

INTERVENTO DI MIGLIORAMENTO DEL DEPURATORE DI  
ALESSANDRIA ORTI - LINEA ACQUE E LINEA FANGHI  
CUP E36G14000260008 - CIG 6185013231 - CIG 61863555 A4

## PROGETTO ESECUTIVO

PROGETTISTA:



TITOLO ELABORATO:

RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO

ELABORATO N°:

II052P-PE-RT001

ELABORATO				CONTROLLATO		APPROVATO	
SIGLA		G.RICOTTI		G.RICOTTI		S. VENTURINI	
REVISIONE	N.		DESCRIZIONE				
	1						
	2						
	3						

NOME FILE:

II052P-PE-RT001.doc

DATA: Settembre 2016

SCALA:


-

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 2
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

**INTERVENTO DI MIGLIORAMENTO  
 DEL DEPURATORE DI ALESSANDRIA ORTI  
 LINEA ACQUE – LINEA FANGHI  
 CUP E36G14000260008  
 CIG 6185013231 - CIG 61863555 A4**


**PROGETTO ESECUTIVO**

**RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO**

 <b>TECNOFAR</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 3
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

## I N D I C E


1	INTRODUZIONE	5
2	IMPIANTO DI TRATTAMENTO	6
2.1	Finalità e risultati dell'intervento progettuale	6
2.2	Stato di fatto	7
2.3	Analisi delle criticità dell'impianto	10
2.4	Interventi previsti in progetto	11
2.5	Schema a blocchi	12
2.6	Dati di progetto	13
2.7	Limiti allo scarico	14
2.8	Linea acque: descrizione, caratteristiche e dotazioni impiantistiche delle varie sezioni	15
2.8.1	Grigliatura grossolana	15
2.8.2	Grigliatura fine	18
2.8.3	Sollevamento iniziale	19
2.8.4	Dissabbiatura/disoleatura	20
2.8.5	Decantazione primaria	20
2.8.6	Denitrificazione-nitrificazione (cicli alternati)	20
2.8.7	Decantazione finale	25
2.8.8	Degasaggio	28
2.8.9	Filtrazione finale	28
2.8.10	Precipitazione chimica del fosforo (defosfatazione)	29
2.8.11	Disinfezione	31
2.9	Linea acque di pioggia	31
2.10	Linea fanghi	31
2.10.1	Pre-ispessimento dinamico dei fanghi biologici di supero	31
2.11	Linea di controllo odori (deodorizzazione)	34
2.11.1	Dimensionamento	35
	ALLEGATO 1	36
1	Il processo biologico	39
1.1	Premessa	39
1.2	I dati a base progetto	40
1.3	Introduzione al processo a cicli alternati in reattore unico	41
1.4	Simulazione mediante modello matematico ASM n.2	46
1.4.1.	Scenari di calcolo	46
1.4.2.	Risultati delle simulazioni	47
1.5	Dimensionamento del processo biologico in modalità Cicli Alternati in reattore unico (CA)	49
1.6	Gli interventi impiantistici e strutturali	51

 <b>TECENITAL</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 4
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

2	Dimensionamento dei sistemi di fornitura dell'aria	53
2.1	Metodologie per il calcolo dell'ossigeno da fornire	53
2.2	Metodologie per il calcolo dell'aria pratica da fornire	54
2.3	Metodologie per il calcolo dei diffusori porosi	55
2.4	Calcolo della richiesta di ossigeno	55
2.5	Calcolo delle forniture d'aria	56
3	Dimensionamento dei sistemi di miscelazione	59
4	Locale compressori	60

### **INDICE DELLE TABELLE**

Tab. 2.1:	Valori limite di emissione allo scarico	14
Tab. 2.2:	Grigliatura grossolana	17
Tab. 2.3:	Produzione materiale grigliato	17
Tab. 2.4:	Grigliatura fine	18
Tab. 2.5:	Produzione materiale grigliato	19
Tab. 2.6:	Sollevamento iniziale	20
Tab. 2.7:	Denitrificazione-Nitrificazione (cicli alternati)	22
Tab. 2.8:	Decantazione finale	26
Tab. 2.9:	Filtrazione finale	29
Tab. 2.10:	Precipitazione chimica del fosforo	30
Tab. 2.11:	Pre-ispessimento dinamico dei fanghi biologici di supero	32
Tab. 2.12:	Deodorizzazione	34

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 5
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

## 1 INTRODUZIONE

La presente Relazione Generale è relativa al Progetto Esecutivo di miglioramento dell'impianto di depurazione di Alessandria-Orti, gestito da A.M.A.G., Azienda Multiutility Acqua Gas S.p.A., ai fini del raggiungimento della potenzialità già autorizzata di 110.000 AE, mediante la costruzione di una linea a servizio di 40.000 AE. La linea attualmente funzionante è a servizio di 70.000 AE.


Le acque depurate attualmente devono rispettare i limiti di emissione previsti dalla Tab. 1, 2 e 3 dell'Allegato 5, parte terza del D.Lgs 152/2006, nonché quelli stabiliti dalla Regione Piemonte in base all'art. 101 del D.Lgs 152/2006 dal momento che nella fognatura urbana scaricano anche alcune attività produttive e l'impianto è autorizzato al trattamento di rifiuti extrafognari (REF).

Il recapito finale dell'affluente depurato è il fiume Tanaro.

Gli interventi in argomento sono finalizzati all'adeguamento dell'impianto di depurazione in base alle previsioni di incremento degli abitanti serviti così come riportato sul Master Plan di Ingegneria Ambiente s.r.l. del maggio 2014.

A tal fine si è predisposto un progetto esecutivo secondo gli elaborati tecnici del D.P.R. 207/2010 in relazione ai diversi livelli di progettazione.



	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 6
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

## 2 IMPIANTO DI TRATTAMENTO

### 2.1 Finalità e risultati dell'intervento progettuale

Con l'intervento in oggetto si intende migliorare l'impianto esistente al fine di raggiungere la potenzialità già autorizzata di 110.000 AE. Di conseguenza l'effluente dell'impianto dovrà rispettare i limiti di emissione della Tab. 1 e 3 dell'Allegato 5, parte terza del D.Lgs 152/2006 e per quanto riguarda azoto e fosforo i limiti della Tab. 2 per una popolazione >110.000 A e quindi  $P_{totale}=1$  mg/l e  $N_{totale}=10$  mg/l.

Gli interventi necessari riguardano:


- la costruzione di una nuova stazione composta da grigliatura grossolana e fine e sollevamento iniziale. La nuova stazione è prevista all'interno di un edificio di contenimento, provvisto di deodorizzazione;
- il completamento del partitore a valle della dissabbiatura/disoleazione esistente e il collegamento ai decantatori primari esistenti, nonché la possibilità di un by-pass di quest'ultimi;
- la demolizione delle vecchie vasche di ossidazione in quanto malandate e non convenientemente utilizzabili per il ridotto battente idraulico;
- il rifacimento delle due sublinee per un volume utile globale di 7.200 m<sup>3</sup> da dedicare alla nitrificazione e denitrificazione;
- l'installazione di nuove soffianti ad alto rendimento, di nuovi diffusori a bolle fini, di agitatori sommersi e di sistemi di misura e controllo del processo per l'adeguamento dei reattori biologici alla tecnologia a "Cicli Alternati in reattore unico";
- l'installazione di un nuovo decantatore finale da porre in parallelo agli esistenti con adeguamento dell'opera di ripartizione per avere un adeguato carico idraulico superficiale in decantazione finale;
- la previsione di un nuovo impianto di filtrazione finale a salvaguardia della conformità dell'effluente ai stringenti limiti di emissione di tab. 2 dell'Allegato 5, parte terza del D.Lgs 152/2006 e per il miglioramento di efficienza dalla sezione di disinfezione posta a valle.

Per la linea fanghi è previsto l'inserimento di un ispessitore dinamico per preispessire il fango in uscita dall'ispessitore statico e ridurre di conseguenza il volume da trattare nelle successive fasi, nonché la riattivazione della centrifuga da 40 m<sup>3</sup>/h, attualmente fuori servizio.

Gli interventi di modifica dell'impianto verranno effettuati assicurando in ogni condizione un parziale trattamento.

Con le modifiche impiantistiche si intende raggiungere il risultato di :

- conseguire la potenzialità di 110.000 AE;
- adeguare il processo per assicurare, ad interventi ultimati, concentrazioni allo scarico nei limiti della tab. 1 e 3 dell'Allegato 5 del D.Lgs 152/2006 e per quanto riguarda azoto e fosforo i limiti della tab. 2, dello stesso Allegato;
- migliorare la sezione di sollevamento iniziale e grigliatura in modo da renderla più efficiente e funzionale;

 <b>TECENITAL</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 7
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

- migliorare la qualità dell'effluente con l'introduzione della filtrazione finale, di cui nella presente fase sarà fornita unicamente l'opera civile;
- migliorare il trattamento dei fanghi;
- garantire uno standard minimo di sicurezza degli operatori alla gestione.

## 2.2 Stato di fatto

L'impianto di depurazione di Alessandria-Orti attualmente (giugno 2016) prevede le seguenti fasi:

### linea liquami

- grigliatura grossolana (2 griglie verticali)
- sollevamento iniziale (3 pompe sommerse)
- dissabbiatura-disoleazione (2 linee uguali e parallele)
- decantazione primaria lamellare (2 linee uguali e parallele)
- predenitrificazione (2 linee uguali e parallele)
- nitrificazione (2 linee uguali e parallele)
- degasaggio (1 linea)
- decantazione finale (2 linee uguali e parallele)
- disinfezione (2 linee uguali e parallele)


### linea acqua di pioggia

- grigliatura grossolana (in comune con la linea liquami)
- sollevamento iniziale (2 pompe idrovore)
- decantazione (2 linee uguali e parallele)

### linea fanghi

- riciclo miscela aerata (3 pompe sommerse)
- ricircolo fanghi (3 pompe sommerse)
- sollevamento fanghi di supero (3 pompe sommerse)
- preispessimento statico a picchetti (1 linea)
- digestione anaerobica I e II stadio (1 linea)
- postispessimento statico (2 linee)
- disidratazione meccanica (3 centrifughe)

I reflui fognari giungono all'impianto mediante una fognatura mista (tubazione DN 1.600 mm) che sbocca in un pozzetto posto al di sotto del piano campagna sul piazzale in prossimità dell'ingresso principale. Da qui i reflui sono avviati con una tubazione DN 1.200 mm al manufatto comprendente la grigliatura grossolana e il sollevamento iniziale e con una tubazione DN

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 8
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

1.800 mm alla stazione di sollevamento di emergenza, costituita da due motopompe diesel PELLIZZARI (modello BSF 350/450),  $Q = 2.750 \text{ m}^3/\text{h}$  cad. e prevalenza  $H = 3,10 \text{ m}$ , pot. inst. 45 kW, che recapitano i reflui direttamente al fiume Tanaro al di sopra della quota di massimo invaso.

I reflui in arrivo all'impianto vengono grigliati a monte della stazione di sollevamento iniziale tramite due griglie verticali, collocate in due canali  $L = 2000 \text{ mm}$ , profondità = 4900 mm, con luce libera = 10 mm,  $P_{\text{inst}} = 1,1 \text{ kW}$ , con scarico del grigliato in una coclea ( $Q = 2 \text{ m}^3/\text{h}$  -  $P_{\text{inst}} = 1,5 \text{ kW}$ ) posta a circa 1.600 mm dal piano terra.

La stazione di sollevamento iniziale, posta a valle della grigliatura, è suddivisa in due comparti: uno destinato alle acque reflue per portate fino ad una  $Q < 3Q_m$  da inviare al trattamento completo e uno destinato alle acque di pioggia per portate fino a  $2Q_m$  da inviare ai bacini di pioggia, costituiti da due decantatori circolari raschiati, con diametro interno 33 m (volume unitario  $865 \text{ m}^3$ ), pot. inst. 0,75 kW cad..


La stazione di sollevamento dei reflui fino a  $3Q_m$  da inviare al trattamento completo è equipaggiata con tre pompe sommergibili con motore sotto inverter (ABS – modello AFP 2571-ME370/4-43),  $Q = 160 \text{ l/s}$ , prevalenza 12,2 m, pot. inst. 37 kW, che inviano i reflui alla dissabbiatura-disoleazione. La stazione di sollevamento delle acque di pioggia fino ad una portata aggiuntiva di  $2Q_m$  è equipaggiata con due pompe verticali (MARELLI – mod. PEN 450/81/2),  $Q = 1.800 \text{ m}^3/\text{h}$ , prevalenza 8,5 m, pot. inst. 75 kW, che inviano le acque piovane ai bacini di pioggia.

I reflui destinati al trattamento vengono dissabbiati e disoleati, tramite due vasche rettangolari (dimensioni unitarie in pianta  $4,5 \times 12 \text{ m}$ , profondità utile 2.8 m) con superficie unitaria  $54 \text{ m}^2$  e volume utile unitario  $150 \text{ m}^3$ , equipaggiate con ponte raschiatore “va e vieni”, sistema di aerazione costituito da 13 diffusori NOPON PK300, alimentati da 2+1R compressori con  $Q = 120 \text{ m}^3/\text{h}$  cadauno,  $H = 4 \text{ m}$ , pot. inst. 4 kW. La sabbia separata è inviata tramite 2 pompe sommergibili, una per ogni bacino, con  $Q = 23 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $H = 2 \text{ bar}$ , pot. inst. 3 kW cadauna, ad un separatore/lavatore sabbie con capacità  $30 \text{ m}^3/\text{h}$  e  $P_{\text{inst}} = 0,55 \text{ kW}$ .

I reflui pretrattati confluiscono in due linee parallele ciascuna costituita da una fase di decantazione primaria a pacchi lamellari, effettuata in due bacini di diametro interno 7,3 m, superficie unitaria  $42 \text{ m}^2$ , volume unitario  $155 \text{ m}^3$ , equipaggiati ciascuno da ponte raschiatore a trazione centrale,  $P_{\text{inst}} = 0,18 \text{ kW}$ . I fanghi primari estratti vengono inviati tramite 2+1R pompe monovite, ciascuna con  $Q = 1 \div 6 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $H = 20 \text{ m}$ ,  $P_{\text{inst}} = 1,5 \text{ kW}$ , al preispessimento.

I reflui dopo i pretrattamenti di dissabbiatura/disoleatura e decantazione primaria sono sottoposti alle fasi di predenitrificazione e di nitrificazione anch'esse previste su due linee parallele e in bacini separati, uno destinato alla denitrificazione e uno destinato alla nitrificazione. Ciascuna linea pertanto risulta composta da un bacino di denitrificazione (con dimensioni in pianta  $8 \times 20 \text{ m}$ , profondità utile 6.5 m), volume utile  $1.040 \text{ m}^3$ , equipaggiato con 2 agitatori sommersi  $P_{\text{inst}} = 4 \text{ kW}$  cad., e da un bacino di nitrificazione (con dimensioni in pianta  $16 \times 40 \text{ m}$ , profondità utile 6,5 m), volume utile  $4160 \text{ m}^3$ , equipaggiato con 832 diffusori NOPON PK 300 e 6 agitatori sommersi  $P_{\text{inst}} = 4 \text{ kW}$  cad.. L'aria di alimentazione dei diffusori è fornita da 2+1R soffianti ROBUSCHI con portata unitaria  $Q = 2.022 \text{ m}^3/\text{h}$ , prevalenza 7 m,  $P_{\text{inst}} = 75 \text{ kW}$ . I reflui ossidati pervengono ad un bacino di degasaggio (dimensioni in pianta  $5,5 \times 7 \text{ m}$ , profondità utile 3.20 m) con volume utile =  $123 \text{ m}^3$ , equipaggiato con miscelatore sommerso  $P_{\text{inst}} = 1,3 \text{ kW}$ .



	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 9
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

I reflui in uscita dal degasaggio sono inviati alla fase di decantazione finale, composta da due bacini circolari di diametro 40 m, equipaggiati con ponte raschiatore radiale succhiato, ciascuno con superficie unitaria  $1.256 \text{ m}^2$  e volume unitario  $4.647 \text{ m}^3$ . I reflui sedimentati, prima di accedere allo scarico finale, vengono sottoposti a disinfezione con ipoclorito di sodio, in due bacini di contatto (dimensioni unitarie in pianta  $6,5 \times 15 \text{ m}$ , profondità utile 1,65 m) con volume unitario  $160 \text{ m}^3$ . L'equipaggiamento della disinfezione è costituito da un serbatoio con capacità  $20 \text{ m}^3$  e 1+1R pompe dosatrici cadauna  $Q = 0-50 \text{ l/h}$ ,  $H = 15 \text{ m}$ ,  $P_{\text{inst}} = 0,04 \text{ kW}$ .

La linea fanghi comprende:

- il sollevamento della miscela aerata, composto da una stazione equipaggiata con 2+1R pompe sommerse (ABS) cadauna con  $Q = 735 \text{ m}^3/\text{h}$ , prevalenza 2 m,  $P_{\text{inst}} = 15 \text{ kW}$ ;
- il sollevamento dei fanghi di ricircolo, composto da una stazione equipaggiata con 2+1R pompe sommerse (ABS), cadauna con  $Q = 735 \text{ m}^3/\text{h}$ , prevalenza 5 m,  $P_{\text{inst}} = 22 \text{ kW}$ ;
- il sollevamento dei fanghi di supero, composto da una stazione equipaggiata con 1+1R pompe sommerse (ABS), cadauna con  $Q = 35 \text{ m}^3/\text{h}$ , prevalenza 10 m,  $P_{\text{inst}} = 5,5 \text{ kW}$ .

I fanghi primari e di supero sono raccolti in un bacino di ispessimento a pianta circolare con diametro 14 m, raschiato con ponte a picchetti, volume utile  $585 \text{ m}^3$  e dotato di copertura.


I fanghi preispessiti sono trasferiti tramite 1+1R pompe monovite, cadauna  $Q = 2,5-12 \text{ m}^3/\text{h}$ , prevalenza 20 m,  $P_{\text{inst}} = 2,2 \text{ kW}$ , alla fase di digestione anaerobica riscaldata.

Essa risulta costituita da due bacini circolari cilindrici con tetto fisso, diametro interno 14 m, altezza cilindrica 8 m, volume totale singolo digestore  $1.380 \text{ m}^3$ .

I fanghi digeriti sono stoccati in bacino circolare di diametro 10,5 m, volume  $591 \text{ m}^3$  e miscelato con un agitatore da 1.5 kW e di qui trasferiti, con 2+1R pompe monovite cadauna  $Q = 2,5-12 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $H = 20 \text{ m}$ ,  $P_{\text{inst}} = 2,2 \text{ kW}$ , ad una seconda fase di accumulo, costituita da un bacino circolare coperto diametro 10.5 m, volume  $617 \text{ m}^3$ . I fanghi poi vengono inviati tramite 2+1R pompe monovite cadauna  $Q = 10-54 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $H = 20 \text{ m}$ ,  $P_{\text{inst}} = 7 \text{ kW}$ , a due disidratatrici centrifughe ALFA LAVAL (modello LG2-40), portata  $12 \text{ m}^3/\text{h}$  e, tramite 2+1R pompe monovite cadauna  $Q = 2,5-12 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $H = 20 \text{ m}$ ,  $P_{\text{inst}} = 2,2 \text{ kW}$  ad una centrifuga ALFA LAVAL (modello LG2-80), portata  $40 \text{ m}^3/\text{h}$ .

La linea fanghi è completata dalla centrale termica equipaggiata con 1 caldaia a biogas UNICAL (modello M250) da 291 kW di potenza utile e da 1 caldaia a metano UNICAL (modello M250A) da 245 kW di potenza utile, ed inoltre da uno scambiatore di calore PROGECO da 300.000 kcal/h, da 1+1R pompe di ricircolo acqua calda ROBUSCHI (modello RN4 50/200 B 151)  $Q = 30 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $P_{\text{inst}} = 3 \text{ kW}$ , da 1+1R pompe di ricircolo fanghi ROBUSCHI (modello RN4 50/200 B 151)  $Q = 30 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $P_{\text{inst}} = 3 \text{ kW}$ , e da 1+1R pompe monovite BELLIN (modello LG 450C/P-P)  $Q = 2,5-12 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $H = 20 \text{ m}$ ,  $P_{\text{inst}} = 2,2 \text{ kW}$ .

Il biogas viene ricircolato all'interno dei digestori tramite 1+1R compressori a palette MAPRO (modello RFL 20G)  $Q = 155 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $H = 15 \text{ m}$ ,  $P_{\text{inst}} = 10 \text{ kW}$  e stoccato in un gasometro circolare tipo pneumatico a tripla membrana di ECOMEMBRANE diametro 11,7 m, capacità  $800 \text{ m}^3$ . Esiste anche una torcia PROGECO con accensione piezoelettrica da  $100 \text{ m}^3/\text{h}$ .

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 10
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

L'impianto è dotato di una unità per il trattamento bottini da 100 m<sup>3</sup>/d. I rifiuti extrafognari (REF) trattati dall'impianto hanno i seguenti codici: CER 19.08.05; CER 20.03.04; CER 20.03.06.

### 2.3 Analisi delle criticità dell'impianto

L'impianto di depurazione esistente è dotato di una linea acque sviluppata su due linee principali che hanno dimensioni diverse. Ciascuna linea è sviluppata poi in due sublinee uguali. In realtà esiste ed è operativa solamente la linea a potenzialità maggiore, poiché l'altra linea, a potenzialità inferiore oggetto di adeguamento del presente Progetto Esecutivo e derivante dal nucleo iniziale dell'impianto, non è stata adeguata secondo l'intervento previsto nel progetto del 2008, se non parzialmente, a causa delle difficoltà economiche della ditta aggiudicataria dei lavori la quale interrompe i lavori di costruzione. La filiera delle operazioni unitarie è tradizionale. In particolare ciascuna delle due linee doveva essere alimentata, dopo i pretrattamenti comuni della portata in arrivo, tramite un ripartitore posto a valle di questi ultimi, nella ragione di un terzo da addurre alla vecchia linea (quella oggetto di ristrutturazione e adeguamento con il presente progetto) e due terzi alla nuova linea. L'organizzazione idraulica dell'impianto era così prevista:


- si solleva tutta la portata in arrivo fino a 5 Qm
- si invia al trattamento vero e proprio la portata fino a 3 Qm
- si invia alle vasche di pioggia la portata fino a 2 Qm.

La portata inviata al trattamento vero e proprio, è sottoposta a dissabbiatura e disoleazione, a decantazione primaria e successivamente al processo biologico di predenitrificazione, nitrificazione, decantazione finale e alla disinfezione finale con dosaggio di ipoclorito di sodio in soluzione commerciale.

La linea funzionante, causa l'incremento dei carichi idraulici e inquinanti nell'arco degli anni, risultava sovraccaricata poiché vi transitava tutta la portata destinata al trattamento. Infatti l'aliquota destinata alla linea da ristrutturare, causa l'incompletezza dei lavori, non poteva accedervi; tale linea è inutilizzabile, in quanto incompiuta, e tutte le portate inviate al trattamento gravano sulla linea funzionante.

Inoltre si sono riscontrate anche altre criticità nella grigliatura e nel sollevamento. Alla grigliatura convergono tutte le portate sino alla massima di 5 Qm e le due griglie, ormai datate, risultano spesso fuori servizio per operazioni di manutenzione ed inoltre presentano una spaziatura eccessiva. La stazione di sollevamento è dotata di pompe sommerse, prive di riserva attiva ed inoltre, causa il limitato battente idraulico della camera di sollevamento, la tubazione di arrivo risulta spesso rigurgitata e ciò causa parecchi inconvenienti a monte, come segnalato dal servizio di gestione della fognatura.

Altre criticità sono state riscontrate nel ripartitore a valle della dissabbatura/disoleazione (problemi di deflusso della portata 3 Qm causa inadeguatezza della tubazione), nella mancanza di un by-pass della decantazione primaria necessario per le operazioni di manutenzione, nella necessità di aggiungere paratoie per esclusione vasche di denitrificazione, nella necessità di sostituire due compressori e relativi inverter a servizio delle due sublinee in cui è suddivisa la linea funzionante. Le criticità sopra esposte sono state oggetto di un appalto di lavori già espletato.

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 11
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

Inoltre l'attuale configurazione convenzionale del processo biologico nelle due sublinee a servizio della linea attualmente in funzione non risulta in grado di garantire una rimozione dell'azoto costante e affidabile, e l'attuale assetto dell'impianto risente dell'assenza di un dispositivo di controllo automatico in grado di assicurare il controllo di processo, da locale e remoto, in base all'effettivo carico influente da rimuovere. Tale criticità sarà superata con l'applicazione del processo a cicli alternati, ossia l'alternanza di fasi aerobiche e anossiche, sui volumi disponibili delle due sublinee che costituiscono la linea. Anche questo intervento è oggetto di un appalto separato in corso di espletamento.

#### **2.4 Interventi previsti in progetto**

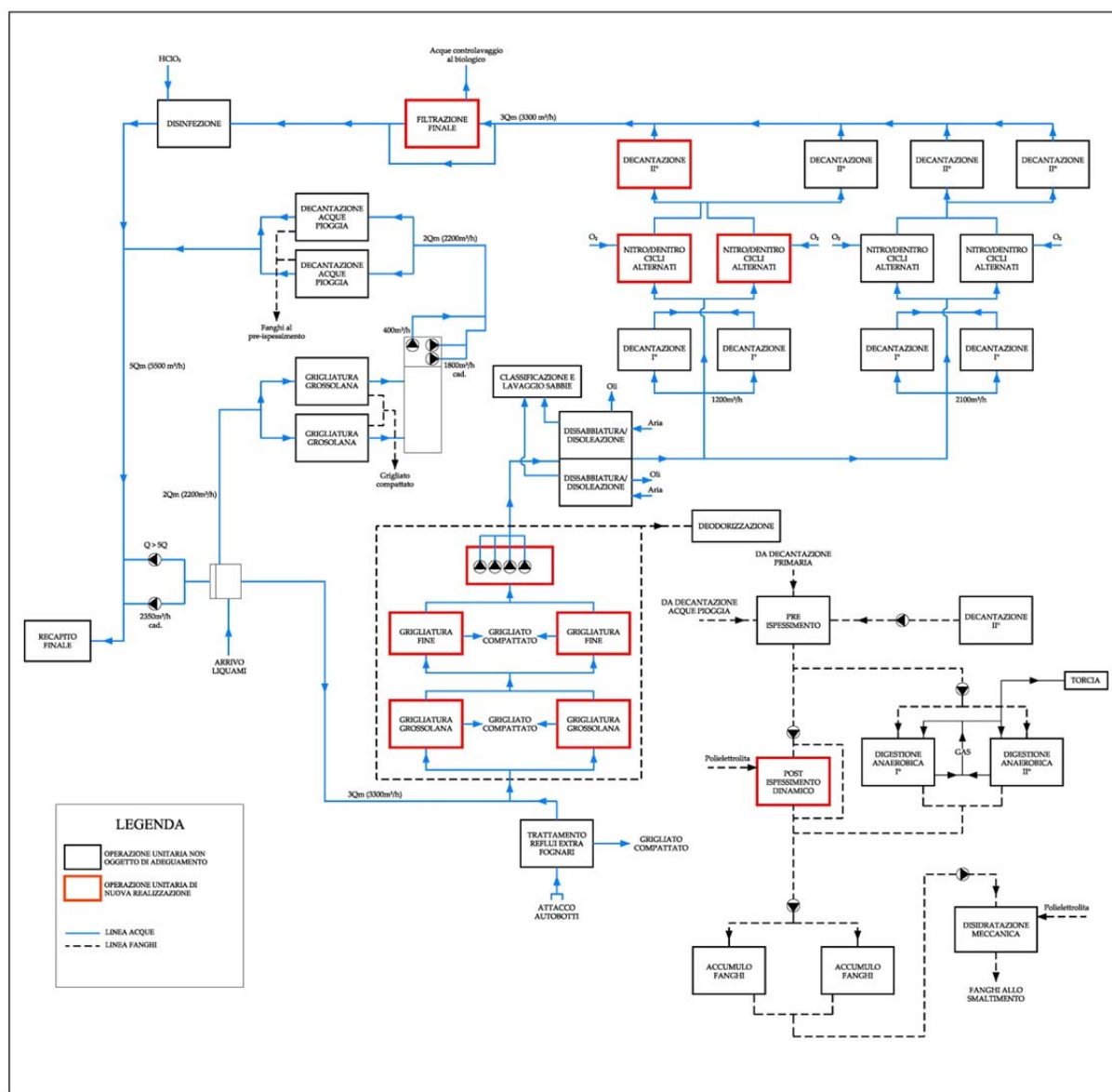
Gli interventi in progetto riguardano la costruzione di una nuova linea per una potenzialità di 40.000 AE, in sostituzione di quella vecchia, recuperando alcuni manufatti già ristrutturati prima dell'interruzione dei lavori del 2008. Con tali interventi si permetterà di servire i nuovi agglomerati da allacciare e di rendere disponibili volumi da dedicare al trattamento di rifiuti extra fognari (REF).

Inoltre verrà realizzata una nuova stazione di sollevamento e grigliatura al servizio della portata 3Qm (mentre la restante 2Qm relativa all'evento piovoso continuerà ad essere servita dall'attuale stazione), ma ad una quota inferiore rispetto a quella della stazione esistente in modo da eliminare fenomeni di rigurgito nella fognatura in arrivo.

L'intervento prevede anche una nuova fase di filtrazione finale a servizio della potenzialità finale di 110.000 AE e una nuova fase di preispessimento dinamico anch'essa a servizio dei fanghi prodotti dall'impianto completo.

## 2.5 Schema a blocchi

Si riporta nella figura seguente lo schema a blocchi dell'impianto in progetto.



## 2.6 Dati di progetto

Per la determinazione dei dati progettuali da considerare nell'elaborazione del progetto di miglioramento dell'impianto al fine del raggiungimento della potenzialità autorizzata, sono stati esaminati i seguenti elementi:

- Master Plan redatto da Ingegneria Ambiente s.r.l. nel maggio 2014;
- la relazione di fattibilità su interventi di adeguamento del depuratore di Alessandria-Orti del 01/09/2014 a cura del Gruppo AMAG.

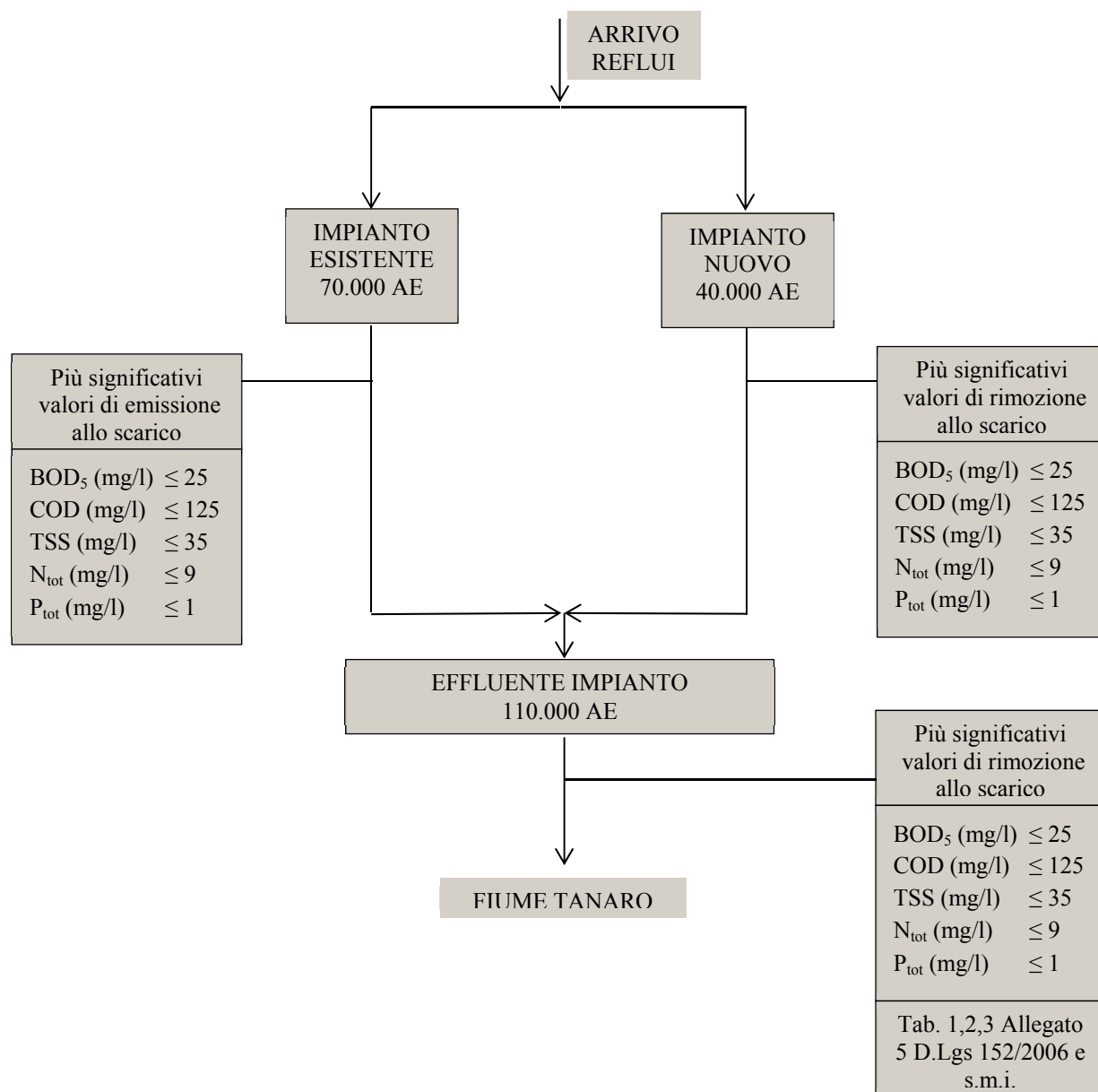
Parametro	U.M.	FASI		
		Progetto	Esistente	Stato progettuale finale
<b>POTENZIALITA'</b>				
Popolazione servita	AE	40.000	70.000	110.000
<b>PORTATE</b>				
apporto idrico in fognatura	l/ab•d	240	240	240
portata media nera giornaliera	m <sup>3</sup> /d	9.600	16.800	26.400
portata media nera oraria (Qm)	m <sup>3</sup> /h	400	700	1.100
coefficiente di punta secca oraria su media nera	-	1,2	1,2	1,2
portata punta secca oraria	m <sup>3</sup> /h	480	840	1.320
portata max oraria al tratt. biologico (3Qm)	m <sup>3</sup> /h	1.200	2.100	3.300
portata max di pioggia (5Qm)	m <sup>3</sup> /h	2.000	3.500	5.500
<b>CARICHI INQUINANTI UNITARI</b>				
SST	g/ab•d	36	36	36
BOD <sub>5</sub>	g/ab•d	60	60	60
COD	g/ab•d	109,4	109,4	109,4
N <sub>tot</sub>	g/ab•d	10,78	10,78	10,78
P	g/ab•d	1,45	1,45	1,45
<b>CARICHI INQUINANTI COMPLESSIVI</b>				
SST	kg/d	1.440	2.523	3.963
BOD <sub>5</sub>	kg/d	2.400	4.200	6.600
COD	kg/d	4.376	7.659	12.035
N <sub>tot</sub>	kg/d	431	755	1.186
P	kg/d	58	102	160
<b>CONCENTRAZIONI INQUINANTI</b>				
SST	mg/l	150	150	150
BOD <sub>5</sub>	mg/l	250	250	250
COD	mg/l	456	456	456

N <sub>tot</sub>	mg/l	45	45	45
P	mg/l	6	6	6


## 2.7 Limiti allo scarico

Di seguito si riportano i più significativi valori limite di emissione richiesti per l'impianto.

TAB. 2.1: VALORI LIMITE DI EMISSIONE ALLO SCARICO





	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 15
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

**La linea oggetto della presente progettazione (40.000 AE) è dimensionata per garantire i limiti delle concentrazioni dei nutrienti a valle della stessa; pertanto, i limiti delle concentrazioni complessive allo scarico in uscita dall'impianto saranno rispettati a condizione che siano garantiti i limiti in uscita dalla linea esistente con potenzialità di 70.000 AE.**

L'impianto consente di raggiungere i livelli obiettivo di riduzione percentuale del carico in ingresso dei nutrienti di cui alla D.G.R. 7-10588 del 19 gennaio 2009 e di seguito riportati:

≥ 80% per fosforo totale;

≥ 80% per azoto totale.

## **2.8 Linea acque: descrizione, caratteristiche e dotazioni impiantistiche delle varie sezioni**

La linea acque continuerà ad essere la linea di processo principale dell'impianto; ad essa è funzionalmente collegata la linea fanghi.

Le sezioni oggetto del presente intervento sono:


- grigliatura grossolana;
- grigliatura fine;
- sollevamento iniziale;
- denitrificazione – nitrificazione;
- defosfatazione;
- decantazione finale e ricircolo fanghi;
- filtrazione finale;
- deodorizzazione locale sollevamento iniziale e grigliatura.

### **2.8.1 Grigliatura grossolana**

Nel presente paragrafo si descrivono le caratteristiche, finalità, dotazioni impiantistiche e calcoli di dimensionamento/verifica della sezione di grigliatura.

Essa prevede una nuova stazione di grigliatura completa di nuove apparecchiature collocate in manufatto nuovo.

Inoltre la sezione di grigliatura è dimensionata per trattare la sola portata  $3Q_m = 3.300 \text{ m}^3/\text{h}$ , poiché l'eccedenza fino a  $5Q_m$  viene indirizzata nella vecchia stazione e sottoposta alla sola grigliatura grossolana.

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 16
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

#### 2.8.1.1 Descrizione e finalità


La griglia grossolana ha lo scopo di rimuovere i materiali grossolani provenienti dalla fognatura che possono causare problemi di esercizio nelle successive sezioni dell'impianto.

Questa sezione sarà composta da canali affiancati, equipaggiati da griglie subverticali automatiche, il cui materiale raccolto, una volta compattato, viene stoccato in un cassone da avviare allo smaltimento.

#### 2.8.1.2 Caratteristiche e dotazioni impiantistiche

Griglia grossolana automatica. Le due griglie a pettine, subverticali, a pulizia automatica previste, hanno una luce di passaggio di 15 mm e sono installate nei nuovi canali in ingresso alla vasca di accumulo dei liquami da sollevare. I nuovi canali sono dotati di un canale per il by-pass.

Dati e caratteristiche sono esplicitate nella Tab. 2.2.

 <b>TECENITAL</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 17
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

TAB. 2.2: GRIGLIATURA GROSSOLANA

Griglia a pettine subverticale		
	U.M.	
- portata totale	m <sup>3</sup> /h	3.300
- canali	n°	2 + 1 by-pass
- n° unità	n°	2
- portata unitaria max	m <sup>3</sup> /h	1.764
- luce di passaggio	mm	15
- larghezza unitaria	mm	1.200
- inclinazione	°	75
- ingombro in altezza	mm	8.430
- potenza installata	Kw	1,5
Pressa compattatrice		
- portata	m <sup>3</sup> /h	4
- grado compattazione	%	35
- potenza installata	Kw	4


#### 2.8.1.3 Dimensionamento/verifica

La scelta della griglia dipende dalle portate massime da trattare e dalle caratteristiche dei modelli offerti dai diversi fornitori e non è quindi assoggettabile ad un vero e proprio calcolo di dimensionamento.

Per quanto riguarda la produzione di materiale grigliato, considerando un coefficiente unitario di produzione di 60 ml/m<sup>3</sup> con densità 0,85 kg/l, si ha un equivalente di 4,5 kg/ab circa.

TAB. 2.3: PRODUZIONE MATERIALE GRIGLIATO

Parametro	U.M.	Valore
portata nera	m <sup>3</sup> /d	26.400
produzione unitaria	ml/m <sup>3</sup>	60
valore tal quale	l/d	1.584
	m <sup>3</sup> /d	1,58
densità	Kg/l	0,85
massa tal quale	Kg/d	1.346

 <b>TECNOLOGIA</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 18
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

## 2.8.2 Grigliatura fine

Nel presente paragrafo si descrivono le caratteristiche, finalità, dotazioni impiantistiche e calcoli di dimensionamento/verifica della sezione di grigliatura.

Essa prevede una nuova stazione di grigliatura completa di nuove apparecchiature collocate in manufatto nuovo.

Inoltre la sezione di grigliatura è dimensionata per trattare la sola portata  $3Q_m = 3.300 \text{ m}^3/\text{h}$ , poiché l'eccedenza fino a  $5Q_m$  viene indirizzata nella vecchia stazione e sottoposta alla sola grigliatura grossolana.

### 2.8.2.1 *Descrizione e finalità*

La griglia fine ha lo scopo di rimuovere i materiali fini provenienti dalla fognatura, non trattiene dalla griglia grossolana, e che possono causare problemi di esercizio nelle successive sezioni dell'impianto.

Questa sezione sarà composta da nuovi canali affiancati equipaggiati da griglie subverticali automatiche, il cui materiale raccolto, una volta compattato, viene stoccato in un cassone da avviare allo smaltimento. I nuovi canali sono dotati di un canale dedicato al by-pass.


### 2.8.2.2 *Caratteristiche e dotazioni impiantistiche*

Griglia fine automatica. Le due griglie a nastro previste, subverticali, con elementi filtranti forati a pulizia automatica, hanno un diametro dei fori di 3,5 mm e sono installate a valle della grigliatura grossolana nei canali in ingresso alla vasca di accumulo dei liquami da sollevare.

Dati e caratteristiche sono esplicitate nella Tab. 2.4.

TAB. 2.4: GRIGLIATURA FINE

Griglia a nastro subverticale		
	U.M.	
- portata totale	$\text{m}^3/\text{h}$	3.300
- canali	n°	2 + 1 by-pass
- n° unità	n°	2
- portata unitaria max	$\text{m}^3/\text{h}$	1.650
- diametro fori	mm	3,5
- larghezza unitaria	mm	1.152
- inclinazione	°	65
- ingombro in altezza	mm	8.293
- potenza installata	Kw	0,75
Pressa compattatrice		
- portata	$\text{m}^3/\text{h}$	4
- grado compattazione	%	35

 <b>TECENITAL</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 19
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

Griglia a nastro subverticale		
	U.M.	
- potenza installata	Kw	4

### 2.8.2.3 Dimensionamento/verifica

La scelta della griglia dipende dalle portate massime da trattare e dalle caratteristiche dei modelli offerti dai diversi fornitori e non è quindi assoggettabile ad un vero e proprio calcolo di dimensionamento.

Per quanto riguarda la produzione di materiale grigliato, considerando un coefficiente unitario di produzione di 80 ml/m<sup>3</sup> con densità 0,85 kg/l, si ha un equivalente di 6,5 kg/ab circa.

TAB. 2.5: PRODUZIONE MATERIALE GRIGLIATO

Parametro	U.M.	Valore
portata nera	m <sup>3</sup> /d	26.400
produzione unitaria	ml/m <sup>3</sup>	80
valore tal quale	l/d	2.112
	m <sup>3</sup> /d	2,1
densità	Kg/l	0,85
massa tal quale	Kg/d	1.795

### 2.8.3 Sollevamento iniziale

Nel presente paragrafo si descrivono le caratteristiche, finalità, dotazioni impiantistiche e calcoli di dimensionamento/verifica della sezione di sollevamento iniziale.


Essa prevede una nuova stazione di sollevamento completa di nuove pompe.

#### 2.8.3.1 Descrizione e finalità

La stazione di sollevamento iniziale è dotata di elettropompe centrifughe sommergibili aventi lo scopo di garantire l'efflusso a gravità delle acque reflue da trattare lungo tutto l'impianto sino alla sezione di scarico.

#### 2.8.3.2 Caratteristiche e dotazioni impiantistiche

Pompe di sollevamento. Il sollevamento iniziale delle acque reflue da trattare nell'impianto avverrà attraverso elettropompe sommergibili, con motori sotto inverter, le cui caratteristiche sono riportate nella Tab. 2.6.

 <b>TECENITAL</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 20
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

TAB. 2.6: SOLLEVAMENTO INIZIALE

Pompe centrifughe sommergibili		
	U.M.	
- portata totale max	m <sup>3</sup> /h	3.300
- volume utile vasca accumulo	m <sup>3</sup>	(3,5×6.0×1,2 m) 25
- n° unità	n°	3 + 1R
- portata unitaria	m <sup>3</sup> /h	1.100
- prevalenza	m	12,7
- potenza installata unitaria	kw	55

#### 2.8.3.3 Dimensionamento/verifica

La verifica e dimensionamento della stazione di sollevamento è stata limitata al solo controllo della portata sollevabile dalle unità a fronte della massima portata da sollevare, tenendo conto di non prevedere variazioni nella piezometrica delle sezioni coinvolte e quindi nel punto di funzionamento delle curve delle pompe.

I motori delle pompe sono previsti funzionanti sotto inverter. L'avviamento delle pompe è comandato da un misuratore di livello ad ultrasuoni (o trasduttori ad immersione di tipo idrostatico).

#### 2.8.4 Dissabbiatura/disoleatura

Nessun intervento significativo è previsto in questa sezione che sarà attraversata da una portata massima totale di 3.300 m<sup>3</sup>/h. A valle di questa sezione si dovrà attivare il ripartitore di portata esistente che indirizzerà 1.200 m<sup>3</sup>/h alla linea oggetto dell'attuale potenziamento e ristrutturazione.

#### 2.8.5 Decantazione primaria

Nessun intervento significativo è previsto in questa sezione, se non la creazione di un by-pass con relativi accessori (paratoie) tale da indirizzare le portate in arrivo direttamente alla fase biologica. Infatti la fase di decantazione primaria viene utilizzata solo in casi di emergenza.


#### 2.8.6 Denitrificazione-nitrificazione (cicli alternati)

##### 2.8.6.1 Descrizione e finalità

Questa sezione di trattamento ha lo scopo di operare congiuntamente la rimozione biologica dell'azoto e del fosforo oltre, ovviamente, che della sostanza organica.

Tale trattamento avviene nell'ambito di un processo a fanghi attivi del tipo "single sludge" cioè tale per cui il fango attivo stesso è popolato di tutte le biomasse responsabili delle diverse reazioni biochimiche d'interesse che sono le seguenti:



	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 21
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

- rimozione della sostanza organica in presenza di ossigeno libero (ossidazione biologica)
- rimozione della sostanza organica in presenza di azoto nitroso e nitrico (denitrificazione biologica)
- ossidazione dell'azoto ammoniacale e nitroso (nitrificazione biologica).

La soluzione proposta è quella a cicli alternati che permette di effettuare la denitrificazione e la nitrificazione nella stessa vasca, operando un'alternanza su scala temporale di fasi aerobiche e anossiche.

Anche qualora dai documenti di progetto si addivenisse ad individuare un particolare fornitore di tale sistema, ciò non deve intendersi vincolante.

Questo sistema consente di affrontare in modo automatico e molto efficace le variazioni di carico di azoto influente. Quando il carico è elevato, l'aerazione è attiva per più tempo, consentendo di mantenere bassa la concentrazione di ammoniaca in vasca; viceversa, quando il carico è modesto le fasi di aerazione si fanno più distanziate e brevi, incrementando notevolmente l'efficienza di abbattimento dell'azoto totale in uscita e favorendo un consistente risparmio di energia elettrica.

#### 2.8.6.2 Caratteristiche e dotazioni impiantistiche


Questa sezione è suddivisa in due nuove sublinee parallele ed uguali aventi ciascuna un volume utile di 3.590 m<sup>3</sup> (dimensioni unitarie in pianta 18 x 32 m, altezza utile 6,5 m). Le nuove vasche sono equipaggiate cadauna con un sistema di diffusori d'aria a membrana a bolle fini con distribuzione decrescente in funzione della richiesta di ossigeno, alimentati da 2+1R soffianti da 2824 Nm<sup>3</sup>/h con motore sotto inverter (48-18 Hz), potenza motore unitaria 90 kW. Ogni bacino è inoltre equipaggiato con due miscelatori sommersi da pot.ass. 8,5 kW cadauno. La portata massima che attraverserà questa sezione è pari a 1.200 m<sup>3</sup>/h, pari a circa un terzo della portata totale.

La tabella seguente riassume tutti i dati relativi alla sezione di denitrificazione/nitrificazione con cicli alternati.


	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 22
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

TAB. 2.7: DENITRIFICAZIONE-NITRIFICAZIONE (CICLI ALTERNATI)

Parametro	U.M.	Valore
<b>Reattore di denitrificazione - nitrificazione</b>		
- portata da trattare giornaliera	m <sup>3</sup> /d	9.600
- portata da trattare oraria (Qm)	m <sup>3</sup> /h	400
- portata da trattare massima	m <sup>3</sup> /h	480
- COD	Kg/d mg/l	4.376 456
- BOD	Kg/d mg/l	2.400 250
- SST	Kg/d mg/l	1.441 150
- N <sub>tot</sub>	Kg/d mg/l	431 45
- p	Kg/d mg/l	58 6
- temperatura inverno	°C	10
- temperatura estate	°C	20
- volume complessivo reattore	m <sup>3</sup>	7.200
- linee	n°	2
- dimensioni unitarie bacini <ul style="list-style-type: none"> <li>• larghezza × lunghezza</li> <li>• battente idrico</li> <li>• volume</li> </ul>	m m m <sup>3</sup>	18 x 32 6,5 3.790
- carico volumetrico	KgBOD <sub>s</sub> /m <sup>3</sup> • d	0,316
- carico fango	KgBOD <sub>s</sub> /kgSST • d	0,070
- concentrazione fango in vasca <ul style="list-style-type: none"> <li>• inverno</li> <li>• estate</li> </ul>	KgSST/m <sup>3</sup> KgSST/m <sup>3</sup>	4,5 3,2
- ripartizione tra denitrificazione e nitrificazione	-	nessuna
- ricircolo miscela aerata	-	nessuno
- ricircolo fanghi di calcolo	% m <sup>3</sup> /d	100 9.600
- ricircolo fanghi di progetto	%	200
- tempo di ritenzione a Qm	h	18,72
- età del fango <ul style="list-style-type: none"> <li>• inverno</li> </ul>	d	16

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 23
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

Parametro	U.M.	Valore
• estate	d	12
- azoto da nitrificare	Kg/d	308
- azoto da denitrificare	Kg/d	275
- produzione fanghi	KgSST/d KgSST/d	2.028
• inverno		1.939
• estate		
Diffusori a membrana a bolle fini		
- numero totale	[ - ]	1.000
- numero per bacino	[ - ]	500
- dimensioni unitarie (diametro)	mm	336
- portata d'aria unitaria	Nm³/h	7,95
- perdita di carico	m	0,52
- SOTE	%	36
Agitatori sommersi		
- numero totale	[ - ]	4
- numero per vasca	[ - ]	2
- n° pale	[ - ]	3
- diametro elica	mm	900
- velocità	giri/1'	238
- portata idraulica	m³/a	1,41
- spinta	N	34/2
- potenza installata	kW	11
- potenza specifica miscelazione	W/m³	4,49
Soffianti volumetriche per aerazione (con inverter)		
- numero unità	[ - ]	2+1R
- portata unitaria	Nm³/h Nm³/h	2.824 a 49,1 Hz 640 a 15 Hz
- prevalenza	m	7,0
- velocità	giri/1' giri/1'	2.928 a 49,1 Hz 894 a 15 Hz
- potenza installata	kW	90
- potenza installata	kW kW	73,8 a 49,1 Hz 20,6 a 15 Hz
- frequenza motore	Hz	49,1 - 15

 <b>TESERATA</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 24
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

### 2.8.6.3 Dimensionamento vasche e sistema d'aerazione (vedi Allegato 1)

Il comparto di ossidazione è stato dimensionato, nell'ipotesi di operare a biomassa sospesa, utilizzando la seguente espressione:

$$C_f = \frac{BOD_{in}}{V \times X}$$

dove:

BOD<sub>in</sub> = carico di BOD in ingresso al comparto di ossidazione [kg/d] = 2.400 kg/d

C<sub>f</sub> = carico del fango [kg BOD/(kgSST•d)]

X = concentrazione di biomassa in vasca [kgSST/m<sup>3</sup>]

V = volume in m<sup>3</sup>

Nell'ipotesi di adottare una concentrazione di biomassa in vasca pari a 4,5 kgSST/m<sup>3</sup> e un carico del fango (C<sub>f</sub>) = 0,070 [kg BOD/(kgSST•d)] si ottiene un volume totale di 7580 m<sup>3</sup>.

Conseguentemente si avrà in estate una età del fango di 16 d, in inverno, con una temperatura del liquame di 10°C e di 12 d, in estate, con una temperatura del liquame di 20°C.

Il tempo di soggiorno nel reattore alla Q<sub>m</sub> (400 m<sup>3</sup>/h) sarà di 18,72 h.

Sarà necessario prevedere la costruzione di due nuovi bacini con un volume totale di 7580 m<sup>3</sup> (dimensioni 18 x 32 m), H = 6,50 m ciascuno è formato da due vasche uguali.

Il calcolo del quantitativo di ossigeno viene effettuato nella condizione estiva (T=20°C) che rappresenta la condizione più critica per la fornitura dell'ossigeno dal momento che ad un aumento della temperatura corrisponde una diminuzione della solubilità.

L'ossigeno da fornire nei reattori è determinato tenendo conto del fabbisogno per l'ossidazione della sostanza organica e dell'azoto ammoniacale e del fabbisogno per la respirazione endogena, mediante la seguente espressione:

$$(AOR) \quad \Delta O_2 = k \cdot \alpha \cdot BOD_{abbattuto} + \beta \cdot X \cdot V + k \cdot \gamma \cdot N_{da \text{ nitrificare}} - 2,7 N_{azoto \text{ denitrificato}}$$

dove:

$\alpha$  = 0,5 [kgO<sub>2</sub>/kg BOD<sub>abbattuto</sub>]


K = 1,2

BOD<sub>abbattuto</sub> = 98% BOD in ingresso al comparto biologico [kgBOD/d] = 2.352 kg/d

$\beta$  = 0,085 [kgO<sub>2</sub>/(kg VSS•d)]

X = concentrazione di biomassa in vasca = 2,9 [kg VSST/m<sup>3</sup>]

V = volume complessivo del comparto di nitrificazione [m<sup>3</sup>] = 7.580 m<sup>3</sup>

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 25
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

$$\gamma = 4,57 \text{ [kgO}_2\text{/(kgN}_{\text{nitrificato}} \cdot \text{d)]}$$

$$N_{\text{da nitrificare}} = 340 \text{ kg/d}$$

$$N_{\text{denitrificato}} = 237 \text{ kg/d}$$

I due reattori saranno equipaggiati con sistemi di diffusione a bolle fini.

Il numero di diffusori da installare è pari a 500 per vasca, con distribuzione decrescente in funzione della richiesta di ossigeno.

L'aria necessaria allo sviluppo del processo verrà fornita mediante nuove soffianti dotate di inverter aventi le seguenti caratteristiche:

✓ portata	Nm <sup>3</sup> /h	2.824
✓ prevalenza	m	7,0
✓ potenza motore	kW	90

Il calcolo dell'aria è avvenuto applicando un ciclo di aerazione variabile dal 100% al 70% della capacità di aerazione nei primi 60 minuti di ogni ciclo con assenza di aerazione nei successivi 45 min. Nei 120 minuti complessivi del ciclo la capacità di aerazione viene utilizzata mediamente per il 50%.

Il sistema di aerazione sarà impostato su una richiesta di aerazione che garantisca un AOR di 275 kgO<sub>2</sub>/h. Nel caso di un sistema di aerazione con sommersa 6 m e SOTE 36%, la portata d'aria richiesta sarebbe 5.595 Nm<sup>3</sup>/h.

## 2.8.7 Decantazione finale

### 2.8.7.1 *Descrizione e finalità*

La sezione di decantazione finale ha lo scopo di chiarificare l'effluente del processo biologico e di alimentare il circuito dei fanghi di ricircolo.


Essa avviene attraverso un bacino a pianta circolare di nuova costruzione e uno esistente, entrambi muniti di carroponte radiale girevole completo di raschia di fondo e di superficie.

### 2.8.7.2 *Caratteristiche e dotazioni impiantistiche*

Il nuovo decantatore finale ha le seguenti caratteristiche geometriche:

- diametro	m	28
- superficie	m <sup>2</sup>	615
- volume	m <sup>3</sup>	1.850

e come equipaggiamento: ponte girevole radiale con raschiatore di fondo e di superficie.

 <b>TECENITAL</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 26
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

La sezione di decantazione finale va anche completata con una nuova stazione di sollevamento fanghi di ricircolo composta da 1+1R pompe sommergibili  $Q=252 \text{ m}^3/\text{h}$  cadauna e da una stazione di sollevamento fanghi di supero composta da 1+1R pompe sommerse  $Q=11 \text{ m}^3/\text{h}$  cadauno.

Il decantatore finale esistente ha le seguenti caratteristiche geometriche:

- diametro      m            40
- superficie     $\text{m}^2$         1.256
- volume         $\text{m}^3$             4.647

La sezione di decantazione finale esistente è completata con una stazione di sollevamento composta da 1+1R pompe sommerse esistenti cadauna da  $Q=735 \text{ m}^3/\text{h}$  per il ricircolo fanghi e da 1+1R nuove pompe sommerse cadauna da  $Q=20 \text{ m}^3/\text{h}$  per i fanghi di supero.

TAB. 2.8: DECANTAZIONE FINALE

Parametro	U.M.	Valori	
Decantazione finale nuova-esistente			
- numero unità	[ - ]	2	
- superficie totale	m <sup>2</sup>	1.871	
- volume totale	m <sup>3</sup>	6.500	
- velocità ascensionale			
a    Q <sub>m</sub> (400 m <sup>3</sup> /h)	m/h	0,213	
a    Q <sub>p</sub> (480 m <sup>3</sup> /h)	m/h	0,25	
a    Q <sub>max</sub> (1200 m <sup>3</sup> /h)	m/h	0,64	
- tempo di soggiorno			
a    Q <sub>m</sub> (400 m <sup>3</sup> /h)	h	16,2	
a    Q <sub>p</sub> (480 m <sup>3</sup> /h)	h	13,5	
a    Q <sub>max</sub> (1200 m <sup>3</sup> /h)	h	5,4	
- flusso solido			
a    Q <sub>m</sub>	KgSST/m <sup>3</sup> • h	1,92	
a    Q <sub>p</sub>	KgSST/m <sup>3</sup> • h	2,11	
a    Q <sub>max</sub>	KgSST/m <sup>3</sup> • h	3,24	
Pompe centrifughe sommerse ricircolo fanghi			
		Decant. nuovo Ø 28 m	Decant. esistente Ø 40 m
- numero pompe	[ - ]	1 + 1R	1 + 1R (esistenti)
- portata unitaria	m <sup>3</sup> /h	252	735
- prevalenza	m	3	5
- potenza installata	kw	4,9	22
- percentuale ricircolo su Q <sub>d</sub>	%	200	200



Parametro	U.M.	Valori	
Pompe centrifughe sommerse ricircolo fanghi			
		Decant. nuovo Ø 28 m	Decant. esistente Ø 40 m
- numero pompe	[ - ]	1 + 1R	1 + 1R (nuove)
- portata unitaria	m³/h	11	20
- prevalenza	m	10	10
- potenza installata unitaria	kw	3	5,5
- volume giornaliero totale fanghi supero	m³/d	253	
- volume giornaliero estratto	m³/d	88	164

### 2.8.7.3 Dimensionamento

La fase di decantazione finale è stata dimensionata considerando la portata media alimentata sulla base del seguente criterio:

Superficie:

$$S_{sed} = \frac{Q}{C_i}$$

dove:

Q = portata [m<sup>3</sup>/h]

C<sub>i</sub> = carico idraulico [m<sup>3</sup>/(m<sup>2</sup> • h)]

Volume:

$$V_{sed} = Q \cdot T_p$$

dove:

Q = portata di calcolo [m<sup>3</sup>/h]

T<sub>p</sub> = tempo di permanenza [h]


Altezza:

$$H_{sed} = \frac{V_{sed}}{S_{sed}}$$

dove:

V<sub>sed</sub> = volume del decantatore [m<sup>3</sup>]

S<sub>sed</sub> = superficie del decantatore [m<sup>2</sup>]

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 28
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

Il flusso solido è stato determinato sulla base della seguente espressione:

$$F_s = X (Q + Q_{rf}) / S_{sed}$$

dove:

- $X$  = concentrazione di biomassa in vasca di ossidazione  $[kgSST/m^3] = 4,5 \text{ kgSST}/m^3$   
 $Q$  = portata di dimensionamento  $[m^3/h]$   
 $Q_{rf}$  = portata di ricircolo del fango  $[m^3/h]$       % ricircolo = 100  
 $S_{ed}$  = superficie totale  $[m^2] = 1.871 \text{ m}^2$

#### 2.8.8 Degasaggio

Nessun intervento significativo è previsto in questa sezione.

#### 2.8.9 Filtrazione finale

Nel presente paragrafo si descrivono caratteristiche, finalità, dotazioni impiantistiche e calcoli di dimensionamento della sezione di filtrazione finale. Per un quadro riepilogativo delle relative dotazioni impiantistiche si rimanda alla Tab. 2.9.

Non è prevista, nella presente fase, la fornitura delle opere elettromeccaniche del comparto di filtrazione finale.

##### 2.8.9.1 *Descrizione e finalità*


La filtrazione finale, sezione di nuova installazione, ha lo scopo di affinare le caratteristiche dell'effluente della decantazione finale nel caso in cui, in corrispondenza di punte di portata o a causa di imprevedibili peggioramenti delle caratteristiche di sedimentabilità del fango biologico, si verificassero fuoriuscite di solidi sospesi dal decantatore finale. Tale sezione contribuisce in modo determinante a migliorare le prestazioni dell'impianto anche in relazione a BOD, COD, azoto e fosforo poiché la biomassa che costituisce i solidi sospesi presenti nell'effluente di un processo biologico è ricca di sostanza organica, azoto e fosforo.

A questa sezione viene avviata tutta la portata massima sia della nuova che dell'esistente linea biologica ossia  $Q=3.300 \text{ m}^3/h$ .

La filtrazione finale verrà realizzata attraverso tre unità di filtrazione a tela ubicate a valle della decantazione finale.

Le acque derivanti dal controlavaggio del filtro verranno rilanciate nei reattori biologici.

La sezione di filtrazione finale sarà dotata di un apposito by-pass.

 <b>TECNOFAT</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 29
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

TAB. 2.9: FILTRAZIONE FINALE

Filtrazione a tela		
Numero unità	[-]	3
Portata punta	m <sup>3</sup> /h	1.320
Portata massima	m <sup>3</sup> /h	3.300
Spaziatura	[micron]	13-27
Superficie totale filtrante installata	[m <sup>2</sup> ]	360
Potenza pompe controlavaggio per unità	[kW]	2,2
Potenza motore rotazione filtro	[kW]	0,75

#### 2.8.9.2 Caratteristiche e dotazioni impiantistiche

*Impianto di filtrazione a tela ad asse orizzontale.* La sezione di filtrazione sarà caratterizzata da un package di filtrazione costituito da:

n. 3 unità di filtrazione a tela caratterizzate da una spaziatura di 13-27 µ e da una superficie filtrante unitaria installata di 120 m<sup>2</sup>, in grado di trattare una portata di punta di 1.320 m<sup>3</sup>/h e una portata massima di 3.300 m<sup>3</sup>/h.

#### 2.8.9.3 Dimensionamento/verifica

La sezione di filtrazione finale è stata dimensionata considerando un carico idraulico e solido superficiale rispettivamente di 9,5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h e 0,33 kgSST/m<sup>2</sup>h sulla portata massima (assumendo una concentrazione di SST nell'effluente secondario di 35 mgSST/l).

Ne consegue la necessità di dotare l'impianto di almeno  $(3.300 \text{ m}^3/\text{h}) / (9,5 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ h}) = 347 \text{ m}^2$  ovvero  $(3.300 \text{ m}^3/\text{h}) \times (0,035 \text{ kgSST}/\text{m}^3) / (0,33 \text{ kgSST}/\text{m}^2 \text{ h}) = 350 \text{ m}^2$  di superficie filtrante, valori del tutto coerenti con la soluzione prescelta.

La filtrazione proposta è in grado di sopportare una concentrazione di SST nell'effluente dalla decantazione finale di 90 mg/l di SST ad una portata di punta di 1.320 m<sup>3</sup>/h.


### 2.8.10 Precipitazione chimica del fosforo (defosfatazione)

Nel presente paragrafo si descrivono caratteristiche, finalità, dotazioni impiantistiche, criteri di dimensionamento e di scelta e la logica di potenziamento della sezione di precipitazione chimica del fosforo. Per un quadro riepilogativo delle relative dotazioni impiantistiche di rimanda alla Tab. 2.10.

#### 2.8.10.1 Descrizioni e finalità

La sezione di precipitazione chimica del fosforo è una sezione di processo per la rimozione del fosforo.

Essa ha luogo a seguito di dosaggio di cloruro ferrico (o di altro agente precipitante in soluzione) o all'interno del processo biologico o subito a monte della filtrazione finale. Nel primo caso i fosfati precipitano all'interno del fango attivo e vengono trattati con esso, mentre nel secondo caso precipitano direttamente sui filtri ed, entro certi limiti, è possibile la segregazione del fango biologico da quello chimico.

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 30
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

Il dosaggio del reagente avviene a partire da un serbatoio di stoccaggio del prodotto commerciale alimentato direttamente da autocisterna.

TAB. 2.10: PRECIPITAZIONE CHIMICA DEL FOSFORO

Serbatoio di stoccaggio cloruro ferrico		
numero unità	[-]	1
portata	[mm]	2.250
altezza	[mm]	5.450
volume utile	[m <sup>3</sup> ]	20
Pompe dosatrici a pistone tuffante per cloruro ferrico		
numero unità	[-]	2+1R
portata	[l/h]	0-30
prevalenza	[bar]	2
potenza installata unitaria	[kW]	0,18

#### 2.8.10.2 Caratteristiche e dotazioni impiantistiche

**Serbatoio stoccaggio cloruro ferrico.** Il cloruro ferrico (o altro reagente precipitante disponibile commercialmente in soluzione) viene stoccato in serbatoio in vetroresina della volumetria di 20 m<sup>3</sup> completo di vasca di contenimento in cls con rivestimento antiacido.

**Pompe dosatrici cloruro ferrico.** Il dosaggio del cloruro ferrico in alimentazione al trattamento biologico avviene attraverso 2+1R pompe dosatrici a pistone tuffante da 0-30 l/h di portata, 2 bar di prevalenza e 0,18 kW di potenza installata.

#### 2.8.10.3 Dimensionamento

Il dimensionamento della sezione di precipitazione chimica del fosforo riguarda il calcolo dei dosaggi di cloruro ferrico.

Il cloruro ferrico può essere dosato con un eccesso del 20% rispetto alle esigenze stechiometriche espresse attraverso il rapporto molare  $\text{FeCl}_3/\text{P} = 1$ , cioè  $162/31=5,23 \text{ kgFeCl}_3/(\text{kgP})^{-1}$ .


La quantità di fosforo da rimuovere dipende dalla concentrazione di fosforo ammessa nell'effluente (1 mgP/l) e dalla frazione di fosforo rimossa per sintesi nel processo biologico.

Cautelativamente si impone di rispettare un limite sul fosforo solubile di 0,50 mgP/l (ipotesi applicabile concretamente al caso di potenzialità dell'impianto superiore a 100.000 AE).

La quantità di cloruro ferrico da dosare per eliminare ~3,5 mg/l di fosforo è di circa 40 mg  $\text{FeCl}_3/\text{l}$  di soluzione commerciale al 40% (soluzione caratterizzata da una densità di 1,42 kg/l).

$$\frac{0,384 \text{ t FeCl}_3/\text{d}}{0,40 \cdot 1,42 \text{ t/m}^3} = 0,676 \text{ m}^3/\text{d} = 28 \text{ l/h}$$

$$\text{Durata stoccaggio } \frac{20000 \text{ l}}{676 \text{ l/d}} \cong 30 \text{ d}$$

 <b>TECENITAL</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 31
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

### 2.8.11 Disinfezione

Nessun intervento significativo è previsto in questa sezione.

## 2.9 Linea acque di pioggia

Nessun intervento significativo è previsto sulla linea di trattamento delle acque di pioggia.

La linea risulta composta da:

- grigliatura grossolana
- sollevamento
- decantazione

## 2.10 Linea fanghi

La linea fanghi sarà la linea di processo destinata alla raccolta e al trattamento dei fanghi prodotti dall'impianto ed è pertanto funzionalmente legata alla linea acque.


La quantità di fanghi prodotti dal potenziamento dell'impianto attraverso la seconda nuova linea oggetto di questo progetto è pari a circa 2.030 kgSS/d che sommati a quelli prodotti dall'impianto esistente, determineranno un totale di circa 5.450 kgSST/d. Tale quantità dovrà essere trattata dall'attuale esistente linea di trattamento che comprende:

- preispessimento raschiato
- digestione anaerobica (attualmente fuori servizio)
- postispessimento
- accumulo
- disidratazione meccanica

In questo progetto l'unico intervento previsto è l'introduzione a valle dell'esistente bacino di preispessimento di una nuova sezione di ispessimento dinamico dei fanghi biologici di supero con lo scopo fondamentale di ispessire, cioè ridurre molto l'umidità dei fanghi, in modo da aumentare l'efficienza delle fasi successive.

### 2.10.1 Pre-ispessimento dinamico dei fanghi biologici di supero

Nel presente paragrafo si descrivono caratteristiche, finalità, dotazioni impiantistiche, criteri di dimensionamento e di scelta e la logica di potenziamento della sezione di ispessimento dinamico dei fanghi biologici di supero. Per un quadro riepilogativo delle relative dotazioni impiantistiche di rimanda alla Tab. 2.11 .

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 32
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

### 2.10.1.1 Descrizione e finalità

La sezione di pre-ispessimento dinamico ha lo scopo fondamentale di ispessire, cioè ridurre l'umidità dei fanghi biologici di supero. Lo scopo ultimo è quello di aumentare l'efficienza energetica e di processo delle fasi successive.

Il pre-ispessimento dinamico avviene mediante 1 ispessitore dinamico a coclea.

L'alimentazione dell'ispessitore avviene mediante pompe monovite. Il fango viene preliminarmente miscelato con polielettrolita cationico in un reattore di flocculazione, dal quale fuoriesce attraverso una tubazione di stramazzo, e inviato alla coclea. Quest'ultima, esercitando sul fango una progressiva pressione, lo spinge fino alla bocca di scarico dalla quale viene inviato a gravità alle pompe monovite deputate al caricamento delle fasi successive; le acque madri, drenate e raccolte alla base dell'ispessitore, vengono invece scaricate nella rete di drenaggio dell'impianto che scarica a gravità nella stazione di sollevamento iniziale.

La diluizione del polielettrolita cationico a partire dal prodotto in emulsione avviene in apposito polipreparatore automatico; per il dosaggio si fa uso di pompe monovite.

La fase di preispessimento dinamico è munita di by-pass.

### 2.10.1.2 Caratteristiche e dotazioni impiantistiche

**Centralina di preparazione polielettrolita.** La sezione di pre-ispessimento dinamico è dotata di un impianto automatico per la preparazione del polielettrolita cationico in emulsione da 3 m<sup>3</sup>/h di portata.

**Pompe di dosaggio polielettrolita.** Il dosaggio di polielettrolita cationico a monte del pre-ispessitore dinamico a coclea avviene mediante 1+1R pompe monovite da 0,6-3 m<sup>3</sup>/h di portata unitaria, 40 m di prevalenza.


**Ispessitore dinamico a coclea.** L'ispessimento dinamico ha luogo in 1 ispessitore dinamico a coclea dotato di pre-reattore di miscelazione tra fango fresco e il polielettrolita cationico con una capacità di trattamento 45 m<sup>3</sup>/h di fango al 1,5% di secco. (pari a 675 kg SS/h)

**Pompe di estrazione fanghi ispessiti.** L'estrazione dei fanghi ispessiti con sollevamento alla stabilizzazione anaerobica o direttamente alla disidratazione meccanica (preceduta da 2 bacini di accumulo-ispessimento) avviene attraverso 1+1R pompe monovite da 17 m<sup>3</sup>/h di portata unitaria, 40 m di prevalenza.

TAB. 2.11: PRE-ISPESSIMENTO DINAMICO DEI FANGHI BIOLOGICI DI SUPERO

Impianto automatico preparazione polielettrolita in pre-ispessimento dinamico		
numero unità	[-]	1
portata	[m <sup>3</sup> /h]	3
concentrazione soluzione	[%]	0,1 - 0,3
potenza installata	[kW]	3
Pompe monovite dosaggio polielettrolita in pre-ispessimento dinamico		
numero unità	[-]	1+1R
portata	[m <sup>3</sup> /h]	0,6 - 3
prevalenza	[m]	40



	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 33
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

potenza installata unitaria	[kW]	1,5
<b>Pompe monovite alimentazione preispessitore dinamico</b>		
numero unità	[-]	1+1R
portata	[m <sup>3</sup> /h]	20 - 100
prevalenza	[m]	40
potenza installata unitaria	[kW]	22
<b>Pre-ispessitore dinamico a coclea</b>		
numero unità	[-]	1
portata	[m <sup>3</sup> /h]	45
Tenore secco massino in ingresso	[%]	1,5
potenza installata unitaria coclea	[kW]	3
potenza installata unitaria cestello	[kW]	0,019
potenza installata unitaria miscelatore	[kW]	0,18
<b>Pompe monovite estrazione fanghi ispessiti</b>		
numero unità	[-]	1+1R
portata nominale	[m <sup>3</sup> /h]	17
prevalenza	[m]	40
potenza installata unitaria	[kW]	5,5


### 2.10.1.3 Dimensionamento

Il dimensionamento della sezione di pre-ispessimento dinamico riguarda:

- la scelta dell'apparecchiatura di dosaggio del polielettrolita cationico;
- la scelta dell'ispessitore;
- le prestazioni del sistema di pre-ispessimento dinamico.

*Scelta dell'apparecchiatura di dosaggio del polielettrolita cationico.* La scelta dell'apparecchiature di dosaggio del polielettrolita cationico dipende dalla quantità di fango fresco da ispessire e del dosaggio di reagente. Per un buon pre-ispessimento dinamico con ispessitore dinamico a coclea si deve prevedere un dosaggio di 4 g/(kgSST) allo 0,2%. In ragione di una produzione massima di fango biologico di supero di 5.450 kgSST/d, si calcola un consumo giornaliero di polielettrolita di  $(4 \text{ kg}/(\text{tSST}) \times (5,45 \text{ tSST}/\text{d})) = 22,16 \text{ kg}/\text{d}$  cioè  $(33,16 \text{ kg}/\text{d}) / (2 \text{ kg}/\text{m}^3) = 11 \text{ m}^3/\text{d} = 0,45 \text{ m}^3/\text{h}$  di soluzione allo 0,2%. Sulla base dei calcoli effettuati si può constatare l'idoneità della scelta effettuata (centralina di preparazione da 3 m<sup>3</sup>/h e pompe di dosaggio fino a 3 m<sup>3</sup>/h).

*Scelta dell'addensatore.* Anche la scelta dell'ispessitore dipende dalla quantità di fango biologico di supero da addensare (e dalla soluzione di polielettrolita aggiunta). Poiché la somma del flusso di fango e di polielettrolita che si miscela a monte dell'addensatore è pari a  $(363+11) \text{ m}^3/\text{d} = 374 \text{ m}^3/\text{d}$  (l'ispessitore da 45 m<sup>3</sup>/h appare sufficiente con un tasso di utilizzo del 35% (cioè circa 8 h d<sup>-1</sup>).

 <b>PRESENTAZIONE</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 34
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

*Prestazioni del sistema di pre-ispessimento dinamico.* Le prestazioni della sezione di pre-ispessimento dinamico si basa sulle seguenti ipotesi:

- efficienza di cattura dei solidi: 95%;
- concentrazione dei fanghi ispessiti: 30 kgSST/m<sup>3</sup>.

## 2.11 Linea di controllo odori (deodorizzazione)

La linea di controllo odori è destinata al trattamento dell'aria di processo esausta estratta dalla seguente sezione di nuova costruzione:

- Opera di arrivo, grigliatura grossolana e fine, sollevamento iniziale.

Tale sezione è racchiusa in un capannone di dimensioni in pianta 17,80x8.80 m, altezza netta 4,5 m dove il piano di calpestio è composto in parte da soletta in c.a. e in parte da una copertura in lamiera striata. Le griglie automatiche grossolane e fini a loro volta racchiuse in un involucro metallico.

Pertanto la linea di controllo odori è finalizzata a creare un ambiente di lavoro idoneo e contenere la diffusione di cattivi odori nell'ambiente esterno e si basa su collaudati e diffusi processi di deodorizzazione per adsorbimento.


Il processo di deodorizzazione adottato è basato su una unità di adsorbimento, localizzata nei pressi del capannone, che consente di:

- Limitarne l'ingombro e semplificarne l'installazione;
- Minimizzare le esigenze di manutenzione;
- Ridurre la dimensione e lo sviluppo planimetrico del collettore d'aria esausta;
- Ottenere costanza di effluente al variare del carico di sostanze odorigene.

L'aria da deodorizzare viene aspirata dall'ambiente mediante un ventilatore centrifugo posto a valle dell'unità di trattamento, motivo per cui il processo di adsorbimento avviene in leggera depressione.

TAB. 2.12: DEODORIZZAZIONE

<b>Sistema di deodorizzazione mediante adsorbimento</b>		
Sezione trattamento		Opera di presa, grigliatura grossolana e fine, sollevamento iniziale
Numero unità	-	1
Volume da deodorizzare	m <sup>3</sup>	700
Ricambi orari	n°	3

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 35
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	


Portata ventilatore	m <sup>3</sup> /h	2200
Potenza ventilatore	kw	2,2
Forma deodorizzatore	-	cilindrico
Diametro esterno	mm	1900
altezza	mm	1600

#### 2.11.1 Dimensionamento

L'impianto di deodorizzazione dell'aria esausta estratta dal capannone dei pretrattamenti è dimensionato per trattare una portata d'aria di 2200 m<sup>3</sup>/h che, considerando una volumetria totale della zona coperta di circa 700 m<sup>3</sup>, garantisce 3 ricambi orari.


L'unità di deodorizzazione di tipi cilindrico con flusso verticale, avente una dimensione di 1,9 m (ø) x 1,60 m (H), sarà costituita da:

- 1 elettroventilatore centrifugo ad alto rendimento con portata max 2.200 m<sup>3</sup>/h, prevalenza 80 mmH<sub>2</sub>O, potenza installata 2,2 kW installato alla base del cilindro; dotato di inverter;
- struttura in polipropilene;
- riempimento;
- sezione di separazione condense con separatore di gocce;
- filtro finale per l'abbattimento del particolato;
- camino.

 <b>PRESENTAZIONE</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 36
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	


## ALLEGATO 1

(processo biologico a cicli alternati)

 <b>TECENITAL</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 37
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	


## I N D I C E

1	Il processo biologico	39
1.1	Premessa	39
1.2	I dati a base progetto	40
1.3	Introduzione al processo a cicli alternati in reattore unico	41
1.4	Simulazione mediante modello matematico ASM n.2	46
1.4.1.	Scenari di calcolo	46
1.4.2.	Risultati delle simulazioni	47
1.5	Dimensionamento del processo biologico in modalità Cicli Alternati in reattore unico (CA)	49
1.6	Gli interventi impiantistici e strutturali	51
2	Dimensionamento dei sistemi di fornitura dell'aria	53
2.1	Metodologie per il calcolo dell'ossigeno da fornire	53
2.2	Metodologie per il calcolo dell'aria pratica da fornire	54
2.3	Metodologie per il calcolo dei diffusori porosi	55
2.4	Calcolo della richiesta di ossigeno	55
2.5	Calcolo delle forniture d'aria	56
3	Dimensionamento dei sistemi di miscelazione	59
4	Locale compressori	60

 <b>TECENITAL</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 38
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

## INDICE DELLE TABELLE

Tab. 1.1.	Dati a base progetto per l'adeguamento dell'impianto di Orti – Carichi idraulici	40
Tab. 1.2.	Dati a base progetto per l'adeguamento dell'impianto di Orti – Carichi di massa e concentrazioni	40
Tab. 1.3.	Principali caratteristiche e tempi di permanenza idraulica alle diverse portate trattabili del processo biologico	40
Tab. 1.4.	Carichi idraulici e concentrazioni influenti utilizzate per le simulazioni	46
Tab. 1.5.	Speciazione del COD utilizzata per le simulazioni	47
Tab. 1.6.	Parametri operativi delle simulazioni	47
Tab. 1.7.	Risultati delle simulazioni	48
Tab. 1.8.	Dimensionamento processo biologico	50
Tab. 1.9.	Stato di progetto: caratteristiche compressori volumetrici	51
Tab. 1.10.	Caratteristiche dimensionali della linea biologica a Cicli Alternati	56
Tab. 1.11.	Calcolo di ossigeno teorico alla Q <sub>mn</sub> e alla Q <sub>ps</sub>	56
Tab. 1.12.	Caratteristiche singolo diffusore poroso: SOTE [%] – Sommergenza – Battente – Carico di progetto	57
Tab. 1.13.	Superficie di membrana perforata	57
Tab. 1.14.	Concentrazione OD in relazione alle diverse Temperature	57
Tab. 1.15.	Calcolo della portata di aria pratica alla Q <sub>mn</sub>	57
Tab. 1.16.	Calcolo della portata di aria pratica alla Q <sub>ps</sub>	58
Tab. 1.17.	Dimensionamento del sistema di miscelazione per il processo biologico	59

 <b>TECENITAL</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 39
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

## 1 IL PROCESSO BIOLOGICO

### 1.1 Premessa

Il processo di denitrificazione consiste di un trattamento anossico in cui, in condizioni di carenza d'ossigeno, si utilizzano i nitrati presenti nella miscela aerata della vasca d'ossidazione, come fornitori d'ossigeno per le reazioni biologiche delle sostanze carbonacee in ingresso (BOD), con eliminazione dell'azoto in forma gassosa. Nella fase anossica si ha la riduzione dei nitrati da parte della biomassa eterotrofa, con consumo di una corrispondente frazione della sostanza organica biodegradabile. Grazie all'installazione di miscelatori sommergibili (mixer) sarà possibile tenere in agitazione e sospensione i fiocchi di fango, al fine di evitare la sedimentazione della biomassa presente in vasca. La potenza dei mixer viene scelta in base al volume di liquido presente in vasca.


Con il termine nitrificazione si indica invece il processo biologico in due stadi nel quale l'azoto ammoniacale influente viene prima ossidato a nitriti che poi vengono ossidati a nitrati. La nitrificazione può avere luogo solo se nella vasca di ossidazione è presente un quantitativo minimo di batteri nitrificanti, che costituiscono una frazione della biomassa totale del sistema. All'interno della vasca di ossidazione ci sarà dunque un'ulteriore frazione di richiesta biochimica di ossigeno dovuta a queste reazioni, che andrà ad aggiungersi alla frazione risultante dall'ossidazione della sostanza carboniosa.

Lo schema impiantistico adottato per l'impianto di depurazione di Orti prevede la realizzazione di n.2 nuove linee biologiche in calcestruzzo armato indipendenti, funzionanti secondo il processo avanzato a Cicli Alternati in reattore unico (CA). Le nuove vasche saranno planimetricamente posizionate in corrispondenza delle vecchie vasche di ossidazione che, in quanto mandate e con un ridotto battente idraulico, risultano ad oggi inutilizzabili e verranno pertanto demolite.

Ogni linea sarà indipendente ed organizzata in n°2 CSTR (Completed Stirred Tank Reactor) in serie ed in particolare:

- Verrà utilizzata una volumetria specifica di circa 190 l/AE;
- I tempi di permanenza nominali alla portata media nera (HRT – Hydraulic Retention Time) saranno pari a circa 19h;
- Il rapporto di ricircolo viene fissato a  $R=1$ ;
- L'unità operativa manterrà il battente di 6.5 m;
- L'erogazione dell'aria verrà garantita mediante diffusori in EPDM a bolle fini con distribuzione decrescente in funzione della richiesta di ossigeno in ogni CSTR;
- La fornitura di aria sarà assicurata mediante N.2 nuove soffianti volumetriche installate in apposito locale di nuova realizzazione, prevedendo una nuova soffiante come riserva, in caso di manutenzione o emergenza.



	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 40
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

## 1.2 I dati a base progetto

Nelle seguenti tabelle vengono riportati i dati a base progetto del nuovo processo biologico e vengono riepilogate le principali dimensioni, ed i tempi di ritenzione idraulica alle diverse portate.

TAB. 1.1. DATI A BASE PROGETTO PER L'ADEGUAMENTO DELL'IMPIANTO DI ORTI – CARICHI IDRAULICI


<i>Voce</i>	<i>U.m.</i>	<i>Valore</i>	<i>U.m.</i>	<i>Valore</i>
<b>AE totali</b>	AE	<b>40.000</b>		
D.I.	l/AE d	300		
ALFA		0.8		
<b>Portata media nera effettiva</b>	<b>m3/d</b>	<b>9.600</b>	<b>m3/h</b>	<b>400</b>
Coefficiente punta secca		1.2		
<b>Portata punta secca effettiva</b>			<b>m3/h</b>	<b>480</b>
Coefficiente di massima pioggia		5		
<b>Portata massima di pioggia effettiva</b>			<b>m3/h</b>	<b>2.000</b>
Coefficiente di trattamento al biologico		3		
<b>Portata massima di trattamento effettiva</b>			<b>m3/h</b>	<b>1.200</b>

TAB. 1.2. DATI A BASE PROGETTO PER L'ADEGUAMENTO DELL'IMPIANTO DI ORTI – CARICHI DI MASSA E CONCENTRAZIONI

<i>Fattori di carico unitari</i>			<i>Carichi di massa in ingresso</i>			<i>Concentrazioni in ingresso</i>		
<i>Parametro</i>	<i>U.m.</i>	<i>Valore</i>	<i>Parametro</i>	<i>U.m.</i>	<i>Valore</i>	<i>Parametro</i>	<i>U.m.</i>	<i>Valore</i>
Fcu	gCOD/AE d	109.4	LCOD	Kg/d	4.376	COD	mg/l	456
Fcu	gNtot/AE d	10.8	LNtot	Kg/d	431	Ntot	mg/l	45
Fcu	gPtot/AE d	1.46	LPtot	Kg/d	58	Ptot	mg/l	6
Fcu	gTSS/AE d	36.0	LTSS	Kg/d	1.441	TSS	mg/l	150
Fcu	gBOD5/AE d	60.0	LBOD5	Kg/d	2.400	BOD5	mg/l	250

TAB. 1.3. PRINCIPALI CARATTERISTICHE E TEMPI DI PERMANENZA IDRAULICA ALLE DIVERSE PORTATE TRATTABILI DEL PROCESSO BIOLOGICO

<i>Voce</i>	<i>U.m.</i>	<i>Valore</i>
Linee	N.	2
Lunghezza singola linea	m	32,4
Larghezza singola linea	m	18,0
Altezza totale	m	7,3
Battente	m	6,5
Superficie singola linea	m2	583,2

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 41
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

Superficie totale	m2	1.166,4
Volume singola linea	m3	3.790,8
Volume totale	m3	7.581,6
Volumetria specifica	l/AE	190
CSTR per LINEA	N°	2
Volume per CSTR	m3	1895,4
Lunghezza CSTR	m	17,1
Larghezza CSTR	m	17,1
Superficie CSTR	m2	291,6
Superficie per linea	m2	583,2
HRT nominale alla Q <sub>mn</sub>	h	19,0
HRT nominale alla Q <sub>ps</sub>	h	15,8
HRT nominale alla Q <sub>max</sub>	h	3,8
HRT effettivo alla Q <sub>mn</sub> (Q <sub>r</sub> =Q <sub>mn</sub> )	h	9,5
HRT effettivo alla Q <sub>ps</sub> (Q <sub>r</sub> =Q <sub>mn</sub> )	h	8,6
HRT effettivo alla Q <sub>max</sub> (Q <sub>r</sub> =Q <sub>mn</sub> )	h	3,2

### 1.3 Introduzione al processo a cicli alternati in reattore unico

Il processo biologico a Cicli Alternati in reattore unico (CA), è unico nel suo genere, in quanto grazie ai risultati ottenuti direttamente in campo, si è ricavato un ruolo di primaria importanza sia tra i processi intermittenti che tra i processi a fanghi attivi convenzionali.


In particolare il processo garantisce sia la rimozione biologica del carbonio che dell'azoto ed in parte del fosforo tramite una successione di fasi aerobiche (per l'ossidazione del carbonio e la nitrificazione dell'azoto) ed anossiche (per la denitrificazione dell'azoto) che vengono realizzate tramite una successione temporale in un unico bacino.

In questo modo non è necessario avere delle sezioni dedicate, anossica di pre-denitrificazione ed aerobica di nitrificazione in volumi predefiniti, né esiste la necessità di operare il ricircolo della miscela aerata per raggiungere prestazioni di tutta sicurezza.

Ciò comporta una notevole semplicità nella realizzazione, un risparmio delle tubazioni e della elettromeccanica, prestazioni più elevate nella rimozione dell'azoto in quanto tutto l'azoto nitrificato, che deve essere denitrificato, si trova già all'interno della vasca di ossidazione.

Non è più necessario quindi far funzionare il sistema di fornitura dell'aria in continuo perché si devono creare nello stesso volume anche le condizioni per realizzare la denitrificazione; in aggiunta si riesce a sfruttare completamente per l'ossidazione dei composti organici anche l'ossigeno dei nitrati.

I vantaggi e le garanzie inconfutabili derivanti dall'applicazione del nuovo processo biologico avanzato, vengono di seguito riassunte:

 <b>TECENITAL</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 42
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	


- **Prestazioni nella rimozione dell'azoto più elevate** (80-90%) rispetto ai processi tradizionali in quanto tutto l'azoto nitrificato, che deve essere denitrificato, si trova già all'interno della vasca di ossidazione. Tale prestazione è quindi di particolare interesse per garantire elevate percentuali di abbattimento dei principali macroinquinanti e conseguentemente un effluente finale con elevati standard di qualità;
- **Risparmi energetici** (20-30%) che sono una immediata conseguenza sia delle elevate prestazioni nella rimozione biologica dell'azoto (in quanto elevate denitrificazioni significano elevato recupero di ossigeno combinato), sia dell'aver eliminato il ricircolo della miscela aerata;
- **Riduzione della produzione dei fanghi** (5-7% in meno) a causa dello stress a cui sono sottoposte le biomasse; questo stress infatti determina in parte una riduzione dei coefficienti di resa, ovvero di sintesi di nuove biomasse, a seguito della trasformazione delle sostanze organiche;
- **Riduzione del dosaggio di chemicals** per la precipitazione chimica del fosforo, nel rispetto di una concentrazione effluente allo scarico di P<sub>tot</sub> inferiore a 2 mg/l, a causa della produzione di dPAO, ovvero biomasse fosforo accumulanti, con comportamento di denitrificatori.

Per una breve panoramica sul processo a cicli alternati in reattore unico, è opportuno focalizzare l'attenzione su:

- La tipologia di sonde utilizzate;
- Il reale controllo della nitrificazione e della denitrificazione dell'azoto;
- Il numero dei punti di misura o quantità di sonde necessarie nella vasca da controllare;
- Gli strumenti a corredo per la tutela del processo e la valutazione dell'efficacia dei settaggi impostati dall'operatore;
- La volumetria specifica adottata;
- Studi in campo internazionale.

**Tipologia di sonde:** Il controllo di processo proposto prevede l'utilizzo di sonde di ossigeno disciolto [OD] e di potenziale di ossidoriduzione [ORP]. È noto che tali sonde risultano le più economiche ed affidabili se paragonate con analizzatori di ammonio e nitrato. Infatti oltre ad avere costi di mercato veramente ridotti, necessitano di manutenzioni non specializzate quindi eseguibili dal personale impianto. Infine va ricordata l'affidabilità delle sonde di OD ed ORP indipendentemente dalla tipologia di reflujo (civile/industriale) e dalle concentrazioni di biomassa in vasca biologica.

**Controllo della nitrificazione della denitrificazione:** il controllo della sola nitrificazione dell'azoto è consolidato in impianti DN, pre-denitrificazione nitrificazione, se progettati in modo adeguato nelle volumetrie, nei carichi di massa trattabili e nelle forniture di aria sempre superiori alla richiesta. Nel processo a cicli alternati in reattore unico, il controllo della fase di nitrificazione necessita di conoscere il termine dell'ossidazione dell'ammoniaca. Se il controllo

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 43
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

viene fatto con due tipologie di sonde (OD ed ORP) è molto più accurato di quello che ne impiega una soltanto, in quanto qualsiasi inconveniente sul sistema di misura determina una perdita di prestazioni o di oscuramento del controllo. Le maggiori difficoltà risiedono però nel controllo della denitrificazione la quale dovrebbe compiersi in condizioni anossiche; infatti la presenza di un controllo non efficace e rigoroso comporta sicuramente l'instaurarsi di gravi condizioni anaerobiche e quindi conseguentemente l'emanazione di cattivi odori e fenomeni di rilascio di fosforo in forma di ortofosfato. Poiché nel processo biologico a cicli alternati tutto il volume biologico è interessato alla fase in atto (aerobica o anossica/anaerobica) e permette la fuoriuscita dell'effluente, il mancato controllo di cui sopra comporta la perdita di ortofosfato ed il conseguente maggior uso di reagenti di precipitazione o la non conformità ai limiti di legge dell'effluente impianto.

Per evitare tali inconvenienti e per garantire il corretto controllo delle evidenti variazioni di potenziale che si verificano in fase di denitrificazione, la sonda per la misura del potenziale di ossidoriduzione è l'unica in grado di svolgere tale ruolo.


**Numero dei punti di misura:** il numero di punti di misura necessari per controllare un processo varia con la geometria delle vasche, ovvero in quanti CSTR (Completed Stirred Tank Reactors) si può dividere il comparto biologico. Ciò perché per individuare la fine del processo di interesse è necessario mettersi nei punti in cui questo avviene con maggiore probabilità, solo questa condizione permette un controllo efficace.

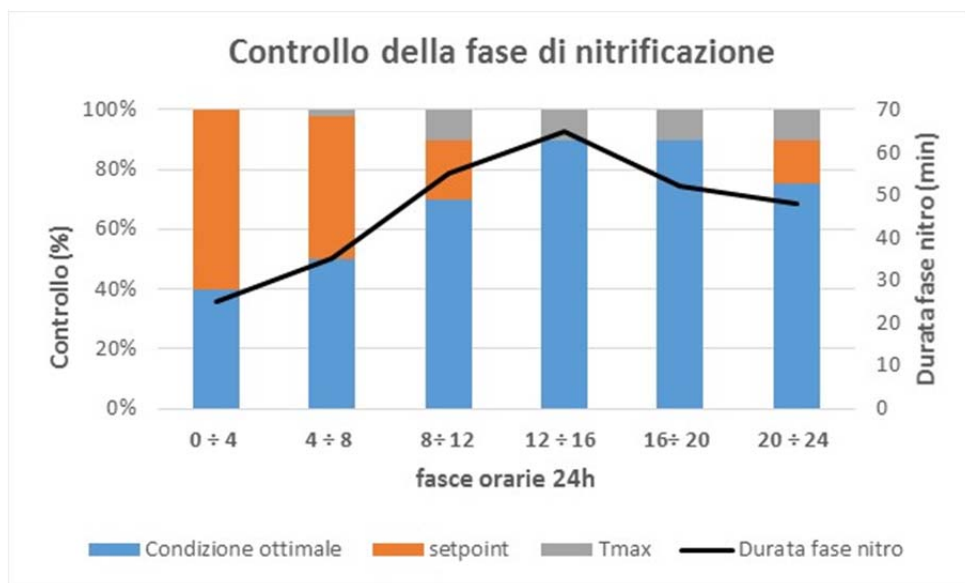
Per garantire il funzionamento del processo biologico a Cicli Alternati in reattore unico, si prevede quindi l'installazione dei seguenti sistemi di misura per ciascuna linea biologica:

- N. due coppie di sonde OD-ORP; le sonde di ossigeno disciolto sono previste del tipo a chemiluminescenza mentre i sistemi di misura del potenziale di ossidoriduzione del tipo ad alta pressione;
- N.1 misuratore di solidi sospesi.

**Strumenti a corredo per la tutela del processo:** La durata di una fase aerobica/anossica avviene entro un range temporale controllato impostando nel software di controllo un tempo minimo e massimo; in questo intervallo il cambio di fase può avvenire o per set-point [raggiungimento di una soglia impostabile dall'operatore] delle sonde di processo (OD ed ORP in nitro e ORP in denitro) o per condizione ottimale ossia il sistema si accorge che la forma azotata di quella fase è finita (azoto ammoniacale in nitrificazione ed azoto nitrico in denitrificazione). Per tutto quanto detto in precedenza la condizione ottimale in denitrificazione può essere determinata con esattezza solo mediante le sonde OD ed ORP.

Il grafico seguente descrive infatti un ipotetico comportamento della durata della fase aerata (nitrificazione) del processo a cicli alternati nelle diverse fasce orarie di 24h.


 <b>TECNOLOGIA</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 44
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

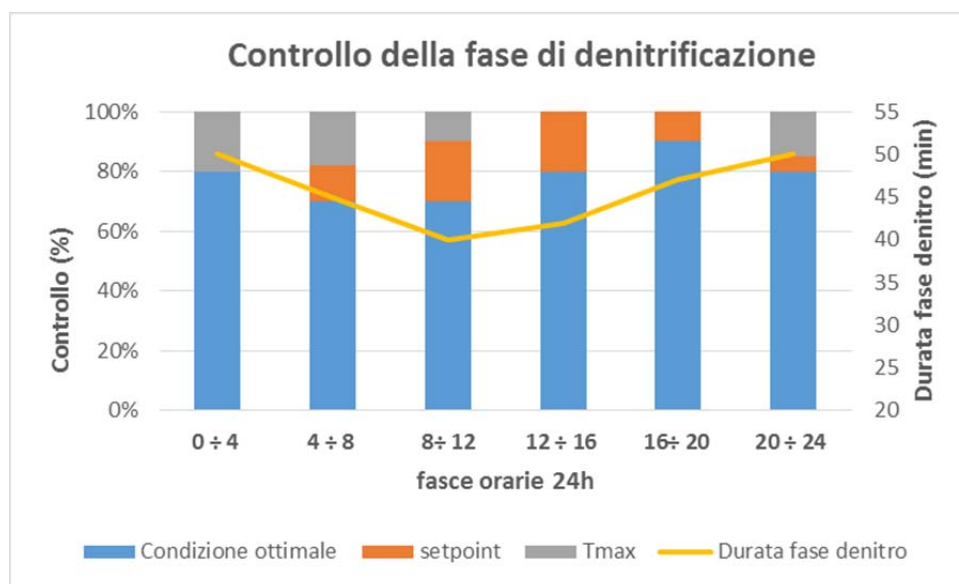


L'affidabilità del sistema alle variazioni giornaliere e/o stagionali è sempre garantita. Infatti, in condizioni di:

- Minor carico (notturne e serali), al fine di ridurre i consumi energetici, il sistema di controllo può prevedere la conclusione della fase di nitrificazione per il raggiungimento dei massimi valori di set-point di OD o redox;
- Maggior carico influente (ore diurne), le fasi di nitrificazione si concludono principalmente per il raggiungimento delle condizioni ottimali. In presenza di forte sovraccarico da trattare, le fasi di nitrificazione si possono concludere per il raggiungimento del tempo massimo.

Il grafico seguente descrive un ipotetico comportamento della durata della fase di miscelazione (denitrificazione) del processo a cicli alternati nelle diverse fasce orarie di 24h.

 <b>TECNOLOGIA</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 45
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	




In condizioni di:

- Minor carico (notturne e serali), al fine di ridurre i consumi energetici per il funzionamento dei compressori per la fornitura di aria, il sistema di controllo provvede ad allungare la durata di accensione dei miscelatori e quindi la conclusione della fase di denitrificazione avviene per il raggiungimento del tempo massimo.
- Maggior carico influente (ore diurne), alcune fasi di denitrificazione si possono concludere per il raggiungimento dei valori di set-point minimo del potenziale di ossido riduzione.

**Strumenti a corredo del sistema di controllo:** Il sistema di controllo previsto è dotato di uno strumento unico, La Statistica Cicli, in grado di capire l'efficacia delle impostazioni di controllo adottate. Infatti è possibile, selezionando un range temporale, ottenere il numero di cicli aerobici ed anossici che si sono succeduti e per la fase aerobica e quella anossica i seguenti dati:

- La durata media, minima e massima;
- La ripartizione percentuale delle diverse condizioni che hanno determinato il cambio di fase (tempo massimo, set-point e condizione ottimale);
- Quale delle sonde installate ha determinato la scelta.

Tutto ciò da una parte mostra la trasparenza del sistema di controllo, dall'altra vuole far comprendere al Gestore se le impostazioni di controllo sono di successo, ed indicargli le impostazioni critiche da cambiare.

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 46
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

#### 1.4 Simulazione mediante modello matematico ASM n.2

Al fine di prevedere le efficienze di rimozione del processo a Cicli Alternati in reattore unico in qualsiasi scenario futuro, la piena conformità dell'effluente finale ai limiti di legge, nonché allo scopo di giustificare le scelte adottate nella progettazione dei reattori, sono state eseguite più simulazioni relative al funzionamento delle nuove linee biologiche previste in progetto (con volume pari a circa 7.582 m<sup>3</sup>), usufruendo del software ASIM n.2 (Activated Sludge Model No.2) riconosciuto come altamente attendibile a livello internazionale.

##### 1.4.1. Scenari di calcolo


La caratterizzazione chimico fisica del refluo influente permette di simulare la seguente situazione:

- le simulazioni dello stato di progetto vengono effettuate considerando un volume di reazione biologica pari alla somma di tutte le linee a Cicli Alternati;
- il volume della decantazione utilizzato per le simulazioni è pari alla somma di tutti i bacini esistenti e di progetto;
- l'influente utilizzato nelle simulazioni, viene descritto in portata e caratterizzazione nella Tabella 1 4 di seguito allegata;
- i parametri operativi e le portate di ricircolo utilizzati per ciascuna simulazione, sono riportate in Tabella 1 4;
- per la ripartizione del COD influente (Tabella 1 5) sono state considerate le percentuali tipiche in un refluo urbano;
- l'SRT (Sludge Retention Time – età del fango) viene assunto sia pari a 12-13, che a 15-16 giorni al fine di indagare le migliori condizioni per una completa nitrificazione dell'azoto influente;
- le simulazioni sono condotte sia considerando la situazione estiva, T=18 e 20°C che quella invernale, T=10 e 15°C così da raggruppare tutte le casistiche;
- vengono distinti gli scenari di calcolo, come riportato nella successiva Tabella 1 6.
- la concentrazione di biomasse viene determinata dal modello;
- si utilizza il modello ASM n. 2 Fe-Oxy (Activated Sludge Model n. 2).

TAB. 1.4. CARICHI IDRAULICI E CONCENTRAZIONI INFLUENTI UTILIZZATE PER LE SIMULAZIONI

CARICHI IDRAULICI INFLUENTI				
Voce	U.m.	Valore	U.m.	Valore
Abitanti equivalenti	AE	40.000		
Portata media nera effettiva	m3/h	400	m3/d	9.600
Portata di ricircolo	m3/h	400	m3/d	9.600
CONCENTRAZIONI INFLUENTI				



 <b>TECENITAL</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 47
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

<i>Voce</i>	<i>U.m.</i>	<i>Valore</i>	<i>U.m.</i>	<i>Valore</i>
COD	mg/l	456	Kg/d	4.376
BOD	mg/l	250	Kg/d	2.400
TSS	mg/l	150	Kg/d	1.441
N-NH <sub>4</sub>	mg/l	30,1	Kg/d	289
N-NO <sub>3</sub>	mg/l	0.0	Kg/d	0
P-PO <sub>4</sub>	mg/l	2,2	Kg/d	21
Ntot	mg/l	45	Kg/d	431
Alk	mmoli/l	7,5		

TAB. 1.5. SPECIAZIONE DEL COD UTILIZZATA PER LE SIMULAZIONI

<b>SPECIAZIONE DEL COD INFLUENTE</b>				
<i>Voce</i>	<i>U.m.</i>	<i>Valore</i>	<i>U.m.</i>	<i>Valore</i>
RBCOD	%	15	mg/l	68,4
VFA	%	5	mg/l	22,8
NBCODS	%	10	mg/l	45,6
NBCODP	%	10	mg/l	45,6
SBCOD	%	60	mg/l	273,5
HETR	%	0	mg/l	0
<b>TOTALE</b>	<b>%</b>	<b>100</b>	<b>mg/l</b>	<b>456</b>

TAB. 1.6. PARAMETRI OPERATIVI DELLE SIMULAZIONI

<b>SIMULAZIONI</b>					
		<b>SdP 0</b>	<b>SdP 1</b>	<b>SdP 2</b>	<b>SdP 3</b>
<i>Voce</i>	<i>U.m.</i>	<i>Valore</i>	<i>Valore</i>	<i>Valore</i>	<i>Valore</i>
T	°C	10	15	18	20
SRT	d	16	15	13	12
CSTR1	m <sup>3</sup>	3.791	3.791	3.791	3.791
CSTR2	m <sup>3</sup>	3.791	3.791	3.791	3.791
Decantatore finale	m <sup>3</sup>	6.494	6.494	6.494	6.494


#### 1.4.2. Risultati delle simulazioni

La successiva Tabella riporta, in maniera dettagliata, i dati di input utilizzati per le varie simulazioni, nonché i risultati ottenuti dal software in termini sia di richieste di ossigeno, sia di qualità dell'effluente a valle della decantazione finale.

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 48
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

TAB. 1.7. RISULTATI DELLE SIMULAZIONI

		<b>SdP 0</b>	<b>SdP 1</b>	<b>SdP 2</b>	<b>SdP 3</b>
<i>Voce</i>	<i>U.m.</i>	<i>Valore</i>	<i>Valore</i>	<i>Valore</i>	<i>Valore</i>
Qm	m3/d	9.600	9.600	9.600	9.600
Q ricircolo	m3/d	9.600	9.600	9.600	9.600
Cicli	on ore	1	1	1	1
	off ore	0,75	0,75	0,75	0,75
Kla1		85	112	125	138
Kla2		60	58	60	60
Concentrazione di saturazione dell'ossigeno	mg/l	11,33	10,15	9,56	9,17
T	°C	10	15	18	20
SRT	d	16	15	13	12
<b>INFLUENTE</b>					
<i>Voce</i>	<i>U.m.</i>	<i>Valore</i>	<i>Valore</i>	<i>Valore</i>	<i>Valore</i>
COD	mg/l	455,9	455,9	455,9	455,9
RBCOD	mg/l	68,4	68,4	68,4	68,4
VFA	mg/l	22,8	22,8	22,8	22,8
NBCODs	mg/l	45,6	45,6	45,6	45,6
NBCODp	mg/l	45,6	45,6	45,6	45,6
SBCOD	mg/l	273,5	273,5	273,5	273,5
Biom Heter	mg/l	0,0	0,0	0,0	0,0
TKN	mg/l	44,9	44,9	44,9	44,9
N-NH4	mg/l	30,1	30,1	30,1	30,1
N-NOx	mg/l	0,0	0,0	0,0	0,0
Ptot	mg/l	6,1	6,1	6,1	6,1
P-PO4	mg/l	2,2	2,2	2,2	2,2
TSS	mg/l	150,1	150,1	150,1	150,1
Fe(ii)	mg/l	9,4	9,4	9,4	9,4
Alk	mmoli	7,5	7,5	7,5	7,5
<b>VOLUMETRIE</b>					
CSTR1	m3	3.791	3.791	3.791	3.791
CSTR2	m3	3.791	3.791	3.791	3.791
Decantatore finale	m3	6.494	6.494	6.494	6.494
<b>USCITA</b>					
N-NH4out	mg/l	2,0	0,9	0,7	0,6
N-NOx out	mg/l	5,3	4,6	4,7	4,7
N organico (supposto)	mg/l	1,5	1,5	1,5	1,5
N totale out	mg/l	8,8	7,0	6,9	6,8
COD out	mg/l	<50	<50	<50	<50
P-PO4 out	mg/l	0,5	0,5	0,5	0,5
P organico (supposto)	mg/l	0,3	0,3	0,3	0,3
P totale out	mg/l	0,8	0,8	0,8	0,8

 <b>TECENITAL</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 49
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

Le principali conclusioni traibili dall'applicazione del modello matematico ASM n°2 e dai risultati ottenuti riassunti nella tabella precedente sono le seguenti:


- le simulazioni dello stato di progetto sono state condotte assumendo una  $Q_{ricircolo} = 1$   $Q_{influyente}$  in assenza di miscele aerate;
- per le simulazioni dello stato di progetto sono stati considerati n.2 CSTR in serie;
- le simulazioni dello stato di progetto sono state effettuate utilizzando temporizzazioni tipiche per la simulazione dei Cicli Alternati, ossia adottando fasi di accensione e spegnimento degli aeratori rispettivamente di 60 minuti e 45 minuti;
- il processo garantisce un'ottima rimozione delle sostanze organiche biodegradabili, il COD e conseguentemente il BOD5 effluente assumono concentrazioni ridotte sia in inverno che in estate, a meno di eventuali fughe di solidi. Per questo motivo i limiti in concentrazione di COD e BOD5 previsti in Tab.1 All.5 parte III del D.Lgs. 152/2006 e s.m.i. saranno completamente rispettati;
- mano a mano che la temperatura diminuisce occorre lavorare con una maggiore età del fango per garantire una concentrazione adeguata delle biomasse in vasca;
- date le forme dell'azoto che il modello calcola ( $N-NH_4$  e  $N-NO_x$ ) ed una concentrazione cautelativa di Norg effluente assunta pari a 1.5 mg/l, si garantisce un'elevata qualità dell'effluente finale e la conformità ai limiti in concentrazione stabiliti in Tab.2 All.5 Parte III del D.Lgs. 152/2006 e s.m.i.;
- In generale le temporizzazioni adottate nel processo di nitrificazione e denitrificazione garantiscono ottime prestazioni del processo, assicurando sia la rimozione del carbonio che quella dell'azoto influente. Si ricorda che l'adozione di un sistema di supervisione e controllo con algoritmi complessi, consentirà massima flessibilità e stabilità della gestione del processo depurativo, adeguando la durata delle fasi in funzione dell'effettivo carico in ingresso;
- La precipitazione chimica del fosforo tramite dosaggio di opportuno defosfatante (cloruro ferrico con purezza al 40%) risulta indispensabile se si vuole abbassare la concentrazione effluente e raggiungere valori inferiori a 1.0 mg/l, così come richiesto dai limiti di legge.

### **1.5 Dimensionamento del processo biologico in modalità Cicli Alternati in reattore unico (CA)**

Il dimensionamento effettuato per ciascuna linea biologica tiene conto dei seguenti assunti:


- Temperatura minima di processo 10 °C;
- Età del fango alla temperatura minima 16 giorni;
- Concentrazione della biomassa in vasca derivante dalle simulazioni ASIM;
- Rapporto TVS/TS fissato pari a 0,70;

Nella seguente tabella viene riportato il dimensionamento del processo biologico a Cicli Alternati in reattore unico (CA).

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 50
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

TAB. 1.8. DIMENSIONAMENTO PROCESSO BIOLOGICO

Dimensionamento Nitrificazione					
Parametro	U.m.	Valore	Valore	Valore	Valore
Temperatura di processo	°C	10	15	18	20
Volume di vasca	m <sup>3</sup>	7582	7582	7582	7582
Volumetria specifica	L/AE	190	190	190	190
Concentrazione di biomasse	Kg/m <sup>3</sup>	4.1	4.1	4.1	4.1
SRT operativo (età del fango alla temperatura minima)	d	16	15	13	12
TVS/TS		0.70	0.70	0.70	0.70
Kn = a 20°C	KgN-NH <sub>4</sub> /KgTVS d	0.045	0.045	0.045	0.045
Kn alla temperatura di processo	KgN-NH <sub>4</sub> /KgTVS d	0.035	0.040	0.043	0.045
Teta		1,024	1,024	1,024	1,024
Biomassa totale in vasca	KgTVS	21706	21706	21706	21706
Contenuto di azoto nelle biomasse	N%TS	5.0	5.0	5.0	5.0
Frazione di Tempo della fase aerobica		0.57	0.57	0.57	0.57
Carico di azoto nitrificato in fase aerobica	KgN-NH <sub>4</sub> /d	439.2	494.5	531.0	556.8
Carico di azoto da nitrificare sul carico influente	KgN/d	363.5	359.0	347.8	340.9
Concentrazione di N-NH <sub>4</sub> effluente	mg N-NH <sub>4</sub> /l	0.0	0.0	0.0	0.0
Dimensionamento Denitrificazione					
Parametro	U.m.	Valore	Valore	Valore	Valore
Temperatura minima di processo	°C	10	15	18	20
Volume di vasca	m <sup>3</sup>	7.582	7.582	7.582	7.582
Volumetria specifica	L/AE	190	190	190	190
Concentrazione di biomasse	Kg/m <sup>3</sup>	4.1	4.1	4.1	4.1
SRT operativo (età del fango alla temperatura minima)	d	16	15	13	12
TVS/TS		0.70	0.70	0.70	0.70
Kd = a 20°C	KgN-NO <sub>x</sub> /KgTVS d	0.050	0.050	0.050	0.050
Kd alla temperatura di processo	KgN-NO <sub>x</sub> /KgTVS d	0.039	0.044	0.048	0.05
Teta		1,024	1,024	1,024	1,024
Biomassa totale in vasca	KgTVS	21706	21706	21706	21706
Contenuto di azoto nelle biomasse	N%TS	5.0	5.0	5.0	5.0
Frazione di Tempo della fase anossica		0.43	0.43	0.43	0.43
Carico di azoto denitrificato in fase anossica	KgN-NO <sub>x</sub> /d	368.1	414.5	445.1	466.7
Carico di azoto denitrificabile	KgN-NO <sub>3</sub> /d	363.5	359.0	347.8	340.9
Carico di azoto residuo effluente	KgN-NO <sub>3</sub> /d	0.0	0.0	0.0	0.0
Concentrazione di N-NO <sub>3</sub> effluente	mg N-NO <sub>3</sub> /l	0.0	0.0	0.0	0.0

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 51
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

## 1.6 Gli interventi impiantistici e strutturali

Lo stato di progetto prevede di sostituire le attuali vasche inutilizzate con un processo avanzato che prevede l'alternanza di fasi aerobiche ed anossiche nelle n.2 linee biologiche di nuova realizzazione. Ciò comporta una notevole semplicità nella realizzazione, un risparmio delle tubazioni e dell'elettromeccanica, prestazioni più elevate nella rimozione dell'azoto in quanto tutto l'azoto nitrificato, che deve essere denitrificato, si trova già all'interno della vasca di ossidazione.

Gli interventi previsti quindi risultano i seguenti:

1. Ogni linea biologica verrà dotata di n.2 elettromiscelatori sommersi per garantire la sospensione delle biomasse in condizioni anossiche, ovvero durante la fase di denitrificazione del processo a cicli alternati. Il dimensionamento delle macchine prevede una potenza specifica di miscelazione pari a  $4.5 \text{ W/m}^3$ . L'accesso agli elettromiscelatori sommersi sarà reso possibile grazie ad una passerella in cemento posta sul bordo di ogni linea e con la posa di opportuni parapetti.
2. Per la fornitura di aria al processo biologico, si prevedono diffusori porosi a bolle fini a membrana in elastomero, posati in numero decrescente lungo lo sviluppo longitudinale del reattore al fine di adeguare la domanda alla richiesta, evitando sovraerazione del sistema in coda ai reattori. Per il dimensionamento della fornitura aria a servizio del processo biologico si rimanda al successivo paragrafo;
3. Installazione di n.2+1 nuovi compressori volumetrici, dotati di inverter, per la fornitura dell'aria alle fasi di nitrificazione del processo biologico a Cicli Alternati (n.1 utenza per ogni linea biologica ed n.1 utenza come riserva). I compressori troveranno alloggio in corrispondenza del nuovo locale.


Per il dimensionamento della fornitura aria a servizio del processo biologico si rimanda al paragrafo 2.2 e al paragrafo 2.5.

Nella seguente tabella il riepilogo delle caratteristiche delle soffianti da prevedere:


TAB. 1.9. STATO DI PROGETTO: CARATTERISTICHE COMPRESSORI VOLUMETRICI

Voce	U.m.	Valore
Numero operativi per linea	N.	1
Numero riserve totali	N.	1
Pressione differenziale di lavoro	mbar	700
Portata individuale	$\text{Nm}^3/\text{h}$	2800
	$\text{Nm}^3/\text{min}$	46.7
Potenza nominale motore elettrico	kW	90

4. Realizzazione di un piping aria dedicato in AISI304 per ogni linea biologica;

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 52
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

5. Installazione di n.2 sonde per la misura della concentrazione di ossigeno disciolto (OD) del tipo a chemiluminescenza per ciascuna linea biologica;
6. Installazione di n.2 sonde per la misura del potenziale di ossidoriduzione (redox) del tipo ad alta pressione per ciascuna linea biologica;
7. Installazione di n.1 sonda per la misura della concentrazione dei solidi sospesi nel mixer-liquor per ciascuna linea biologica;
8. Si prevede la realizzazione di accessi e relative passerelle per il raggiungimento dell'elettromeccanica e della sensoristica di processo installata nelle linee biologiche.

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 53
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

## 2 DIMENSIONAMENTO DEI SISTEMI DI FORNITURA DELL'ARIA

Nei seguenti paragrafi viene illustrata la metodologia utilizzata per il dimensionamento dell'ossigeno e dell'aria pratica da fornire al processo biologico, oltre alla metodologia per il dimensionamento dei sistemi di diffusione dell'aria.

### 2.1 Metodologie per il calcolo dell'ossigeno da fornire

La metodologia seguita per il calcolo dell'ossigeno da fornire è la seguente:

1. Calcolo dell'ossigeno teorico in condizioni di portata media nera (O<sub>2t</sub>), secondo l'eq.1;
2. Calcolo dell'ossigeno teorico alla Q<sub>mn</sub> in fase aerobica (O<sub>2taer</sub>), secondo l'eq.2;
3. Calcolo dell'ossigeno teorico in condizioni di punta secca (O<sub>2tps</sub>) secondo l'eq.3;
4. Calcolo dell'ossigeno teorico alla Q<sub>ps</sub> in fase aerobica (O<sub>2tpsaer</sub>) secondo l'eq. 4

$$O_{2t} = LBOD * E * 0,5 + K_d * X V TVS/TS + 4,57 * L_{nitrif} - 2,7 * L_{den min} \quad Eq. 1$$

Dove:

LBOD	Carico orario in BOD	kg/h
E	Rimozione del BOD	%
K <sub>d</sub>	Costante di decadimento endogeno	h <sup>-1</sup>
X TVS/TS	Concentrazione dei solidi sospesi volatili	kg/m <sup>3</sup>
V	volume del processo biologico	m <sup>3</sup>
L <sub>Nitrif</sub>	Carico di azoto da nitrificare	
	L <sub>ntot</sub> - L <sub>N</sub> - Noxin - (XV/SRT * N%TS)	kg/h
L <sub>Nden min</sub>	Minimo Carico di azoto denitrificato	kg/h
	L <sub>Nitrif</sub> * percentuale di denitrificazione%	

$$O_{2taer} = O_{2t} * 1/f_a \quad Eq. 2$$


Dove:

f <sub>a</sub>	frazione aerobica adimensionale
----------------	---------------------------------

$$O_{2tps} = LBOD * E * 0,5 * f_p + K_d * X V TVS/TS + 4,57 * L_{nitrif} - 2,7 * L_{den min} * f_p \quad Eq. 3$$

Dove:



	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 54
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

$f_p$  fattore di punta

$$O_{2tpsaer} = O_{2tps} * 1/f_{aps} \quad \text{Eq. 4}$$

Dove:

$f_{aps}$  frazione di tempo in fase aerobica in punta secca

## 2.2 Metodologie per il calcolo dell'aria pratica da fornire

Ottenuti i risultati di cui sopra, dai valori di ossigeno in fase aerobica alla portata media ed alla punta secca viene calcolata la quantità di aria da fornire nelle diverse condizioni operative del processo, per effettuare diverse comparazioni i valori vengono calcolati alla temperatura minima ed alla massima di processo per ogni stagionalità. La metodologia per il calcolo dell'aria da fornire è la seguente:


1. Calcolo della portata di aria pratica alla  $Q_{mn}$  ed alla minima temperatura ( $Q_{airmn}$ ) secondo l'eq. 5;
2. Calcolo della portata di aria pratica alla  $Q_{mn}$  ed alla max temperatura ( $Q_{airmax}$ ) secondo l'eq. 6;
3. Calcolo della portata di aria pratica alla punta secca ed alla minima temperatura ( $Q_{airps}$ ) secondo l'eq. 7;
4. Calcolo della portata di aria pratica alla punta secca ed alla max temperatura ( $Q_{airpsmax}$ ) secondo l'eq. 8.

$$Q_{airmn} = O_{2taer} / [SOTE * 0,28 * a] (Cs_{20} / (bC_w - C) [1/1,024]^{(T-20)}) \quad \text{Eq. 5}$$

Dove:

SOTE	Efficienza di trasferimento standard dell'ossigeno alla sommersa di progetto	%
a	Fattore di correzione del trasferimento di ossigeno	
$C_w$	Concentrazione di saturazione in acqua pulita alla Pressione e cond di esercizio	mg/l
b	Fattore di correzione della conc. di saturazione per salinità e tensione superficiale	
$Cs_{20}$	Concentrazione di saturazione dell'acqua pulita a 20°C ed 1 atm	mg/l
C	Concentrazione dell'OD alle condizioni del processo	mg/l
0,28	Quantità di ossigeno per unità di aria	kgO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>
T	Temperatura minima	°C

$$Q_{airmnmax} = O_{2taer} / [SOTE * 0,28 * a] (Cs_{20} / (bC_w - C) [1/1,024]^{(T-20)}) \quad \text{Eq. 6}$$

 <b>TECNOLOGIA</b>	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 55
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

Dove: T Temperatura massima °C

$$Q_{airps} = 0.2 tpsaer / [SOTE * 0.28 * a] (Cs20 / (bCw - C) [1/1.024 ^{(T-20)}]) \quad Eq.7$$

$$Q_{airpsmax} = 0.2 tpsaer / [SOTE * 0.28 * a] (Cs20 / (bCw - C) [1/1.024 ^{(T-20)}]) \quad Eq.8$$

Ovviamente la portata di aria da fornire corrisponde a quella maggiore tra quelle calcolate dalle eq. 5-8.

### 2.3 Metodologie per il calcolo dei diffusori porosi

Il sistema di fornitura d'aria, organizzato in 2 calate per vasca, è costituito da una sala compressori e da diffusori porosi in membrana EPDM in grado di sostenere fasi alterne ossiche anossiche senza disfunzioni di funzionamento.


La portata di aria massima da fornire viene normalmente stabilita alla portata influente di acqua reflua in punta secca ed alla minima temperatura di processo. Sulla base di tale portata massima di aria e della portata di aria specifica (Nm<sup>3</sup>/h per diffusore o Sm<sup>3</sup>/h per diffusore) scelta per la tipologia di diffusore poroso, si calcola il numero totale di diffusori.

Il processo biologico richiede un quantitativo massimo per ciascuna linea di circa 2.800 Nm<sup>3</sup>/h alla punta secca ed alla minima temperatura di 15°C. La fornitura massima sarà garantita da un compressore per linea. I diffusori porosi saranno a bolle fini con membrana EPDM o similari al fine di garantire un uso duraturo anche con il cambiamento delle fasi ossiche anossiche. Per assicurare una perfetta attuazione delle fasi di denitrificazione ogni linea biologica necessita di essere dotata di elettromiscelatori sommersi previsti in progetto.

Nello stato di progetto ciascuna linea biologica dovrà disporre di N. 2 calate, in cui la distribuzione dei diffusori porosi seguirà un andamento decrescente lungo lo sviluppo longitudinale del reattore; in particolare la prima calata sosterrà il 120% dei diffusori calcolati come metà dei totali, mentre la seconda calata l'80%. La densità dei diffusori nella zona di interesse viene scelta sulla base delle indicazioni di richiesta di ossigeno che derivano dalla simulazione matematica del processo.

### 2.4 Calcolo della richiesta di ossigeno

La seguente tabella riporta le principali caratteristiche dimensionali delle due linee biologiche di nuova realizzazione nell'impianto di Orti, per le quali si prevede l'applicazione della tecnologia a Cicli Alternati in reattore unico (CA).

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 56
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

TAB. 1.10. CARATTERISTICHE DIMENSIONALI DELLA LINEA BIOLOGICA A CICLI ALTERNATI

Voce	U.m.	Valore
Numero di vasche	n°	2
Lunghezza linea	m	32.4
Larghezza linea	m	18.0
Battente	m	6.5
Superficie singola vasca	m <sup>2</sup>	583.2
Volume utile per linea	m <sup>3</sup>	3790.8
Volume utile globale	m <sup>3</sup>	7581.6
MLSS	kg/m <sup>3</sup>	4.1
TVS/TS		0.70
MLVSS	kg/m <sup>3</sup>	2.9
SRT	d	16-15-13-12

TAB. 1.11. CALCOLO DI OSSIGENO TEORICO ALLA QMN E ALLA QPS

Calcolo dell'ossigeno teorico alla Qmn in fase aerobica			
Parametro	Descrizione	U.m.	Valore
O <sub>2t</sub>	$LBOD * E * 0,5 + K_d * X * V * TVS / TS + 4,57 * L_{nitrif} - 2,7 * L_{den} \text{ min}$	Kg/h	269.3
LBOD <sub>5r</sub>	Carico orario in BOD5 rimosso	Kg/h	107.2
LBOD	Carico orario in BOD	Kg/h	157.7
E	Rimozione del BOD	%	98
K <sub>d</sub>	Costante di decadimento endogeno	KgO <sub>2</sub> /KgTVS/h	0.00355
X	MLVSS	Kg/m <sup>3</sup>	2.9
V	Volume totale biologico	m <sup>3</sup>	7582
L <sub>nitrificare</sub>	Carico di azoto da nitrificare: $L_{ntot} - L_N - NO_{x} - (X * V / SRT * N \% TS)$	Kg/h	14.2
L <sub>denitrificato minimo</sub>	Carico di azoto denitrificato	Kg/h	9.9
	Percentuale di denitrificazione	%	70.0
f <sub>a</sub>	Frazione aerobica		0.6
Calcolo dell'ossigeno teorico alla Qp in fase aerobica			
O <sub>2tps</sub>	$LBOD * E * 0,5 * f_p + K_d * X * V * TVS / TS + (4,57 * L_{nitrif} - 2,7 * L_{den} \text{ min}) * f_p$	Kg/h	274.8
f <sub>p</sub>	Fattore di punta		1.2
f <sub>aps</sub>	Frazione di tempo in fase aerobica in punta secca		0.7

## 2.5 Calcolo delle forniture d'aria

Per il calcolo delle forniture d'aria sono stati scelti i diffusori a bolle fini in EPDM, ciascuno con le caratteristiche di seguito riportate.

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 57
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

TAB. 1.12. CARATTERISTICHE SINGOLO DIFFUSORE POROSO: SOTE [%] – SOMMERGENZA – BATTENTE – CARICO DI PROGETTO

	SOTE (%)	Sommergenza	Battente	Installazione diffusore	Carico
	%	m	m	m dal fondo	m3/(h m2) o m3/h diffusore
Tipo Nopon PIK300	36	6.20	6.5	0.3	6.0

TAB. 1.13. SUPERFICIE DI MEMBRANA PERFORATA

	Diametro membrana		Superficie membrana	
Tipo Nopon PIK300	276.4	mm	0.060	m2

Si adottano inoltre le seguenti concentrazioni di ossigeno disciolto alle diverse temperature:


TAB. 1.14. CONCENTRAZIONE OD IN RELAZIONE ALLE DIVERSE TEMPERATURE

Concentrazione di saturazione dell'ossigeno disciolto		Temperatura (°C)	OD (mg/l)
Salinità (g/l)	0	10	11.33
Pressione (mmHg)	760	15	10.15
		18	9.56
		20	9.17

Si riportano di seguito le forniture di aria nelle diverse ipotesi di lavoro.

TAB. 1.15. CALCOLO DELLA PORTATA DI ARIA PRATICA ALLA QMN


Calcolo della portata di aria pratica alla Qmn ed a 10°C			
Qairmn= O2taer / [SOTE*0,28* a] (Cs20/(bCw-C) [1/1,024 ^ (T-20)])		m3/h	5686
		Nm3/h	5484
		Sm3/h	5886
Efficienza di trasferimento standard dell'ossigeno alla sommergenza di progetto	SOTE	%	36.0
Concentrazione di saturazione in acqua pulita alla Pressione e condizioni di esercizio	Cw	mg/l	11.33
beta	Fattore di correzione della salinità e tensione superficiale	b	0.98
Concentrazione di saturazione dell'acqua pulita a 20°C ed 1 atm	Cs20	mg/l	9.17
Concentrazione dell'OD alle condizioni del processo	C	mg/l	2
	Temperatura	°C	10
Calcolo della portata di aria pratica alla Qmn ed alla max temperatura			
Qairmnmax=O2taer / [SOTE*0,28* a] (Cs20/(bCw-C) [1/1,024 ^ (T-20)])		m3/h	5844
		Nm3/h	5445
		Sm3/h	5844
Efficienza di trasferimento standard dell'ossigeno alla sommergenza di progetto	SOTE	%	36.0
Concentrazione di saturazione in acqua pulita alla Pressione e condizioni di esercizio	Cw	mg/l	9.17

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 58
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

beta	Fattore di correzione della salinità e della tensione superficiale	b	0.98
Concentrazione di saturazione dell'acqua pulita a 20°C ed 1 atm	Cs20	mg/l	9.17
Concentrazione dell'OD alle condizioni del processo	C	mg/l	2
	Temperatura massima	°C	20

TAB. 1.16. CALCOLO DELLA PORTATA DI ARIA PRATICA ALLA QPS

Calcolo della portata di aria pratica alla punta secca a 10°C			
$Q_{airps} = O_2 tps_{aer} / [SOTE * 0,28 * a] (Cs20 / (bCw - C)) [1 / 1,024 ^{(T-20)}]$		m3/h	5801
		Nm3/h	5596
		Sm3/h	6006
Efficienza di trasferimento standard dell'ossigeno alla sommergenza di progetto	SOTE	%	36.0
Concentrazione di saturazione in acqua pulita alla Pressione e condizioni di esercizio	Cw	mg/l	11.33
beta	Fattore di correzione della salinità e della tensione superficiale	b	0.98
Concentrazione di saturazione dell'acqua pulita a 20°C	Cs20	mg/l	9.17
Concentrazione dell'OD alle condizioni del processo	C	mg/l	2
	Temperatura	°C	10
Calcolo della portata di aria pratica alla punta secca ed alla max temperatura			
$Q_{airpsmax} = O_2 tp / [SOTE * 0,28 * a] (Cs20 / (bCw - C)) [1 / 1,024 ^{(T-20)}]$		m3/h	5963
		Nm3/h	5556
		Sm3/h	5963
Efficienza di trasferimento standard dell'ossigeno alla sommergenza di progetto	SOTE	%	36.0
Concentrazione di saturazione in acqua pulita alla Pressione e condizioni di esercizio	Cw	mg/l	9.17
beta	Fattore di correzione della salinità e della tensione superficiale	b	0.98
Concentrazione di saturazione dell'acqua pulita a 20°C	Cs20	mg/l	9.17
Concentrazione dell'OD alle condizioni del processo		mg/l	2
	Temperatura massima	°C	20


	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 59
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

### 3 DIMENSIONAMENTO DEI SISTEMI DI MISCELAZIONE

Si riporta di seguito il riassunto dei calcoli effettuati per il dimensionamento dei sistemi di miscelazione all'interno delle due linee biologiche.

TAB. 1.17. DIMENSIONAMENTO DEL SISTEMA DI MISCELAZIONE PER IL PROCESSO BIOLOGICO

<i>Voce</i>	<i>U.m.</i>	<i>Valore</i>
Numero linee	N.	2
Lunghezza singola linea	m	32.4
Larghezza singola linea	m	18.0
Battente	m	6.5
Superficie individuale	m <sup>2</sup>	583.2
Superficie globale	m <sup>2</sup>	1056.0
Volume individuale	m <sup>3</sup>	3790.8
Volume globale	m <sup>3</sup>	7581.6
<b>Nuovi Elettromiscelatori</b>		
Densità di potenza	W/m <sup>3</sup>	4.5
Potenza all'asse richiesta per vasca	kW	17.1
Elettromiscelatori per vasca	N°	2
Elettromiscelatori TOTALI	N°	4
Potenza all'asse singolo elettromiscelatore	kW	8.5

	Rev. 0	Data: Settembre 2016	El. II052P-PE-RT001	Pag. n. 60
	Rev.	Data:	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO	

#### 4 LOCALE COMPRESSORI

L'impianto di depurazione di Orti presenta allo stato di fatto n.1 locale tecnico adibito all'alloggio dei compressori esistenti. Non potendo posizionare le macchine di progetto all'interno di queste sale, si prevede la realizzazione di una nuova sede gettata in opera adiacente alle nuove linee biologiche.

Le dimensioni utili del locale per l'alloggio delle soffianti sono pari a 10.8m x 6.1m e altezza 3.5m. Inoltre, in continuità strutturale con questo vano, verrà realizzato il locale di alloggio dei quadri elettrici di dimensioni interne utili pari a 4.0m x 6.1m e altezza 3.5m.

Si prevede inoltre apertura di forma quadrata con grata su parete del locale e idoneo sistema di estrazione forzata dell'aria, dimensionati opportunamente in relazione alle portate erogate dall'elettromeccaniche di progetto.