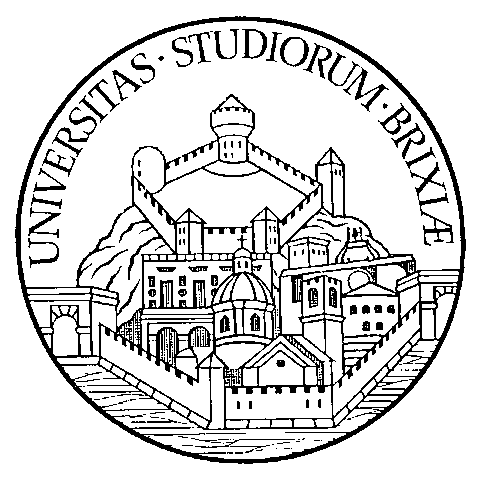
UNIVERSITà DEGLI STUDI DI BRESCIA

Dipartimento di Ingegneria Civile, Architettura, Territorio,

Ambiente e di Matematica

Corso di Laurea in Ingegneria per l’Ambiente e il Territorio



Corso di

Tecniche costruttive degli impianti di trattamento acque e rifiuti e terreni contaminati

Relazioni tecniche

Docente:

Mentore Vaccari

Studenti:

Rita Bondio 80913

Marianna Corsini 78458

Stefano Merlini 73719

Anno Accademico: 2015/2016

Indice

[**PREMESSA**………………………………………………………………………….…...…….4](#_Toc461617964)

[**DATI DI PROGETTO**……………………………………………………………………...…5](#_Toc461617965)

[**DIMENSIONAMENTO**………………………………………………………………….…....9](#_Toc461617966)

[**LINEA ACQUE**……………………………………………………………………….…..…9](#_Toc461617967)

[PRE-TRATTAMENTI MECCANICI………………………………………………….…….9](#_Toc461617968)

[*GRIGLIATURA GROSSOLANA*…………………………………………………….…..…9](#_Toc461617969)

[*POZZETTO DI SOLLEVAMENTO*………………………………………………....……11](#_Toc461617970)

[*VASCA DI PRIMA PIOGGIA*…………………………………………………………….11](#_Toc461617971)

[*GRIGLIATURA FINE*…………………………………………………………………….12](#_Toc461617972)

[*DISSABBIATORE/DISOLEATORE*………………………………………………………13](#_Toc461617973)

[TRATTAMENTI BIOLOGICI………………………………………………………………15](#_Toc461617974)

[*DENITRIFICAZIONE*…………………………………………………………………….15](#_Toc461617975)

[*NITRIFICAZIONE/OSSIDAZIONE*………………………………………………………19](#_Toc461617976)

[*SEDIMENTATORI FINALI*…………………………………………………………….…23](#_Toc461617977)

[TRATTAMENTI TERZIARI………………………………………………………………..25](#_Toc461617978)

[*DEFOSFATAZIONE CHIMICA*………………………………………………………….25](#_Toc461617979)

[*FILTRAZIONE*……………………………………………………………………………25](#_Toc461617980)

[*DISINFEZIONE*…………………………………………………………………………..26](#_Toc461617981)

[**LINEA FANGHI**……………………………………………………………………………28](#_Toc461617982)

[*PRODUZIONE DI FANGO*……………………………………………………………….28](#_Toc461617983)

[*ISPESSIMENTO*…………………………………………………………………………..30](#_Toc461617984)

[*DIGESTIONE AEROBICA*………………………………………………………………..32](#_Toc461617985)

[*DISIDRATAZIONE MECCANICA*………………………………………………………..33](#_Toc461617986)

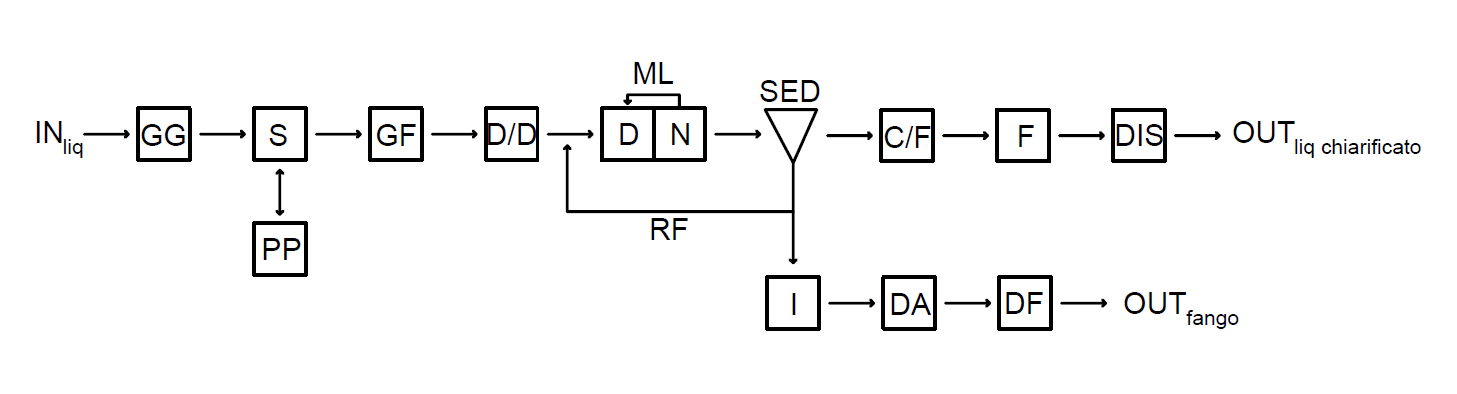
[**ELEMENTI ACCESSORI**…………………………………………………………………...36](#_Toc461617987)

# **PREMESSA**

Lo scopo della presente relazione descrittiva è quello di illustrare i criteri generali per la progettazione dell’impianto di depurazione di acque reflue civili e industriali di Manerbio. Essa si propone anche di spiegare le motivazioni alla base delle soluzioni adottate.

Il progetto è formato da una planimetria generale dell’impianto, nella quale sono indicati gli ingombri dei comparti, le tubazioni interrate e non, le aree transitabili e la rete drenaggi, e da pianta e sezioni del comparto specifico di dissabbiatura e disoleatura aerata.

La *Figura 1* rappresenta uno schema a blocchi semplificato dell’impianto, al fine di dare un’idea del susseguirsi dei diversi trattamenti.



*Figura 1: Schema dell’impianto di depurazione*

Relativamente alla *Figura 1*:

LINEA ACQUE:

INliq: ingresso liquame

GG: grigliatura grossolana

S: sollevamento liquame

PP: vasca di prima pioggia

GF: grigliatura fine

D/D: dissabbiatura/disoleatura aerata

D: denitrificazione

N: nitrificazione/ossidazione

ML: ricircolo mixed liquor

SED: sedimentazione finale

RF: ricircolo fango

C/F: coagulazione/flocculazione

F: filtrazione

DIS: disinfezione

OUTliq chiarificato: uscita liquame chia-

rificato

LINEA FANGHI:

I: ispessimento

DA: digestore aerobico

DF: disidratazione con filtropresse

OUTfango: uscita fango

# **DATI DI PROGETTO**

I dati utilizzati come base per la progettazione dell’impianto di depurazione di Manerbio sono riportati in *Tabella 1.*

|  |  |
| --- | --- |
| *Dati* | |
| Popolazione [AE] | 75000 |
| DI [L/ab/d] | 320 |
| COD [g/ab/d] | 120 |
| BOD [g/ab/d] | 70 |
| N [g/ab/d] | 10 |
| P [g/ab/d] | 1,80 |
| *Carico industriale* | |
| Q24 costante [m3/h] | 40 |
| SSS [mg/L] | 410 |
| COD [mg/L] | 900 |
| BOD [mg/L] | 500 |
| TKN [mg/L] | 40 |
| P [mg/L] | 10 |
| Qmax | 3\*Q24 |
| Area sensibile | sì |
| Area impianto | Magenta (est) – vedi *Figura 2* |
| Quota arrivo fognatura [m s.l.m.] | 58,90 |
| Quota fiume max [m s.l.m.] | 58,50 |
| RICETTORE | Cavo Caione |
| Area scolante [ha/ab] | 0,002 |
| Altezza prima pioggia [mm] | 5 |

*Tabella 1: Dati di riferimento per la progettazione*



*Figura 2: Posizione dell’area su cui sorgerà l’impianto di depurazione all’interno del territorio comunale di Manerbio*

L’impianto è stato dimensionato in modo tale da rispettare i limiti allo scarico in acque superficiali di tabella 1,2 e 3 del D. Lgs. 152/2006, Allegato 5 alla Parte Terza.

In particolare:

|  |  |
| --- | --- |
| COD [mg/L] | 125 |
| BOD [mg/L] | 25 |
| SST [mg/L] | 35 |
| Ntot [mg/L] | 10 |
| Ptot [mg/L] | 2 |

*Tabella 2: Limiti allo scarico in acque superficiali*

Si osservi che i limiti relativi all’azoto e al fosforo totali sono quelli previsti per le aree sensibili.

I dati delle concentrazioni e delle portate in ingresso sono stati opportunamente elaborati in maniera da ottenere carichi e concentrazioni del mix di acque reflue civili e industriali.

Relativamente al refluo civile sono state calcolate, mediante le formule sotto elencate, le seguenti portate: portata giornaliera Qd, portata media oraria Q24, portata di calcolo Qc, portata massima ammissibile all’impianto Qmax (in tempo di pioggia), portata minima Qmin.

dove:

P: popolazione

DI: dotazione idrica

: coefficiente di afflusso in fognatura (pari a 0,8)

Per quanto riguarda il refluo industriale, i passaggi sono semplificati poiché viene fornito come dato iniziale la portata oraria (dalla quale facilmente si ricava quella giornaliera). Inoltre, ipotizzando che la portata oraria fornita sia quella massima scaricabile dagli impianti industriali, essa coincide con la portata di calcolo e con la portata massima in tempo di pioggia (si prevede infatti che il refluo industriale sia convogliato all’impianto mediante una rete dedicata, diversa da quella fognaria, e quindi non risente della diluizione dovuta a eventi meteorici).

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| *Portate* | Refluo civile | Refluo industriale | Refluo mix | Qmix [m3/s] |
| Qd [m3/d] | 19200,00 | 960,00 | 20160,00 | - |
| Q24 [m3/h] | 800,00 | 40,00 | 840,00 | 0,23 |
| Qc [m3/h] | 1116,44 | 40,00 | 1156,44 | 0,32 |
| Qmax [m3/h] | 2400,00 | 40,00 | 2440,00 | 0,68 |
| 5Q24 [m3/h] | 4000,00 | 40,00 | 4040,00 | 1,12 |
| Qmin [m3/h] | 414,48 | 40,00 | 454,48 | 0,13 |
| *Carichi* | | | |
| BOD [kg/d] | 5250,00 | 480,00 | 5730,00 |
| COD [kg/d] | 9000,00 | 864,00 | 9864,00 |
| N [kg/d] | 750,00 | 0,00 | 750,00 |
| P [kg/d] | 135,00 | 9,60 | 144,60 |
| TKN [kg/d] | 0,00 | 38,40 | 38,40 |
| *Concentrazioni* | | | |
| BOD [mg/L] | 273,44 | 500,00 | 284,23 |
| COD [mg/L] | 468,75 | 900,00 | 489,29 |
| N [mg/L] | 39,06 | 0,00 | 37,20 |
| P [mg/L] | 7,03 | 10,00 | 7,17 |
| TKN [mg/L] | 0,00 | 40,00 | 1,90 |

*Tabella 3: Valori di portate, concentrazioni e carichi*

La *Tabella 3* riporta separatamente i valori relativi all’azoto (N) e al TKN semplicemente per assecondare i dati forniti in ingresso. Si precisa che, nella fase di dimensionamento, i due valori sono stati sommati e il risultato utilizzato come TKN. L’azoto proveniente dai reflui civili, infatti, ha un contenuto di azoto nitrico e nitroso trascurabile e pertanto, essendo il TKN definito come la somma di azoto ammoniacale e organico, si è ritenuto possibile vedere i due contributi come assimilabili.

# **DIMENSIONAMENTO**

Per il dimensionamento dell’impianto e per la valutazione delle scelte progettuali si è fatto riferimento al testo *Trattamenti delle acque reflue, Luca Bonomo, McGrow-Hill*. Verranno indicati i casi in cui si è seguita una diversa fonte.

La suddivisione dei diversi comparti di trattamento in più linee è sempre dovuta alla necessità di poter rispondere a imprevisti e a interventi di manutenzione senza compromettere totalmente l’efficacia della depurazione. Queste linee parallele non sono mantenute separate lungo il succedersi delle fasi di trattamento, ma le acque vengono miscelate in pozzetti o partitori per evitare che, qualora si manifestassero malfunzionamenti in una delle linee, gli eventuali problemi vengano ripartiti su tutto l’impianto e quindi limitati.

## **LINEA ACQUE**

L’alimentazione dell’impianto avviene per mezzo di un collettore fognario DN1000[[1]](#footnote-1), il cui ingresso è situato a quota 58,90 m s.l.m..

## PRE-TRATTAMENTI MECCANICI

### *GRIGLIATURA GROSSOLANA*

La grigliatura grossolana è effettuata con una griglia piana a pulizia meccanica che presenta una spaziatura di 50 mm tra le barre. Queste ultime sono a sezione circolare e hanno un diametro di 10 mm.

Il dimensionamento del canale è stato condotto imponendo la velocità di attraversamento con riferimento alla portata di calcolo. Successivamente è stata verificata la velocità massima in condizioni di portata massima, in modo tale da non superare 1,00-1,20 m/s per non trascinare materiale oltre la griglia. In questo caso, la portata massima è pari a 5Q24 in modo da garantire un trattamento di grigliatura grossolana anche in tempo di pioggia. Nel canale di alimentazione è stata condotta la verifica sulla velocità minima, che deve essere superiore a 0,50 m/s in condizioni di portata minima oppure 0,70 m/s per la portata di calcolo per evitare l’accumulo di solidi sul fondo del canale.

Non sempre è possibile verificare contemporaneamente la velocità massima e quella minima; in tal caso è preferibile rispettare la condizione sulla velocità massima e intervenire con una rimozione più frequente dei solidi depositati nel canale (sarebbe infatti più difficoltoso rimediare al trascinamento di materiale a valle della griglia). Prima di procedere con i calcoli si è scelto di predisporre due canali paralleli a sezione rettangolare, interposti da un canale di by-pass dotato di una griglia manuale. Ciascun canale è dotato di paratoie in modo tale da poter essere isolato idraulicamente.

Le formule utilizzate sono le seguenti:

dove:

Smin: superficie al netto degli ingombri

nlinee: numero di linee parallele

vc: velocità di attraversamento

L: larghezza del canale

s: spaziatura tre le barre della griglia

b: diametro barre della griglia

cint: coefficiente di intasamento

h: altezza liquame nel canale

vmax: velocità massima in condizioni di portata massima

vmin: velocità minima in condizioni di portata minima (oppure portata di calcolo)

I valori utilizzati e i risultati ottenuti sono riportati in *Tabella 4.*

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| vc [m/s] | 0,34 | Smin [m2] | 0,47 |
| b [m] | 0,01 | L [m] | 0,85 |
| s [m] | 0,05 | Scanale [m2] | 0,6 |
| cint [-] | 0,95 | vmax [m/s] (<1,20 m/s) | 1,19 |
| h [m] | 0,70 | vmin [m/s] (> 0,5 m/s) | 0,11 |

*Tabella 4: Dimensionamento grigliatura grossolana*

La larghezza sopra determinata è quella dei due canali di grigliatura, ma anche il canale di by-pass presenta la medesima dimensione.

Le perdite di carico a griglia pulita sono determinate dalla formula di Kirschmer:

dove:

k: coefficiente che dipende dalla forma delle sbarre (1,79 per sezioni circolari)

α: inclinazione della griglia sull’orizzontale (40° nel caso in esame)

g: accelerazione di gravità

Il ΔH così ottenuto è pari a 0,06 m.

Il materiale che viene asportato dal pettine automatico viene caricato su un nastro trasportatore e portato in un cassone per la raccolta del grigliato.

Ipotizzando una densità media del grigliato pari a 0,85 kg/L e una produzione procapite di 1,5 L/ab/anno, si è stimata una produzione di grigliato grossolano di 0,34 m3/d. Se si prevede uno svuotamento settimanale del cassone di raccolta, esso dovrà avere un volume di 2,35 m3.

In caso di malfunzionamento di una delle due linee o di necessità di manutenzione, entra in funzione il canale di by-pass.

### *POZZETTO DI SOLLEVAMENTO*

Il liquame proveniente dalla grigliatura grossolana giunge alla stazione di sollevamento. Questa fase è necessaria per dare al liquame un carico tale che esso possa proseguire per tutti i trattamenti successivi, fino allo scarico, per gravità.

Il pozzetto di sollevamento contiene in totale otto pompe, di cui sei in funzione e due di riserva, di portata 414 m3/h; esse sono in grado di sollevare la portata massima ammessa ai trattamenti successivi (3Q24). Per agevolare la manutenzione e per garantire la sicurezza degli operatori, qualora servisse estrarre le pompe, esse vengono issate dal loro alloggio attraverso una botola. È comunque presente una botola dedicata per permettere la discesa degli operatori direttamente nel pozzetto.  
Il liquame sollevato viene temporaneamente sversato in una vasca da cui diparte una tubazione interrata DN 800 che raggiunge il comparto di grigliatura fine.

### *VASCA DI PRIMA PIOGGIA*

Come anticipato nel paragrafo precedente, la portata che può essere sollevata e mandata ai trattamenti successivi è pari a 3Q24 mentre in ingresso all’impianto (e quindi alla grigliatura grossolana) si ha una portata maggiore, pari a 5Q24. La portata eccedente a quella che viene sollevata dalle pompe descritte precedentemente viene accumulata in una vasca di prima pioggia. Questa ha come obiettivo l’accumulo del liquame nei periodi di pioggia per limitare la quantità di refluo in ingresso che viene sfiorato e che quindi non viene trattato.

In particolare, quando la portata in arrivo all’impianto è maggiore di quella sollevabile dalle sei pompe in funzione, la parte eccedente viene fatta sfiorare in un secondo pozzetto di sollevamento, adiacente al primo, destinato al pompaggio delle acque di prima pioggia. Questo pozzetto è collegato attraverso una luce sotto battente a una vasca di accumulo denominata vasca di prima pioggia. Le pompe alimentano all’impianto la portata massima ammissibile e la vasca di prima pioggia viene gradualmente riempita dalla portata in eccesso. Qualora la vasca dovesse essere completamente piena, entra in funzione uno sfioratore posto a monte, sulla rete fognaria, che convoglia la portata direttamente al corpo idrico ricettore per mezzo di una tubazione interrata DN 600.

Quando la portata in ingresso scende al di sotto del valore massimo ammissibile ai trattamenti successivi, le pompe del pozzetto di sollevamento delle acque di prima pioggia entrano in funzione e procedono con lo svuotamento della vasca di accumulo.

Nel caso specifico, si hanno cinque pompe, di cui quattro in funzione e una di riserva, aventi una portata di 414 m3/h.

Per trovare la superficie di area scolante totale si è tenuto conto dell’area scolante per abitante e il numero di abitanti:

Il volume V della vasca, invece, si calcola moltiplicando la superficie ottenuta per quella che è considerata altezza di prima pioggia (generalmente 5 mm).

Ciò che si deriva è riportato in *Tabella 5.*

|  |  |
| --- | --- |
| Superficie area scolante [m2] | 1637143 |
| Volume [m3] | 8258,24 |
| Larghezza [m] | 39,40 |
| Lunghezza [m] | 52,40 |
| Altezza [m] | 4,00 |

*Tabella 5: Dimensionamento della vasca di prima pioggia*

Per evitare che nella fase di accumulo si abbia deposito di materiale solido o che abbia inizio un processo di putrefazione del materiale organico, si è ritenuto opportuno dotare la vasca di idroeiettori.

### *GRIGLIATURA FINE*

Il liquame giunge alla grigliatura fine attraverso una tubazione interrata DN 800, proveniente dalla stazione di sollevamento.

Si è scelto di installare griglie fini piane a pulizia meccanica con spaziatura tra le barre di 4 mm e barre circolari di diametro 10 mm.

Anche in questo caso si è optato per la realizzazione di due canali di grigliatura e uno centrale di by-pass, tutti aventi la stessa larghezza.

Per il dimensionamento è stato adottato il medesimo metodo sfruttato per la grigliatura grossolana. Si rimanda dunque al *Paragrafo Grigliatura Grossolana* per le formule mentre in *Tabella 6* si riportano solamente i dati utilizzati e i risultati ottenuti.

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| *Dati* | | *Risultati* | |
| vc [m/s] | 0,56 | Smin [m2] | 0,29 |
| b [m] | 0,01 | L [m] | 0,50 |
| s [m] | 0,004 | Scanale [m2] | 0,30 |
| cint [-] | 0,95 | vmax [m/s] (<1,20 m/s) | 1,18 |
| h [m] | 0,60 | vmin [m/s] (> 0,5 m/s) | 0,21 |

*Tabella 6: Dimensionamento grigliatura fine*

Le perdite di carico ricavate con la formula di Kirschmer sono di 0,06 m.

Per quanto riguarda la produzione di grigliato, data una densità media di 0,9 kg/L e una produzione procapite di 3 kg/ab/anno, risulta una produzione giornaliera di 0,75 m3/d e quindi un cassone di volume 5,23 m3 (sempre considerando che venga svuotato settimanalmente).

Non si riportano ulteriori osservazioni poiché le considerazioni fatte sono analoghe al caso della grigliatura grossolana.

### *DISSABBIATORE/DISOLEATORE*

Il liquame in uscita dalle linee di grigliatura fine si miscela in un pozzetto che permette anche di ripartire la portata sulle due linee di dissabbiatura e disoleatura aerata. Il dissabbiatore longitudinale aerato permette di ottenere buoni rendimenti, consente la rimozione del materiale flottante contestualmente a quella delle sabbie e comporta una pre-areazione del liquame eliminando il rischio di cattivi odori nelle fasi successive.

Anche in questo caso, come per la grigliatura, è presente un canale di by-pass tra le due linee che entra in funzione in caso di un loro malfunzionamento.

Una volta imposto il tempo di permanenza tp per la portata massima, che non deve essere inferiore a 4 minuti, è possibile calcolare il volume complessivo della vasca:

Imposta anche l’altezza che il liquame deve raggiungere all’interno della vasca (compresa tra i 2,5 e i 4 m), l’area della pianta è data da:

Successivamente si sceglie la larghezza b desiderata per il dissabbiatore/disoleatore e se ne calcola la lunghezza L:

Infine è possibile ricavare l’area trasversale:

Per favorire la raschiatura delle sabbie si è optato per realizzare un’area trasversale trapezoidale mantenendo il valore ricavato.

Per quanto riguarda il canale di by-pass, è stata scelta una larghezza di 1,5m, senza particolari verifiche in quanto al suo interno non avviene alcun trattamento e quindi non è necessario garantire determinati velocità e tempi di permanenza. Il comparto è idraulicamente isolabile da paratoie.

Prima di poter ritenere concluso il dimensionamento, è opportuno svolgere le verifiche sul rapporto tra lunghezza e larghezza, sul carico idraulico, sul tempo di permanenza per la portata di calcolo e sulla velocità massima:

con

con

con

La *Tabella 7* riporta i valori ottenuti e mostra che le verifiche sono soddisfatte.

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| *Dimensioni* | | *Verifiche* | |
| bmedia [m] | 3,50 | L/b | 3,43 |
| bmax [m] | 4.50 | CI < 50 m/h | 22,59 |
| h [m] | 3,00 | tp per Qc [min] | 13,07 |
| L [m] | 12,00 | tp per Qmax/nlinee [min] | 6,20 |
| Atrasversale [m2] | 10,5 | vmax [m/s] | 0,03 |
| Apianta [m2] | 54 |  |  | |
| V [m3] | 126 |

*Tabella 7: Dimensionamento della singola linea di dissabbiatura/disoleatura aerata*

Essendo quello appena descritto un dissabbiatore/disoleatore aerato, è necessario determinare il fabbisogno di aria, come mostrato in *Tabella 8.*

|  |  |
| --- | --- |
| Portata aria per lunghezza vasca [m3aria/h/m] | 20,50 |
| Portata aria [m3aria/h] | 246 |

*Tabella 8: Fabbisogno di aria per la dissabbiatura/disoleatura*

L’aria è fornita da due compressori, più uno di riserva, aventi portata massima di 250 m3/h.

Ciascuna linea è dotata di un carroponte per il raschiamento della sabbia sul fondo e del materiale galleggiante in superficie. Quest’ultimo viene convogliato in pozzetti di raccolta degli oli dove subirà un ispessimento per poi essere allontanato mediante autospurgo. Le sabbie vengono invece estratte dal comparto per mezzo di due air lift DN 100 (uno per vasca) e, per mezzo di un sollevatore a coclea, sono raccolte in un cassone. Poiché una corretta dissabbiatura può rimuovere da 4 a 20 L/ab/anno, essendo in presenza di una fognatura mista, per il calcolo della sabbia prodotta è stato scelto un valore abbastanza elevato, nello specifico pari a 16 L/ab/anno. Ciò equivale a una produzione giornaliera di sabbia pari a 3,08 m3/d. Ipotizzando uno svuotamento settimanale del cassone di raccolta delle sabbie, le sue dimensioni sono quelle di *Tabella 9.*

|  |  |
| --- | --- |
| L [m] | 3,30 |
| b [m] | 2,50 |
| h [m] | 2,50 |

*Tabella 9: Dimensionamento cassone di raccolta delle sabbie*

## TRATTAMENTI BIOLOGICI

I trattamenti che il liquame subisce nel comparto biologico hanno lo scopo di rimuovere il carico organico e l’azoto in maniera spinta, così come richiesto per lo scarico in aree sensibili.

La portata in uscita dai dissabbiatori/disoleatori stramazza in un pozzetto che la ripartisce, tramite luci sotto battente, in tre linee composte da una zona anossica, nella quale avviene il processo di denitrificazione, seguita da una zona aerata per la nitrificazione e l’ossidazione delle sostanze organiche.

### *DENITRIFICAZIONE*

Come già anticipato, lo schema di trattamento adottato è quello di pre-denitrificazione, tale per cui il comparto di denitrificazione precede quello di nitrificazione. È noto che il vantaggio di questa configurazione risiede nel fatto che si utilizza il carbonio organico contenuto nel liquame come substrato per la biomassa denitrificante, senza la necessità di dosare ulteriore substrato carbonioso. Inoltre, abbattendo il carico organico in ingresso al trattamento successivo di nitrificazione, quest’ultimo viene favorito.

Il processo di denitrificazione avviene in condizioni anossiche per permettere la riduzione dei nitrati e quindi, non essendoci aerazione, è previsto l’impiego di miscelatori sommersi per la giusta movimentazione del liquame.

Per determinare il volume del reattore di denitrificazione sono necessari diversi passaggi.

In primo luogo è richiesto il calcolo del carico nitrificato ovvero del carico in ingresso alla denitrificazione:

dove:

ΔNox: carico nitrificato

Qd: portata giornaliera

TKN0: TKN in ingresso

TKNe: TKN ammesso allo scarico, coincidente con il limite allo scarico di azoto ammoniacale N-NH4

S0: substrato in ingresso, coincidente con il BOD in ingresso

Se: substrato ammesso allo scarico, coincidente con il limite di BOD allo scarico

Il carico in uscita dal comparto di denitrificazione, noto il limite allo scarico di nitrati, si ricava banalmente:

dove:

Qd: portata giornaliera

(N-NO3)e: limite di azoto nitrico allo scarico

Il carico da denitrificare ΔNDEN risulta quindi essere:

La biomassa contenuta nel reattore di denitrificazione , espressa in termini di solidi sospesi volatili, è data da:

dove:

ΔNDEN: carico da denitrificare

θ: fattore di correzione della temperatura

T: temperatura del liquame nel reattore; si considera il valore di 12°C perché risulta essere la condizione più critica per i processi biologici

S0: carico organico alimentato, coincidente con il BOD in ingresso

Si trasforma il valore della biomassa appena calcolata esprimendolo in termini di solidi sospesi totali:

Si ricorda che 0,7 è il rapporto tra solidi sospesi volatili SSV e solidi sospesi totali SST.

Infine è possibile determinare il volume della vasca di denitrificazione:

dove:

VDEN: volume comparto di denitrificazione

: biomassa nel reattore di denitrificazione in termini di solidi sospesi totali

x: concentrazione di fango attivo nel reattore biologico

Si fa notare che il reattore di denitrificazione e quello di nitrificazione/ossidazioni sono direttamente connessi e che quindi la concentrazione di fango attivo rimane invariata nelle due fasi.

La *Tabella 10* riassume i risultati ottenuti.

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| *Dati* | | *Risultati* | |
| TKNe [mg/L] | 2 | ΔNox [kgN/d] | 486,78 |
| (N-NO3)e [mg/L] | 8 | (ΔNox)e [kgN/d] | 161,28 |
| Se [mg/L] | 25 | ΔNDEN [kgN/d] | 325,50 |
| Θ [-] | 1,026 | [kgSSV] | 7855,04 |
| T [°C] | 12 | [kgSST] | 11221,48 |
| x [kgBOD/kgN] | 4,50 | VDEN [m3] | 2494 |

*Tabella 10: Dimensionamento denitrificazione*

Il volume sopra ottenuto è il minimo necessario per un corretto processo di denitrificazione, ma, a favore di sicurezza e senza sovradimensionare eccessivamente, si è adottato un volume di 2535 m3.

Tale volume è suddiviso in tre vasche quadrate di lato 13 m con un battente di 5 m.

Si è ritenuto opportuno verificare che il carbonio organico contenuto nel liquame in ingresso sia sufficiente per l’attività dei batteri denitrificanti e non sia quindi necessario il dosaggio di ulteriore substrato. Considerando 4,5 come buon rapporto tra BOD e azoto, si ha:

Confrontando questo valore con il BOD in ingresso, è immediato vedere che il substrato presente è abbondantemente sufficiente (vedi *Tabella 11*).

|  |  |
| --- | --- |
| Snecessario [kg/d] | 1464 |
| Spresente [kg/d] | 5730 |

*Tabella 11: Verifica relativa al substrato*

Sono necessari un ricircolo della miscela aerata per garantire la presenza di nitrati nel reattore di denitrificazione e un ricircolo del fango in uscita dai sedimentatori per mantenere costante la concentrazione di fanghi attivi nel reattore biologico.

Per calcolare le portate dei ricircoli si fa riferimento alle seguenti formule, i cui risultati sono in *Tabella 12*:

dove:

Qr: portata di ricircolo del fango

Q24: portata media oraria

x: concentrazione di fango attivo nel reattore biologico

xr: concentrazione di fango attivo nel ricircolo (posta pari a 10 kgSST/m3)

TKN0: TKN in ingresso

TKNe: limite allo scarico di azoto ammoniacale N-NH4

(N-NO3)e: limite di azoto nitrico allo scarico

S0: BOD in ingresso

Se: limite di BOD allo scarico

: portata di ricircolo totale (comprende il ricircolo del fango e della miscela aerata); per il suo calcolo si considera un fattore di sicurezza pari a 1,2

r: rapporto di ricircolo

QML: portata di ricircolo della miscela aerata

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| [m3/h] | *r* [-] | [m3/h] | [m3/h] |
| 687 | 2,02 | 2034,4 | 1347,1 |

*Tabella 12: Portate di ricircolo*

Per avere il ricircolo della miscela aerata dalla vasca di nitrificazione/ossidazione a quella di denitrificazione, si prevede l’installazione di tre pompe (una per ciascuna linea) da 450 m3/h e di tre tubazioni DN 400.

### *NITRIFICAZIONE/OSSIDAZIONE*

La fase di nitrificazione/ossidazione ha lo scopo di abbattere il carico organico residuo e di ossidare l’ammoniaca a nitrati (che, ricircolati nel reattore di denitrificazione, saranno abbattuti).

Poiché queste due azioni avvengono contemporaneamente all’interno della stessa vasca, c’è compresenza di batteri autotrofi nitrificanti e batteri eterotrofi. La popolazione autotrofa ha una velocità di crescita ridotta e di conseguenza costituisce l’elemento limitante il dimensionamento del trattamento.

La velocità di nitrificazione è:

dove:

(μN)T: velocità di nitrificazione

YN: tasso di crescita cellulare

: massima velocità di nitrificazione a 20°C

TKN: concentrazione di TKN nella vasca

KTKN: costante di semisaturazione del TKN

OD: concentrazione di ossigeno disciolto

KOD: costante di semisaturazione dell’ossigeno disciolto

θ: fattore di correzione della temperatura

T: temperatura del liquame nella vasca

pH: valore del pH del liquame nella vasca

Si procede determinando il tempo di residenza cellulare SRT e il tempo di residenza cellulare di calcolo SRTcalc:

dove:

(μN)T: velocità di nitrificazione

(Kd)N: velocità di scomparsa batterica

FS: fattore di sicurezza

Prima di determinare la biomassa nitrificante nel sistema, si definisce il valore di corrispondente al valore di SRTcalc assunto:

La biomassa nitrificante risulta dunque essere:

dove:

: biomassa nitrificante

Qd: portata giornaliera

TKN0: TKN in ingresso

TKNe: limite allo scarico di azoto ammoniacale N-NH4

S0: BOD in ingresso

Se: limite di BOD allo scarico

: velocità di nitrificazione

Trascurando i termini di scomparsa batterica, noti il tasso di crescita cellulare autotrofa YN e il tasso di crescita cellulare eterotrofa YE, la frazione di biomassa nitrificante sulla biomassa totale è:

Infine, analogamente a quanto fatto per il caso della denitrificazione, si calcolano biomassa (in termini di solidi sospesi volatili XSSV e totali XSST) e volume VN:

Si ricorda che *x* è la concentrazione di biomassa in vasca e 0,7 è il rapporto tra biomassa volatile e totale.

Rimane il calcolo del carico del fango Cf che, affinché avvenga la nitrificazione, deve essere prossimo a 0,1 e non deve superare il valore di 0,14.

In *Tabella 13* sono mostrati i valori utilizzati per le costanti e i risultati ricavati.

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| *Dati* | | *Risultati* | |
| YN [kgSSV/kgTKN] | 0,18 | (μN)T [d-1] | 0,21 |
| [kgTKN/kgSSV/d] | 5 | SRT [d] | 5,62 |
| KTKN [mg/L] | 1 | SRTcalc [d] | 9,56 |
| OD [mg/L] | 2,50 | [kgTKN/kgSSV/d] | 0,748 |
| KOD [mg/L] | 1 | [kgSSV] | 651 |
| θ [-] | 1,07 | f [-] | 0,021 |
| T [°C] | 12 | XSSV [kgSSV] | 31704 |
| pH [-] | 7 | XSST [kgSST] | 45291 |
| (Kd)N [kgSSV/kgSSV/d] | 0,03 | VN [m3] | 10065 |
| FS [-] | 1,70 | *Verifica* | |
| YE [kgSSV/kgBOD] | 0,80 | Cf [kgBOD/kgSST/d] | 0,127 |

*Tabella 13: Dimensionamento nitrificazione/ossidazione*

Il volume di nitrificazione adottato è leggermente superiore a quello calcolato ed è pari a 10140 m3. Tale volume è stato suddiviso in tre vasche rettangolari i cui lati misurano 13 m (per contiguità con le vasche di denitrificazione) e 52 m, con un battente di 5 m. In uscita sono presenti paratoie per isolare il comparto.

Il trattamento di nitrificazione/ossidazione avviene per mezzo di reazioni biologiche aerobiche ed è dunque indispensabile fornire un adeguato apporto di ossigeno attraverso l’insufflazione di aria.

Il fabbisogno di ossigeno è dato dalla somma dei contributi della respirazione attiva, della respirazione endogena e della nitrificazione a cui si sottrae l’ossigeno liberato in denitrificazione:

dove:

ΔO2: consumo di ossigeno nell’unità di tempo

a: coefficiente di respirazione attiva (per reflui urbani 0,5 kgO2/kgBOD)

Qd: portata giornaliera

S0: BOD in ingresso

Se: limite di BOD allo scarico

b: coefficiente di respirazione endogena (0,1 a 20°C)

VN: volume del reattore di nitrificazione/ossidazione

x: concentrazione di fango attivo nel reattore biologico

c: coefficiente di respirazione per la nitrificazione (assunto pari a 4,6 kgO2/kgTKN)

TKN0: TKN in ingresso

TKNe: limite allo scarico di azoto ammoniacale N-NH4

d: coefficiente di recupero dell’ossigeno dai nitrati (assunto pari a 2,86 kgO2/kgN-NO3)

Qr: portata di ricircolo del fango

QML: portata di ricircolo della miscela aerata

(N-NO3)e: limite di azoto nitrico allo scarico

Si tenga in considerazione che il coefficiente di respirazione endogena b dipende in maniera sensibile dalla temperatura. In questo caso non è stata utilizzata alcuna formula correttiva perché si è scelto di effettuare i calcoli alla temperatura di 20°C che risulta essere quella più critica (all’aumentare della temperatura, diminuisce la concentrazione a saturazione dell’ossigeno).

Il fabbisogno di ossigeno in condizioni standard si ricava da:

dove:

: fabbisogno di ossigeno nell’unità di tempo in condizioni standard

: fabbisogno di ossigeno nell’unità di tempo

α: fattore di trasferimento dell’ossigeno (pari a 0,8)

β: coefficiente in funzione della salinità del liquame (pari a 0,95)

Cs\*: concentrazione di ossigeno disciolto a saturazione nella miscela aerata (pari a 9 mg/L)

COD: concentrazione di ossigeno disciolto nella miscela aerata (pari a 3 mg/L)

Cs: concentrazione a saturazione di ossigeno in acqua pulita, a 20°C e 1 atm (pari a 9 mg/L)

θ: fattore di correzione della temperatura (pari a 1,024)

T: temperatura di esercizio (assunta pari a 20°C)

Sapendo che il peso di ossigeno nell’unità di volume è e che i diffusori adottati per l’insufflazione dal fondo della vasca hanno un rendimento di dissoluzione pari a 0,17, è possibile calcolare la portata di aria da fornire come:

In *Tabella 14* si osservano i risultati ottenuti.

|  |  |
| --- | --- |
| [KgO2/d] | 8264 |
| [kgO2/d] | 16751 |
| [Nm3/h] | 13686 |

*Tabella 14: Fabbisogno di ossigeno*

La portata di aria sarà fornita ai diffusori tramite tubazioni DN 200 da tre compressori (di cui uno di riserva) da 7400 Nm3/h, dotati di inverter. Essi saranno installati nel medesimo locale in cui sono presenti le soffianti per il dissabbiatore/disoleatore.

### *SEDIMENTATORI FINALI*

La portata uscente dalle tre linee biologiche stramazza in un’unica vasca e successivamente, attraverso luci sotto battente, si ripartisce equamente in tre pozzetti da cui dipartono tre tubi DN 500 che conducono ai sedimentatori finali. Tutti gli stramazzi e tutti gli ingressi ai tubi sono regolabili mediante paratoie per isolare i singoli comparti in caso di manutenzione.

Per conoscere la superficie dei sedimentatori finali si seguono due metodi e si considera il risultato più cautelativo.

* METODO DEL FLUSSO SOLIDO

Nota la concentrazione della biomassa x, la portata di calcolo Qc e la portata di ricircolo dei fanghi Qr, si impone un valore di flusso solido FS compreso tra 5 e 6 kgSST/m2/h e si calcola la superficie complessiva di sedimentazione:

* METODO DEL CARICO IDRAULICO

Dopo aver scelto un valore di carico idraulico CI compreso tra 0,6 e 0,8 m/h, si determina la superficie complessiva di sedimentazione:

La *Tabella 15* mostra i valori utilizzati e ottenuti.

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  |  | *Superficie [m2]* |
| *Flusso solido* | | 1498,99 |
| x [kgSST/m3] | 4,50 |
| Qc [m3/h] | 1311,39 |
| Qr [m3/h] | 687,27 |
| FS [5-6 KgSST/m2/h] | 6 |
| *Carico idraulico* | | **1873,41** |
| CI [m/h] | 0,70 |

*Tabella 15: Dimensionamento della superficie di sedimentazione*

Imponendo come altezza h della parte cilindrica della vasca un valore di almeno 3 m, si calcola facilmente il volume dei sedimentatori:

Rimangono da svolgere la verifica del tempo di permanenza, che deve essere superiore a 2,5 ore, e le verifiche in tempo di pioggia per il tempo di permanenza (maggiore di 0,5 ore) e il carico idraulico (1,2 - 1,5 m/h).

Quanto ottenuto è in *Tabella 16* dalla quale si può osservare che le verifiche sono positive.

|  |  |
| --- | --- |
| h [m] | 3 |
| Vsed [m3] | 5620,23 |
| Verifica tp [h] | 4,29 |
| *Verifica in tempo di pioggia* | |
| tp [h] | 2,30 |
| CI [m/h] | 1,30 |

*Tabella 16: Verifiche sul dimensionamento dei sedimentatori*

Si è deciso di mantenere tre linee anche per la sedimentazione. Oltre a contenere i danni dovuti a un eventuale malfunzionamento di uno dei sedimentatori, questa scelta è dovuta anche a ragioni tecnico-meccaniche tali per cui non è possibile avere carriponte troppo lunghi perché cederebbero sotto il proprio peso. In particolare si hanno tre sedimentatori circolari di raggio 14,1 m.

Il pozzetto, in cui sono alloggiate le quattro pompe (di cui una di riserva) di portata pari a 240 m3/h per l’estrazione del fango di supero e le due pompe (di portata 15 m3/h) per il rilancio del fango di ricircolo, è posizionato in una zona compresa tra i sedimentatori stessi. Sono presenti la botola per l’estrazione delle pompe per le medesime ragioni spiegate relativamente al pozzetto di sollevamento.

Il fango sedimentato viene raccolto dal centro del sedimentatore da tubazioni DN 300 che lo portano alle pompe.

Il fango di ricircolo viene reimmesso nella vasca di denitrificazione per mezzo di tre tubazioni DN 300.

Gli oli che vengono spinti dalla lama del carroponte nella scum box e da lì nel pozzetto di raccolta vengono periodicamente asportati da un autospurgo.

## TRATTAMENTI TERZIARI

L’impianto è collocato in un’area sensibile e dunque necessita di trattamenti spinti per la rimozione del fosforo che fino ad ora è stato esclusivamente consumato dall’attività batterica. Seguiranno filtrazione a sabbia e disinfezione con ipoclorito di sodio.

### *DEFOSFATAZIONE CHIMICA*

Lo schema adottato è quello della post-defosfatazione. Il principale vantaggio che deriva dalla sua applicazione è quello di poter dosare massicce dosi di reagente (per rispettare i restrittivi limiti allo scarico) senza rischiare di compromettere la crescita della popolazione batterica nel biologico. Una pre-defosfatazione o una defosfatazione in simultanea potrebbero infatti privare i batteri del fosforo necessario alla loro sintesi oppure potrebbero interferire con la loro attività per la presenza di sostanze chimiche nel reattore.

L’acqua che stramazza nella canaletta perimetrale dei sedimentatori viene raccolta da tre tubazioni interrate DN 500 e viene immessa in una vasca (i cui ingressi sono escludibili con paratoie) in cui avviene il dosaggio di reagente chimico con effetto coagulante. Tale vasca ha dimensioni in pianta 16,3 m x 2,7 m ed è collegata con luce sotto battente a due vasche parallele di dimensioni 8 m x 15,5 m che permettono una buona miscelazione tra acqua e reagente. Il volume così ottenuto garantisce un tempo di contatto di 15 minuti in tempo di pioggia. Entrambi i comparti sono isolabili da paratoie e in essi il battente è di 2,5 m.

Come reagente chimico si è scelta una soluzione di cloruro ferrico al 41%. Per determinare il dosaggio corretto bisogna innanzitutto considerare il consumo di fosforo operato dai batteri durante il trattamento biologico (secondo la proporzione P:N:BOD = 1:5:100) e il limite allo scarico per conoscere il carico di fosforo da rimuovere.

A seguito di considerazioni di carattere puramente chimico e rimanendo a favore di sicurezza, emerge che è richiesto un dosaggio di 52 L/h di soluzione, equivalente a 1,2 m3/d. Ipotizzando uno stoccaggio di 16 giorni, il serbatoio dovrà essere di 20 m3.

### *FILTRAZIONE*

Il liquame flocculato stramazza in un nuovo partitore che suddivide la portata in quattro filtri a sabbia. Dopo aver attraversato per gravità il materiale filtrante, l’acqua stramazza in due canalette di raccolta (una ogni due filtri) e prosegue al trattamento successivo.

Per dimensionare il letto filtrante si è scelto un numero di filtri pari a 4, si impone una velocità di attraversamento in tempo di pioggia pari a 18 m/h e si ricava la superficie filtrante totale:

La superficie di ciascun filtro risulta banalmente:

La lunghezza L e la larghezza b del filtro devono avere un rapporto L/b compreso tra 1 e 4. L’altezza del letto filtrante è posta a 0,6 m.

In *Tabella 17* sono riassunte le caratteristiche dei filtri adottati.

|  |  |
| --- | --- |
| nfiltri | 4 |
| Sfiltro [m2] | 46 |
| L [m] | 11,50 |
| b [m] | 4 |
| L/b [-] | 2,90 |
| hletto [m] | 0,60 |

*Tabella 17: Dimensionamento della filtrazione*

I calcoli tengono in considerazione il fatto che i filtri, a rotazione, sono sottoposti a controlavaggio e che quindi solo tre filtri sono operativi. L’acqua di controlavaggio, ricca del fosfato ferrico precipitato, viene condotta con una tubazione interrata DN 100 alla fase di disidratazione. Essendo questo un fango chimico, si è preferito introdurlo nella linea fanghi a valle del digestore aerobico per evitare che inibisca l’attività batterica. Il mancato ispessimento, viste le ridotte quantità, non crea problemi di sovradimensionamento della fase di disidratazione. La stabilizzazione non è necessaria perché è un fango chimico e conseguentemente non è putrescibile.

### *DISINFEZIONE*

L’acqua filtrata scorre in due tubazioni interrate DN 600 e si unisce in un partitore che la ripartisce in due reattori a pistone nei quali avverrà il trattamento di disinfezione. Esso viene condotto con l’utilizzo di una soluzione di ipoclorito di sodio, al fine di distruggere o inibire la carica microbica prima dell’immissione nel corpo idrico ricettore.

Il trattamento di clorazione avviene in due fasi:

* miscelazione rapida dell’ipoclorito in una vaschetta con l’effluente trattato;
* mantenimento del contatto tra ipoclorito e refluo per un tempo sufficiente allo sviluppo della reazione e alla conseguente disinfezione (nel reattore a pistone).

La portata da trattare è un effluente di fanghi attivi per cui è previsto un dosaggio specifico di cloro attivo mCl pari a 3 gCl2/m3.

Il massimo dosaggio di cloro MCl si calcola mediante:

Adottando una soluzione commerciale al 15% in peso di cloro attivo, la portata massima di tale soluzione da immettere nella vaschetta di miscelazione è:

Volendo poi diluire la soluzione in modo da dosare il prodotto in una percentuale in volume di cloro attivo del 4%, per ogni litro di ipoclorito al 15% dosato corrisponderebbero V4% litri di soluzione al 4%:

Per dosare la portata V4% = 183 L/h, ci si serve di quattro pompe con portata massima di 68 L/h, di cui una di riserva. Le pompe saranno programmate in modo che la concentrazione di cloro residuo all’uscita dell’impianto sia sempre minore di 0,2 mgCl2/L.

Ipotizzando un rifornimento di reagente una volta ogni 15 giorni, è necessario un serbatoio da 20 m3.

Fissato un tempo minimo di miscelazione tmin di 30 s sulla portata massima, il volume della vaschetta di miscelazione è dato da:

La vasca di miscelazione ha quindi le dimensioni di *Tabella 18.*

|  |  |
| --- | --- |
| Vmisc [m3] | 24,60 |
| hliquame [m] | 1 |
| S [m2] | 24,60 |
| L [m] | 2 |
| b [m] | 12,30 |
| teffettivo [s] | 32,46 |

*Tabella 18: Dimensionamento della vasca di miscelazione*

Il dispositivo di miscelazione, fissata la potenza specifica di miscelazione PS di 150 W/m3, deve avere una potenza di 4270 W (incluso il fattore di sicurezza 1,4) che deriva da:

Il volume della vasca di contatto è ricavabile a partire dal tempo di contatto tcont di 20 minuti sulla portata massima.

Con un valore di battente pari a 3 m, si creano due vasche parallele a pistone, ciascuna delle quali ha le caratteristiche di *Tabella 19.*

|  |  |
| --- | --- |
| Vcont [m3] | 407 |
| hliquame [m] | 3 |
| L [m] | 25 |
| b [m] | 6 |

*Tabella 19: Dimensionamento della vasca di contatto*

Si fa notare che il prodotto restituisce un valore maggiore rispetto a 407 m3. Questo è spiegato dalla presenza dei muri che conferiscono alla vasca la caratteristica di reattore a pistone.

L’acqua in uscita dalla disinfezione stramazza in una vasca collegata a un canale a cielo aperto che sfocia nel corpo idrico ricettore Cavo Caione a una quota di 58,49 m s.l.m..

## **LINEA FANGHI**

Lo scopo della linea fanghi è quello di stabilizzare il fango di supero e di ridurne l’umidità per contenere il costo che deriva dal suo smaltimento.

Il surnatante che si genera durante l’ispessimento e la disidratazione è raccolto da una opportuna linea di drenaggio (tubazioni interrate DN 80) che lo riporta in testa ai trattamenti biologici.

Si ricorda che il fango chimico proveniente dal controlavaggio dei filtri a sabbia è direttamente collegato alla disidratazione, senza subire i trattamenti di ispessimento e stabilizzazione.

### *PRODUZIONE DI FANGO*

La produzione complessiva di fango di questo impianto è la somma del fango biologico di supero e del fango chimico della defosfatazione.

Il calcolo della produzione di fango è stato condotto considerando separatamente l’apporto dovuto alla degradazione del BOD e quello relativo ai solidi sospesi sedimentabili SSS del refluo industriale.

Noti il rapporto tra solidi sospesi sedimentabili SSS e solidi sospesi totali SST (SSS/SST = 0,3) e la concentrazione di SST allo scarico pari a 35 mg/L, il contributo industriale si calcola da:

dove:

ΔXind: fanghi da SSS

SST0: solidi sospesi totali in ingresso

SSTe: limite allo scarico di solidi sospesi totali

: portata giornaliera industriale

La determinazione del fango di supero derivante dalla degradazione del BOD risulta essere più articolata.

Innanzitutto si calcola la velocità di rimozione del substrato alla temperatura di esercizio, che nel caso in esame è pari a 20°C.

dove:

: velocità di rimozione del substrato a 20°C

: velocità massima di rimozione del substrato a 20°C

Se: limite di BOD allo scarico

Ks: costane di semisaturazione del BOD

La biomassa in ossidazione è data da:

dove:

XSSV: biomassa volatile in ossidazione

Kp: coefficiente di punta

Qd: portata giornaliera

S0: BOD in ingresso

Se: limite di BOD allo scarico

: velocità di rimozione del substrato a 20°C

La produzione di biomassa risulta quindi essere:

dove:

ΔXSSV: produzione di biomassa

Y: tasso di crescita cellulare

ηBOD: rendimento di rimozione del BOD

S0: BOD in ingresso

Kd: velocità di scomparsa batterica

XSSV: biomassa volatile in ossidazione

La componente non volatile è data da:

E quindi in totale:

Il fango di supero complessivo è semplicemente la somma:

Ipotizzando un’umidità u del fango pari al 99%, la portata di fango di supero Qf si ottiene da:

Infine la stima della produzione del fango chimico è:

Dove:

ΔXchim: produzione di fango chimico

: massa molare di fosfato ferrico

: peso molecolare del fosforo

Prim: fosforo da rimuovere

1,5: fattore di sicurezza

La *Tabella 20* riassume i risultati avuti.

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Dati | | Risultati | |
| SSTe [mg/L] | 35 | ΔXind [kg/d] | 1278,40 |
| [kgBOD/KgSSV/d] | 4 | ΔXssv [kgSSV/d] | 4108,94 |
| Se [mg/L] | 25,00 | ΔXsss [kgSSS/d] | 1760,98 |
| Ks [mg/L] | 50 | ΔX'TOT [kgSST/d] | 5869,92 |
| Kp | 1,70 | ΔXTOT [kgSST/d] | 6442,72 |
| Y [KgSSV/KgBOD] | 0,85 | Qf [m3/d] | 644,27 |
| Kd [d-1] | 0,05 | ΔXchim [kg/d] | 596,50 |

*Tabella 20: Calcolo della produzione di fango*

### *ISPESSIMENTO*

La prima fase di trattamento dei fanghi di supero è il pre-ispessimento con l’obiettivo di ridurre l’umidità del fango in ingresso per evitare il sovraccarico delle successive fasi di stabilizzazione e disidratazoine.

Il fango di supero estratto dai sedimentatori finali giunge al comparto di ispessimento in tubazioni interrate DN 125.

Sono previsti due ispessitori a picchetti il cui dimensionamento è condotto dopo aver calcolato le concentrazioni di sostanza secca in ingresso e in uscita:

dove:

SSin: concentrazione sostanza secca in ingresso

SSisp: concentrazione sostanza secca nel fango ispessito

uin: umidità in ingresso all’ispessitore

uout: umidità in uscita dall’ispessitore

ρ: densità dell’acqua, approssimata a 1000 kg/m3

Per ciascun ispessitore, conoscendo la portata di fango in ingresso Qf, il carico di sostanza secca alimentato CSS risulta:

Fissato un valore di flusso solido FS adatto a fanghi attivi di supero in assenza di sedimentazione primaria, l’area Aisp è:

Scelto un valore di altezza h, il volume Visp di ciascun ispessitore semplicemente si ottiene da:

Si ricava il tempo di permanenza tp:

Infine le portate di fango ispessito Qisp e di surnatante Qsur sono:

I valori numerici che derivano dal dimensionamento sono in *Tabella 21*.

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| *Dati* | | *Risultati* | |
| FS [kgSS/m2/d] | 35 | Aisp [m2] | 92 |
| uin [%] | 99 | Visp [m3] | 369 |
| uout [%] | 97 | risp [m] | 5,41 |
| h [m] | 4 | tp [d] | 1,14 |
|  |  | Qisp [m3/d] | 107,38 |
|  |  | Qsur [m3/d] | 214,76 |

*Tabella 21: Dimensionamento della singola linea di ispessimento*

Negli ispessitori è inevitabile lo sviluppo di cattivi odori dovuto all’instaurarsi di condizioni settiche. Di conseguenza sarebbe opportuna una copertura a piccola distanza dal pelo libero.

### *DIGESTIONE AEROBICA*

La fase di stabilizzazione del fango è necessaria per eliminarne la putrescibilità. Data la mancanza di sedimentatore primario, si è optato per una digestione aerobica che altro non è che una vasca di ossidazione per i fanghi.

Il fango ispessito passa attraverso due tubazioni interrate DN 80 e riempie il digestore aerobico.

In base al livello di stabilizzazione che si vuole perseguire, si assegna un adeguato valore di tempo di residenza cellulare SRTtot complessivo tra linea acque e linea fanghi. Esso è funzione della temperatura e della percentuale di solidi volatili che si vuole rimuovere.

Ipotizzando una percentuale del 35% e una temperatura di T=14°C, si assume:

Svolgendo alcuni passaggi si può determinare il volume del digestore.

Imposto un valore di 5 m per il battente:

dove:

SRTTOT: tempo di residenza cellulare complessivo

T: temperatura

SRTstab: tempo di residenza acellulare in stabilizzazione

SRTcalc: tempo di residenza cellulare in nitrificazione/ossidazione

Vdig: volume del digestore aerobico

Qisp: portata di fango ispessito

nlinee isp: numeri di linee di ispessimento

Adig: area del digestore aerobico

h: battente

Il digestore aerobico così dimensionato è una vasca quadrata di lato 24 m. La soluzione quadrata, rispetto alla vasca di pianta circolare, offre un vantaggio costruttivo.

|  |  |
| --- | --- |
| SRTTOT [d] | 22,86 |
| SRTstab [d] | 13,30 |
| Vdig [m3] | 2880 |
| h [m] | 5 |
| Adig [m2] | 576 |
| ldig [m] | 24 |

*Tabella 22: Dimensionamento della digestione aerobica*

L’aerazione necessaria per il processo aerobico è garantita da diffusori posti sul fondo della vasca. Il dimensionamento è condizionato dalle esigenze di miscelazione e non da quelle di ossigenazione, quindi non sono necessari diffusori a bolle fini.

La portata di aria necessaria è pari a 448 m3/h ed è insufflata da tre compressori da 245 m3/h, di cui uno di riserva, attraverso una tubazione DN 100.

### *DISIDRATAZIONE MECCANICA*

La disidratazione meccanica è attuata sui fanghi in uscita dal digestore aerobico (attraverso una tubazione interrata DN 100) e sui fanghi chimici provenienti dalla filtrazione (condotti in una tubazione interrata DN 100). A trattamento completato il fango avrà ulteriormente perso acqua e dovrà essere opportunamente smaltito.

In questo impianto è proposta una disidratazione con filtropressa a camere perché, nonostante siano apparecchiature a funzionamento discontinuo e richiedano l’intervento del personale per lo scarico dei pannelli, sono l’alternativa con il miglior rendimento (percentuale di secco tra il 28% e il 42%).

Nell’ipotesi che siano installate quattro filtropresse che compiono 5 cicli[[2]](#footnote-2) al giorno, 5 giorni alla settimana, si determina il carico di fango da disidratare:

dove:

: carico di fango da disidratare

: carico di fango digerito

: carico di fango chimico

Il peso specifico della componente volatile è γV = 1,05 kg/L e il peso specifico della componente non volatile è γNV = 2,5 kg/L. Nota la percentuale p di solidi volatili (in questo caso 0,6), il peso specifico della componente solida γSS è dato da:

Inoltre:

dove:

γdis: peso specifico del fango disidratato

γa: peso specifico dell’acqua, pari a 1,0 kg/L

γSS: peso specifico della componente solida

u: umidità

Il volume di fango disidratato VF da ogni macchina al termine del ciclo di filtrazione è:

dove:

: carico di fango da disidratare

nfiltropresse: numero di filtropresse

ncicli: numero di cicli al giorno per ogni filtropressa

γdis: peso specifico del fango disidratato

u: umidità

Si calcola il numero di camere necessario, nota la capacità della camera VC:

Infine, noti la superficie filtrante di ciascuna camera e il tempo effettivo di filtrazione (pari a 2,3 ore), si calcola la superficie filtrante totale , il peso di sostanza secca alimentato per ogni ciclo e la capacità di filtrazione (che deve essere compresa tra 2,5 e 4 kgSS/m2/h).

Le filtropresse adottate hanno le caratteristiche di *Tabella 23*.

|  |  |
| --- | --- |
| *Caratteristiche filtropressa* | |
| ncamere | 41 |
| VC [L] | 32 |
| Sfiltr [m2] | 1 |
| [m2] | 82 |
| Cfiltr[KgSS/m2/h] | 2,70 |
| L [m] | 9,704 |
| b [m] | 2,23 |
| h [m] | 2,30 |
| nfiltropresse | 4 |

*Tabella 23: Dimensionamento della disidratazione con filtropresse*

Il fango in uscita dalle filtropresse ha subito tutti trattamenti e viene raccolto in cassoni per essere poi allontanato da automezzi che lo portano a un corretto smaltimento.

# **ELEMENTI ACCESSORI**

Nella fase di progettazione di un impianto di depurazione, oltre al dimensionamento e alla progettazione vera e propria delle diverse fasi di trattamento, occorre prevedere l’inserimento di locali accessori, ovvero di quegli elementi che non sono propri della depurazione ma che sono indispensabili per la gestione dell’impianto.

Tra questi:

* locale ricovero mezzi
* officina
* laboratorio chimico
* edificio tecnologico
* cabina elettrica
* uffici
* spogliatoi
* infermeria
* parcheggi

Per questioni di sicurezza si è ritenuto opportuno separare l’accesso carraio veicolare da quello degli automezzi.

L’area impermeabilizzata è la minima necessaria per consentire agli automezzi di eseguire le manovre agevolmente. Essa è attraversata da una rete di drenaggio che raccoglie le acque piovane che cadono all’interno del perimetro dell’impianto e le convoglia in testa all’impianto. La parte a copertura erbosa potrebbe essere utilizzata per futuri ampliamenti dell’impianto. I pozzetti nei quali sono posizionati i serbatoi di stoccaggio dei reagenti servono per evitare la dispersione, in caso di rottura, delle sostanze chimiche e sono collegabili manualmente alla rete di drenaggio qualora dovessero riempirsi di acque meteoriche.

1. Le misure dei diametri sono espresse in millimetri. [↑](#footnote-ref-1)
2. Per ciclo si intende il susseguirsi di approntamento iniziale, alimentazione, filtrazione e scarico. [↑](#footnote-ref-2)