



**Nonno Nanni**  
*Il nonno più buono che c'è*

## Latteria Montello S.p.A.

Via Fante d'Italia, 26 – 31040 GIAVERA del MONTELLO (TV)  
Tel. +39 0422 8833 – Fax +39 0422 775090 – info@latteriamontello.com  
Reg. Imprese (TV), Cod. Fisc., P.IVA (IT) 00283970267 – R.E.A. (TV) n. 97464

### MODIFICA CICLO PRODUTTIVO AZIENDALE RICHIESTA DI VERIFICA DI ASSOGGETTABILITA' A V.I.A.

## **AII. "F"** **Relazione descrittiva e di calcolo di verifica impianto di depurazione esistente**

Tecnici consulenti

*arch. Giovanni Mangione*

*per. ind. Lionello Colusso*

  
LATTERIA MONTELLO S.p.A.  
Via Fante d'Italia, 26  
31049 GIAVERA DEL MONTELLO (TV)  
P.IVA 00283970267

LATTERIA MONTELLO S.p.A.  
dott. Lazzarin Alessandro

  
ORDINE ARCHITETTI PLANNIFICATORI PAESAGGISTI CONSERVATORI  
DELLA PROVINCIA DI TREVISO  
GIOVANNI  
MANGIONE  
N° 632  
Sezione A Settore architettura  
ARCHITETTO

  
ORDINE DEI PERITI INDUSTRIALI LAUREATI DELLA PROVINCIA  
DI TREVISO  
Lionello Colusso  
N. 231  
OSIA 38/100 PRIMAVERA

data: 06 giugno 2022

Rev.: 00						Copia controllata
Data: 06.06.2022						
Pagine: ----						
Mod.: RS003-0	Data Rev.	Redazione	Verifica	Approvazione	N° Rev.	
Nome file:	Rich. di verifica di assoggettabilità a VIA – Allegato "F"				Commessa:	0810420



# LATTERIA MONTELLO

- Giavera del Montello (TV) -



IMPIANTO DI TRATTAMENTO DELLE  
ACQUE REFLUE DELLO STABILIMENTO  
E DEL NUOVO IMPIANTO DI  
PRODUZIONE BIOMETANO

RELAZIONE  
TECNICO - DESCRITTIVA  
E DI CALCOLO  
rev.06

## Sommario

<b>1. Premessa</b> .....	3
<b>2. Dati di carico, verifica e limiti allo scarico</b> .....	4
2.1. Reflui e fango di supero da Digestione Anaerobica (D.A.) alla fognatura interna .....	4
2.1.1. <i>Frazione "liquida" del digestato da D.A.</i> .....	4
2.1.2. <i>Frazione "solida" del digestato da D.A. alla linea fanghi</i> .....	4
2.2. Carichi complessivi da D.A. all'impianto di depurazione .....	5
2.3. Reflui da stabilimento .....	6
2.4. Reflui complessivi all'impianto .....	7
2.5. Limiti di riferimento allo scarico .....	8
<b>3. Sistema di trattamento acque reflue e fanghi</b> .....	9
3.1. Interventi di aggiornamento dell'impianto .....	9
3.2. Filiera di trattamento aggiornata .....	9
3.3. Schema di flusso .....	12
<b>4. Descrizione, verifica e dimensionamento dei vari comparti</b> .....	13
4.1. Grigliatura iniziale .....	13
4.2. Sollevamento .....	13
4.3. Impianti ventilazione ed abbattimento odori (scrubber) .....	14
4.4. Equalizzazione .....	14
4.5. Monitoraggio reflui, correzione pH e regolazione portata all'impianto .....	15
4.6. Comparti biologici a fanghi attivi .....	16
4.7. Comparto complessivo di pre-denitrificazione .....	17
4.8. Comparto complessivo di Ossidazione - nitrificazione .....	21
4.8.1. <i>Richiesta di ossigeno per Ossidazione-nitrificazione</i> .....	23
4.8.2. <i>Verifica sistema di aerazione del comparto ossidativo</i> .....	24
4.8.3. <i>Defosfatazione chimica</i> .....	25
4.8.4. <i>Produzione fanghi di supero</i> .....	27
4.9. Sedimentazione finale .....	28
4.9.1. <i>Ricircolo fanghi e rilancio schiume</i> .....	29
4.9.2. <i>Dosaggio flocculante</i> .....	30
4.10. Filtrazione finale .....	30
4.11. Accumulo, monitoraggio e scarico finale .....	32
4.12. Ispessimento fanghi .....	32
4.13. Disidratazione fanghi .....	33
4.14. Caratteristiche agronomiche fanghi .....	36

## 1. Premessa

Lo stabilimento di Giavera del Montello (TV) della società "Latteria del Montello S.p.A." ha recentemente integrato nella propria filiera nuove linee di produzione di mozzarella e ricotta.

L'utilizzo del siero per la produzione della ricotta determinerà una produzione di scotta che verrà valorizzata in una nuova linea di digestione anaerobica (D.A.) finalizzata alla produzione di biogas/biometano.

La nuova linea di D.A. oltre al biogas determinerà la produzione di digestato trattato che, dopo separazione solido-liquido, darà origine ad un flusso di solidi (digestato) da avviare alla linea fanghi esistente e un flusso di liquidi (frazione liquida del digestato) che verrà avviato ad ulteriore trattamento nell'impianto di depurazione delle acque reflue esistente.

L'impianto di depurazione viene quindi verificato alla luce dei nuovi carichi idraulici ed organici derivanti dal caseificio alla luce delle nuove produzioni, dei futuri eventuali aumenti di produzione e dalla nuova D.A. della scotta.

I nuovi carichi idraulici ed organici vengono altresì posti a confronto a quelli di progetto (relazione "VELO") nei due scenari "Ante operam" (di progetto "VELO", prima dell'attivazione della nuova linea produzione paste filate e ricotta) e "Post operam" (dopo l'attivazione della nuova linea produzione paste filate e ricotta).

## 2. Dati di carico, verifica e limiti allo scarico

### 2.1. Reflui e fango di supero da Digestione Anaerobica (D.A.) alla fognatura interna

Il progetto della Digestione Anaerobica (D.A.) prevede di digerire inizialmente 36.000 t/anno di **scotta** e di poter arrivare a digerirne fino a **70.000 t/anno** in futuro.

La stima dei carichi complessivi (idraulici ed organici) che dalla D.A. perverranno al sistema depurativo dello stabilimento (trattamento reflui e fanghi), viene condotto quindi considerando cautelativamente la massima potenzialità di progetto di trattamento della scotta di **70.000 t/anno**.

#### 2.1.1. Frazione “liquida” del digestato da D.A.

Le principali caratteristiche quanti-qualitative della frazione liquida del digestato, alla massima potenzialità di progetto della D.A., avviata all’impianto di trattamento finale risultano:

**Tab. 1: Caratteristiche “frazione liquida” digestato (Uscita defosfatatore)**

Parametro	u.m.	Valore
Portata media giornaliera	m <sup>3</sup> /d	190
Portata media oraria	m <sup>3</sup> /d	7,92
<b>Concentrazioni:</b>		
pH	-	7,0 – 7,5
SST	mg/l	250
COD	mgO <sub>2</sub> /l	500
BOD <sub>5</sub>	mgO <sub>2</sub> /l	250
TKN (N)	mgN/l	450
Ammoniaca (N-NH <sub>4</sub> )	mgN-NH <sub>4</sub> /l	350
Fosforo totale	mgP/l	100
Ortofosfato (P-PO <sub>4</sub> )	mgP/l	75
Solfati (SO <sub>4</sub> )	mg/l	100
Cloruri (Cl)	mg/l	1.800

#### 2.1.2. Frazione “solida” del digestato da D.A. alla linea fanghi

Le principali caratteristiche quanti-qualitative della frazione solida del digestato (fango di supero anaerobico) alla massima potenzialità di progetto della D.A., avviata alla linea fanghi:

**Tab. 2: Caratteristiche fango di supero D.A. e successivi dreni da disidratazione**

Parametro	u.m.	Valore
Portata media giornaliera fanghi	m <sup>3</sup> /d	14
Concentrazione fango supero D.A.	%	5,0%

Sostanza secca supero D.A.	kg/d	700
Portata dreni da disidratazione fanghi D.A.	m <sup>3</sup> /d	10

**Concentrazioni dreni (al depuratore):**

(come "frazione liquida")

(come "frazione liquida")

**2.2. Carichi complessivi da D.A. all'impianto di depurazione**

Le principali caratteristiche quanti-qualitative dei reflui complessivi (frazione liquida + dreni disidratazione fanghi) che dalla digestione anaerobica vengono avviati all'impianto di trattamento finale risultano:

**Tab. 3: Caratteristiche reflui complessiva da D.A. al trattamento**

parametro	u.m.	valore
Portata giornaliera "frazione Liquida"	m <sup>3</sup> /d	190
Portata giornaliera dreni da "fraz. solida"	m <sup>3</sup> /d	10
<b>Portata giornaliera reflui da D.A.</b>	<b>m<sup>3</sup>/d</b>	<b>200</b>
Portata media oraria	m <sup>3</sup> /d	7,92
<b>Concentrazioni:</b>		
pH	-	7,0 – 7,5
SST	mg/l	250
COD	mgO <sub>2</sub> /l	500
BOD <sub>5</sub>	mgO <sub>2</sub> /l	250
TKN (N)	mgN/l	450
Ammoniaca (N-NH <sub>4</sub> )	mgN-NH <sub>4</sub> /l	350
Fosforo totale	mgP/l	100
Ortofosfato (P-PO <sub>4</sub> )	mgP/l	75
Solfati (SO <sub>4</sub> )	mg/l	100
Cloruri (Cl)	mg/l	1.800
<b>Carichi:</b>		
SST	kg/d	50
COD	kg/d	100
BOD <sub>5</sub>	kg/d	50
TKN (N)	kg/d	90
Ammoniaca (N-NH <sub>4</sub> )	kg/d	70
Fosforo totale	kg/d	20
Ortofosfato (P-PO <sub>4</sub> )	kg/d	15
Solfati (SO <sub>4</sub> )	kg/d	20
Cloruri (Cl)	kg/d	360

### 2.3. Reflui da stabilimento

Le principali caratteristiche quanti-qualitative dei reflui da stabilimento avviati all'impianto di trattamento finale risultano:

**Tab. 4: Caratteristiche reflui complessivi da stabilimento**

<b>parametro</b>	<b>u.m.</b>	<b>"Ante Operam" (relazione "VELO") valore</b>	<b>"Post Operam" (progetto attuale) valore</b>
<b>Portata media reflui da stabilimento</b>	<b>m<sup>3</sup>/d</b>	<b>1.300</b>	<b>1.260</b>
Acque interne depuratore (stima):			
Acque supero ispessitore	m <sup>3</sup> /d	62	170
Acque disidratazione fanghi	m <sup>3</sup> /d	58	50
Acque lavaggio nastropressa	m <sup>3</sup> /d	60	40
Acque controlavaggio filtri	m <sup>3</sup> /d	20	20
<b>Portata media giorno di produzione</b>	<b>m<sup>3</sup>/d</b>	<b>1.500</b>	<b>1.540</b>
Giorni lavorativi di produzione	gg/sett	5,5	5,0
Capacità di equalizzazione	gg/sett	7,0	7,0
<b>Portata media "equalizzata"</b>	<b>m<sup>3</sup>/d</b>	<b>1.178</b>	<b>1.100</b>
<b>Concentrazioni:</b>			
		<u>(reflui equalizzati)</u>	<u>(reflui equalizzati)</u>
pH	-	8,0	6,0 – 9,5
SST	mg/l	407	500
COD	mgO <sub>2</sub> /l	3.468	2.300
BOD <sub>5</sub>	mgO <sub>2</sub> /l	1.734	1.300
TKN (N)	mgN/l	166	90
Fosforo totale	mgP/l	34	70
Ortofosfato (P-PO <sub>4</sub> )	mgP/l		40
Solfati (SO <sub>4</sub> )	mg/l		30
Cloruri (Cl)	mg/l	607	800
<b>Carichi:</b>			
		<u>(reflui equalizzati)</u>	<u>(reflui equalizzati)</u>
SST	kg/d	480	495
COD	kg/d	4.086	2.530
BOD <sub>5</sub>	kg/d	2.043	1.430
TKN (N)	kg/d	196	99
Fosforo totale	kg/d	40	77
Ortofosfato (P-PO <sub>4</sub> )	kg/d		44
Solfati (SO <sub>4</sub> )	kg/d		33
Cloruri (Cl)	kg/d	715	880



## 2.4. Reflui complessivi all'impianto

Le principali caratteristiche quanti-qualitative dei reflui complessivi equalizzati in alimentazione all'impianto di trattamento finale risultano:

**Tab. 5: Reflui equalizzati in alimentazione all'impianto di trattamento**

Reflui equalizzati in alimentazione al BIO		"Ante Operam" (relazione "VELO")	"Post Operam" (progetto attuale)
parametro	u.m.	valore	valore
<b>Portata giornaliera reflui complessivi da D.A.</b>	<b>m<sup>3</sup>/d</b>	-	<b>200</b>
Portata giorn. Reflui equalizz. da stabilimento	m <sup>3</sup> /d	1.178	1.100
<b>Portata media giornaliera al trattamento</b>	<b>m<sup>3</sup>/d</b>	<b>1.178</b>	<b>1.300</b>
Portata media oraria	m <sup>3</sup> /h	49,1	54,2
Portata di punta oraria	m <sup>3</sup> /h	-	70
<b>Concentrazioni:</b>			
pH	-	8,0	7,0 – 8,0
SST	mg/l	407	419
COD	mgO <sub>2</sub> /l	3.468	2.023
BOD <sub>5</sub>	mgO <sub>2</sub> /l	1.734	1.138
TKN (N)	mgN/l	166	145
Ammoniaca (N-NH <sub>4</sub> )	mgN-NH <sub>4</sub> /l		88
Fosforo totale	mgP/l	34	75
Ortofosfato (P-PO <sub>4</sub> )	mgP/l		45
Solfati (SO <sub>4</sub> )	mg/l		41
Cloruri (Cl)	mg/l	607	954
<b>Carichi:</b>			
SST	kg/d	480	545
COD	kg/d	4.086	2.630
BOD <sub>5</sub>	kg/d	2.043	1.480
TKN (N)	kg/d	196	189
Ammoniaca (N-NH <sub>4</sub> )	kg/d		114
Fosforo totale	kg/d	40	97
Ortofosfato (P-PO <sub>4</sub> )	kg/d		59
Solfati (SO <sub>4</sub> )	kg/d		53
Cloruri (Cl)	kg/d	715	1.240
<b>Potenzialità nominale:</b>			
<b>Potenzialità nominale (1 A.E. = 60 gBOD<sub>5</sub>/d)</b>	<b>A.E.</b>	<b>34.050</b>	<b>24.667</b>

Da quest'ultima tabella risulta evidente che, anche a seguito della nuova linea di produzione e dell'inserimento della D.A. della scotta, il carico organico del progetto attuale ("Post Operam"), risulta inferiore a quello del progetto originale ("Ante Operam") il quale, tra i reflui dello stabilimento, comprendeva anche una discreta portata di siero avviato al trattamento.

## 2.5. Limiti di riferimento allo scarico

Per lo scarico dell'effluente trattato in acque superficiali si fa riferimento ai limiti di cui alla Tab. 1, All.to B del P.T.A. del Veneto "Limiti per gli scarichi industriali: Scarichi in acque superficiali", che riprende la Tab. 3, All.to 5, del D.lgs. 152/2006, parte terza):

<b>Limiti allo scarico parametro</b>	<b>u.m.</b>	<b>valore limite</b>
pH	-	5,5 – 9,5
COD (come O <sub>2</sub> )	mg/l	≤ 160
BOD <sub>5</sub> (come O <sub>2</sub> )	mg/l	≤ 40
Solidi Sospesi Totali	mg/l	≤ 80
Azoto ammoniacale (come NH <sub>4</sub> )	mg/l	≤ 15
Azoto nitroso (come N-NO <sub>2</sub> )	mg/l	≤ 0,6
Azoto nitrico (come N-NO <sub>3</sub> )	mg/l	≤ 20
Fosforo totale (come P)	mg/l	≤ 10
Grassi ed oli animali e vegetali	mg/l	≤ 20
Solfati (come SO <sub>4</sub> )	mg/l	≤ 1.000
Cloruri (Cl)	mg/l	≤ 1.200

### 3. Sistema di trattamento acque reflue e fanghi

#### 3.1. Interventi di aggiornamento dell'impianto

L'impianto di depurazione attuale risulta di fatto quello realizzato da VELO S.p.A. alcuni anni or sono senza subire modifiche.

Attualmente, dopo circa 20 anni dalla definizione dei parametri di progetto, alla luce della prossima attivazione del nuovo comparto di digestione anaerobica della scotta e delle prospettive di aumento della produzione, Latteria Montello ha deciso di verificare gli attuali scarichi dello stabilimento, ridefinire la stima per quelli futuri e verificare di conseguenza l'impianto di depurazione.

Come verrà di seguito dimostrato, l'impianto risulta ancora dimensionalmente adeguato ai nuovi carichi previsti, ma verrà sottoposto ad interventi di miglioramento della "flessibilità" di processo e della potenzialità di rimozione dell'azoto, quali:

- Realizzazione di nuovi passaggi idraulici tra le vasche in modo da permettere una gestione del processo con tutti i reattori (anossici e aerobici) in serie, in possibile alternativa a due linee in parallelo;
- Installazione di mixer sommergibili in una vasca di ossidazione (V8) in modo da poterla utilizzare anche come denitrificazione;
- Potenziamento (futuro) del ricircolo interno (mixed liquor) per aumentare la potenzialità di denitrificazione;

#### 3.2. Filiera di trattamento aggiornata

La filiera di trattamento dell'impianto aggiornata risulta:

##### Linea acqua:

- Condotta di arrivo della fognatura;
- Grigliatura fine automatica;
- Grigliatura grossolana su canale di by-pass;
- Pozzetto di **sollevamento** con n° 2+1 pompe da **120 m<sup>3</sup>/h a 12 m c.a.**;
- Torre (scrubber) abbattimento odori per stazione di sollevamento;

- Comparto di **Accumulo-equalizzazione** in n° 2 vasche in c.a. (12 x 13 x 6,1 m utili) per complessivi (2 x 950 m<sup>3</sup> c.u.) **1.900 m<sup>3</sup>** dotate n° 2+2 mixer sommergibili da 2,8 kW c.u.;
- **Risollevamento** al biologico con n° 1 + 1 pompe da **80 m<sup>3</sup>/h a 12 m c.a.**;
- Correzione **pH** con gruppo di stoccaggio e dosaggio Soda caustica con serbatoio inox AISI304 da **12.000 l** e n° 1+1 pompe dosatrici da **12 l/h** a 3 bar;
- Comparti di **Denitrificazione** in serie di complessivi (2 x 445 + 1 x 1.060) **1.950 m<sup>3</sup>** max, dotati n° 1+1 mixer sommergibili da 2,2 kW c.u. x **V5** e **V6** e n° 2 mixer da 3,0 kW c.u. x **V7**;
- Comparto di **Ossidazione biologica** a fanghi attivi, con possibilità di utilizzare n° 2 linee funzionali in parallelo o n° 3 vasche in serie per complessivi (n° 3 vasche x 1.040 m<sup>3</sup>) **3.120 m<sup>3</sup>**;
- Sistema di **aerazione** delle **3** ossidazioni con reti di aerazione a tutto fondo con (3x150) **n° 450** diffusori a disco a membrana a bolle fini di diametro 380 mm;
- Stazione di **produzione aria** per sistema di aerazione con n° 2 soffianti volumetriche del tipo a lobi da 1.280 - 1.710 m<sup>3</sup>/h a 700 mbar, 55 kW ed una soffiante volumetrica a vite da **600 - 2.300 m<sup>3</sup>/h** a 650 mbar, 55 kW;
- Gruppo pompe di **ricircolo "interno"** fanghi alla denitrificazione con n° 2 (1 per linea) pompe centrifughe orizzontali da **100 m<sup>3</sup>/h a 5 m c.a.**, 5,5 kW c.u. + n° 1 pompa sommergibile futura da **200 m<sup>3</sup>/h a 3 m c.a.**;
- Gruppo di stoccaggio e dosaggio defosfatante con serbatoio da **12.000 l**, pompa di dosaggio per linea principale da **30 l/h** e pompa di dosaggio per linea di "rifinitura" da **6 l/h**;
- **Sedimentatore secondario** in c.a. a pianta circolare, diametro **13 m**, Hcil. 2,5 m, con ponte raschiafanghi a trazione periferica della superficie di **133 m<sup>2</sup>** e volume utile di circa **350 m<sup>3</sup>**;
- Gruppo pompe di **ricircolo fanghi** da sedimentatore alla denitrificazione con n° 2 pompe centrifughe orizzontali da **50 m<sup>3</sup>/h a 8 m c.a.**, 4,0 kW c.u.;
- Vasca di raccolta e **rilancio schiume** da circa 10 m<sup>3</sup>, con pompa di rilancio da 2 m<sup>3</sup>/h a 8 m c.a., 0,75 kW;
- Vasca di accumulo e alimentazione filtrazione a sabbia da circa **80 m<sup>3</sup>**;
- Gruppo pompe di sollevamento alla filtrazione con n° 1 + 1 pompe centrifughe orizzontali da **70 m<sup>3</sup>/h a 16 m c.a.**, 5,5 kW c.u.;
- **Filtrazione finale** a quarzite con n° 2 filtri rapidi diametro 2.000 mm, Hfasc. 2.000 mm, superficie complessiva di **6,2 m<sup>2</sup>**;

- Pompa di **controlavaggio filtri** da **90 m<sup>3</sup>/h** a **12 m c.a.**, 5,5 kW;
- Elettrosoffiante di **controlavaggio ad aria dei filtri** da **150 Nm<sup>3</sup>/h** a **300 mbar**, 3,0 kW;
- Vasca di accumulo finale da circa **340 m<sup>3</sup>**;
- Pozzetto di controllo e di scarico finale nel Cal minor;

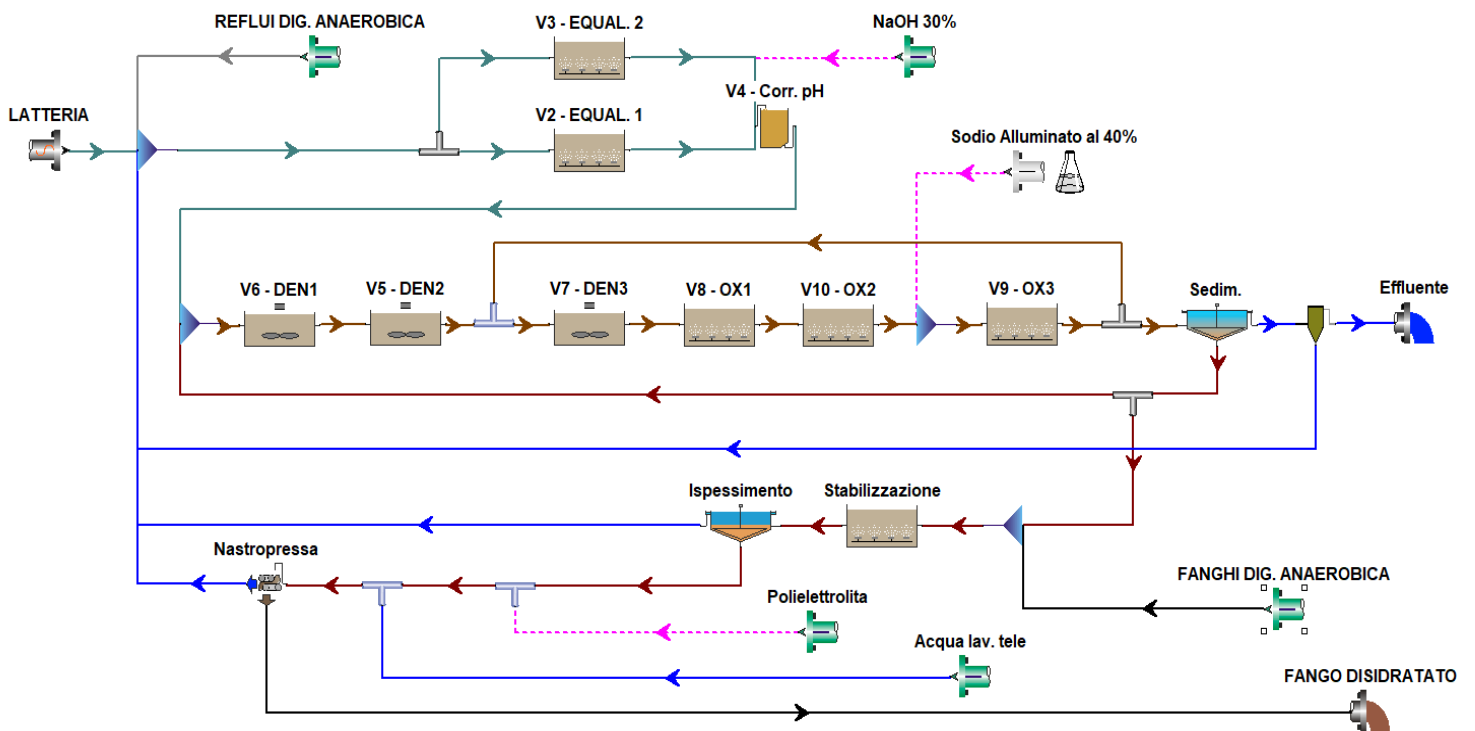
### **Linea fanghi:**

- Bacini di **stabilizzazione ed ispessimento** dei fanghi di supero (**V19 + V20 + V25 + V26**) in batch da circa (65 + 103 + 148 + 924 m<sup>3</sup>) **1.240 m<sup>3</sup>** complessivi, miscelate ed aerate con insufflazione aria con tubi forati;
- N° 4 pompe di **rilancio fanghi ispessiti** dalle vasche di ispessimento fanghi alla vasca di alimentazione ed eventuale condizionamento a monte della disidratazione da **20 m<sup>3</sup>/h** a **15 m c.a.**, 2,6 kW;
- Pompe monovite di **alimentazione nastropressa** da **3-12 m<sup>3</sup>/h** a **20 m c.a.**, 2,2 kW;
- Stazione di **preparazione e dosaggio polielettrolita** con pompa monovite di **dosaggio poli** da **0,5-2,5 m<sup>3</sup>/h** a **20 m c.a.**, 0,75 kW;
- Disidratazione fanghi con **filtropressa a nastro** con larghezza teli **1.600 mm**, dotata di pre-ispessitore a tamburo;
- Pompa di pressurizzazione per lavaggio teli da **2,4 - 8,0 m<sup>3</sup>/h** a **204 - 63 m c.a.**, 4,0 kW;
- Sistema di **trasporto fanghi** ai bacini di stoccaggio con n° 1 coclea elevatrice da 8 m, 2,2 kW e n° 1 coclea di distribuzione da 12 m, 2,2 kW;
- N° 2 bacini coperti di **stoccaggio fanghi disidratati** della superficie di circa (2 x 10 x 31 m) **620 m<sup>2</sup>** e capacità di stoccaggio in cumulo di circa **1.500 - 1.550 m<sup>3</sup>**;

### 3.3. Schema di flusso

Si riporta di seguito lo schema di flusso dell'impianto di trattamento dei reflui e dei fanghi:

Fig. 1: Schema di flusso impianto di depurazione aggiornato



## 4. Descrizione, verifica e dimensionamento dei vari comparti

### 4.1. Grigliatura iniziale

Tutti i reflui raccolti dalla fognatura interna pervengono al pozzetto di sollevamento (V1) attraverso un canale di arrivo della fognatura nel quale è installata una griglia fine a pulizia automatica del tipo a lamiera forata.

E' previsto un canale di by-pass di emergenza, intercettato da paratoie, dotato di una griglia a barre a pulizia manuale.

Le principali caratteristiche della grigliatura sono:

Grigliatura iniziale		
parametro	u.m.	valore
Larghezza canale grigliatura	m	0,60
Larghezza canale by-pass	m	0,60
Tirante d'acqua a monte griglia	m	0,5
Superficie di filtrazione	m <sup>2</sup>	0,3
Portata oraria (Q <sub>15</sub> )	m <sup>3</sup> /h	100
Portata di punta (3*Q <sub>15</sub> )	m <sup>3</sup> /h	300
Velocità di passaggio a Q <sub>15</sub>	m/s	0,09
Velocità a portata di punta (3*Q <sub>15</sub> )	m/s	0,27

La stazione di grigliatura è ancora adeguata alla funzione.

### 4.2. Sollevamento

Le principali caratteristiche della stazione di sollevamento sono:

Sollevamento all'equalizzazione		
parametro	u.m.	valore
Dimensioni vasca di sollevamento	m	4 x 3 x 6,5
Altezza utile	m	2,3
Volume utile	m <sup>3</sup>	27
Numero pompe	n°	3
Portata pompa (c.u.)	m <sup>3</sup> /h	120
Prevalenza	m c.a.	12
Potenza (c.u.)	kW	6,0

Il sollevamento, che rilancia i reflui alle vasche di equalizzazione ed in grado di garantire una portata max fino a 360 m<sup>3</sup>/h è ancora adeguato alle esigenze.

#### 4.3. Impianti ventilazione ed abbattimento odori (scrubber)

Le principali caratteristiche degli impianti di ventilazione nel locale grigliatura e sollevamento e dell'abbattimento degli odori prodotti nel pozzetto di sollevamento sono:

<b>Sistemi abbattimento odori</b>		
<b>parametro</b>	<b>u.m.</b>	<b>valore</b>
<b>Ventilazione locale:</b>		
Ventilatori ricambio aria locale	n°	1
Portata ventilatore	Nm <sup>3</sup> /h	2.240
Potenza	kW	2,2
Volume locale	m <sup>3</sup>	280
Ricambi aria	n°/h	8
<b>Abbattimento odori sollevamento:</b>		
Dimensioni colonna (scrubber)	mm	φ 700 x 4.000
Portata ventilatore scrubber	Nm <sup>3</sup> /h	2.200
Portata pompa soluzione di lavaggio	m <sup>3</sup> /h	2,8
Potenza	kW	2,2
Rapporto aria/liquido	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> *h	487
Soluzione di lavaggio		Alcalino – ossidante

Non essendo sostanzialmente cambiate le condizioni di lavoro di questi comparti, il sistema di ventilazione locale e l'impianto di abbattimento odori si ritengono ancora adeguati.

#### 4.4. Equalizzazione

I reflui grezzi grigliati e sollevati pervengono al comparto di equalizzazione, formato da due vasche in c.a. **V2** e **V3** e miscelate da mixer sommergibili, il tutto dalle seguenti caratteristiche:

<b>Equalizzazione</b>		
<b>parametro</b>	<b>u.m.</b>	<b>valore</b>
Vasche di equalizzazione V2 e v3	n°	2
Dimensioni vasche	m	12 x 13 x 6,5
Altezza utile liquami	m	6,1
Volume utile vasche (c.u.)	m <sup>3</sup>	950
<b>Volume complessivo equalizzazione</b>	<b>m3</b>	<b>1.900</b>



Numero mixer	n°	2 + 2
Diametro elica	mm	300
Velocità di rotazione	rpm	980
Potenza (c.u.)	kW	2,8

Non essendo sostanzialmente cambiate le condizioni di portata rispetto ai dati del progetto originale, si ritiene l'equalizzazione ancora adeguata alla funzione.

Dalle vasche di equalizzazione i reflui vengono risollevati alla vasca **V4** per la misura di alcuni parametri analitici e l'eventuale correzione del pH.

Le principali caratteristiche del risollevarmento dei reflui equalizzati sono:

<b>Risollevarmento a V4 correzione pH</b>		
<b>parametro</b>	<b>u.m.</b>	<b>valore</b>
Numero pompe	n°	1+1
Portata pompa (c.u.)	m <sup>3</sup> /h	80
Prevalenza	m c.a.	12
Potenza (c.u.)	kW	6,0

Anche la potenzialità delle attuali pompe di risollevarmento al trattamento biologico risulta ancora adeguata.

#### **4.5. Monitoraggio reflui, correzione pH e regolazione portata all'impianto**

Nella vasca **V4** sono posizionati alcuni strumenti per la determinazione di vari parametri di tipo chimico-fisico sui reflui equalizzati e risollevati, quali pH, temperatura ed ossigeno disciolto (O.D.).

La misura del pH viene utilizzata per correggere l'eventuale acidità eccessiva dei liquami controllando il dosaggio di soluzione commerciale di soda caustica.

Le principali caratteristiche del comparto sono:

<b>Correzione pH – V4</b>		
<b>parametro</b>	<b>u.m.</b>	<b>valore</b>
<b>Vasca V4:</b>		
Dimensioni vasca in c.a.	m	1,8 x 1,3 x 0,8
Volume utile vasca	m <sup>3</sup>	1,9
Paratoia motorizzata per regolazione portata in denitrificazione	n°	1
<b>Strumenti:</b>		
Strumento di rilevazione pH	n°	1

Strumento di rilevazione Temperatura	n°	1
Strumento di rilevazione Ossigeno disciolto	n°	1
<b>Gruppo dosaggio soda caustica:</b>		
Serbatoio di stoccaggio soda in inox AISI 304	n°	1
Volume utile serbatoio soda	l	12.000
Pompe di dosaggio soda caustica	n°	1 + 1
Portata pompa dosatrice	l/h	12
Prevalenza	bar	3

In considerazione che le nuove portate adottate e le relative caratteristiche dei reflui non differiscono sostanzialmente da quelle di progetto, si ritiene questo comparto ancora adeguato alla funzione.

#### 4.6. Comparti biologici a fanghi attivi

La verifica del dimensionamento dei singoli comparti biologici a fanghi attivi che devono conseguire la rimozione del COD, BOD<sub>5</sub>, Azoto e Fosforo dai reflui equalizzati provenienti dallo stabilimento e dalla D.A. (frazione liquida e dreni dei fanghi di supero), non può prescindere dal dimensionamento complessivo dell'intera linea di trattamento biologico a fanghi attivi (biomassa sospesa).

Infatti, nei vari comparti disposti idraulicamente in serie, circola ed opera la stessa biomassa (consorzio di microorganismi), per cui occorre creare le condizioni di processo per svilupparne e mantenerne una adeguata quantità e qualità nel sistema.

I principali parametri dimensionali e di processo che si sono adottati per conseguire questi obiettivi sono di seguito riassunti:

**Tab. 6: Dati dimensionali e parametri di verifica comparti biologici**

<b>Dati di verifica comparti DENITRO-NITRO (V6 + V5 + V7 + V8 + V10 + V9) parametro</b>	<b>u.m.</b>	<b>Valore</b>
<b>Portata media giornaliera al trattamento</b>	<b>m<sup>3</sup>/d</b>	<b>1.300</b>
Portata media oraria	m <sup>3</sup> /h	54,2
Portata di punta oraria	m <sup>3</sup> /h	70
<b>Dimensioni vasche:</b>		
Dimensioni vasche in c.a. <b>V5 e V6</b>	m	5,5 x 13,1 x 6,2
Dimensioni vasche in c.a. <b>V7, V8, V9 e V10</b>	m	13,5 x 13,1 x 6,0
<b>Volume comparti:</b>		
Volume denitrificazione <b>V5 (DEN 1)</b>	m <sup>3</sup>	445
Volume denitrificazione <b>V6 (DEN 2)</b>	m <sup>3</sup>	445

Volume denitrificazione <b>V7</b> (DEN 3)	m <sup>3</sup>	1.060
<b>Volume complessivo denitrificazione</b>	<b>m<sup>3</sup></b>	<b>1.950</b>
Volume ossidazione-nitrificazione <b>V8</b> (OX 1)	m <sup>3</sup>	1.050
Volume ossidazione-nitrificazione <b>V10</b> (OX 2)	m <sup>3</sup>	1.040
Volume ossidazione-nitrificazione <b>V9</b> (OX 3)	m <sup>3</sup>	1.030
<b>Volume complessivo ossidazione-nitrificazione</b>	<b>m<sup>3</sup></b>	<b>3.120</b>
<b>Volume complessivo comparti biologici</b>	<b>m<sup>3</sup></b>	<b>5.070</b>
Frazione del volume in condizioni anossiche	%	38,5%
<b>Parametri di processo:</b>		
<b>Temperatura minima di processo</b>	<b>°C</b>	<b>20</b>
<b>Concentrazione biomassa</b>	<b>kg SST/m<sup>3</sup></b>	<b>4,0</b>
Frazione Solidi Sospesi Volatili	%SST	65% (*)
<b>Biomassa complessiva</b>	<b>kg SST</b>	<b>20.280</b>
	<b>kg SSV</b>	<b>13.182</b>
COD in ingresso	kg COD	2.630
BOD <sub>5</sub> in ingresso	kg BOD <sub>5</sub>	1.480
Carico volumetrico	kgBOD <sub>5</sub> /m <sup>3</sup> *d	0,29
Carico organico specifico (F/M) per COD	kgCOD/kgSSV*d	0,20
<b>Carico organico specifico (F/M) per BOD<sub>5</sub></b>	<b>kgBOD<sub>5</sub>/kgSSV*d</b>	<b>0,11</b>
Età del fango minima attesa	d	> 17

(\*) il valore di SSV (%SST) relativamente basso adottato tiene conto della presenza nella biomassa complessiva dei fanghi chimici dovuti alla precipitazione del fosforo per cui è da considerarsi cautelativo ai fini della verifica.

Il basso carico sul fango di 0,11 kgBOD<sub>5</sub>/kgSSV\*d alla temperatura di processo pari o superiore a 20 °C, indica che anche alla massima potenzialità di verifica, si opererà nel campo del “basso carico” e quindi in un regime relativamente stabile con ampi margini di garanzia.

L’aumentata presenza di fosforo nei reflui rispetto al passato richiederà un aumento del dosaggio di prodotto defosfatante.

Tuttavia, la nuova filiera di processo, con tutti i reattori in serie permetterà di configurare l’impianto secondo anche schemi alternativi (es. A2O, UCT, Modified UCT, VIP, Johannesburg process, ecc.), cercando di attivare e mantenere anche il processo di defosfatazione biologica che permetterebbe di ridurre l’uso di prodotti chimici per la defosfatazione.

#### 4.7. Comparto complessivo di pre-denitrificazione

La valutazione di questo comparto prevede quindi l’applicazione a ritroso del procedimento di dimensionamento e quindi una valutazione dei risultati conseguibili.

E' necessario però, prima di procedere nell'esposizione, elencare alcuni punti fondamentali sui criteri adottati:

- si assume una temperatura minima di verifica di 20 °C e quindi cautelativa in relazione alle temperature minime invernali registrate fino ad oggi nelle vasche di ossidazione di circa 21÷22 °C e al futuro incremento medio della temperatura dovuto all'apporto termico dei reflui in uscita dalla Digestione anaerobica che si stima in circa +2÷3 °C rispetto agli attuali;
- si assume che nel bacino di denitrificazione l'ossigeno disciolto sia praticamente assente;
- si assume che non si verifichi carenza di carbonio organico per il processo;
- si assume che l'azoto rimosso per sintesi in ossidazione sia pari al 3,5 % del carico di BOD<sub>5</sub> rimosso;
- si assume che la concentrazione di N-NO<sub>3</sub> in uscita dall'ossidazione (OX 3) sia ≤ 10 mg/l;
- si assume che il TKN in uscita finale sia ≤ 3 mg/l e l'Azoto ammoniacale < 0,5 e quindi che la nitrificazione sia molto spinta;

Con queste condizioni si riportano di seguito i parametri funzionali di verifica:

<b>Parametri di verifica Pre-denitrificazione</b>		
<b>DEN1 (V6) + DEN2 (V5) + DEN3 (V7)</b>	<b>u.m.</b>	<b>valore</b>
<b>Parametro</b>		
<b>Volume utile pre-denitrificazione (complessivo)</b>	<b>m<sup>3</sup></b>	<b>1.950</b>
Portata giornaliera reflui	m <sup>3</sup> /d	1.300
Portata media oraria reflui	m <sup>3</sup> /h	54,2
Portata di ricircolo da sedimentatore	m <sup>3</sup> /h	100
Concentrazione biomassa	kgSST/m <sup>3</sup>	4,0
Frazione Solidi Sospesi Volatili (SSV)	%SST	65%
Tempo di ritenzione nominale a Qm	h	40
Tempo di ritenzione effettivo a Qm	h	3,6
Temperatura minima di verifica	°C	20
Carico di BOD <sub>5</sub> in ingresso	kg/d	1.480
Rendimento rimozione BOD <sub>5</sub>	%	99%
Carico di TKN in ingresso	kg/d	189
Concentrazione del TKN allo scarico	mgTKN/l	3,0
Carico di TKN allo scarico	kg/d	3,9
TKN rimosso per sintesi biologica (3,5 % BOD <sub>5</sub> )	kg/d	51,2
Concentrazione di N-NO <sub>3</sub> allo scarico	mgN-NO <sub>3</sub> /l	10
Carico di N-NO <sub>3</sub> allo scarico	kg/d	13,0
Carico di BOD <sub>5</sub> necessario alla denitrificazione	kg/d	480-520

Per calcolare l'azoto da denitrificare nel presente comparto occorre prima effettuare un bilancio di massa complessivo sull'azoto che entra ed esce dal sistema:

$$\mathbf{N-NO_3den.} = \text{TKNi} - \text{Nsint} - \text{TKNu} - \text{N-NO}_3\text{u}$$

Dove:

N-NO <sub>3</sub> den :	kgN-NO <sub>3</sub> /d	Azoto nitrico da denitrificare
TKNi :	kgTKN/d	TKN in ingresso
Nsint :	kgN/d	Azoto per la sintesi biologica
TKNu :	kgTKN/d	TKN allo scarico
N-NO <sub>3</sub> u :	kgN-NO <sub>3</sub> /d	Azoto nitrico allo scarico

Quindi:

$$\mathbf{N-NO_3den} = 189 - 51,2 - 3,9 - 13 = \mathbf{120,9 \text{ kgN-NO}_3/\text{d}}$$

Si può quindi calcolare la minima velocità di denitrificazione necessaria:

$$\mathbf{VdT} = \text{N-NO}_3\text{den} / (24 * \text{VDEN} * \text{SST} * \% \text{SSV} * (\text{NO}_3\text{d} / \text{Kd} + \text{NO}_3\text{d}))$$

e

$$\mathbf{Vdmax20} = \text{VdT} / 1,12^{(T-20)}$$

Dove:

VdT	gN-NO <sub>3</sub> /kgSSV*h	Velocità di denitrificazione a temperatura di verifica
Vd20	gN-NO <sub>3</sub> /kgSSV*h	Velocità di denitrificazione a temperatura di riferimento
VDEN	m <sup>3</sup>	Volume denitrificazione
SST	kg/m <sup>3</sup>	Concentrazione SST
%SSV	%	Frazione SSV
NO <sub>3</sub> d	mgN-NO <sub>3</sub> /l	Concentrazione N-NO <sub>3</sub> in uscita denitrificazione
Kd	mgN-NO <sub>3</sub> /l	Conc. di semisaturazione nitrati in denitrificazione
T	°C	Temperatura di processo

Quindi:

$$\mathbf{VdT} = 120,9 / (24 * 1.950 * 4,0 * 65\% * 0,5 / (0,5+0,1)) = \mathbf{1,19 \text{ gN-NO}_3/\text{kgSSV}*\text{h}}$$

Ma la T di processo è uguale alla T di riferimento (20°), per cui:

$$\mathbf{Vd20} = \mathbf{VdT}$$

La velocità di denitrificazione richiesta di **1,19 gN-NO<sub>3</sub>/kgSSV\*h** alla temperatura di riferimento di 20 °C, risulta molto inferiore rispetto al valore che comunemente si adotta in fase di dimensionamento che è di circa **3,0 gN-NO<sub>3</sub>/kgSST\*h**, permettendo di conseguire i risultati previsti con un notevole fattore di sicurezza.

Non ci saranno limitazioni dovute a carenza di substrato organico (BOD<sub>5</sub>) per la denitrificazione in quanto il carico in ingresso sarà di 250% - 300% quello minimo necessario.

E' possibile quindi calcolare il rapporto di ricircolo complessivo alla denitrificazione "R" secondo la classica formulazione:

$$R \text{ (Rapp. Ricircolo)} = (TKNi - TKNu - N-NO_{3u} - N_{sint}) / N-NO_{3u}$$

Quindi:

$$R \text{ (Rapp. Ricircolo)} = (189 - 3,9 - 13 - 51,2) / 13 = \mathbf{9,3}$$

Ad un rapporto di ricircolo complessivo di circa 9,3 sulla portata media Qm, corrisponde una portata di ricircolo complessiva (portata di ricircolo fanghi da sedimentazione + ricircolo miscela aerata) di circa **500 m<sup>3</sup>/h**.

Una quota parte di tale portata complessiva è data dalla portata di ricircolo da sedimentatore in grado di garantire **100 m<sup>3</sup>/h**.

La differenza tra la portata complessiva e quella di ricircolo, di circa **400 m<sup>3</sup>/h**, sarà soddisfatta nel prossimo futuro dal potenziamento dell'attuale gruppo di sollevamento costituito da pompe centrifughe orizzontali posizionate all'esterno dei bacini di ossidazione-nitrificazione OX2 e OX3, con una ulteriore pompa in grado di erogare ulteriori **200 m<sup>3</sup>/h**.

Ricircolo mixed liquor:

<b>Ricircolo mixed liquor (attuale / futuro)</b>		
<b>parametro</b>	<b>u.m.</b>	<b>valore</b>
<b>Sollevamento attuale (da V9 e V10):</b>		
Pompe centrifughe orizzontali attuali	n°	2
Portata pompa (c.u.)	m <sup>3</sup> /h	100
Prevalenza (c.u.)	m c.a.	5,5
Potenza (c.u.)	kW	5,5
<b>Portata complessiva attuale</b>	<b>m<sup>3</sup>/h</b>	<b>200</b>
<b>Integrazione futura del sollevamento:</b>		
Pompa sommersibile integrativa futura	n°	1
Portata pompa	m <sup>3</sup> /h	200
Prevalenza	m c.a.	3,0
Potenza	kW	6,0
<b>Portata complessiva futura</b>	<b>m<sup>3</sup>/h</b>	<b>400</b>

Per miscelare la vasca V8 convertita a denitrificazione DEN3, si prevede l'installazione di nuovi mixer sommergibili in grado di garantire una potenza specifica nominale di 6 W/m<sup>3</sup>, dalle seguenti caratteristiche:

<b>Mixer x denitrificazione DEN3 (V7)</b>		
<b>parametro</b>	<b>u.m.</b>	<b>valore</b>
Mixer sommergibili	n°	2
diametro girante	mm	400
Velocità di rotazione	rpm	700
Potenza (c.u.)	kW	3,0

#### 4.8. Comparto complessivo di Ossidazione - nitrificazione

Anche la valutazione di questo comparto prevede quindi l'applicazione a ritroso del procedimento di dimensionamento e quindi una valutazione dei risultati conseguibili.

La verifica non viene effettuata sulla rimozione del COD e BOD<sub>5</sub> che sarà molto elevata (> 98% - 99%) in virtù del basso carico sul fango F/M di circa 0,11 kgBOD<sub>5</sub>/SSV\*d e di una temperatura minima di processo di 20 °C, ma verrà verificata la capacità di nitrificazione del TKN, che rappresenta il processo più limitante.

I principali elementi e parametri di valutazione del comparto sono:

<b>Parametri di verifica Ossidazione-nitrificazione</b>		
<b>OX1 (V8) + OX2 (V10) + OX3 (V9)</b>	<b>u.m.</b>	<b>valore</b>
<b>parametro</b>		
<b>Volume utile Ossidazione-nitrificazione (complessiva)</b>	<b>m<sup>3</sup></b>	<b>3.120</b>
Portata giornaliera reflui	m <sup>3</sup> /d	1.300
Portata media oraria reflui	m <sup>3</sup> /h	54,2
Portata di ricircolo da sedimentatore	m <sup>3</sup> /h	100
Portata di ricircolo interno (mixed liquor)	m <sup>3</sup> /h	400
Concentrazione biomassa	kgSST/m <sup>3</sup>	4,0
Frazione Solidi Sospesi Volatili (SSV)	%SST	65%
Tempo di ritenzione nominale a Qm	h	58
Tempo di ritenzione effettivo a Qm	h	5,6
Temperatura minima di verifica	°C	20
Carico di BOD <sub>5</sub> in ingresso	kg/d	1.480
Rendimento rimozione BOD <sub>5</sub>	%	99%
Carico di TKN in ingresso	kg/d	189
Concentrazione del TKN allo scarico	mgTKN/l	3,0
Carico di TKN allo scarico	kg/d	3,9
TKN rimosso per sintesi biologica (3,5 % BOD <sub>5</sub> )	kg/d	51,2
Concentrazione di NH <sub>4</sub> allo scarico	mgNH <sub>4</sub> /l	0,5
Frazione di batteri nitrificanti dei SSV	%SSV	3,0%

Per calcolare l'azoto da nitrificare nel presente comparto occorre effettuare un bilancio di massa complessivo sull'azoto che entra ed esce dal sistema:

$$\mathbf{TKN_{nitr} = TKN_i - N_{sint} - TKN_u}$$

Dove:

TKN <sub>nitr</sub> :	kgTKN/d	Azoto nitrico da nitrificare
TKN <sub>i</sub> :	kgTKN/d	TKN in ingresso
N <sub>sint</sub> :	kgN/d	Azoto per la sintesi biologica
TKN <sub>u</sub> :	kgTKN/d	TKN allo scarico

Quindi:

$$\mathbf{TKN_{nit} = 189 - 51,2 - 3,9 = 133,9 \text{ kgTKN/d}}$$

Si può quindi calcolare la minima velocità di nitrificazione richiesta secondo la formulazione:

$$\mathbf{VnT = TKN_{nitr} / (24 * VOX * SST * \%SSV * FN * (NH_{4u} / Kn + NH_{4u}) * (O_2 / KO_2 + O_2))}$$

e

$$\mathbf{Vn_{max20} = VnT / 1,12^{(T-20)}}$$

Dove:

VnT	gTKN/kgSSN*h	Velocità di nitrificazione a temperatura di verifica
Vn <sub>max20</sub>	gN-NO <sub>3</sub> /kgSSV*h	Velocità di denitrificazione a temperatura di riferimento
FN	SSN/SSV	Frazione nitrificante dei solidi volatili
VOX	m <sup>3</sup>	Volume nitrificazione
SST	kg/m <sup>3</sup>	Concentrazione SST
%SSV	%	Frazione SSV degli SST
NH <sub>4u</sub>	mgNH <sub>4</sub> /l	Concentrazione NH <sub>4</sub> allo scarico finale
Kn	mgNH <sub>4</sub> /l	Conc. di semisaturazione ammoniaca in nitrificazione
KO <sub>2</sub>	mgO <sub>2</sub> /l	Conc. di semisaturazione ossigeno disciolto in nitrificazione
T	°C	Temperatura di processo

Quindi:

$$\mathbf{VnT = 133,9 / (24 * 3.120 * 4,0 * 65\% * 3\% * 0,5 / (0,5 + 0,1) * 2,0 / (0,5 + 2,0)) = 34,4 \text{ gTKN/kgSSN*h}}$$

Ma la T di processo è uguale alla T di riferimento (20°), per cui:

$$\mathbf{Vn_{max20} = VnT}$$

L'analisi dei dati sopra riportati evidenzia che la velocità minima di nitrificazione richiesta dal processo alla T min di verifica di 20 °C di **34,4 gTKN/kgSSN\*h** indica un valore inferiore rispetto ai valori di letteratura (circa -50%) di 70 gTKN/kgSSN\*h, quindi il processo di nitrificazione risulterà stabile e con notevoli margini di garanzia.



#### 4.8.1. Richiesta di ossigeno per Ossidazione-nitrificazione

Anche per il fabbisogno di ossigeno si ricorre alla classica formulazione con la quale si stabilisce un consumo legato alla rimozione biologica del carbonio organico, uno legato alla nitrificazione dell'azoto in forma ridotta (ammoniacale) ed infine un ultimo termine determinato dalla respirazione endogena della biomassa.

Quindi:

$$O_{cat} = O_c * BOD_5i$$

$$O_{resp} = O_r * K_{Or}^{(T-20)} * VOX * SSV$$

$$O_{nit} = O_n * TKN_{nitr}$$

$$O_{den} = O_d * N-NO_3den$$

$$OC = O_{cat} + O_{resp} + O_{nit} - O_{den}$$

dove:

O <sub>nit</sub>	kgO <sub>2</sub> /d	Richiesta di ossigeno per nitrificazione TKN
O <sub>resp</sub>	kgO <sub>2</sub> /d	Richiesta di ossigeno per respirazione endogena
O <sub>cat</sub>	kgO <sub>2</sub> /d	Richiesta di ossigeno per rimozione BOD <sub>5</sub>
O <sub>den</sub>	kgO <sub>2</sub> /d	"Recupero" di ossigeno da denitrificazione
OC	kgO <sub>2</sub> /d	Fabbisogno globale di ossigeno netto
OC <sub>p</sub>	kgO <sub>2</sub> /d	Fabbisogno globale di ossigeno netto di punta
O <sub>c</sub>	kgO <sub>2</sub> /kgBOD <sub>5rim</sub>	Fabbisogno spec. di ossigeno per rimozione BOD <sub>5</sub>
O <sub>r</sub>	kgO <sub>2</sub> /kgSSV*d	Fabbisogno spec. di ossigeno per resp. endogena a 20°
K <sub>Or</sub>	-	Coefficiente di temp. per tasso di respirazione endogena
O <sub>n</sub>	kgO <sub>2</sub> /kgTKN*d	Fabbisogno specifico di ossigeno per nitrificazione
O <sub>d</sub>	kgO <sub>2</sub> /kgN-NO <sub>3den</sub> *d	"Recupero" specifico di ossigeno da denitrificazione
VOX	m <sup>3</sup>	Volume nitrificazione
SST	kg/m <sup>3</sup>	Concentrazione SST
%SSV	%	Frazione SSV degli SST
OC <sub>st</sub>	kgO <sub>2</sub> /d	Fabbisogno globale di ossigeno a Condizioni Standard
T	°C	Temperatura di processo

sostituendo i valori adottati in sede di verifica, risulta:

$$O_{cat} = 0,6 * 1.480 = 888 \text{ kgO}_2/\text{d}$$

$$O_{resp} = 0,10 * 1,084^{(20-20)} * 3.120 * 4,0 * 65\% = 811 \text{ kgO}_2/\text{d}$$

$$O_{nit} = 4,57 * 134 = 612 \text{ kgO}_2/\text{d}$$

$$\text{Oden} = 2,86 * 121 = 346 \text{ kgO}_2/\text{d}$$

$$\text{OC} = 888 + 811 + 612 - 346 = \mathbf{1.965 \text{ kgO}_2/\text{d} = 81,9 \text{ kgO}_2/\text{h}}$$

Conseguentemente il calcolo della richiesta di ossigeno di punta alla portata di punta Qp risulta.

$$\text{OCp} = (\text{Qp} / \text{Qm}) * \text{OC}$$

Quindi:

$$\text{OCp} = (70 / 54,2) * (888 + 612 - 346) + 811 = \mathbf{2.301 \text{ kgO}_2/\text{d} = 96 \text{ kgO}_2/\text{h}}$$

La richiesta effettiva di ossigeno a condizioni standard OCst (acqua pulita, 20°C e 1.013 mbar) è ricavabile dalla seguente relazione:

$$\text{OCst} = \frac{\text{OC}}{\alpha * \left( \frac{\beta * \text{Cs} - \text{Ce}}{9,2} \right) * F * 1,024^{(T-20)}}$$

dove:

- OC : Richiesta effettiva di ossigeno nell'ossidazione pari a 81,9 kgO<sub>2</sub>/h;
- α : coefficiente riduttivo tra capacità di trasferimento nella miscela aerata e nell'acqua pulita, posto a **0,65** per i diffusori a membrana a bolle finissime;
- β : coefficiente riduttivo tra concentrazione di saturazione dell'ossigeno nella miscela aerata e nell'acqua pulita dovuto posto a **0,98**;
- F : fattore di intasamento diffusori posta a **0,95**;
- Cs : concentrazione di saturazione dell'ossigeno alla Tmax di lavoro posta a **7,66 mgO<sub>2</sub>/l**;
- Ce : concentrazione dell'ossigeno disciolto alle condizioni operative posto a **2,0 mgO<sub>2</sub>/l**;
- T : temperatura massima operativa dei liquami nella stagione calda posta a **30 °C**;

per cui risulta che la richiesta max effettiva di ossigeno a condizioni standard (OCst) è di:

$$\text{OCst} = 81,9 / 0,47 = \mathbf{175 \text{ kgO}_2/\text{h}} \text{ a } \underline{\text{condizioni standard}}.$$

E quindi a Qp:

$$\text{OCpst} = 96 / 0,47 = \mathbf{204 \text{ kgO}_2/\text{h}} \text{ a } \underline{\text{condizioni standard}}.$$

#### **4.8.2. Verifica sistema di aerazione del comparto ossidativo**

Nelle tre vasche di ossidazione V8, V9 e V10 sono installate altrettante reti di insufflazione d'aria a "tutto fondo" costituite da **150** diffusori da 380 mm.

Questi diffusori, alla profondità di impiego di circa 5,75 m ed alla portata specifica prevista, presentano un rendimento di trasferimento di ossigeno di circa il **36 %**.

La portata massima d'aria necessaria a **Qp** risulta quindi:

$$Q_{\max \text{ aria}} = OC_{pst} / (\text{kgO}_2/\text{m}^3_{\text{aria}} * \text{Resa.trasf}) = 204 / (0,28 * 0,36) = \mathbf{2.024 \text{ m}^3/\text{h}}$$

Al servizio delle reti di diffusione nelle ossidazioni OX1, OX2 e OX3 sono previste le seguenti macchine:

Parametro	u.m.	valore
Elettrosoffiante volumetrica a vite	n°	1
Portata nominale soffiante	m <sup>3</sup> /h	600 – 2.300
Prevalenza	mbar	650
Potenza	kW	55
Elettrosoffianti volumetriche a lobi	n°	1 + 1
Portata nominale soffianti (c.u.)	m <sup>3</sup> /h	1.280 - 1700
Prevalenza	mbar	700
Potenza	mbar	55

Per soddisfare la richiesta massima di aria dal sistema ossidativo risulta quindi sufficiente la sola soffiante volumetrica a vite a circa l'88% della sua potenzialità max.

Inoltre, in funzionamento parallelo con un'altra delle due soffianti volumetriche a lobi, è possibile erogare circa 4.000 m<sup>3</sup>/h di aria, per cui il sistema di aerazione sarà in grado di erogare fino al 100% in più rispetto alla richiesta max di ossigeno precedentemente calcolata, costituendo un adeguato margine di garanzia.

#### **4.8.3. Defosfatazione chimica**

Per il conseguimento del rispetto del limite previsto per lo scarico finale per il valore di Fosforo totale, occorre rimuovere la quota parte di Fosforo che, entrata nella linea biologica, eccede il fabbisogno di Fosforo per la sintesi microbiologica (crescita biomassa).

A tal fine si continua ad utilizzare un prodotto defosfatante costituito da circa il 40% di Alluminato di Sodio e circa il 10%-20% di Soda caustica, quale precipitante chimico degli ortofosfati come AlPO<sub>4</sub> per la "co-precipitazione" nel bacino di ossidazione e l'eventuale "rifinitura" a monte della filtrazione come post-precipitazione.

I principali elementi di calcolo per la defosfatazione chimica sono:

Parametri di verifica Defosfatazione parametro	u.m.	valore
Carico di BOD <sub>5</sub> in ingresso	kg/d	1.480
Portata media giornaliera al trattamento	m <sup>3</sup> /d	1.300

Parametri di verifica Defosfatazione		
parametro	u.m.	valore
Rendimento rimozione BOD <sub>5</sub>	%	99%
Carico di P <sub>tot</sub> in ingresso	kgP/d	97
Concentrazione di P <sub>tot</sub> allo scarico	mgP/l	5,0
Carico di P <sub>tot</sub> allo scarico	kgP/d	6,5
P <sub>tot</sub> rimosso per sintesi biologica (1,0 % BOD <sub>5</sub> rim)	kgP/d	14,7
Titolo prodotto defosfatante (in Alluminato di sodio)	%	40%
Titolo prodotto defosfatante (in Alluminio)	%Al	9,15%
Densità prodotto defosfatante	g/ml	1,50

Si prevede di rimuovere per "co-precipitazione" in ossidazione una quantità di fosforo pari a:

$$P_{prec} = P_{tot\_i} - P_{sint} - P_{tot\_u}$$

dove:

P <sub>prec</sub>	kgP/d	Fosforo totale da rimuovere per precipitazione chimica
P <sub>tot_i</sub>	kgP/d	Fosforo totale in ingresso al biologico
P <sub>tot_u</sub>	kgP/d	Fosforo totale allo scarico finale
P <sub>sint</sub>	kgP/d	Fosforo rimosso per sintesi della biomassa

Quindi:

$$P_{prec} = 97 - 14,7 - 6,5 = 75,8 \text{ kgP/d}$$

ed adottando un rapporto di precipitazione di **1,3 moliAl/moleP<sub>prec</sub>**, risulta:

$$\text{Dosaggio "Alluminio"} = 1,3 * 75,8 * 27 / 31 = 85,8 \text{ kgAl/d}$$

che, utilizzando una soluzione di Alluminato di sodio al 40% in peso corrisponde a:

$$\text{Prodotto defosfatante} = 85,8 / 9,15\% = 938 \text{ kg/d di sol. di Soda alluminata}$$

che determina un dosaggio medio di:

$$\text{Dosaggio defosfatante} = 938 / 1,5 = 625 \text{ l/d} = 26 \text{ l/h}$$

La quantità complessiva di fanghi di natura chimica dovuti alla precipitazione del fosforo come fosfato ed altri composti dell'alluminio è pari a circa **370 kg/d** i quali andranno a sommarsi a quelli biologici di supero.

L'attuale unità di stoccaggio e dosaggio di prodotto defosfatante risulta:

<b>Unità di stoccaggio e dosaggio Defosfatante</b>		
<b>parametro</b>	<b>u.m.</b>	<b>valore</b>
Serbatoio di stoccaggio in inox AISI304	n°	1
Capacità serbatoio	l	12.000
Pompe dosatrici per “linea principale” (co-precipitazione)	n°	1
<b>Portata pompa dosatrice per co-precipitazione</b>	<b>l/h</b>	<b>1 - 30</b>
Pompe dosatrici per “linea di rifinitura” a monte filtrazione (post-precipitazione)	n°	1
Portata pompa dosatrice per co-precipitazione	l/h	6,0

La pompa dosatrice per la “linea principale” di co-precipitazione da 30 l/h max è ancora adeguata alle esigenze.

Esiste anche la possibilità di attivare un dosaggio di “rifinitura” a monte della filtrazione (post-defosfatazione) con una pompa dedicata.

#### **4.8.4. Produzione fanghi di supero**

I fanghi di supero di questo impianto sono costituiti dai fanghi biologici di supero propriamente detti e dai fanghi chimici prodotti dalla defosfatazione chimica.

La produzione dei fanghi biologici viene determinata dalla classica formulazione che stabilisce una crescita dei Solidi Sospesi Volatili complessivi in funzione del BOD<sub>5</sub> abbattuto a cui viene sottratta la biomassa consumata per decadimento e respirazione endogena.

La produzione fanghi biologici di supero (Waste Activated Sludge) risulta:

$$\mathbf{WAS_{bio}} = Y_{20} * TetaE^{(T-20)} * BOD_5 * \%rim - DK_{20} * TetaDK^{(T-20)} * SST * \%SSV * (VDEN+VOX) - SSTu$$

dove:

WAS <sub>bio</sub>	kg/d	Fango di supero biologico prodotto
WAS	kg/d	Fango di supero complessivo prodotto
Q <sub>was</sub>	m <sup>3</sup> /d	Portata giornaliera fanghi di supero
Y <sub>20</sub>	kgSSV/kgBOD <sub>5</sub> rim.	Rendimento di crescita biomassa alla temp. T di verifica
TetaE		Coeff. di temperatura per rendimento di crescita
DK	1/d	Tasso di decadimento della biomassa
TetaDK		Coeff. di temperatura per decadimento biomassa
BOD <sub>5</sub>	kg/d	Carico di BOD <sub>5</sub> in ingresso
%rim	%	Rendimento di rimozione BOD <sub>5</sub>
VDEN	m <sup>3</sup>	Volume denitrificazione
VOX	m <sup>3</sup>	Volume nitrificazione
SST	kg/m <sup>3</sup>	Concentrazione SST
%SSV	%	Frazione SSV degli SST

SSTu	kg/d	SST nello scarico finale
T	°C	Temperatura di processo

Quindi:

$$\mathbf{WAS_{bio}} = 1,2 * 1,015^{(20-20)} * 1.480 * 99\% - 0,064 * 1,08^{(20-20)} * 4,0 * 65\% * 5.070 - 12 = \mathbf{890 \text{ kgSS/d}}$$

A questi fanghi biologici si aggiungono i fanghi chimici calcolati al punto 4.8.3 *Defosfatazione chimica* stimati in circa 370 kg/d.

La produzione complessiva di fanghi di supero sarà quindi:

$$\mathbf{WAS} = 890 + 370 = \mathbf{1.260 \text{ kg/d}}$$

Il fango misto di supero (Fango attivo con fango biologico + chimico) viene estratto dal flusso di ricircolo a mezzo di valvole di spurgo automatiche verso i comparti di stabilizzazione aerobica e ispessimento, per cui risulterà una portata media di:

$$\mathbf{Q_{was}} = 1.260 / 6,16 = \mathbf{205 \text{ m}^3/\text{d}} \text{ pari a } \mathbf{8,54 \text{ m}^3/\text{h}}$$

#### 4.9. Sedimentazione finale

Per la separazione dell'effluente finale trattato dalla biomassa che viene ricircolata nel sistema è presente un sedimentatore–chiarificatore realizzato in c.a, a pianta circolare e dotato di un carroponete raschiafanghi a trazione periferica del tipo 1+1/3.

I principali elementi di calcolo per la verifica di questo comparto alla luce dei nuovi dati di carico sono:

<b>Sedimentatore finale</b>		
<b>parametro</b>	<b>u.m.</b>	<b>valore</b>
Sedimentatori finali	n°	1
Diametro utile sedimentatore	m	13
<b>Superficie utile</b>	<b>m<sup>2</sup></b>	<b>133</b>
<b>Volume utile</b>	<b>m<sup>3</sup></b>	<b>354</b>
Concentrazione della biomassa in Ossidazione (SST)	kgSST/m <sup>3</sup>	4,0
Portata media in alimentazione biologico	m <sup>3</sup> /h	54,2
Portata di punta in alimentazione biologico	m <sup>3</sup> /h	70
Portata di ricircolo da sedimentatore	m <sup>3</sup> /h	100

Si calcolano quindi i principali parametri funzionali di progetto o verifica per la sedimentazione, ovvero il “carico idraulico superficiale” (**Cis**) ed il “carico solido superficiale” (**Ciss**) nelle due condizioni di portata Qm e Qp.

$$\mathbf{Cis} = Q_m / S_{sed}$$

$$\mathbf{Ciss_{max}} = Q_p / S_{sed}$$

e

$$C_{ss} = (Q_m + Q_r) * SST / S_{sed}$$

$$C_{ssmax} = (Q_p + Q_r) * SST / S_{sed}$$

Quindi:

$$C_{is} = 54,2 / 133 = 0,41 \text{ m/h}$$

$$C_{ismax} = 70 / 133 = 0,53 \text{ m/h}$$

$$C_{ss} = (54,2 + 100) * 4,0 / 133 = 4,6 \text{ kgSST/m}^2\cdot\text{h}$$

$$C_{ssmax} = (70 + 100) * 4,0 / 133 = 5,1 \text{ kgSST/m}^2\cdot\text{h}$$

Dai dati sopra riportati risulta che il comparto di sedimentazione finale opererà ancora con adeguati margini di sicurezza sia rispetto al carico idraulico che rispetto al carico solido superficiale, rendendolo adeguato anche in presenza di biomassa relativamente “leggera”, con valori di SVI di circa 190-200 ml/g, ovvero prossimi al bulking.

#### 4.9.1. Ricircolo fanghi e rilancio schiume

Per il ricircolo dei fanghi dalla tramoggia del sedimentatore alla denitrificazione e per il rilancio delle schiume raccolte nella vaschetta V13 all'ispessimento fanghi, sono presenti delle pompe di tipo centrifugo ad asse orizzontale alloggiato all'interno di un locale, dalle seguenti caratteristiche:

<b>Ricircolo fanghi e rilancio schiume</b>		
<b>parametro</b>	<b>u.m.</b>	<b>valore</b>
<b>Ricircolo fanghi:</b>		
Pompe centrifughe orizzontali attuali	n°	2
Portata pompa (c.u.)	m <sup>3</sup> /h	50
Prevalenza (c.u.)	m c.a.	8,0
Potenza (c.u.)	kW	4,0
<b>Portata complessiva</b>	<b>m<sup>3</sup>/h</b>	<b>100</b>
<b>Rilancio schiume:</b>		
Pompa centrifuga orizzontale	n°	1
Portata pompa	m <sup>3</sup> /h	2,0
Prevalenza	m c.a.	8,0
Potenza	kW	0,75

Le varie pompe sono adeguate alla funzione.

#### 4.9.2. Dosaggio flocculante

Per migliorare la flocculazione e la separazione della biomassa nella sedimentazione finale viene effettuato un dosaggio di prodotto flocculante direttamente nell'ultima ossidazione immediatamente a monte della sedimentazione stessa.

Per il dosaggio del prodotto flocculante viene utilizzata una pompa dosatrice da **30 l/h** che aspira il prodotto dal un contenitore di stoccaggio da 500 l.

L'attuale dosaggio è dell'ordine di 1 l/h e si considera che possa risultare adeguato anche nel prossimo futuro, per cui la pompa dosatrice esistente è più che adeguata.

#### 4.10. Filtrazione finale

Per affinare ulteriormente la qualità dell'effluente finale, riducendo al minimo i solidi sospesi a tutto vantaggio della rimozione del Fosforo nel caso si attivi anche la post-defosfatazione, è presente un comparto di filtrazione finale su filtri rapidi a pressione a controlavaggio automatico del tipo aria+acqua.

I reflui in uscita dal sedimentatore finale che vengono raccolti nella vasca di accumulo intermedia V14, sollevati ai filtri a pressione, filtrati e scaricati alla successiva vasca di accumulo finale V17.

La pompa centrifuga orizzontale del controlavaggio filtri aspira dalla vasca di accumulo finale V17.

I principali elementi di valutazione e caratteristiche del comparto di filtrazione finale sono:

Filtrazione finale parametro	u.m.	Valore
<b>Portata media giornaliera al trattamento</b>	<b>m<sup>3</sup>/d</b>	<b>1.300</b>
Portata media oraria	m <sup>3</sup> /h	54,2
Portata di punta oraria	m <sup>3</sup> /h	70
<b>Dimensioni e volume vasche:</b>		
Dimensioni vasca in c.a. <b>V14</b> (Hu = 5,5 m)	m	4,0 x 3,0 x 6,2
Volume denitrificazione <b>V14</b> (Accumulo x filtr.)	m <sup>3</sup>	66
Dimensioni vasca in c.a. <b>V17</b> (Hu = 5,5 m)	m	15,6 x 4,0 x 6,2
Volume denitrificazione <b>V17</b> (Accumulo finale)	m <sup>3</sup>	340
<b>Sollevamento a filtrazione:</b>		
Pompe centrifughe orizz. per alimentazione filtri	n°	1 + 1
Portata pompa (c.u.)	m <sup>3</sup> /h	70



<b>Filtrazione finale</b>	<b>u.m.</b>	<b>Valore</b>
<b>parametro</b>		
Prevalenza (c.u.)	m c.a.	17
Potenza (c.u.)	kW	5,5
<b>Filtri rapidi a pressione:</b>		
Filtri	n°	2 in //
Dimensioni (diametro x fasciame)	mm	φ 2.000 x 2.000
Superficie di filtrazione (c.u.)	m <sup>2</sup>	3,1
Superficie di filtrazione complessiva	m <sup>2</sup>	6,2
Materiale filtrante		quarzite
Quantità quarzite	kg	4.000
Perdite di carico a filtro pulito	bar	0,5
Perdite di carico a filtro sporco	bar	1,5
Tipologia controlavaggio		aria ed acqua
Portata aria in controlavaggio	Nm <sup>3</sup> /h a 3 m c.a.	150
Portata acqua in controlavaggio	m <sup>3</sup> /h	90
<b>Pompa controlavaggio:</b>		
Pompa centrifuga orizzontale per controlavaggio	n°	1
Portata pompa	m <sup>3</sup> /h	90
Prevalenza	m c.a.	12
Potenza	kW	5,5
<b>Elettrosoffiante per controlavaggio:</b>		
Soffiante volumetrica a lobi per controlavaggio	n°	1
Portata	Nm <sup>3</sup> /h	150
Prevalenza	m c.a.	3,0
Potenza	kW	3,0

Il principale parametro di valutazione della filtrazione è rappresentato dal carico idraulico superficiale (velocità di filtrazione) che con i nuovi dati di portata risulta:

$$\text{Cif} = Q_m / S_{\text{filtr}}$$

$$\text{Cifmax} = Q_p / S_{\text{filtr}}$$

Quindi:

$$\text{Cif} = 54,2 / 6,2 = \mathbf{8,74 \text{ m/h}}$$

$$\text{Cifmax} = 70 / 6,2 = \mathbf{11,3 \text{ m/h}}$$

Le velocità di filtrazione nei due casi con  $Q_m$  e  $Q_p$  risultano ancora adeguatamente compatibili con i parametri adottati generalmente di progetto.

Il comparto di filtrazione attuale risulta quindi ancora adeguato alle esigenze anche nel caso dell'attivazione della post-precipitazione.

#### 4.11. Accumulo, monitoraggio e scarico finale

L'acqua filtrata perviene ad una vasca di accumulo finale **V17** con la funzione di:

- Alimentazione del sistema di lavaggio tele della nastropressa di disidratazione fanghi;
- Alimentazione per la pompa di controlavaggio filtri a pressione;
- Accumulo per la rete antincendio;
- Alimentazione sistema di irrigazione area verde dello stabilimento;

La vasca **V17**, di dimensioni utili 15,6 x 4,0 x 6,2 m ed un'altezza utile reflui di 5,5 m, ha una capacità massima di **340 m<sup>3</sup>**.

All'uscita della vasca di accumulo verso lo scarico nel pozzetto di campionamento viene effettuata la determinazione della portata scaricata con un misuratore magnetico DN150.

Infine, dal pozzetto finale di campionamento **V18** viene prelevato un campione di refluo, avviato ad un analizzatore automatico della concentrazione del fosforo (ortofosfato) residuo allo scarico e con la misura viene controllato il dosaggio di defosfatante.

I volumi di queste vasche sono ancora adeguate alla funzione.

#### 4.12. Ispessimento fanghi

I fanghi di supero prodotti dall'impianto di depurazione e spurgati in automatico dalla linea di ricircolo fanghi da sedimentatore sono inviati al successivo comparto di stabilizzazione aerobica con ispessimento.

Il comparto di stabilizzazione aerobica ed ispessimento è costituito da una serie di vasche (**V19, V20, V25 e V26**) che vengono alimentate singolarmente da valvole automatiche che effettuano lo spurgo dalla linea di ricircolo, ognuna attrezzata con tubi forati di aerazione e miscelazione, da pompa di scarico del surnatante che si forma durante le fasi di decantazione e da una pompa di rilancio dei fanghi ispessiti alla disidratazione.

Complessivamente il sistema risulta così costituito:

Stabilizzazione aerobica ed ispessimento Parametro	u.m.	Valore
Portata fanghi di supero da trattamento reflui	m <sup>3</sup> /d	205
Quantità di solidi da trattamento reflui	kg/d	1.260
Portata fanghi di supero digestione anaerobica	m <sup>3</sup> /d	14
Quantità di solidi da digestione anaerobica	kg/d	700

<b>Portata complessiva fanghi di supero all'ispessimento</b>	<b>m<sup>3</sup>/d</b>	<b>219</b>
Portata media oraria	m <sup>3</sup> /h	9,12
<b>Quantità complessiva di solidi all'ispessimento</b>	<b>kg/d</b>	<b>1.960</b>
	<b>kg/sett</b>	<b>13.720</b>
<b>Concentrazione media fanghi di supero</b>	<b>%s.s.</b>	<b>0,89%</b>
Frazione volatile fanghi complessivi di supero	%ST	68%
<b><u>Volumi vasche ispessimento:</u></b>		
Volume vasca in c.a. <b>V19</b> (Hu = 5,5 m)	m <sup>3</sup>	65
Volume vasca in c.a. <b>V20</b> (Hu = 5,5 m)	m <sup>3</sup>	103
Volume vasca in c.a. <b>V25</b> (Hu = 5,5 m)	m <sup>3</sup>	148
Volume vasca in c.a. <b>V26</b> (Hu = 5,5 m)	m <sup>3</sup>	924
<b>Volume totale vasche di stabilizzazione e ispessimento</b>	<b>m<sup>3</sup></b>	<b>1.240</b>
Concentrazione media fanghi in stabilizzazione	%s.s.	1,6%
Fango complessivo in trattamento	kg	19.840
Tempo medio di ritenzione del fango in stabilizzazione	d	10
Riduzione SSV a temperatura min invernale di 16 °C	%ridSSV	20%
Riduzione SSV a temperatura max estiva di 30 °C	%ridSSV	30%
<b>Quantità fanghi stabilizzati alla temperatura min</b>	<b>kg/sett</b>	<b>11.854</b>
Quantità fanghi stabilizzati alla temperatura max	kg/sett	10.921
Grado di ispessimento fanghi stabilizzati	%s.s.	<b>3,0%</b>
<b>Volume fanghi stabilizzati alla disidratazione a temp. min</b>	<b>m<sup>3</sup>/sett</b>	<b>395</b>
Volume fanghi stabilizzati alla disidratazione a temp. max	m <sup>3</sup> /sett	364

Il comparto di stabilizzazione ed ispessimento dei fanghi di supero risulta ancora adeguato alla sua funzione.

#### 4.13. Disidratazione fanghi

Per la disidratazione dei fanghi stabilizzati ed ispessiti è presente una filtropressa a nastro dotata di pre-addensatore dinamico.

Quando si attiva la disidratazione il fango ispessito viene pompato dalla vasca di ispessimento prestabilita ad una vasca intermedia in carpenteria posta all'interno del locale che potrebbe servire per un eventuale pre-condizionamento del fango con bentoniti o altro.

Dalla vasca di condizionamento una pompa monovite alimenta il pre-addensatore dinamico a tamburo della nastropressa e quindi la nastropressa fanghi previo condizionamento con una sospensione di polielettrolita cationico in emulsione.

Il fango disidratato viene convogliato e distribuito da un sistema di coclee nei due silos fanghi coperti.

Le principali caratteristiche ed elementi di verifica del sistema di disidratazione sono:

<b>Disidratazione fanghi</b>	<b>u.m.</b>	<b>Valore</b>
<b>Parametro</b>		
Quantità fanghi stabilizzati alla temperatura minima	kg/sett	<b>11.854</b>
Grado di ispessimento fanghi stabilizzati	%s.s.	<b>3,0%</b>
Portata fanghi stabilizzati ed ispessiti alla disidratazione	m <sup>3</sup> /sett	395
Giorni di disidratazione alla settimana	gg/sett	5
Ore di lavoro nastropressa al giorno	h/gg	8
<b>Concentrazione media fanghi disidratati</b>	<b>%s.s.</b>	<b>20 %</b>
<b>Pompa fanghi:</b>		
Pompa monovite alimentazione nastropressa	n°	1
Portata pompa	m <sup>3</sup> /h	3 - 12
Prevalenza	bar	2,0
Potenza	kW	2,2
<b>Preparatore soluzione polielettrolita:</b>		
Pompa ad acqua	n°	1
Vasca di dissoluzione	l	800
Agitatore per vasca	n°	1
Concentrazione di preparazione	%	0,8% - 1,0%
<b>Pompa polielettrolita:</b>		
Pompa monovite dosaggio soluzione polielettrolita	n°	1
Portata pompa	l/h	500 – 2.500
Prevalenza	bar	2,0
Potenza	kW	0,75
<b>Disidratazione fanghi:</b>		
Nastropressa con pre-addensatore dinamico (buratto)	n°	1
Larghezza teli	mm	1.600
<b>Pompa lavaggio teli ad alta pressione:</b>		
Pompa centrifuga a girante multipla lavaggio teli	n°	1
Portata pompa	m <sup>3</sup> /h	5,0
Prevalenza	bar	15
Potenza	kW	4,0
<b>Coclee di trasporto fanghi:</b>		
Coclea elevatrice	n°	1

Lunghezza coclea elevatrice	m	8
Potenza	kW	2,2
Coclea distribuzione	n°	1
Lunghezza coclea distribuzione	m	12
Potenza	kW	2,2
<b>Bacini accumulo fanghi V21 e V22:</b>		
Bacini accumulo fanghi disidratati (V21 e V22)	n°	2
Lunghezza bacini (comprensiva di rampa al 18% di pendenza)	m	31
Larghezza bacini	m	10
Capacità complessiva di stoccaggio fanghi in cumulo	m <sup>3</sup>	1.500 – 1.550

Per la verifica del comparto si considera di operare con la disidratazione nelle più gravose condizioni invernali (maggiore quantità di fanghi), per 5 giorni/settimana e per 8 ore/d con il fango stabilizzato in digestione che presenta un grado residuo di secco del 3,0%ss per cui la quantità giornaliera di fango da disidratare risulterà:

$$Q_{fd} = 11.854 \text{ kgSS/sett} / 5 \text{ d/sett} = \mathbf{2.371 \text{ kgSS/d}}$$
 pari a circa **79,0 m<sup>3</sup>/d** al **3,0% s.s.**

Prevedendo di utilizzare la disidratazione per circa 8 h/d, la portata oraria di fango da trattare risulta:

$$Q_{fh} = 79,0 \text{ m}^3/\text{d} / 8 \text{ h/d} = \mathbf{9,88 \text{ m}^3/\text{h}}$$
 di fango al 3,0% pari a circa **296 kgSS/h**

Il carico solido specifico sulla larghezza lineare del nastro risulta quindi:

$$C_{sn} = 296 / 1,6 = \mathbf{185 \text{ kgSS/m}^*\text{h}}$$

La capacità di produzione della nastropressa di **185 kgSS/m\*h** risulta **< 200 kgSS/m\*h**, valore preso a riferimento per un fango di questa natura, pertanto conferma che il sistema di disidratazione è adeguato alla ipotesi di lavoro su 5 gg/sett x 8 h/gg.

Con una produzione media settimanale di fanghi di  $(11.854+10.921)/2 = \mathbf{11.388 \text{ kg/sett}}$  al 20%, risultano:

$$\mathbf{\text{Fango disidratato} = 11.855 / 20\%s.s. = 59,3 \text{ t/sett}}$$
 pari a circa **53,9 m<sup>3</sup>/sett**

La produzione annua di fango disidratato è stimata quindi in:

$$\mathbf{\text{Fango disidratato annuo} = 52 * 59,3 = 3.084 \text{ t/anno}}$$
 pari a circa **2.804 m<sup>3</sup>/anno**

Considerando le esigenze di stoccaggio di circa 6 mesi tra uno smaltimento e l'altro, il volume necessario di accumulo nei bacini coperti deve essere di circa  $(2.804/2) \mathbf{1.402 \text{ m}^3}$ , pertanto

gli attuali bacini che presentano un volume complessivo per fanghi in cumulo di circa 1.500 – 1.550 m<sup>3</sup>, risultano ancora adeguati alla funzione.

#### 4.14. Caratteristiche agronomiche fanghi

Le caratteristiche agronomiche dei fanghi disidratati da avviare allo smaltimento in agricoltura sono rappresentate principalmente dai parametri analitici: *Carbonio organico*, *Azoto totale*, *Fosforo totale* e *Potassio*, tutti espressi in % sulla sostanza secca.

Nel caso specifico si stima che tali parametri saranno relativamente simili a quelle dei fanghi attuali per l'Azoto, mentre per il Fosforo il valore dovrebbe risultare anche superiore.

Nel bilancio complessivo, infatti, l'apporto di Azoto al sistema aumenta rispetto all'attuale, ma l'eccesso di azoto verrà di fatto nitrificato e denitrificato e non rimarrà nei fanghi.

Per il Fosforo invece, l'eccesso resterà nei fanghi o come Fosforo organico nella biomassa residua o come Fosforo precipitato nelle varie e numerose forme (Struvite, Fosfato di Calcio, Magnesio, Ferro, Alluminio, ecc.), determinando quindi anche un aumento del valore residuo rispetto all'attuale.

La stima teorica dei residui N e P nei fanghi disidratati futuri è sintetizzata nella seguente tabella:

<b>Fanghi disidratati</b> <b>Parametro</b>	<b>u.m.</b>	<b>Valore medio</b> <b>(stimato)</b>	<b>Limiti:</b> - Tabella B1/1 - Allegato B del DGR 235/2009 - Legge 130 del 16/11/2018
Sostanza secca a 105°	%p/p	<b>20 ± 1,0</b>	
Carbonio organico	%s.s.	<b>28 - 30</b>	>20% s.s.
Azoto totale	%s.s.	<b>5,0 ± 1,0</b>	>1,5% s.s.
Fosforo totale	%s.s.	<b>9,0 ± 1,0</b>	>0,4% s.s.
Potassio	%s.s.	<b>0,5 ± 0,1</b>	-