensionamento dispositivo di miscelazione:

Si adotta un miscelatore con potenza specifica pari a: 140 W / mc di vasca.

Potenza effettiva (media) trasmessa al fluido:

$$0,21 \text{ mc} \times 140 \text{ W / mc} = 29,4 \text{ W}$$

pari a: 0,03 kW

Rendimento assunto per il gruppo miscelatore-motore: 0,85

Potenza assorbita ai morsetti del motore:

$$P_{ass} = \frac{0,03 \text{ kW}}{0,85} = 0,04 \text{ kW}$$

Potenza installata:

$$P_{inst} = P_{ass} \times 1,50 = 0,06 \text{ kW.}$$

Dimensionamento vasca di contatto cloro

Tempo di detenzione minimo assunto (sulla portata massima): 15 min

• Portata massima ammessa in depurazione: $k \times Q_n = 24,99 \text{ mc / h circa}$

Volume utile della vasca di contatto:

$$V_c = (k \times Q_n) \times \left(\frac{1}{60} \text{ h / min} \right) \times 15 \text{ min} = 6,25 \text{ mc}$$

Massima altezza liquida ammessa in vasca: $H_c = 1,70 \text{ m}$

Superficie in pianta (minima) complessiva della vasca:

$$S_c = \frac{V_c}{H_c} = 3,68 \text{ mq}$$

Si prevede una vasca con funzionamento a "pistone", costituita da numero canali affiancati:

$$n_c = \underline{3} \text{ canali affiancati.}$$

Pertanto la superficie in pianta è:

$$\underline{3} \times B \times L = S_c$$

si cerca un rapporto tra le dimensioni vicino al valore:

$$L / B = 18 \text{ circa}$$

Risolvendo, risultano le seguenti dimensioni (calcolate):

Lunghezza di ogni canale: $L = 4,7 \text{ m}$

Larghezza di ogni canale: $B = 0,3 \text{ m}$

Dimensioni effettive adottate:

Lunghezza di ogni canale: $L_{eff} = 5,0 \text{ m}$

Larghezza di ogni canale: $B_{eff} = 0,30 \text{ m}$

Rapporto effettivo risultante:

$$L_{eff} / B_{eff} = 16,67$$

La sezione in pianta effettiva risulta:

Sceff =	4,5 mq > 3,68 mq
---------	------------------

Verifica velocità di flusso:

La sezione trasversale liquida (canale effettivo), si calcola:

$$Hc \times B_{eff} = A_t = 0,51 \text{ mq}$$

La velocità del flusso, in tempo di pioggia, risulta:

$$v_{pioggia} = \frac{k \times Q_n}{A_t} = \frac{24,99 \text{ mc / h}}{0,5 \text{ mq}} = 49 \text{ m / h} = 1,36 \text{ cm / s}$$

Si tratta di una velocità molto bassa, per cui è da prevedersi, sul fondo della vasca, il deposito di ulteriori particelle di fango e sedimento in genere.

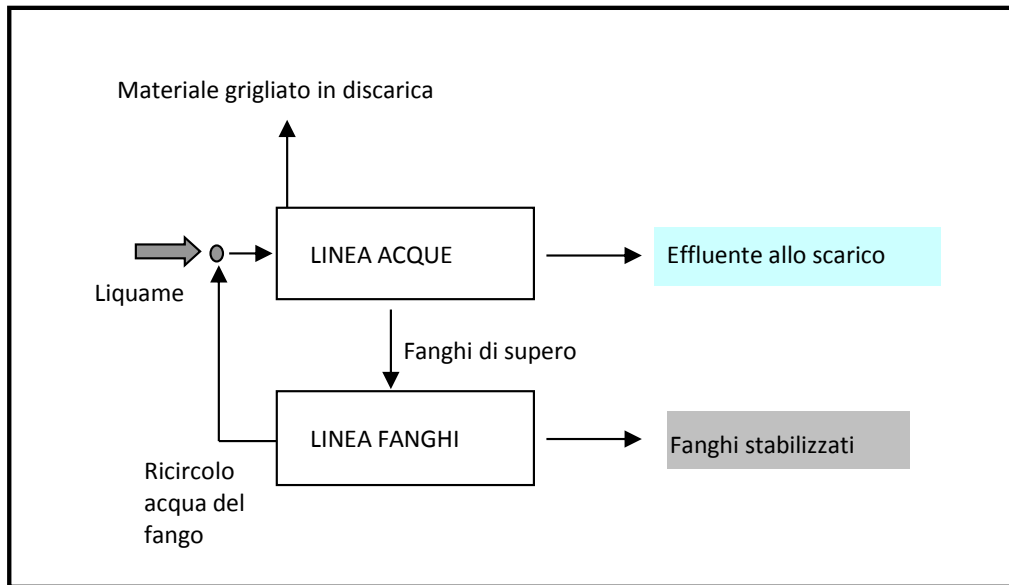


Figura 1: Schema generale flussi impianto di depurazione.

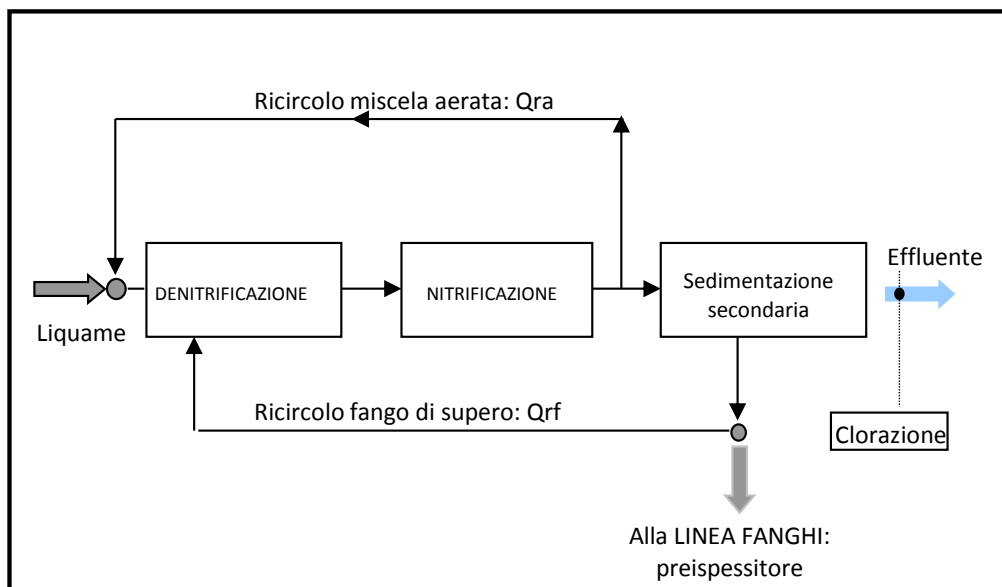


Figura 2: Schema linea acque: fanghi attivi (predenitrificazione–nitrificazione, su schema semplificato).

Dimensionamento vasca di preispessimento di tipo statico

Si ritiene sia maggiormente prevalente la funzione di accumulo; in quanto i fanghi risultano già abbastanza ispessiti, visto il prelievo discontinuo e abbastanza saltuario dalla sezione di ossidazione.

Si dimensiona una vasca a funzionamento: discontinuo

Tempo di detenzione, basato sul volume di fango in arrivo: 2 giorni

Il volume del fango di supero in arrivo è: 7,51 mc / d

La portata di fango di supero in arrivo è: 60,06 kg SST / d

Volume minimo utile della vasca di preispessimento (per l'accumulo):

2 giorni	x	7,51 mc / d	=	15,02 mc
----------	---	-------------	---	----------

Contenuto % dei solidi prima dell'ispessimento posto pari a: 1,3 %

Si adotta per sicurezza un volume utile pari a: 16,0 mc

Profondità liquida della vasca posta pari a: 4,00 m

Dimensionamento della vasca:

Valore assunto per il massimo carico di solidi sospesi totali: 35 kg SST / mq x d

Superficie minima in pianta che deve avere la vasca:

$$60,06 \text{ kg SST} : 35 \text{ kg SST / mq x d} = 1,72 \text{ mq}$$

Diametro assunto per la vasca: 2,50 m

Superficie in pianta effettiva assunta per la vasca: 4,91 mq > 1,72 mq

Volume effettivo adottato per la vasca:

$$4,00 \times 4,91 = 19,64 \text{ mc} > 15,02 \text{ mc}$$

Per cui si può assumere una valore minimo di dimensionamento di 2,5 m x 2,5 m x 4,00 m.

Calcolo quantità di acqua sfiorata dal preispessitore:

Il volume di fango in arrivo al preispessitore è stato calcolato: 7,51 mc / d

supposta una concentrazione del fango dopo l'ispessimento di: $C_d = 2,5 \%$

risulta il volume di fango ispessito, prodotto giornalmente (considerando circa 1litro per ogni kg):

$$\frac{60,06 \text{ kg SST / d}}{2,5 \%} \times 100 = 2.402,40 \text{ litri / d}$$

pari a: 2,4 mc / d

Il quantitativo di volume specifico prodotto risulta:

$$\frac{2.402,40 \text{ litri / d}}{1.000 \text{ ab.}} = 2,4 \text{ litri / ab x d}$$

La quantità di acqua sfiorata giornalmente dal preispessitore è pari a:

16 mc / d	–	2,4 mc / d	=	13,6 mc / d
-----------	---	------------	---	-------------

che deve essere reinviata in testa al trattamento depurativo.

Calcoli idraulici

Calcoli idraulici

Di seguito vengono descritti i procedimenti seguiti e le formule utilizzate per il calcolo idraulico delle varie tubazioni di acque reflue, delle condotte di aria e dei manufatti vari

Condotte e manufatti per acque reflue

Calcolo delle canalizzazioni per correnti a pelo libero

Per il dimensionamento delle tubazioni, è stata impiegata la formula di Bazin:

$$V = \chi \sqrt{R \cdot i}$$

$$\chi = \frac{87 \sqrt{R}}{\gamma + \sqrt{R}}$$

V la velocità media in m / s in una data sezione;

A l'area della sezione in mq;

C il contorno o perimetro bagnato (m);

R = A/C il raggio idraulico della sezione;

i la pendenza della tubazione (m / m);

γ coefficiente di scabrezza del condotto che si può fissare pari a: 0.23 (tubazione plastica pesante)

Q la portata in mc / s

La condizione di continuità del moto uniforme è:

$$Q = V \cdot A = \text{cost}$$

Calcolo delle tubazioni in pressione:

I calcoli delle varie tubazioni in pressione sono stati effettuati per la portata massima prevedibile. Si è fatto attenzione che le velocità in condotta non superino mai i 2 - 3 m / s, per evitare pericolo di erosione e danneggiamento nei condotti, al loro rivestimento (piastrellature, intonaci, ecc...).

Si è fatto uso della formula di Colebrook–White per il calcolo delle perdite di carico distribuite nel caso di moto uniforme nelle condotte in pressione:

$$J = \frac{0,25}{D} \times \left[\log \frac{3,71}{\varepsilon/D} \right]^{-2} \times \frac{V^2}{2g}$$

J cadente piezometrica (m / m);

D diametro della tubazione (m);

ε coefficiente di scabrezza (m);

V velocità del fluido (m / s);

Il coefficiente di scabrezza può assumere i seguenti valori:

$$0,0001 \leq \varepsilon \leq 0,08$$

Calcolo perdite di carico concentrate (tubazioni in pressione)

Per il calcolo delle perdite di carico concentrate, nel caso di moto uniforme nelle condotte in pressione, si è fatto uso della formula:

$$\Delta H = k \times \frac{V^2}{2g}$$

H perdita di carico concentrata (m);

k coefficiente di perdita concentrata;

V velocità del fluido (m / s);

Il coefficiente di perdita concentrata k assume i seguenti valori:

0,25	angolo arrotondato;
0,50	angolo vivo;
0,20	sbocco a campana;
1,00	sbocco con brusco allargamento;
0,20	curva a largo raggio;
0,40	curva a 90°;
0,50	derivazione a "T".

Formula di Bazin per perdite di carico in bocche a battente rigurgitate

La formula utilizzata è la seguente:

$$Q = \mu \times A \times \sqrt{2g \times \Delta H}$$

dove:

Q la portata in mc / s;

μ coefficiente di efflusso;

A l'area della sezione in mq;

ΔH differenza dei livelli nelle bocche a battente (m);

Il coefficiente di efflusso assume il seguente valore:

- per bocche a battente rigurgitate, $\mu = 0,6$

Formula di Bazin per le perdite di carico su stramazzi rettangolari:

Si utilizza la formula:

$$\Delta H = \left[\frac{Q}{\mu \times L \times \sqrt{2g}} \right]^{2/3}$$

dove:

ΔH carico sullo stramazzo;

Q la portata in mc / s;

μ coefficiente di efflusso;

L lunghezza dello stramazzo;

Il coefficiente di efflusso assume i seguenti valori:

- stramazzi in parete sottile: $k = 0,4$

Formula per il calcolo delle perdite di carico attraverso stramazzi triangolari (tipo Thomson):

Si utilizza la seguente formula:

$$\Delta H = \left[\frac{Q}{0,0000448} \right]^{2/5}$$

dove:

ΔH altezza liquida dell'acqua sull'apertura a "V" di stramazzo (mm);

Q portata della corrente fluida effluente dalla singola "V" (litri / secondo).

Dimensionamento tubazione di aria

Dimensionamento delle tubazioni Il corretto dimensionamento della rete di distribuzione dell'aria compressa esercita un'influenza diretta sulle prestazioni dei compressori, delle utenze e quindi sui costi della produzione dell'aria compressa. Gli elementi necessari per il dimensionamento della rete di distribuzione dell'aria compressa sono:

- portata volumetrica
- pressione di esercizio
- la lunghezza delle tubazioni
- la caduta di pressione

$$\Delta p = 1,6 \cdot 10^8 \cdot Q^{1,85} \cdot L / (d^5 \cdot p_1)$$

Δp =perdite di pressione nelle tubazioni (bar)

Q= portata d'aria in (m³/s)

L= lunghezza della tubazione in esame (m)

d= diametro interno della tubazione (mm)

p₁= pressione d'esercizio dell'aria compressa (bar)

Il dimensionamento è stato effettuato mediante la formula appena esposta. La procedura universale consiste nel limitare ed imporre una perdita di pressione nelle tubazioni pari a 2,46 kPa ogni 100 metri di tubazione ovvero 0,0284 bar/100 metri e tramite formula inversa, imponendo le portate di progetto, le lunghezze dei tubi e la pressione d'esercizio dell'aria compressa, si sono ricavati i diametri delle varie tubazioni in esame:

$$d = [(1,6 \cdot 10^8 \cdot Q^{1,85} \cdot L) / (\Delta p \cdot p_1)] ^ { (1/5)}$$

Descrizione	Q (mc/h)	Q (m ³ /s)	L (m)	Dp (bar)	p ₁ (bar)	d (mm)	Note
Dal compressore	750	0,163	20	0,00492	0,5	135,32	portata totale
Dissabbiatura/Disoleatura	9	0,003	5	0,00123	0,5	30,86	1,5 m ³ /h per m ³ di vasca
Vasca di nitrificazione	576	0,160	5	0,00123	0,5	134,39	72 diffusori x 8 m ³ /h a diffusore
Sedimentazione secondaria air lift ricircolo fanghi	42,5	0,012	5	0,00123	0,5	51,54	air lift: 2,5 l di aria x (2*Qm = 16,7 m ³ /h)
Sedimentazione secondaria air lift per ispessimento	42,5	0,012	5	0,00123	0,5	51,54	air lift: 2,5 l di aria x (2*Qm = 16,7 m ³ /h)
Ispessimento	80	0,022	5	0,00123	0,5	64,50	10 diffusori x 8 m ³ /h a diffusore

Quindi i diametri commerciali:

Manufatto	Diametro
	(mm)
Dal compressore	150
Dissabbiatura/Disoleatura	50
Vasca di nitrificazione	150
Sedimentazione secondaria air lift ricircolo fanghi	75
Sedimentazione secondaria air lift per ispessimento	75
Ispessimento	75

Dati per il compressore di aria:

Qaria tot =	750 m ³ /h
aumento	
20%	150 m ³ /h
sommano	900 m³/h
pari a	15 m ³ /min

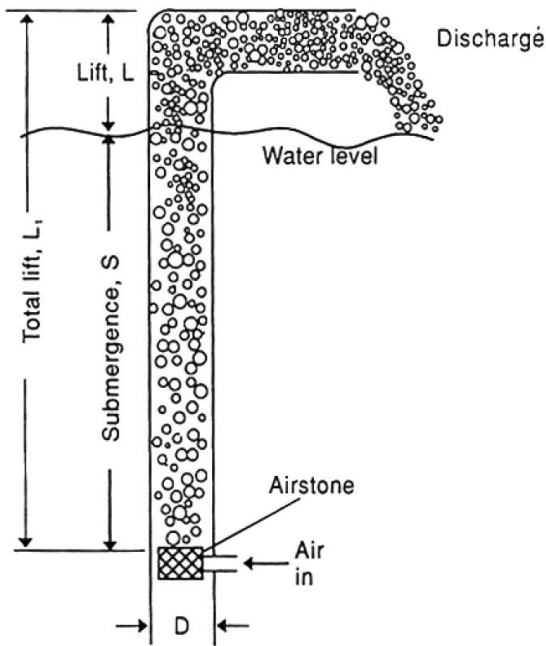
Air lift

Quando una tubazione si trova immersa perpendicolarmente in un serbatoio contenente acqua, il livello dell'acqua nella tubazione e nella massa sono in equilibrio e non avviene alcun movimento dell'acqua.

Quando, però, nella tubazione si inietta aria in prossimità del fondo tale equilibrio si rompe.

Il miscuglio aria/acqua, essendo più leggero della sola acqua, si innalza all'interno del tubo, mentre l'acqua, che risulta più pesante, entra dal fondo del tubo. Se si continua ad iniettare aria l'equilibrio non viene mai raggiunto e il miscuglio aria/acqua continuerà ad uscire dall'estremità superiore della tubazione.

Se si aumenta il flusso d'aria aumenta la quantità d'acqua spostata fino ad raggiungere un valore massimo, oltre il quale, pur aumentando il flusso d'aria, non aumenta la quantità d'acqua spostata.



L'equazione che descrive l'equilibrio che si viene a creare nella colonna è la seguente:

$$(S + L) \times \gamma_m = S \times \gamma_0$$

S = Profondità o immersione del miscuglio aria acqua nel tubo.

L = Sollevamento o altezza del miscuglio aria acqua rispetto alla superficie dell'acqua.

γ_m = Peso specifico del miscuglio aria acqua.

γ_0 = Peso specifico del liquido esterno alla tubazione.

Poiché l'aria è meno densa dell'acqua il peso specifico del miscuglio sarà minore a quello del liquido e $S+L$ deve essere maggiore di S affinché l'equazione sia in pari.

Se nel tubo viene insufflata una sufficiente quantità d'aria il peso specifico del miscuglio sarà sbilanciato così $(S+L)-S$ sarà maggiore di L che è il sollevamento realizzato dalla pompa e il miscuglio verrà scaricato all'estremità del tubo.

Uno dei principali fattori che regolano l'efficienza di una air-lift è l'immersione della tubazione di sollevamento, al crescere dell'immersione, infatti, aumenta l'efficienza del sistema. In secondo luogo le prestazioni dell'air-lift diminuiscono quando aumenta la distanza alla quale l'acqua deve essere sollevata. L'attrito del fluido con il tubo determina la perdita di efficienza (cioè è più facile superare piccoli dislivelli). Anche il diametro del tubo di sollevamento e la quantità d'aria insufflata agiscono sull'efficienza. La turbolenza è un fattore importante nell'influenzare l'efficienza dell'airlift. È importante cioè il meccanismo mediante il quale l'aria viene insufflata. In particolare è necessario che le bolle d'aria abbiano il medesimo diametro in quanto le bolle più grandi risalgono più velocemente. Pertanto è opportuno che l'aria sia distribuita tramite un diffusore che produca bolle piccole ed uniformi.

Un'equazione sviluppata da Castro e al. nel 1975 permette di calcolare la portata in relazione alla lunghezza della tubazione e del grado di immersione.

$$Q = \left(0,758 \sqrt{x^3} \cdot \sqrt[3]{L} + 0,01196 \right) \cdot d^{2,2}$$

dove:

Q = portata (litri/min)

x = % immersione

L = lunghezza totale (cm)

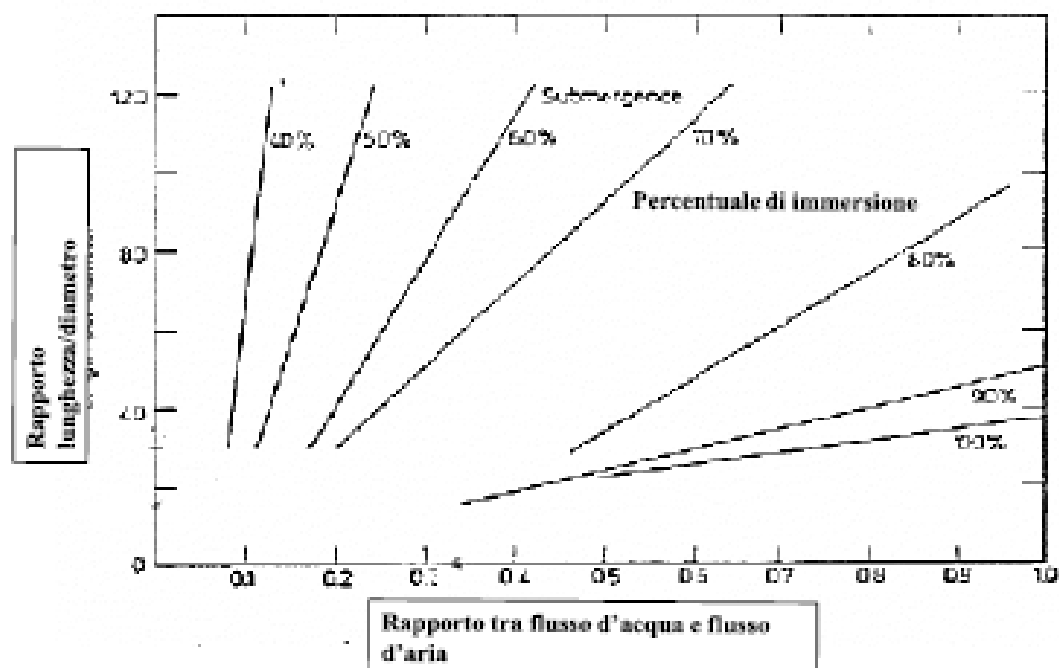
d = diametro tubo (cm)

Da questa relazione risulta che la minima immersione della tubazione è pari all'80% rispetto alla lunghezza totale.

Un fattore di sicurezza del 25% è da adottare una volta che si usi l'equazione per il dimensionamento di un airlift. Cioè diametri delle tubazioni, lunghezza e grado di immersione devono essere scelti in modo da fornire il 25% in più della quantità d'acqua ritenuta necessaria.

La portata d'acqua aumenta con la quantità d'aria insufflata; esiste tuttavia un punto di massima efficienza della pompa (massimo trasporto d'acqua /unità d'aria insufflata).

Il flusso d'aria necessario per mantenere una determinata portata d'acqua può essere calcolato con un diagramma specifico.



Nel nostro caso si può ottenere con una percentuale di immersione del 80% o del 90% con una tubazione di diametro dell'air lift di 90 cm ed una lunghezza di 250 cm per una portata di arrivo che deve essere al massimo $k \cdot Q_m$:

L =	250	cm
d =	9	cm
x =	0,8	
L/d =	27,8	
Qacqua =	430,99	(l/min)
	25,86	m ³ /h
Qacqua/Qaria =	0,45	
Qaria =	57,47	m ³ /h

L =	250	cm
d =	9	cm
x =	0,9	
L/d =	27,8	
Qacqua =	513,99	(l/min)
	30,84	m ³ /h
Qacqua/Qaria =	0,6	
Qaria =	51,4	m ³ /h