



**Politecnico
di Torino**

POLITECNICO DI TORINO

Corso di Laurea Magistrale LM-35 in Ingegneria per l'Ambiente e il Territorio
Tutela Ambientale
Dipartimento di Ingegneria dell'Ambiente, del Territorio e delle Infrastrutture
(DIATI)

**OTTIMIZZAZIONE DELL'IMPIANTO DI
TRATTAMENTO ACQUE REFLUE DELLA
PIATTAFORMA AZZURRA S.r.l.**

TESI DI LAUREA DI
Leonardo Dylan Tambasco

RELATORE
Prof. Ing. Mariachiara Zanetti

CORRELATORE
Ing. Giuseppe Campo
Ing. Eleonora Longo

ANNO ACCADEMICO 2021 - 2022

Indice

1.- Introduzione	2
2.- La piattaforma polifunzionale di Villastellone (TO)	4
3.- Linea di trattamento chimico-fisico-biologico di rifiuti liquidi	7
3.1. Sezione di stoccaggio	7
3.2. Sezione di pretrattamento	8
3.3. Sezione di trattamento chimico-fisico	9
3.4. Sezione di trattamento biologico a fanghi attivi	10
3.5. Sezione di trattamento terziario	10
3.6. Linea fanghi	11
3.7. Schema d'impianto	11
3.8. Modalità e limiti allo scarico	13
3.9. Tipologia di rifiuti ammessi al CFB	13
4.- Introduzione al processo a fanghi attivi	17
5.- Analisi dei principali parametri di processo del trattamento a fanghi attivi dell'impianto di Azzurra S.r.l.	21
5.1.- Andamento dei macroinquinanti	22
5.1.1- Andamento delle concentrazioni di COD	22
5.1.2- Andamento delle concentrazioni di Azoto totale e suoi composti	24
5.1.3- Andamento delle concentrazioni di Fosforo totale	28
5.1.4- Rapporto dei nutrienti	29
5.1.5.- Andamento delle concentrazioni di Solfati e Cloruri	32
5.2.- Misura della concentrazione di fango (MLSS-MLVSS)	33
5.2.1.- Valutazione dell'età del fango (θ -SRT)	35
5.2.2.- Valutazione del carico del fango (F/M)	36
5.2.3.- Valutazione dell'Indice di Mohlman (SVI)	37
5.2.4.- Valutazione Portata di Ricircolo (Qr) e Portata di Spurgo (Qs)	39
6.- Test Respirometrici AUR, NUR e OUR	41
6.1.- Esecuzione OUR test	42
6.2.- Esecuzione AUR test	44
6.3.- Esecuzione NUR test	46
7.- Verifica del sistema di trasferimento dell'ossigeno	48
7.1.- Analisi dei parametri misurati da OSCARzero®	48
7.2.- Limiti dell'attuale sistema d'aerazione	52
7.3.- Dimensionamento di un nuovo sistema d'aerazione	54
7.4.- Analisi costi benefici	56
8.- Conclusioni	61

«Questo documento contiene informazioni confidenziali, proprietà del Gruppo Marazzato. Non può quindi essere riprodotto o utilizzato senza l'autorizzazione del Gruppo Marazzato. È vietata la divulgazione dei suoi contenuti a soggetti estranei al Politecnico di Torino o a soggetti estranei al Gruppo Marazzato».

Capitolo 1

1.- Introduzione

Lo scopo dell'elaborato è l'ottimizzazione del processo di depurazione a fanghi attivi, eseguito nella sezione di trattamento biologico, dell'impianto sito presso la piattaforma polifunzionale "Azzurra S.r.l."

L'impianto **CFB** (*Chimico Fisico Biologico*), situato a Villastellone (TO), tratta rifiuti liquidi e acque reflue di origine industriale ed è composto di una sezione di trattamento chimico-fisico, che lavora in discontinuo **8/10 [h/d]**, per cinque giorni settimana e di una sezione biologica, operante in continuo.

In data 15/12/2020 nel comparto biologico a fanghi attivi dell'impianto, è stato installato un controllatore, denominato **OSCARzero**[®], per l'aerazione intermittente, di proprietà dell'azienda *ETC engineering S.r.l.* Il sistema prevede che le n.2 vasche biologiche vengano areate con cicli di aerazione intermittente, in modo indipendente per ciascuna vasca, sulla base del relativo ossigeno disciolto, misurato dalla propria sonda di ossigeno. Nel mese di aprile e successivamente nel mese di maggio, si è avviata la marcia controllata di OSCARzero[®], rispettivamente nella linea 1 e nella linea 2, terminando la fase di monitoraggio e collaudo nel mese di giugno 2021.

L'installazione di tale sistema di controllo permette la realizzazione dei cicli alternati, per l'ottimizzazione del processo di rimozione dell'azoto. In quanto, in sequenza temporale, è possibile realizzare, sia condizione aerobiche che anaerobiche/anossiche, nei reattori. Un ulteriore vantaggio dell'utilizzo dell'aerazione ad intermittenza è dato dalla riduzione dei costi energetici legati all'aerazione e degli ingombri volumetrici a parità di carico trattato. Nonostante gli indubbi vantaggi dei cicli alternati, l'impianto non è sempre in grado di utilizzarli, mantenendo spesso il sistema di aerazione in continuo. In quanto, si riscontrano alcune criticità, nel dettaglio, quando:

- il rapporto tra tempo di lavoro in condizioni di aerazione e tempo di lavoro in condizioni anossiche, non è stato opportunamente stabilito. E quando non sono noti i carichi massimi di **COD** (*Chemical Oxygen Demand*) e **TKN** (*Total Kjeldahl Nitrogen*) applicabili alla depurazione, potrebbe verificarsi un parziale processo di rimozione dell'azoto.

Per rispondere alle problematiche precedentemente elencate, di carattere tecnico-gestionale, il lavoro effettuato, è stato concentrato sui seguenti aspetti:

1. Caratterizzazione dell'impianto e raccolta, analisi ed elaborazione di dati, propedeutici alla verifica dei carichi inviati alla sezione biologica e alla valutazione del funzionamento dell'impianto stesso;

In particolare, è stata effettuata:

- un'analisi storica, per un periodo superiore ad un anno, dei seguenti parametri: **COD** (*Chemical Oxygen Demand*), **N_{tot}** (*Azoto totale*), **N-NH₄⁺** (*Azoto ammoniacale*), **N-NO₂⁻** (*Azoto nitroso*), **N-NO₃⁻** (*Azoto nitrico*), **P_{tot}** (*Fosforo totale*) e parametri inibenti e/o tossici per la biomassa, responsabile del processo di depurazione. Misurati in ingresso ed in uscita dal comparto biologico dell'impianto;
 - Campagna di analisi routinaria in laboratorio per la misura di: **SST** (*Solidi Sospesi Totali*), **SSV** (*Solidi Sospesi Volatili*), **SSF** (*Solidi Sospesi Fissi*), che l'impianto non effettuava. Per la determinazione dei parametri di regolazione e controllo del processo a fanghi attivi come: **SRT** (*Sludge Retention Time*), **F/M** carico del fango, **SVI** (*Sludge Volume Index*).
2. Esecuzione dei test respirometrici (**OUR**, **AUR** e **NUR**) per la determinazione del *biodegradableCOD* e delle *cinetiche di nitrificazione e denitrificazione*, alla scala di laboratorio.
 3. Caratterizzazione della capacità di trasferimento dell'ossigeno nelle vasche biologiche tramite **BdM** (*bilanci di massa*), per la determinazione del valore di **OTR** (*Oxygen Transfer Rate*) e conseguente verifica del sistema stesso.

Capitolo 2

2.- La piattaforma polifunzionale di Villastellone (TO)

La piattaforma polifunzionale di Villastellone ha iniziato la sua attività nel 1998 tramite la società “LA.FU.MET S.r.l”. Nel febbraio 2017 l’intero stabilimento è stato rilevato dal “Gruppo Marazzato - Marazzato Soluzioni Ambientali S.r.l.” a Socio Unico - P.IVA: 00468910070, ed è stata costituita la società “Azzurra S.r.l.”, SEDE LEGALE E OPERATIVA: Via Don Eugenio Bruno, 12 – Villastellone - P.IVA: 02014870063, che detiene la gestione dell’intero stabilimento.

Lo stabilimento effettua attività di stoccaggio, raggruppamento, ricondizionamento, recupero e smaltimento di rifiuti pericolosi e non pericolosi.

Le operazioni di gestione rifiuti sono autorizzate dal documento AIA - AUTORIZZAZIONE INTEGRATA AMBIENTALE N. 294-43582/2015 DEL 05/08/2022. L’impianto è insediato su una superficie totale di circa 30 000 [m²] di cui 19 000 [m²] coperti, ed è suddiviso in diversi settori di stoccaggio e/o trattamento di rifiuti liquidi e rifiuti solidi. In Fig. 1 è riportata una vista dall’alto della piattaforma polifunzionale di Villastellone (TO).



Fig. 1 - Vista dall’alto della Piattaforma Polifunzionale di Villastellone (TO).

Nel dettaglio l’impianto effettua operazioni di trattamento chimico fisico biologico di rifiuti liquidi e acque reflue industriali; stabilizzazione, condizionamento e disidratazione, inertizzazione ed essiccazione di rifiuti solidi, fanghi palabili e non.

Tali attività riportate in ALLEGATO VIII alla parte seconda del D.Lgs. n° 152/06 e s.m.i, fanno parte della categoria attività **5. Gestione rifiuti**. In Tab. 1 sono riportati i seguenti codici categoria attività:

Tab. 1 – Codice attività A.I.A.

Codici AIA	Descrizione
5.1 (a) e (b)	Lo smaltimento o il recupero di rifiuti pericolosi, con capacità di oltre 10 Mg al giorno, che comporti il ricorso ad una o più delle seguenti attività: Trattamento biologico e Trattamento fisico-chimico.
5.3 (a)	Smaltimento dei rifiuti non pericolosi, con capacità superiore a 50 Mg al giorno.
5.5	Accumulo temporaneo di rifiuti pericolosi non contemplati al punto 5.4 prima di una delle attività elencate ai punti 5.1, 5.2, 5.4 e 5.6 con una capacità totale superiore a 50 Mg, eccetto il deposito temporaneo, prima della raccolta, nel luogo in cui sono generati i rifiuti.

mentre le operazioni di gestione rifiuti autorizzate, di smaltimento (**D**) e recupero (**R**), sono:

1. **D8** trattamento biologico di rifiuti pericolosi e non pericolosi;
2. **D9** trattamento fisico chimico di rifiuti pericolosi e non pericolosi;
3. **D13** raggruppamento preliminare prima di una delle operazioni di cui ai punti da D1 a D12;
4. **D14** ricondizionamento preliminare prima di una delle operazioni di cui ai punti da D1 a D13;
5. **D15** deposito preliminare prima di una delle operazioni di cui ai punti da D1 a D14;
6. **R3** riciclaggio/recupero di altre sostanze organiche;
7. **R4** riciclaggio/recupero dei metalli e dei composti metallici;
8. **R12** scambio di rifiuti prima di sottoporli ad una delle operazioni indicate da R1 a R11;
9. **R13** messa in riserva di rifiuti per sottoporli ad una delle operazioni indicate R1-R11.

Dove per smaltimento di rifiuti si intende la fase residuale della gestione dei rifiuti, previa verifica della impossibilità tecnica ed economica di effettuare operazioni di recupero. Invece, per recupero si intende qualsiasi operazione il cui risultato principale sia di permettere ai rifiuti di svolgere un ruolo utile, sostituendo altri materiali che sarebbero stati altrimenti utilizzati per assolvere una particolare funzione. Le attività ed operazioni di gestione rifiuti autorizzate presso l'impianto di Azzurra S.r.l., sono suddivise nelle seguenti sezioni:

- *Trattamento chimico-fisico e biologico - CFB* - di rifiuti liquidi pericolosi e non pericolosi e pretrattamento di emulsioni oleose – tot. 105 000 [t/a]. Operazioni **D8** e **D9**;
- *Stabilizzazione e condizionamento e disidratazione rifiuti pompabili - SFB*- Il trattamento può prevedere il dosaggio di idrossido di calce, polielettrolita od altri coagulanti, cloruro ferrico e calce – tot. 30 500 [t/a]. Operazioni **D9**;
- *Inertizzazione, essiccazione fanghi - SF* - possono essere sottoposti rifiuti speciali pericolosi e non pericolosi per i quali sia previsto lo smaltimento finale in discarica, deposito sotterraneo o miniera. Il trattamento prevede l'aggiunta di calce od altri additivi a seconda della ricetta di trattamento – tot. 4 500 [t/a]. Operazioni **D9**;
- *Stoccaggio rifiuti pericolosi e non pericolosi - STO* - attività di deposito preliminare e messa in riserva di rifiuti pericolosi e non pericolosi prima del loro successivo avvio a smaltimento o recupero ed operazioni accessorie. I rifiuti ammessi a questa linea possono essere sottoposti a miscelazione in deroga o ad accorpamento. Il miscelato può avere composizione media diversa rispetto a ciascuna delle sue componenti, ma complessivamente sarà formato dagli stessi costituenti di partenza, sia pur in percentuali rideterminate. Possono essere sottoposti a miscelazione i rifiuti pericolosi e non pericolosi: nella miscelazione

non è prevista l'aggiunta di reattivi, leganti idraulici o materiali assorbenti – tot. 2 237 [t]/stoccaggio istantaneo. Operazioni **D15-R13-D14-D13**.

- *Triturazione - TR* - riduzione volumetrica mediante triturazione, previo controllo per escludere la presenza di liquidi o fluidi, contenitori di gas in pressione (anche vuoti), batterie al litio e contenitori di liquidi infiammabili. Operazioni **D13-R12**.
- *Trattamento e bonifica contenitori/cisternette recuperabili - CIST* - 1 500 [t/a]. Operazioni **R3-R4-R12-R13**.

Inoltre, lo stabilimento è dotato di un **laboratorio chimico interno**, dedicato ad eseguire i test analitici di routine, come:

- Omologazione preliminare dei rifiuti;
- Controllo di qualità su tutti i conferimenti dei rifiuti in ingresso all'impianto;
- Definizione del processo di trattamento ottimale sui campioni di rifiuti in fase di omologazione e, ove necessario, sui singoli conferimenti;
- Definizione dei dosaggi dei composti chimici nel processo;
- Valutazione delle rese di trattamento ottenute in impianto, nel complesso e sui singoli stadi di trattamento;
- Controllo costante delle acque di risulta dai trattamenti per la verifica delle conformità allo scarico.

E di un **impianto di campionamento in continuo** delle acque di scarico per la verifica ufficiale, da parte degli Enti di controllo, della qualità delle acque scaricate. L'impianto, inoltre, è certificato, con i sistemi di gestione: *ISO 9001* (qualità), *ISO 14001* (salvaguardia ambientale) e *ISO 45001* (salute e sicurezza).

Capitolo 3

3.- Linea di trattamento chimico-fisico-biologico di rifiuti liquidi

La linea di trattamento chimico-fisico-biologico (CFB) ha una potenzialità annuale di trattamento di rifiuti liquidi pari a 105 000 [Mg/anno] ovvero 105 000 [t/anno].

Tale valore è indicato in termini di massa e non in volume di rifiuti liquidi, in quanto lo stabilimento è dotato di una pesa da 80 tonnellate, che permette di valutare il quantitativo totale di rifiuti gestiti/trattati in impianto per poi essere annotati annualmente nel *registro di carico/scarico*. L'impianto di trattamento chimico fisico biologico di rifiuti liquidi è dotato di un sistema di contabilizzazione che, tramite appositi contatori volumetrici, è in grado di quantificare i singoli flussi di rifiuti liquidi avviati a trattamento, a riutilizzo ed allo scarico. La fase di pesatura è obbligatoria per tutti gli automezzi, che trasportano sia rifiuti solidi che liquidi, che devono scaricare in impianto. In Fig. 2 viene riportato un esempio di fase di pesatura di un automezzo di proprietà del *Gruppo Marazzato*.



Fig. 2 – Fase di pesatura finalizzata allo scarico del rifiuto liquido trasportato.

La linea di trattamento chimico-fisico-biologica si sviluppa secondo il seguente schema: sezione di stoccaggio - sezione di pretrattamento di olii e sabbie - sezione di trattamento chimico-fisico - sezione di trattamento biologico a fanghi attivi - sezione di trattamento terziario.

3.1. Sezione di stoccaggio

Tutti i rifiuti liquidi e acque reflue industriali che devono essere trattati in impianto vengono preventivamente stoccati. Le modalità dipendono da fattori come spazio disponibile, caratteristiche chimico-fisiche del rifiuto, necessità di eseguire dei pretrattamenti prima di inviare il rifiuto alla linea del CFB. Ogni vasca riceve un rifiuto con caratteristiche analoghe (emulsioni in polvere, reflui ad elevato contenuto di ammonio, di COD e metalli). Tali caratteristiche sono verificate in laboratorio prima dello scarico degli automezzi. Gli automezzi scaricano, tutti i rifiuti che non necessitano di pretrattamenti specifici, nelle seguenti vasche e/o serbatoi di stoccaggio:

- n. 8 vasche denominate **vasche “7”**. I rifiuti liquidi scaricati, subiscono una fase di grigliatura attraverso due canaline dotate di griglie a pettine con maglia 0,5-2 [cm];
- n.1 vasca denominate **vasca “10”** e n.2 **serbatoio “202”** e **“17”** che ricevono olio libero/puro;
- n.3 serbatoi denominati **serbatoi “16”, 16A-16B e 16C** che ricevono rifiuti liquidi complessi (*GRC*), come emulsioni e rifiuti liquidi contenenti glicoli, e vengono stoccati temporaneamente, per essere dosati in fase successive alla linea CF;
- n.2 serbatoi denominati **serbatoi “14”, 14A-14B** e n.2 **serbatoi “15” 15A-15B**;
- n.8 serbatoi denominati **parco serbatoi**, di cui non tutti in funzione.

In Tab. 2 sono riportati tutti i volumi per ogni vasca e/o serbatoio della sezione di stoccaggio dell’impianto.

Tab. 2 – Capacità di stoccaggio dell’impianto.

Stoccaggio	Capacità [m ³]
Vasca 7 A	40
Vasca 7B	40
Vasca 7C	40
Vasca 7D	40
Vasca 7E	40
Vasca 7F	40
Vasca 7G	40
Vasca 7H	40
Vasca 10	40
Vasca 14 A	36
Vasca 14B	36
Vasca 15 A	36
Vasca 15B	36
Vasca 16 A	36
Vasca 16B	36
Vasca 16C	36
Serbatoio 17	36
Serbatoio 202	36
Serbatoio A6A	30
Serbatoio A6B	30
Serbatoio A6C	30
Serbatoio A6D	30
Serbatoio A6E	30
Serbatoio 107A	30

3.2. Sezione di pretrattamento

I rifiuti acidi (pH<4) o che contengono cromo esavalente, richiedono trattamenti di neutralizzazione, ossidoriduzione e/o abbattimento metalli. Una volta ricevuti in impianto sono avviati in:

1. n.4 serbatoi **“TK”**, tali serbatoi sono in vetro-resina con un volume utile pari a 20 [m³], dotati di un miscelatore;
2. n.2 serbatoi **“Batch”** con volume pari a 90 [m³].

Su tali rifiuti liquidi sono eseguite preventivamente delle prove di trattamento in laboratorio, scegliendo in questo modo la ricetta e la tecnologia più opportuna da utilizzare in impianto. Le tecnologie di trattamento avvengono mediante con l'utilizzo di reagenti come:

- reattivo di Fenton;
- reattivo di Fenton + carbone attivo in polvere;
- carbone attivo in polvere;
- agenti coagulanti (cloruro ferrico, solfato d'alluminio ecc.).

Il fango prodotto viene inviato direttamente alla linea fanghi o ad impianti esterni. Le emulsioni oleose subiscono un pretrattamento, che avviene in un decantatore, che prevede l'impiego di agenti deemulsionanti, e gli oli prodotti vengono stoccati all'interno del serbatoio 17. I rifiuti acidi, conferiti in cisterne da 1 [m³], possono essere utilizzati per acidificare il refluo nella fase di trattamento chimico-fisico in sostituzione della materia prima.

3.3. Sezione di trattamento chimico-fisico

I reflui dalle sezioni di stoccaggio e di pretrattamento, opportunamente miscelati, sono avviati a n.2 vasche di equalizzazione, denominate 13A e 13B, del volume di 200 [m³] cadauna. Nelle stesse vasche viene inviato anche il surnatante separato per gravità e dal pre-trattamento di sedimentazione la frazione liquida separata dopo filtropressatura dei fanghi trattati.

Dalle vasche "13" il refluo viene pompato con una portata di 25 [m³/h] per 8/10 [h/giorno], alla "tramoggia di distribuzione" che alimenta per gravità il trattamento chimico-fisico. Giornalmente e più volte al giorno, note tutte le caratteristiche di ciascun lotto di rifiuto conferito in impianto stoccato e/o avviato a pretrattamenti, in laboratorio viene decisa la miscela da inviare al CFB.

Questo risulta possibile miscelando aliquote di volume opportuno da ciascuna vasca, e analizzando contestualmente tutti i parametri di controllo del processo, in fase preliminare. La sezione di trattamento chimico – fisico (CF) si compone di:

1. **Flottatore**: volume di 25 [m³]. In realtà, all'interno di tale vasca non avviene un processo di flottazione, ma questa ha una semplice funzione di vasca di calma. A valle del sistema di flottazione è presente il ***primo punto di campionamento*** del refluo, che viene eseguito manualmente. Tale punto di campionamento rappresenta l'entrata al trattamento CFB.
2. **Serbatoio di coagulazione**: volume di 25 [m³]. Il processo di coagulazione è condotto a pH 5.0 – 5.5 con cloruro ferrico (FeCl₃) o solfato di alluminio (Al₂(SO₄)₃). In genere si utilizza il cloruro ferrico. Il solfato di alluminio viene utilizzato quando la concentrazione di cloruri supera un certo valore soglia. Il pH acido è ottenuto, di preferenza, con l'utilizzo di reflui acidi conferiti all'impianto in cisterne da 1 [m³]. Il dosaggio dell'acido è automatico ed in funzione della misura del pH che viene eseguita in continuo.

3. **Serbatoio di basificazione**: volume di 25 [m³]. Qui avviene il processo di basificazione, in cui il pH è portato a valori >10 con soluzione di Ca(OH)₂, al fine di favorire la precipitazione dei metalli. Infine, è dosato un polielettrolita cationico (in polvere dosato in acqua 2 ‰) come agente flocculante per agevolare la separazione dei fanghi chimici nel sedimentatore.
4. **Sedimentatore**: volume di 100 [m³] e diametro di 6 [m]. Il chiarificato è inviato alla vasca di Polmonazione. Rappresenta l'ingresso al comparto biologico ed è ***il secondo punto di campionamento*** dell'impianto.

Il fango prodotto a valle del trattamento chimico-fisico è inviato alla linea fanghi.

3.4. Sezione di trattamento biologico a fanghi attivi

La sezione di trattamento biologico viene alimentata con i reflui che provengono dalla sezione chimico-fisica e/o direttamente in caso di rifiuti o reflui che non necessitano di pretrattamenti, in virtù delle loro caratteristiche fisico chimiche. La sezione è così costituita:

1. n.1 **Vasca di Polmonazione**: volume tot 650 [m³]. Viene alimentata giornalmente con una portata media di 25/29 [m³/h] per 6/8 [h/giorno]. La vasca presenta un "livello minimo" sotto il quale il gestore dell'impianto non scende mai ed è circa 200/250 [m³], e serve a preservare la biomassa che si è formata nel tempo. La polmonazione permette di passare dalla modalità discontinua, caratterizzata dal comparto di trattamento fisico-chimico, alla modalità continua della sezione biologica a fanghi attivi.
Storicamente la vasca di polmonazione veniva aerata con un sistema di aereazione superficiale. Ultimamente non viene usato alcun tipo di aereazione, se non l'installazione di un semplice miscelatore, portando così all'interno della vasca, l'istaurarsi di condizione anaerobiche/anossiche. A valle della polmonazione è presente ***il terzo punto di campionamento*** dell'impianto.
2. n.2 **Vasche di ossidazione primaria** operanti in parallelo, volume utile 300 [m³] caduno, alimentate in continuo con una portata media di 4/6 [m³/h] per 24 [h/giorno]. Con sistema di aerazione a turbina sommersa, posizionata al centro di ciascuna vasca. A valle di ciascuna vasca è presente ***il quarto punto di campionamento*** dell'impianto.
3. n.2 **Sedimentatori statici** a raschiamento meccanico dei fanghi.
4. n.1 **Vasca di calma** che raccoglie il chiarificato, previo trattamento con filtraggio a carta, in uscita dai n.2 sedimentatori. A valle è presente ***il quinto punto di campionamento*** dell'impianto.

3.5. Sezione di trattamento terziario

Le acque provenienti dal processo chimico-fisico-biologico sono filtrate sui filtri a sabbia al fine di ottenere la rimozione dei solidi sospesi residui, mentre la filtrazione sui letti di

carbone è riservata solo ai reflui con concentrazione troppo elevata (non conforme ai limiti fissati per lo scarico) di metalli e nitriti.

La sezione del trattamento terziario si compone:

- un'unità di filtrazione in pressione a sabbia e un'unità di filtrazione in pressione a carbone attivo;
- n.3 vasche di accumulo acque reflue prima dell'avvio al trattamento terziario, denominate "40" "41" "42", con capacità rispettivamente di 144 [m³], 144 [m³] e 228 [m³].
- n.2 serbatoi da 30 [m³] cadauno (serbatoi 43 e 44), avente capacità utile pari a 60 [m³], che stoccano l'acqua depurata, per utilizzarla come acqua di controlavaggio del sistema di filtrazione.

3.6. Linea fanghi

La linea fanghi dell'impianto tratta principalmente i fanghi prodotti dall'impianto CFB ma è dimensionata anche per il trattamento di fanghi provenienti da terzi. I fanghi prodotti dai sedimentatori del CFB hanno una percentuale di secco pari al 20%, i fanghi provenienti da terzi possono avere percentuale di secco variabili dal 20% al 70%. I fanghi provenienti da terzi vengono scaricati in una apposita piazzola denominata **P1** e la parte liquida viene divisa da quella palabile. La parte non palabile si manda in discarica mentre quella pompabile prosegue in linea fanghi. Le operazioni effettuate in linea fanghi sono le seguenti:

- condizionamento, coagulazione e flocculazione chimica, con polielletrolita cationico;
- stabilizzazione, riduzione della putrescibilità del fango;
- disidratazione mediante filtropressatura che produce fango disidratato con un tenore di secco dell'ordine del 50-55%.

Il materiale solido derivante dalle filtropresse viene stoccato in cassoni ed in seguito avviato a smaltimento/recupero in impianti esterni. Il residuo liquido viene avviato alla linea CFB.

3.7. Schema d'impianto

In Fig. 3 è riportato un *PFD* (*Process Flow Diagram*), schema di processo semplificato del trattamento chimico-fisico-biologico, comprendente anche la linea fanghi dedicata, mentre sono riportati (vedi Fig. 4) alcune fotografie rappresentative delle vasche dell'impianto come vasca di Polmonazione, batteria di filtrazione, vasca di ossidazione (Oxo1) e sedimentatore (Sed2).

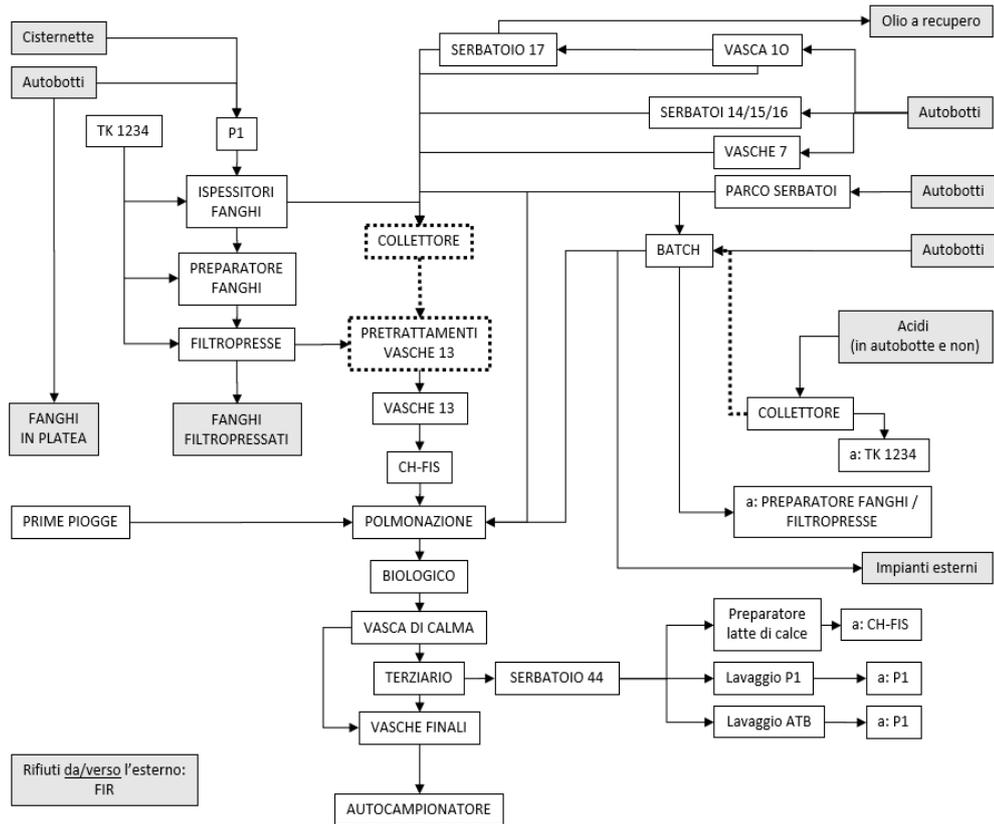


Fig. 3 - PFD (Process Flow Diagram) schema di processo del CFB.



Fig. 4- Report fotografico dell'impianto di Villastellone (TO). Polmonazione (in alto sx), batteria di filtri (in alto dx), Vasca Oxo1 (in basso sx) e Sedimentatore (in basso dx).

3.8. Modalità e limiti allo scarico

A valle del trattamento CFB dei rifiuti liquidi come prescritto dal documento *AIA - N. 294-43582/2015 Del 05/08/22*, l'acqua depurata deve essere scaricata in pubblica fognatura. In particolare, la modalità di scarico prevede di:

- scaricare nelle ore notturne con portata costante non superiore a 6 [l/s];
- non scaricare più di 280 [m³/giorno], volume giornaliero massimo autorizzato.

Per quanto riguarda i limiti di accettabilità allo scarico in rete fognaria sono fissati dalla **Tabella 3 dell'Allegato 5 alla parte III del D.Lgs 152/06**, ad eccezione dei parametri riportati in Tab. 3 per i quali, è stato concordato con il Gestore del SII della città metropolitana di Torino (*SMAT S.p.a.*), un limite in deroga.

Tab. 3 - Valori limite in deroga.

Parametro	u.m.	Valore	Tab 3 Allegato 5 D.Lgs 152/06 *scarico in rete fognaria
COD	mg/l	≤ 1200	≤ 500
BOD	mg/l	≤ 960	≤ 250
Boro	mg/l	≤ 20	≤ 4
Cloruri	mg/l	≤ 5000	≤ 1200
Solfati	mg/l	≤ 2000	≤ 1000
Azoto nitrico	mg/l	≤ 100	≤ 30
Azoto nitroso	mg/l	≤ 10	≤ 0.6
Azoto ammoniacale	mg/l	≤ 100	≤ 30
Tensioattivi totali	mg/l	≤ 50	≤ 4

E ad eccezione dei parametri riportati in Tab. 4 per i quali è stata adottata la *BAT-20* che prevede limiti più ristrettivi, per alcuni parametri.

Tab. 4 - Valori limite BAT 20 e confronto con Tab.3 Allegato 5,152/06.

Parametro	u.m.	Valore	Tab 3 Allegato 5 D.Lgs 152/06 *scarico in rete fognaria
Cianuro libero (CN ⁻)	mg/l	≤ 0.1	≤ 1
Composti organici alogenati adsorbibili (AOX)	mg/l	≤ 1	*contaminante emergente
Arsenico (come As)	mg/l	≤ 0.1	≤ 0.5
Cromo (come Cr)	mg/l	≤ 0.3	≤ 4
Cromo esavalente (come CrVI)	mg/l	≤ 0.1	≤ 0.20
Nichel (come Ni)	mg/l	≤ 1	≤ 4

3.9. Tipologia di rifiuti ammessi al CFB

In Tab. 5 vengono elencate le tipologie di rifiuti per le quali è ammesso il conferimento all'impianto e il trattamento alla linea CFB. In cui è riportato: il codice CER, la caratteristica di pericolosità, la descrizione e il gruppo omogeneo. Al fine di evidenziare l'eterogeneità e complessità dei rifiuti gestiti e trattati nello stabilimento. Esempio di gruppo omogeneo in ingresso alla linea di trattamento CFB:

- Gruppo omogeneo 4 e 5: rifiuti liquidi destinati a termodistruzione e rifiuti liquidi pericolosi alogenati;
- Gruppo omogeneo 6: oli e scarti oleosi non alogenati;

- Gruppo omogeneo 8 e 9: Fanghi e rifiuti solidi non pericolosi destinati a discarica o ad altro impianto di trattamento - Fanghi e rifiuti solidi pericolosi destinati a discarica o altro impianto di trattamento;
- Gruppo omogeneo 13 e 14: soluzione pericolose e non pericolose;
- Gruppo omogeneo 16: Rifiuti liquidi a base acida.

Tab. 5 - Tipologie di rifiuti per le quali è ammesso in conferimento nello stabilimento.

Codice EER	P	Descrizione	CFB	Gruppo omogeneo
020101		fanghi da operazioni di lavaggio e pulizia	x	8
020109		rifiuti agrochimici diversi da quelli della voce 02 01 08	x	1-2
020201		fanghi da operazioni di lavaggio e pulizia	x	8
020203		scarti inutilizzabili per il consumo o la trasformazione	x	8-15
020301		fanghi prodotti da operazioni di lavaggio, pulizia, sbucciatura, centrifugazione e separazione	x	8
020303		rifiuti prodotti dall'estrazione tramite solvente	x	8
020304		scarti inutilizzabili per il consumo o la trasformazione	x	8-15
020305		fanghi da trattamento sul posto degli effluenti	x	8
020501		scarti inutilizzabili per il consumo o la trasformazione	x	8-15
020601		scarti inutilizzabili per il consumo o la trasformazione	x	8-15
020701		rifiuti prodotti dalle operazioni di lavaggio, pulizia e macinazione della materia prima	x	15
020702		rifiuti prodotti dalla distillazione di bevande alcoliche	x	15
020703		rifiuti prodotti dai trattamenti chimici	x	2-8
020704		scarti inutilizzabili per il consumo o la trasformazione	x	8-15
040104		liquido di concia contenente cromo	x	14
040105		liquido di concia non contenente cromo	x	14
040217		tinture e pigmenti, diversi da quelli di cui alla voce 04 02 16	x	1-2
050105	*	perdite di olio	x	4-6
050112	*	acidi contenenti oli	x	1-6
050114	*	rifiuti prodotti dalle torri di raffreddamento	x	1-4-8
050604	*	rifiuti prodotti dalle torri di raffreddamento	x	1-8
060101	*	acido solforico ed acido solforoso	x	16
060102	*	acido cloridrico	x	16
060103	*	acido fluoridrico	x	16
060104	*	acido fosforico e fosforoso	x	16
060105	*	acido nitrico e acido nitroso	x	16
060106	*	altri acidi	x	16
060201	*	idrossido di calcio	x	13
060203	*	idrossido di ammonio	x	13
060204	*	idrossido di sodio e di potassio	x	13
060205	*	altre basi	x	13
060311	*	sali e loro soluzioni, contenenti cianuri	x	9-13
060313	*	sali e loro soluzioni, contenenti metalli pesanti	x	9-13
060314		sali e loro soluzioni, diversi da quelli di cui alle voci 06 03 11 e 06 03 13	x	8-14
060405	*	rifiuti contenenti altri metalli pesanti	x	1-9
060704	*	soluzioni ed acidi, ad es. acido di contatto	x	16
070101	*	soluzioni acquose di lavaggio ed acque madri	x	4-13
070104	*	altri solventi organici, soluzioni di lavaggio ed acque madri	x	4-13
070201	*	soluzioni acquose di lavaggio e acque madri	x	4-13
070204	*	altri solventi organici, soluzioni di lavaggio e acque madri	x	4-13
070215		rifiuti prodotti da additivi, diversi da quelli di cui alla voce 07 02 14	x	1-2
070217		rifiuti contenenti silicio, diversi da quelli di cui alla voce 07 02 16	x	1-2-14
070301	*	soluzioni acquose di lavaggio e acque madri	x	4-13
070401	*	soluzioni acquose di lavaggio e acque madri	x	4-13
070404		altri solventi organici, soluzioni di lavaggio e acque madri	x	4-13
070511		soluzioni acquose di lavaggio e acque madri	x	4-13
070504		altri solventi organici, soluzioni di lavaggio e acque madri	x	4-13
070601		soluzioni acquose di lavaggio e acque madri	x	4-13

070604		altri solventi organici, soluzioni di lavaggio e acque madri	x	4-13
070701		soluzioni acquose di lavaggio e acque madri	x	4-13
080112		pitture e vernici di scarto, diverse da quelle di cui alla voce 08 01 11	x	1-2-4
080119	*	sospensioni acquose contenenti pitture e vernici, contenenti solventi organici o altre sostanze pericolose	x	4
080120		sospensioni acquose contenenti pitture e vernici, diverse da quelle di cui alla voce 08 01 19	x	1-4
080199		rifiuti non specificati altrimenti	x	1-2
080203		sospensioni acquose contenete materiali ceramici	x	
080308		rifiuti liquidi acquosi contenenti inchiostro	x	1-2-14
080312	*	scarti di inchiostro, contenenti sostanze pericolose	x	1-4
080313		scarti di inchiostro, diversi da quelli di cui alla voce 08 03 12	x	1-2-4
080316	*	residui di soluzioni per incisione	x	4-13
080410		adesivi e sigilanti di scarto diversi da quelli di cui alla voce 080409*	x	1-2-4-14
080415	*	rifiuti liquidi acquosi contenenti rifiuti liquidi	x	1-4
080416		rifiuti liquidi acquosi contenenti adesivi e sigillanti, diversi da quelli di cui alla voce 08 04 15	x	1-4-14
090101		soluzioni di sviluppo e soluzioni attivanti a base acquosa	x	4-13
090102		soluzioni di sviluppo per lastre offset a base acquosa	x	4-13
090104		soluzioni di fissaggio	x	4-13
090105		soluzioni di lavaggio e di lavaggio del fissatore	x	4-13
100109	*	Acido solforico	x	16
100118	*	Rifiuti prodotti dalla depurazione dei fumi, contenenti sostanza pericolose	x	9
110105	*	acidi di decappaggio	x	16
110106	*	acidi non specificati altrimenti	x	16
110101	*	basi di decappaggio	x	13
110108	*	fanghi di fosfatazione	x	9
110111	*	soluzioni acquose di risciacquo, contenenti sostanze pericolose	x	4-13
110112		soluzioni acquose di risciacquo, diverse da quelle di cui alla voce 10 01 11	x	14
110113	*	rifiuti di sgrassaggio contenenti sostanze pericolose	x	1-4-13
110114		rifiuti di sgrassaggio diversi da quelli di cui alla voce 11 01 13	x	14
110115	*	eluati e fanghi di sistemi a membrana o sistemi a scambio ionico, contenenti sostanze pericolose	x	14-16
110198	*	altri rifiuti contenenti sostanze pericolose	x	1-4-9
110301	*	rifiuti contenenti cianuro	x	1-9
120108	*	emulsioni e soluzioni per macchinari, contenenti alogeni	x	7
120109	*	emulsioni e soluzioni per macchinari, non contenenti alogeni	x	4-6
120301	*	soluzioni acquose di lavaggio	x	4-13
120302	*	rifiuti prodotti da processi disgrassatura a vapore	x	4-13
130104	*	emulsioni clorate	x	7
130105	*	emulsioni non clorate	x	6
130109	*	oli minerali per circuiti idraulici, clorurati	x	7
130110	*	oli minerali per circuiti idraulici, non clorurati	x	7
130507	*	acque oleose prodotte da separatori olio/acqua	x	4-6
130801	*	fanghi e emulsioni da processi di dissalazione	x	6-9
130802	*	altre emulsioni	x	6
140603	*	altri solventi e miscele di solventi	x	4
160303	*	rifiuti inorganici, contenenti sostanze pericolose	x	1-4-9-13
160304		rifiuti inorganici, diversi da quelli di cui alla voce 16 03 03	x	1-4-8-14
160305	*	rifiuti organici, contenenti sostanze pericolose	x	1-4-9-13
160306		rifiuti organici, diversi da quelli di cui alla voce 16 03 05	x	1-4-8-14
160506	*	sostanze chimiche di laboratorio contenenti o costituite da sostanze pericolose, comprese le miscele di sostanze chimiche di laboratorio	x	1-4-13
160507	*	sostanze chimiche inorganiche di scarto contenenti o costituite da sostanze pericolose	x	1-4-13
160508	*	sostanze chimiche organiche di scarto contenenti o costituite da sostanze pericolose	x	1-4-13

160509		sostanze chimiche di scarto diverse da quelle di cui alle voci 16 05 06, 16 05 07 e 16 05 08	x	1-4-8-14
160606	*	elettroliti di batterie e accumulatori, oggetto di raccolta differenziata	x	16
160708	*	rifiuti contenenti oli	x	1-4-6-9
160709	*	rifiuti contenenti altre sostanze pericolose	x	1-4
160806	*	liquidi esauriti usati come catalizzatori	x	4-13
160901	*	permanganati, ad esempio permanganato di potassio	x	13-16
160902	*	cromati, ad esempio cromato di potassio, dicromato di potassio o di sodio	x	13-16
160903	*	perossidi, ad esempio perossido d'idrogeno	x	13
161004	*	sostanze ossidanti non specificate altrimenti	x	13
161001		rifiuti liquidi acquosi, contenenti sostanze pericolose	x	4-13
161002		rifiuti liquidi acquosi, diversi da quelli di cui alla voce 16 10 01	x	4-14
161003	*	concentrati acquosi, contenenti sostanze pericolose	x	1-4-13
161004		concentrati acquosi, diversi da quelli di cui alla voce 16 10 03	x	1-4-14
180106		sostanze chimiche pericolose o contenenti sostanze pericolose	x	1-4-9-14
180107	*	sostanze chimiche diverse da quelle di cui alla voce 18 01 06	x	1-8-14
190106	*	rifiuti liquidi acquosi prodotti dal trattamento dei fumi e altri rifiuti liquidi acquosi	x	13
190702	*	percolato di discarica, contenente sostanze pericolose	x	13
190703		percolato di discarica, diverso da quello di cui alla voce 19 07 02	x	14
190807	*	soluzioni e fanghi di rigenerazione degli scambiatori di ioni	x	9-13
190906		soluzioni e fanghi di rigenerazione delle resine a scambio ionico	x	8-14
191103	*	rifiuti liquidi acquosi	x	13
191307	*	rifiuti liquidi acquosi e rifiuti concentrati acquosi prodotti dalle operazioni di risanamento delle acque di falda, contenenti sostanze pericolose	x	13
191308		rifiuti liquidi acquosi e rifiuti concentrati acquosi prodotti dalle operazioni di risanamento delle acque di falda, diversi da quelli di cui alla voce 19 13 07	x	14
200108		Rifiuti biodegradabili di cucine e mense	x	14-8
200114	*	Acidi	x	16
200115	*	Sostanze alcaline	x	13
200117	*	Prodotti fotochimici	x	1-13-18
200125		Oli e grassi commestibili	x	6-14
200129	*	detergenti contenenti sostanza pericolose	x	1-2-4-14
200130		detergenti diversi da quelli di cui alla voce 20 01 29	x	1-4-14
200304		Fanghi delle fosse settiche	x	8-14
200307		Rifiuti prodotti dalla pulizia delle acque di scarico	x	8-14

Capitolo 4

4.- Introduzione al processo a fanghi attivi

Il processo a fanghi attivi, (**CAS - Complete-mix Activeted Sludge**), viene usato comunemente per il trattamento biologico delle acque reflue sia civili che industriali, per l'ossidazione della sostanza organica, la rimozione dell'azoto e del fosforo. Si compone di tre unità fondamentali, (Fig. 5):

- 1) un reattore nel quale i microrganismi responsabili del trattamento sono mantenuti in sospensione e aereazione;
- 2) un'unità per la separazione solido-liquido, generalmente rappresentata dalla vasca di sedimentazione;
- 3) un sistema di ricircolo per riportare i solidi rimossi dall'unità di separazione al reattore biologico, e un sistema di spurgo per allontanare la biomassa presente dal sistema.

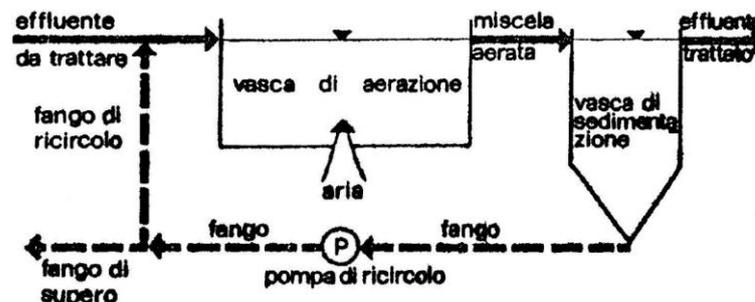


Fig. 5- Schema di un impianto a fanghi attivi.

Il processo a fanghi attivi è così definito poiché comporta la produzione di una massa attiva di microrganismi capaci di stabilizzare il refluo e, quindi, degradare le sostanze inquinanti, in condizione aerobiche. Il fenomeno della degradazione avviene attraverso una reazione di ossidoriduzione, dove nei processi aerobici l'accettore di elettroni è rappresentato dall'ossigeno molecolare che viene ridotto in acqua e CO_2 , (1):



Nella vasca di aereazione si assicura la miscelazione e l'aereazione del liquame influente insieme alla sospensione microbica, generalmente indicata con il termine di **MLSS** e/o **MLVSS**, (*Solidi Sospesi nella Miscela Liquida*), (*Solidi Sospesi Volatili nella Miscela Liquida*), per un tempo sufficientemente lungo da far avvenire le reazioni degradative.

Il trasferimento di ossigeno al processo è garantito da un opportuno sistema di aerazione meccanico. La miscela aerata passa poi al sedimentatore dove la sospensione microbica sedimenta e quindi inspessisce. La biomassa sedimentata in parte viene ricircolata in testa al reattore, per continuare la biodegradazione della sostanza organica, ed in parte, viene rimossa giornalmente e/o periodicamente, poiché il processo produce una quantità di biomassa in eccesso, (1). La degradazione della sostanza organica viene effettuata dai **batteri eterotrofi** che impiegano il carbonio organico sia per la formazione di nuove

cellule, (*anabolismo*), che per ricavare energia per la stessa sintesi (*catabolismo*). Un'importante caratteristica di questo processo è rappresentata dalla formazione di particelle fiocose, denominate fiocchi, con dimensioni variabili fra 50 e 200 [μm], le quali possono essere rimosse con la sedimentazione per gravità, così da determinare un liquido relativamente chiarificato, denominato *surnatante*, che rappresenta l'effluente depurato, (esempio fiocco di fango Fig. 6).

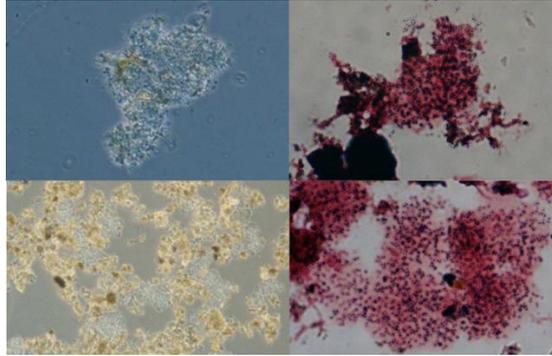


Fig. 6- Aspetto di un fiocco di fango attivo – Colorazione granuli accumulo (1000X), in un campione prelevato dalla vasca Oxo1, il 06/04/2022 (in alto). Aspetto del fango attivo – Colorazione granuli di accumulo (1000X) in Oxo2.

La degradazione della sostanza organica per via aerobica, nel processo a fanghi attivi, richiede la disponibilità di ossigeno libero nel reattore biologico. La fornitura di ossigeno da parte, delle apparecchiature meccaniche, deve compensare i consumi dovuti alla fase di respirazione attiva (a) ed endogena della biomassa (b), secondo l'equazione (2):

$$\Delta O_2 = a \cdot Q \cdot (S_{in} - S_{out}) + b \cdot V_{Oxo} \cdot X \quad (2)$$

In cui:

- ΔO_2 = consumo di ossigeno nell'unità di tempo;
- $Q \cdot (S_{in} - S_{out})$ = carico organico rimosso, in termini di BOD₅ o COD;
- $V_{Oxo} \cdot X$ = chilogrammi di biomassa, in termini di SSV o SST;
- a, b = determinabili attraverso prove di laboratorio ed esprimibili in assenza di prove come: $a = 0.5 \left[\frac{\text{kgO}_2}{\text{kgBOD}_5} \right]$ e $b = 0.10 - 0.15 \left[\frac{\text{kgO}_2}{\text{kgSSV} \cdot \text{giorno}} \right]$.

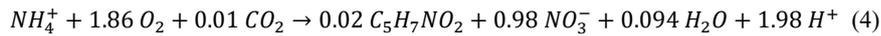
Inoltre, nei processi a biomassa sospesa, la richiesta giornaliera in massa di ossigeno, è calcolabile con l'equazione (3):

$$R_o = Q \cdot (S_{in} - S_{out}) - 1.42 Q_S \quad (3)$$

Ovvero la quantità di ossigeno consumato è uguale al **bCOD** rimosso meno i **SSV** spurgati giornalmente e quindi allontanati dal sistema. L'impianto biologico a fanghi attivi di Villastellone (TO), oltre alla degradazione della sostanza organica, intende effettuare la rimozione dell'azoto totale con un sistema d'aerazione intermittente, come descritto brevemente nel capitolo "1.- Introduzione".

La rimozione biologica dell'azoto può avvenire soltanto tramite il processo di **nitrificazione** ed il processo di **denitrificazione**. Con il termine nitrificazione si indica il processo biologico a due stadi, nel quale l'azoto ammoniacale ($N\text{-NH}_4^+$), viene ossidato a nitriti ($N\text{-NO}_2^-$), e quindi i nitriti vengono ossidati a nitrati ($N\text{-NO}_3^-$). Questo processo

viene effettuato da due gruppi distinti di **batteri autotrofi aerobici**, *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*. Responsabili rispettivamente dell'ossidazione dell'ammoniaca a nitriti e dell'ossidazione da nitriti a nitrati. I batteri autotrofi utilizzano il carbonio inorganico (CO_2) per la formazione di nuove cellule e per la fase di respirazione, pertanto tali batteri devono spendere più energia rispetto i batteri eterotrofi per la sintesi cellulare, e quindi la loro velocità di crescita risulta inferiore. La reazione chimica completa, che tiene conto dell'azoto ammoniacale a nitrato e dell'azoto ammoniacale usato per sintesi di nuova biomassa è la seguente, (4):



Dalla (4) si osserva, effettuando gli opportuni calcoli stechiometrici che:

- la sintesi di organismi nitrificanti è assai limitata, in relazione ai quantitativi di ammoniaca ossidata (0.16 [g] di nuove cellule per ogni grammo di N-NH₄⁺ ossidato);
- la richiesta di ossigeno è significativa circa 4.2 [g] per ogni grammo di N-NH₄⁺ ossidato.

Le cinetiche di ossidazione dell'azoto ammoniacale sono calcolabili tramite la (5)

$$v_{nT} = (v_n)_{20^\circ C} \cdot \frac{TKN}{k_d + TKN} + \frac{O.D}{k_o + O.D} + \theta^{T-20} \cdot [1 - 0.833 \cdot (7.2 - pH)] \quad (5)$$

Dalla (5) si evidenzia come il processo è influenzato dalla concentrazione di TKN a valle del trattamento, dalla concentrazione di ossigeno libero, che risulta essere un fattore limitante, ma anche dalla temperatura e dal pH, in quanto la reazione porta ad un abbassamento di quest'ultimo. Per concentrazioni di ossigeno disciolto, particolarmente basse, **O.D < 0.5 [mg/L]**, gli effetti sono un incompleto processo di nitrificazione. Se si vuole attuare il processo di nitrificazione biologica, sia la fornitura che richiesta di ossigeno giornaliera, (2) e (3), devono tenere conto della quantità di TKN che viene ossidata a nitrati, (6) e (7):

$$\Delta O_2 = a \cdot Q \cdot (S_{in} - S_{out}) + b \cdot V_{Oxo} \cdot X + c \cdot [TKN_{in} - TKN_{out} - 0.05 \cdot (S_{in} - S_{out})] \cdot Q \quad (6)$$

$$R_o = Q \cdot (S_{in} - S_{out}) - 1.42 Q_5 + 4.33 Q \cdot (NO_x) \quad (7)$$

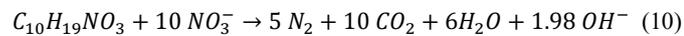
Con c pari a $4.18 \left[\frac{kgO_2}{kgTKN_{ossidato}} \right]$. Per quanto riguarda, i processi di denitrificazione, di comune impiego, si basano sull'attività respiratoria di popolazioni batteriche eterotrofe, definite **aerobi facoltativi**, che utilizzano i nitriti e nitrati come accettori di elettroni (*condizioni anossiche*), mentre la sostanza donatrice di elettroni può essere rappresentata dal *rbCOD* (rapidamente biodegradabile COD). La riduzione dei nitrati ad azoto gassoso è rappresentata dalla seguente relazione:



Una limitata denitrificazione biologica può avvenire con l'utilizzo di nitriti e nitrati come substrato azotato per sintesi cellulare, nella misura 5% di BOD rimosso, nell'usuale rapporto (9):

$$BOD:N:P = 100:5:1 \quad (9)$$

La relazione (9) determina il corretto *bilanciamento dei nutrienti* per il processo di depurazione biologica. Per la denitrificazione deve essere quindi disponibile un substrato organico biodegradabile, che fornisca il carbonio necessario alla sintesi. Secondo la seguente reazione (10):



Il fattore più importante per le cinetiche di denitrificazione (11) è la presenza di sostanza organica prontamente biodegradabile. Questa può essere dosata per via esterna, oppure nel caso dell'utilizzo di carbonio interno il rapporto **BOD/TKN** deve risultare maggiore uguale di **4.5**, per l'impianto di Azzurra tale rapporto è intorno a **10-14**. In modo da assicurare una sufficiente quantità di sostanza prontamente biodegradabile.

$$v_{dT} = (v_d)_{20^\circ C} \cdot \theta^{T-20} \quad (11)$$

Tutti i richiami di letteratura sopraelencati sono la premessa per le fasi successive, che hanno come obiettivo, la determinazione dei parametri principali di processo, l'esecuzione dei test respirometrici, alla scala di laboratorio, per verificare le cinetiche di nitrificazione e denitrificazione (*AUR*, *NUR test*), e per determinare la parte di substrato prontamente biodegradabile, (*OUR test*); che hanno permesso di verificare l'attuale capacità del sistema d'aerazione di fornire ossigeno ai n.2 reattori biologici.

Capitolo 5

5.- Analisi dei principali parametri di processo del trattamento a fanghi attivi dell'impianto di Azzurra S.r.l.

Ai fini dell'ottimizzazione dell'impianto di Villastellone (TO), è stata effettuata un'analisi, sui principali parametri chimico-fisico-biologici, che governano il processo a fanghi attivi e su possibili sostanze inibenti, come cloruri e solfati. Il periodo analizzato è da aprile 21 - ottobre 22. Tale fase diagnostica dell'impianto ha permesso di verificare il funzionamento del trattamento ed il rispetto dei limiti di legge allo scarico.

Inoltre, sono stati determinati i valori di *MLSS*, *MLVSS*, *SRT*, *F/M* e *SVI* a partire dal mese di settembre 2022. In Fig. 7 si riporta il diagramma di flusso della linea di trattamento CFB, evidenziando i flussi e i volumi principali. In particolare, la linea di trattamento biologico è evidenziata in giallo ed inizia dall'ingresso in vasca di Polmonazione e termina in uscita dalla vasca di Calma.

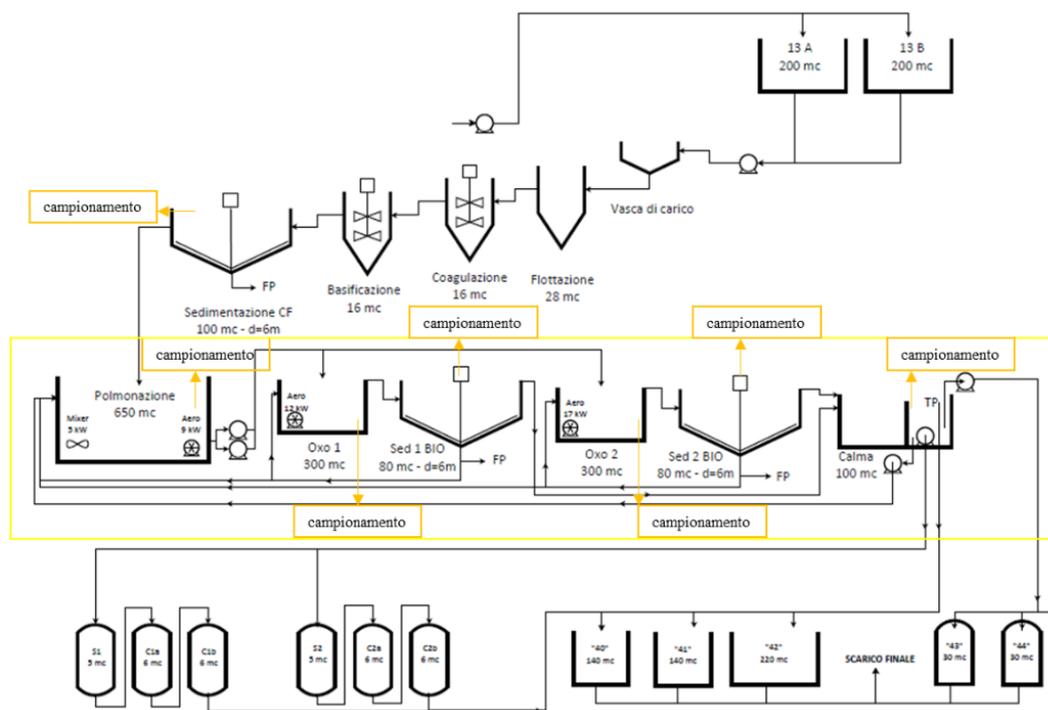


Fig. 7- Schema di trattamento CFB dell'impianto di Villastellone (TO).

Sono evidenziati anche tutti i punti di campionamento del biologico. I campionamenti vengono effettuati nelle prime ore del mattino, da parte del personale d'impianto e si riferiscono a valori puntuali. La modalità di campionamento è manuale. Durante la giornata, su tali campioni vengono effettuate le analisi routinarie, sul campione filtrato, (Fig. 8) di COD, composti azotati, fosforo e altri parametri di autocontrollo presso il laboratorio, (compresi solfati e cloruri).



Fig. 8- Fase di analisi in LAB. su campioni filtrati, in basso a sx spettrogramma e reattore, in baso a dx kit.

5.1.- Andamento dei macroinquinanti

I macroinquinanti analizzati all'interno del comparto biologico, sono riferiti a valori concentrazioni puntuali giornaliere, misurate in laboratorio dal lunedì al venerdì. Tali misure hanno permesso di valutare il rendimento di rimozione degli stessi e il rapporto di richiesta di nutrienti da parte della biomassa, per il corretto svolgimento del processo biologico. Si sottolinea come il processo depurativo possa venire limitato, se le concentrazioni di azoto e fosforo sono nell'ordine di **0.1-0.3 [mg/L]**. Le misure effettuate presso il laboratorio di Azzurra S.r.l., sono:

- misura del COD totale. Viene utilizzato per determinare la quantità equivalente di ossigeno richiesto per ossidare per via chimica le sostanze organiche presenti nel campione in esame. Il test di misura del COD, prevede l'utilizzo di kit specifici, sul campione filtrato e richiede un tempo complessivo di esecuzione di circa 2.5 [h];
- misura di N_{tot} , $N-NH_4^+$, $N-NO_2^-$ e $N-NO_3^-$ eseguite con kit e durata <15 minuti;
- misura di P_{tot} tramite kit e durata un paio d'ore. Il fosforo viene aggiunto per via esterna in Polmonazione, con soluzione di acido fosforico a causa della carenza di quest'ultimo, in quanto non è presente o scarsamente presente in alimentazione, per il corretto bilanciamento dei nutrienti. In base alla seguente equazione:

$$\frac{ml H_3PO_4}{d} = \frac{0.5 \cdot gBOD}{gCOD} \cdot COD_{inPolmo} \cdot Q_{Polmo} \cdot 24 \left(\frac{h}{d}\right) \cdot 2.5 \quad (12)$$

5.1.1- Andamento delle concentrazioni di COD

In Fig. 9, Fig. 10 e Fig. 11 viene riportato l'andamento del COD in ingresso ed in uscita alla vasca di Polmonazione e alle n.2 vasche di ossidazione biologica Oxo1 e Oxo2, ed il corrispettivo limite previsto dall' *AIA - AUTORIZZAZIONE INTEGRATA AMBIENTALE N. 294-43582/2015 DEL 05/08/2022*.

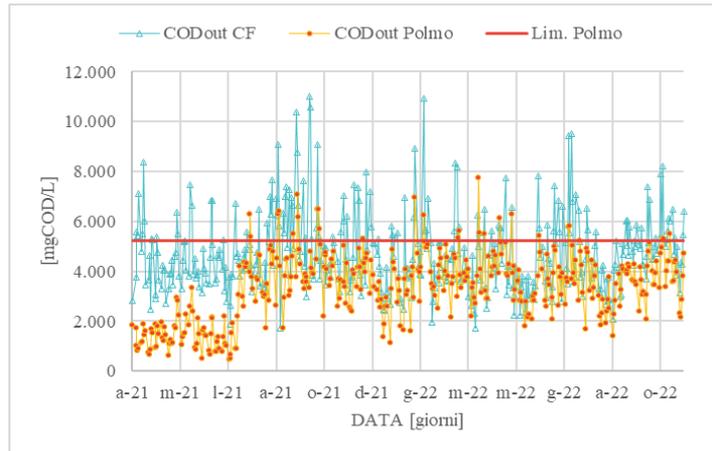


Fig. 9- Andamento della concentrazione media giornaliera di COD in ingresso ed in uscita alla Polmonazione, pari a 4 708 e 3 347 [mgCOD/L].

In Fig. 9 si riscontra un abbattimento del COD tra aprile e luglio 2021. In passato la vasca veniva aerata, con un aeratore sommerso di potenza pari a 9 [kW], mentre oggi è dotata soltanto di un mixer da 5 [kW]. Da quando l'aeratore è stato rimosso non si registrano più fenomeni di abbattimento. Tuttavia le variazioni di concentrazione tra ingresso e uscita, dipendono dall'idrodinamica della vasca e dalla modalità di campionamento.

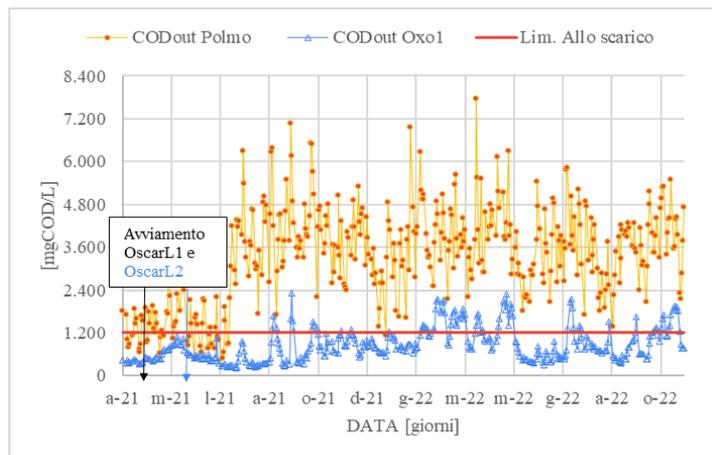


Fig. 10- Andamento della concentrazione media giornaliera di COD in ingresso ed in uscita (860 [mgCOD/L]) alla vasca Oxo1.

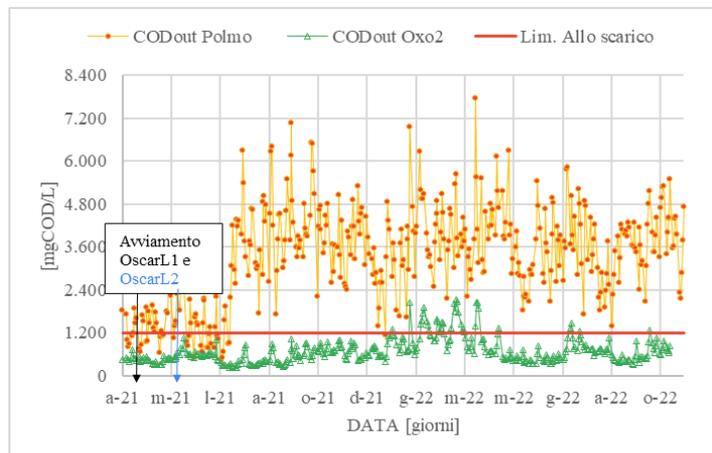


Fig. 11- Andamento della concentrazione media giornaliera di COD in ingresso ed in uscita (684 [mgCOD/L]) alla vasca Oxo2.

I valori di concentrazione media giornaliera di COD in ingresso ed in uscita dalla n.2 vasche di ossidazione hanno permesso di determinare i **rendimenti depurativi** giornalieri e successivamente calcolati come medi mensili, (Fig. 12).

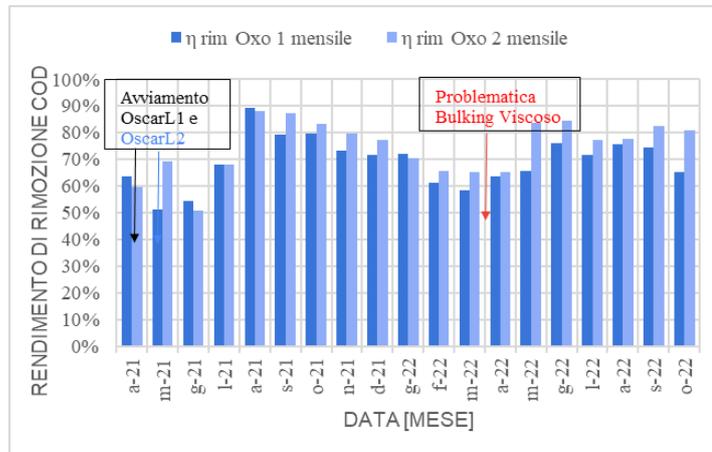


Fig. 12- Confronto sulla rimozione media mensile di COD tra Oxo1 e Oxo2.

I rendimenti di rimozione medi mensile del COD calcolati sono rispettivamente: **69 [%]** in Oxo1 e **75 [%]** in Oxo2. Con rendimenti migliori nel periodo estivo. Si riportano i carichi medi in ingresso di COD trattati in impianto: **1 088 [kgCOD/d]** Polmo_{in}, **869 [kgCOD/d]** Polmo_{out}, suddivisi rispettivamente in **436.6** e **433.8 [kgCOD/d]** ingresso Oxo1 e Oxo2, mentre in uscita **112.87** e **88.36 [kgCOD/d]**. Si evidenzia come la vasca di ossidazione Oxo2 presenta delle performance superiori.

5.1.2- Andamento delle concentrazioni di Azoto totale e suoi composti

In Fig. 13 Fig. 14, Fig. 15 e Fig. 16 è riportato l'andamento della concentrazione di: N_{tot} azoto totale, $N-NH_4^+$ azoto ammoniacale, $N-NO_2^-$ azoto nitroso e $N-NO_3^-$ azoto nitrico, in ingresso ed in uscita dalla vasca di Polmonazione ed il corrispettivo limite previsto dall' *AIA - AUTORIZZAZIONE INTEGRATA AMBIENTALE N. 294-43582/2015 DEL 05/08/2022*.

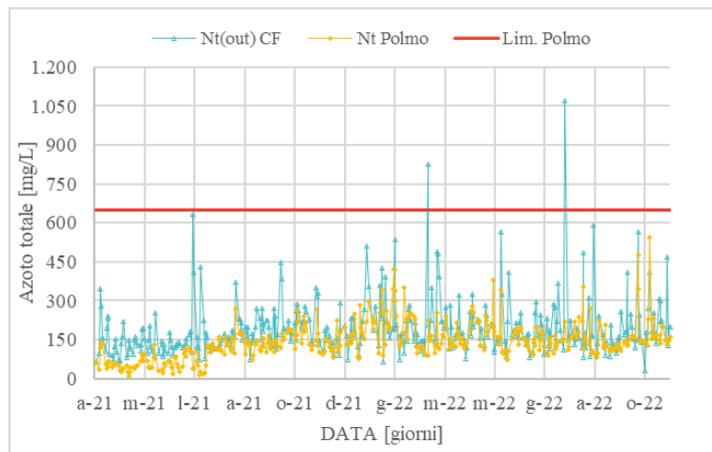


Fig. 13- Andamento della concentrazione giornaliera di N_{tot} in ingresso ed in uscita alla Polmonazione, pari a **191 141[mgN_{tot}/L]**.

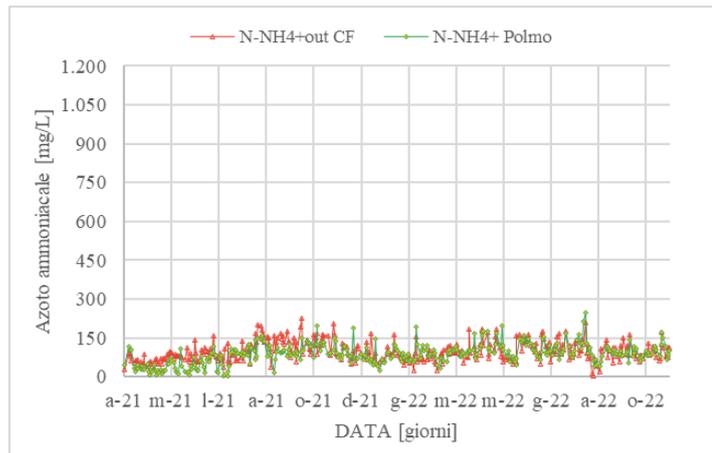


Fig. 14- Andamento della concentrazione giornaliera di $N-NH_4^+$ in ingresso ed in uscita alla Polmonazione, pari a **97 e 88** [mgN-NH₄⁺/L].

Si evidenzia come anche in questo caso nel trimestre aprile-luglio 2021 vi è stato un parziale abbattimento di azoto totale e azoto ammoniacale in Polmonazione, (Fig. 13 e Fig. 14). Inoltre, il rapporto medio in ingresso in alimento alla Polmonazione tra azoto ammoniacale e azoto totale, risulta circa dell'ordine del **58 [%]**, mentre in uscita si riscontra un rapporto crescente, intorno al **67 [%]**. Tale fenomeno è riconducibile a processi di degradazione che avvengono in Polmonazione, come nel caso dell'abbattimento del COD. Tuttavia in quest'ultimo, la causa, potrebbe essere legata a processi di denitrificazione. Infatti dal momento che la vasca non viene più areata, l'istaurarsi di condizione anossiche con la presenza di biomassa, potrebbe comportare ad una rimozione di azoto nitroso e nitrico in ingresso, (vedi Fig. 15 e Fig. 16). I carichi medi in ingresso ed in uscita dalla Polmonazione in termini di azoto totale sono **44.2 e 35.7** [kgN/d], mentre si riscontra un carico in termini di azoto ammoniacale costante tra ingresso e uscita, intorno a **22.5** [kg N-NH₄⁺/d].

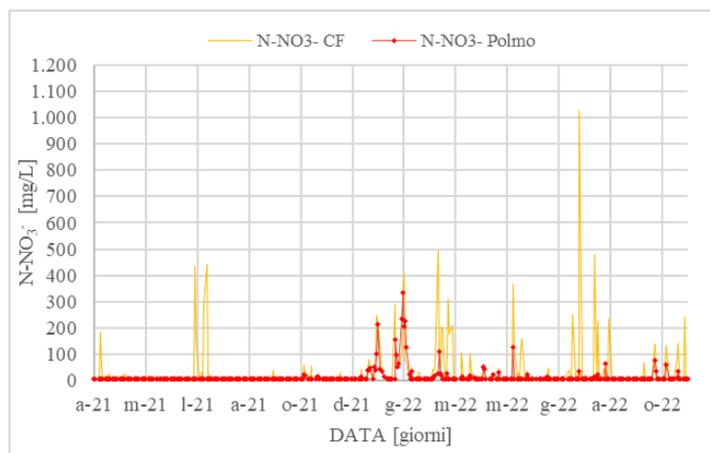


Fig. 15- Andamento della concentrazione giornaliera di $N-NO_3^-$ in ingresso ed in uscita alla Polmonazione, pari a **32.6 e 12.5** [mgN-NO₃⁻/L].

Il carico di nitriti e nitrati risulta basso, in uscita dalla vasca, in quanto parte viene rimossa e spesso la concentrazione è pari al limite di rilevabilità della misura, e comunque pari a **1.05** [kg N-NO₂⁻/d] e **3.32** [kg N-NO₃⁻/d]. Inoltre è stato possibile determinare il carico medio di TKN in alimentazione ai reattori biologici, pari a **31** [kgTKN/d].

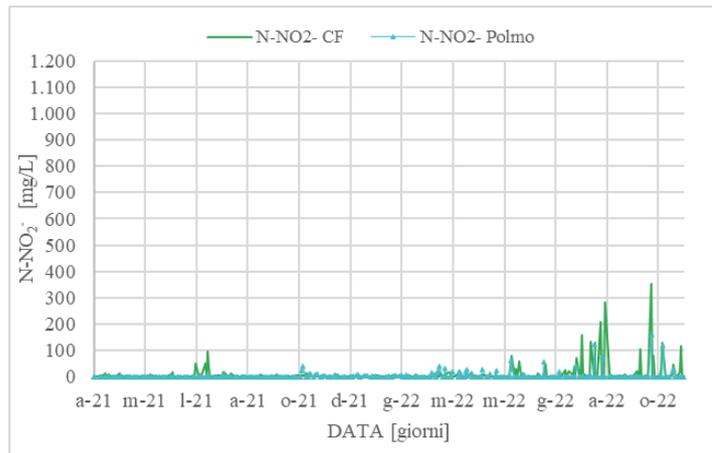


Fig. 16- Andamento della concentrazione giornaliera di $N-NO_2^-$ in ingresso ed in uscita alla Polmonazione, pari a **8.9** e **3.9** [mgN- NO_2^- /L].

In Fig. 17, Fig. 18, Fig. 19 e Fig. 20 è riportato l'andamento della concentrazione di: N_{tot} azoto totale, $N-NH_4^+$ azoto ammoniacale, $N-NO_2^-$ azoto nitroso e $N-NO_3^-$ azoto nitrico, in ingresso ed in uscita dalle n.2 vasche di ossidazione biologica Oxo1 e Oxo2, ed il corrispettivo limite previsto dall' *AIA - AUTORIZZAZIONE INTEGRATA AMBIENTALE N. 294-43582/2015 DEL 05/08/2022*.

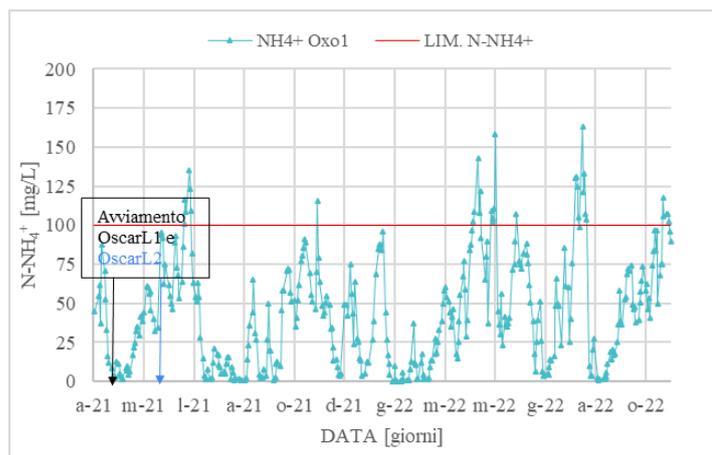


Fig. 17- Andamento della concentrazione giornaliera di $N-NH_4^+$ in uscita in Oxo1, pari a **43.5** [mgN- NH_4^+ /L].

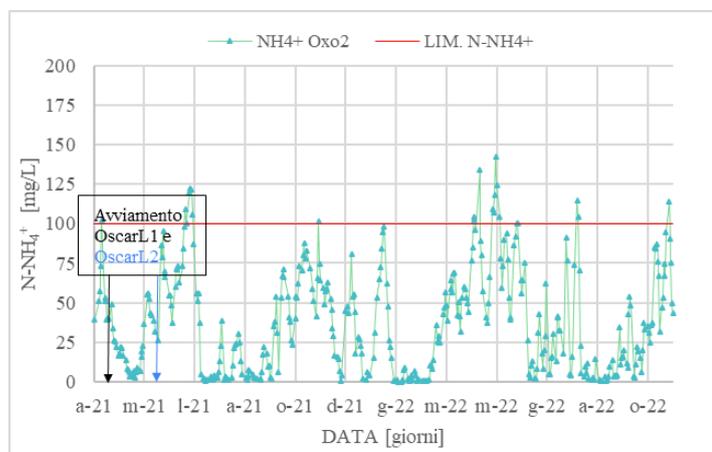


Fig. 18- Andamento della concentrazione giornaliera di $N-NH_4^+$ in uscita in Oxo2, pari a **37.5** [mgN- NH_4^+ /L].

Dai grafici in Fig. 17 e Fig. 18 si nota come l'abbattimento dell'azoto ammoniacale non è stato costante durante l'arco temporale oggetto di studio, inoltre in Oxo2 l'abbattimento risulta superiore. In Fig. 21 è riportato il risultato relativo alla rimozione media del $N-NH_4^+$ sia in Oxo1 che Oxo2.

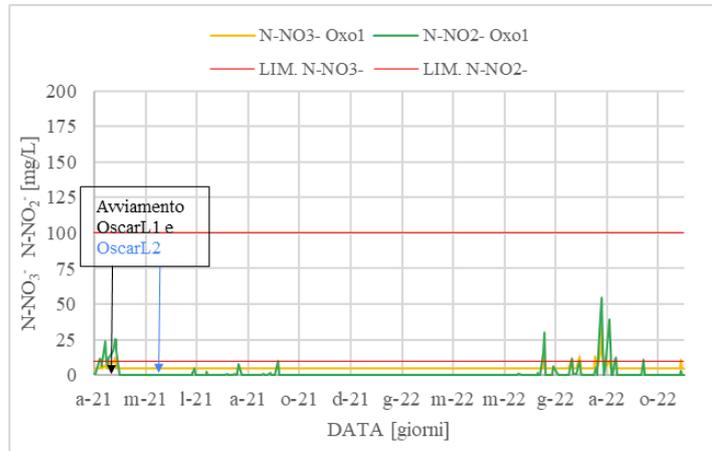


Fig. 19- Andamento della concentrazione g. di $N-NO_3^-$, $N-NO_2^-$ in uscita in Oxo1, pari a 5.3 e 1.6 [$mgN-NO_x/L$].

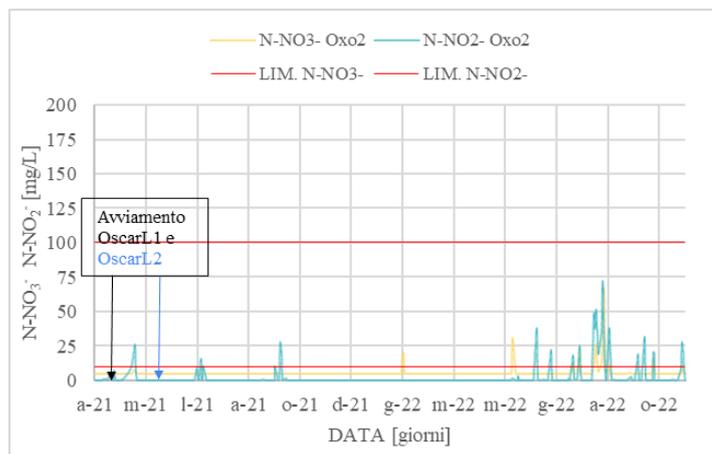


Fig. 20- Andamento della concentrazione g. di $N-NO_3^-$, $N-NO_2^-$ in uscita in Oxo2, pari a 5.7 e 2.4 [$mgN-NO_x/L$].

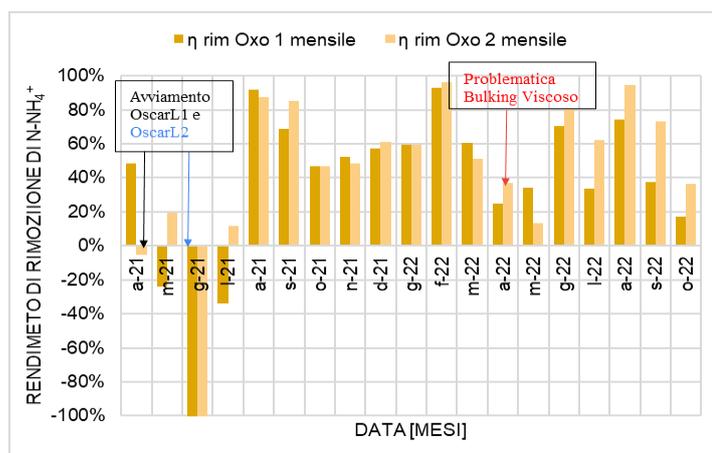


Fig. 21- Confronto sulla rimozione media mensile di azoto ammoniacale tra Oxo1 e Oxo2.

La rimozione media calcolata è di **35 [%]** per $N-NH_4^+$ in Oxo1 e **43 [%]** per $N-NH_4^+$ in Oxo2. Tali rendimenti depurativi sono in linea con processi a fanghi attivi a medio carico, privi o con parziale processo di nitrificazione-denitrificazione.

5.1.3- Andamento delle concentrazioni di Fosforo totale

In Fig. 22 è riportato l'andamento della concentrazione di fosforo totale in ingresso ed in uscita dalla vasca di Polmonazione e alle n.2 vasche di ossidazione biologica Oxo1 e Oxo2, ed il corrispettivo limite previsto dall' *AIA - AUTORIZZAZIONE INTEGRATA AMBIENTALE N. 294-43582/2015 DEL 08/05/2022*. Le concentrazioni analizzate fanno riferimento al periodo maggio-ottobre 2022, in quanto, prima di quella data, l'analisi sul fosforo totale non veniva effettuata su entrambe le vasche.

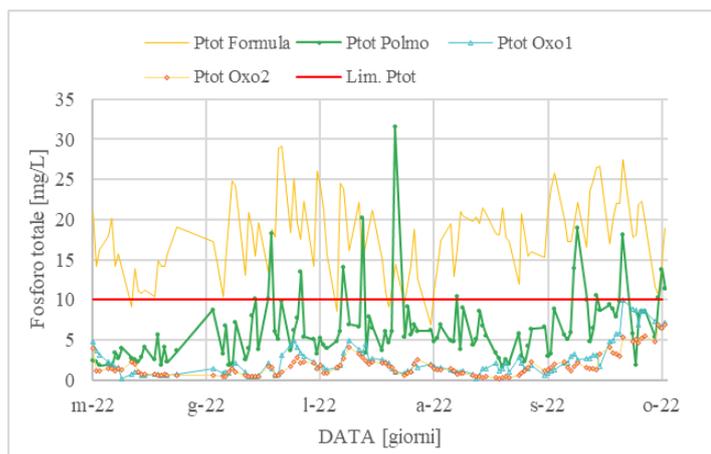


Fig. 22 - Andamento della concentrazione giornaliera di fosforo totale in ingresso ed in uscita dalla Polmonazione, Oxo1 e Oxo2.

Dal grafico in Fig. 22 si evidenzia come non vi è correlazione tra la concentrazione di fosforo calcolata (12), immessa in Polmonazione e quella misurata in uscita dalla vasca. La causa è dovuta alle modalità di dosaggio, in quanto tutto il quantitativo di fosforo, viene dosato manualmente in vasca, una o due volte, durante l'intero arco della giornata, mentre il campionamento viene effettuato nelle prime ore del mattino. Un'altra ipotesi è riconducibile a fenomeni di degradazione e precipitazione (causata dal dosaggio di calce in CF) del fosforo che avvengono simultaneamente in Polmonazione. A partire dall'inizio della primavera di quest'anno, l'impianto è stato soggetto a problemi di *bulking viscoso* (Fig. 23), che hanno originato presenza di schiume, causando un abbassamento delle performance di abbattimento dell'impianto, che ha portato a mantenere il sistema di aerazione attivo h24. Le cause sono state ricondotte a:

1. carenza/sbilanciamento di nutrienti, rispetto il rapporto teorico, (9);
2. presenza di sostanza limitanti/inibenti per il processo biologico presenti in alimentazione;
3. carenza di ossigeno disciolto nelle vasche di ossidazione in relazione alle concentrazioni di solidi totali.

Per tale motivo sono state effettuate alcune analisi sul *BOD* (*Biochemical Oxygen Demand*) su campioni prelevati dalla Polmonazione permettendo di calcolare il rapporto **BOD₅:N:P** in alimentazione al biologico, ovvero 100 [kg] di BOD₅ si combinano con 5 [kg] di N e 1 [kg] di P, per formare nuova materia di sintesi cellulare in condizioni operanti a medio carico organico, (punto 1). Osservate le concentrazioni medie di cloruri

e solfati al comparto biologico (punto 2), e valutato l'andamento della concentrazione di ossigeno libero nei reattori e verifica del sistema d'aerazione, (punto 3).

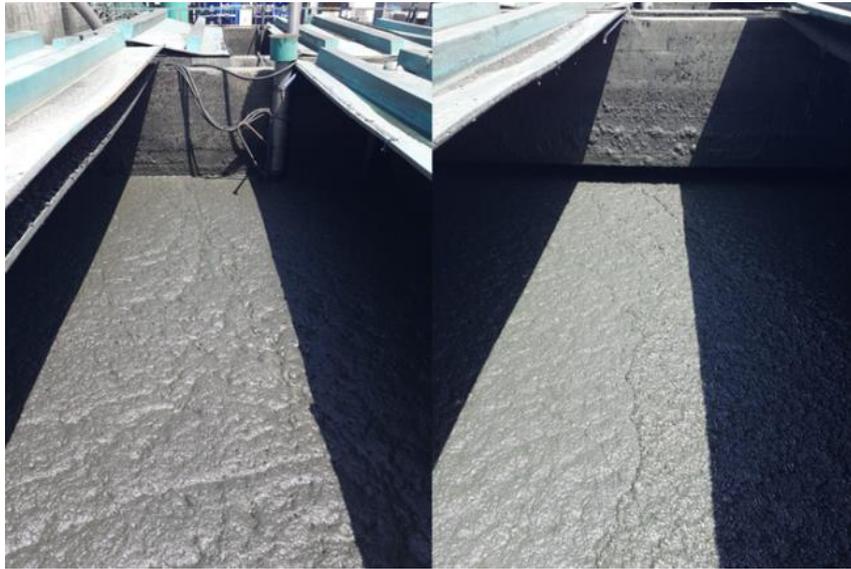


Fig. 23- Problematica di bulking viscoso in Oxo1 (dx) e Oxo2 (sx). foto del 17/05/2022.

5.1.4- Rapporto dei nutrienti

La domanda biochimica di ossigeno (*BOD*) è la quantità di ossigeno disciolto necessaria (cioè richiesta) dai microrganismi aerobici per utilizzare il materiale organico, presente in un dato campione di acqua a una certa temperatura in un determinato periodo di tempo. L'analisi del BOD può essere effettuata per via manometrica, tale metodo manometrico (che tiene conto della pressione all'interno di un reattore aerobico chiuso ed isolato dall'esterno) è il metodo più ampiamente utilizzato, (Fig. 24). Il test del BOD viene effettuato diluendo un campione da analizzare con acqua deionizzata satura in ossigeno, inoltre le bottiglie (reattori biologici) devono essere poste al buio per impedire che si sviluppino processi fotosintetici che generino O_2 . Il valore di BOD è espresso comunemente in milligrammi di ossigeno consumato per litro di campione durante un tempo definito di incubazione a 20 [°C]. L'analisi manometrica del BOD è eseguita in bottiglie, reattori batch completamente miscelati, nelle quali i microrganismi, presenti o inoculati in un campione d'acqua/rifiuto liquido contenente sostanza organica biodegradabile, consumano ossigeno per la loro *attività catabolica* e producono un volume corrispondente di anidride carbonica. L'anidride carbonica prodotta dalle reazioni biologiche aerobiche viene assorbita dal pellet (idrossido di potassio) posizionato nel collo della bottiglia. Il risultato di questo processo è una diminuzione della pressione del gas. Il sistema del BOD misura questa variazione di pressione tra l'inizio e la fine dell'analisi e fornisce un risultato corrispondente in termini di consumo di ossigeno. Al fine di inibire l'attività dei batteri nitrificanti prima dell'inizio della prova deve essere inserito un inibente, generalmente alliltiurea ATU (10-15 mg/L). Per il caso del refluo in alimento ed in uscita dalla Polmonazione del comparto biologico di Villastellone (TO), sono stati eseguiti, presso il laboratorio del DIATI del Politecnico di Torino:

1. n.1 test BOD₅ in data 24/05/2022; ovvero quando la lettura della richiesta biochimica di ossigeno viene eseguita dopo cinque giorni dall'inizio della prova. Nella legislazione italiana il parametro BOD₅ è richiesto dal D. Lgs 152/2006;
2. n.2 test BOD ultimo (BOD_∞), in data 20/06/2022 e 12/07/2022; ovvero nel caso in cui il test non ha una durata predefinita, ma questa dipende dal tempo necessario ad esaurire la richiesta di ossigeno da parte dei microorganismi eterotrofi.

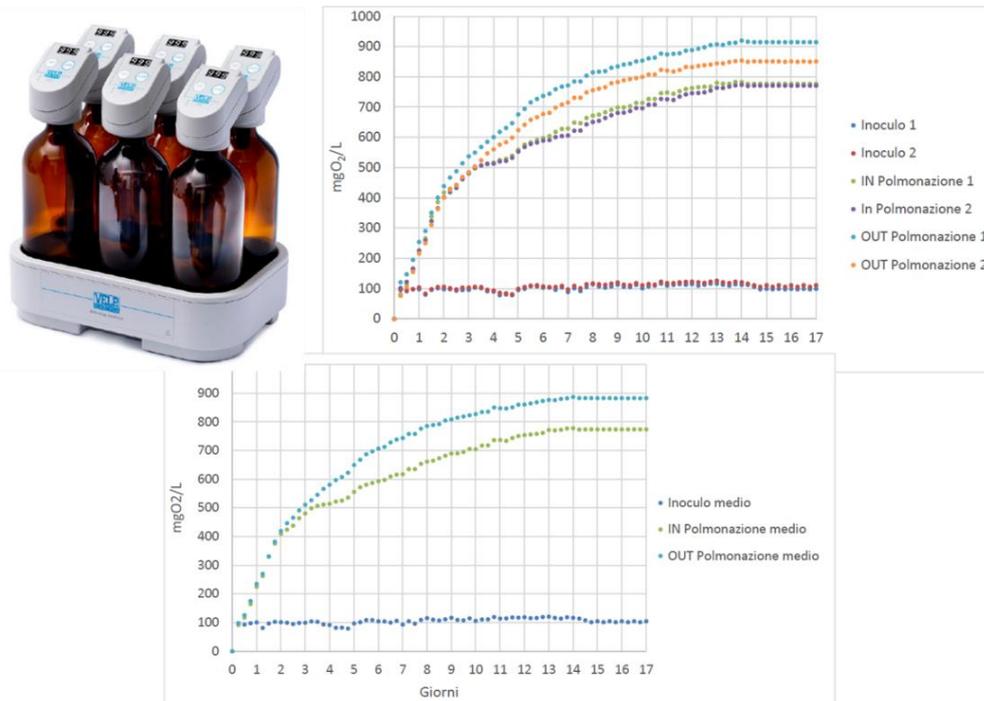


Fig. 24- Sistema per la misura del BOD utilizzato, di Velp Scientifica.

Tali analisi hanno permesso di valutare il rapporto tra il BOD e il COD totale (circa pari a **0.5-0.52**), al fine di valutare il corretto bilanciamento dei nutrienti. In Fig. 25 e Fig. 26 sono riportati i grafici che mostrano l'andamento delle concentrazioni di azoto totale e fosforo totale, in ingresso alle n.2 vasche di ossidazione biologica e la richiesta di azoto e fosforo da parte della biomassa per la sintesi cellulare, calcolata tramite la (9).

Infine è da osservare che i microorganismi durante l'attività metabolica svolgono sia attività cataboliche che anaboliche; pertanto utilizzano il COD biodegradabile in parte per costruire nuova biomassa (*anabolica*) ed in parte lo ossidano per ricavarne energia (*catabolica*). Di conseguenza la misura del BOD non tiene conto del bCOD utilizzato per la sintesi e non ossidato, e perciò non è direttamente confrontabile con la misura del COD biodegradabile. Anche se il test BOD è ampiamente utilizzato negli impianti di depurazione, per la misura del quantitativo di sostanza organica biodegradabile.

Da un punto di vista gestionale, soprattutto per impianti di trattamento di reflui industriali, come il caso di Azzurra S.r.l., non risulta un parametro affidabile per il monitoraggio del processo. Per tale motivo sono stati eseguiti i test OUR che permettono di valutare il valore di bCOD e rCOD.

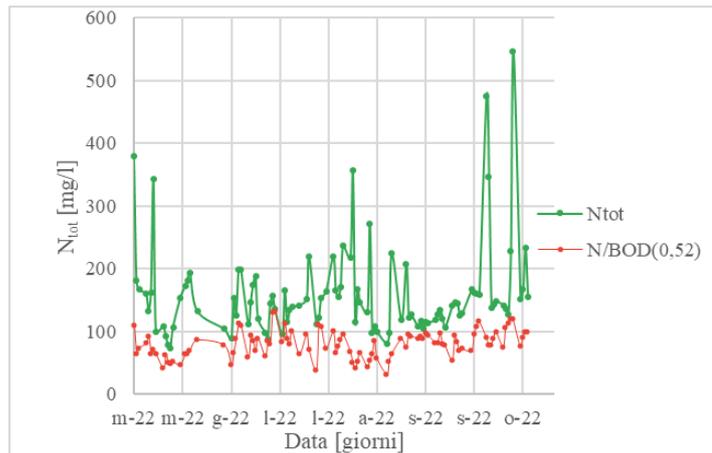


Fig. 25- Concentrazione di Azoto totale in ingresso Oxo 1 e Oxo2 e azoto richiesto dalla (8).

Dal risultato mostrato dal grafico in Fig. 25, dove la concentrazione media di N_{tot} è pari **159.8 [mgN/L]** mentre quella richiesta per sintesi è di **79.7 [mgN/L]**, con un rapporto pari a **0.5**. Ed i carichi di azoto totale in alimento alle vasche biologiche e il carico misurato in vasca di calma **15.7 [kgN/d]**, rapporto **0.44**, è possibile affermare come la rimozione dell'azoto avviene principalmente per sintesi di nuova biomassa, e non grazie all'utilizzo dei cicli alternati. In altre parole, il quantitativo di ossigeno immesso nel sistema non è sufficiente all'attivazione del processo di nitrificazione.

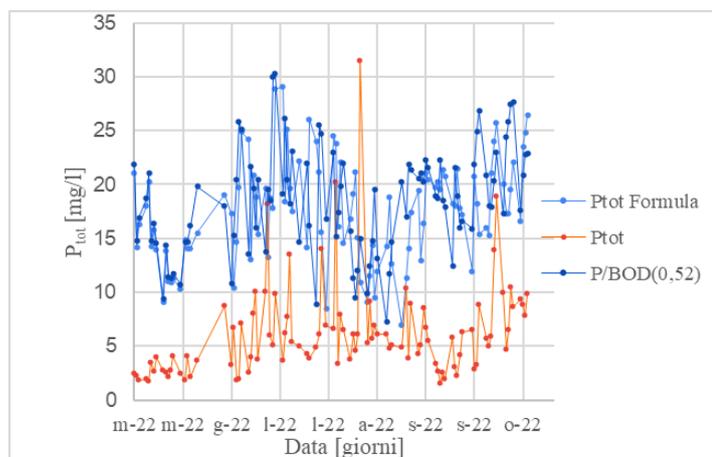


Fig. 26- Concentrazione di Fosforo totale in ingresso Oxo 1 e Oxo2 e fosforo richiesto dalla (8).

Per quanto riguarda la rimozione di fosforo risulta di problematica valutazione, a causa delle modalità di campionamento e dosaggio, ad ogni modo non si sono mai riscontrate concentrazioni di fosforo particolarmente elevate a valle del trattamento, quindi si presume che viene utilizzato per la sintesi e non è causa di inibizione per il processo. Infatti dal grafico in Fig. 26, si nota come la concentrazione richiesta di fosforo dalla (9) e il valore calcolato dalla (12) sono identici, inoltre generalmente avviene un sovradosaggio rispetto a quello calcolato.

5.1.5.- Andamento delle concentrazioni di Solfati e Cloruri

Sono state, inoltre analizzate le concentrazioni in ingresso al comparto biologico di solfati (SO_4^-) e cloruri (Cl^-), in quanto se presenti ad elevate concentrazione possono inibire il processo biologico, (Fig. 27 e Fig. 28). In particolare, in letteratura sono riportati dei valori limite di concentrazione causa di possibili criticità per lo sviluppo della biomassa:

- **cloruri >3000 [mg/L]** bloccano gli MLSS creando un filtro sulle membrane;
- **solfati > 1000 [mg/L]** bloccano il processo di nitrificazione.

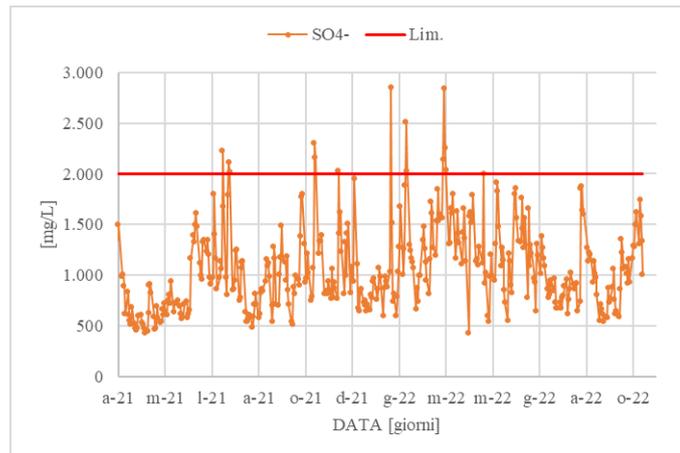


Fig. 27- Andamento delle concentrazioni dei solfati.

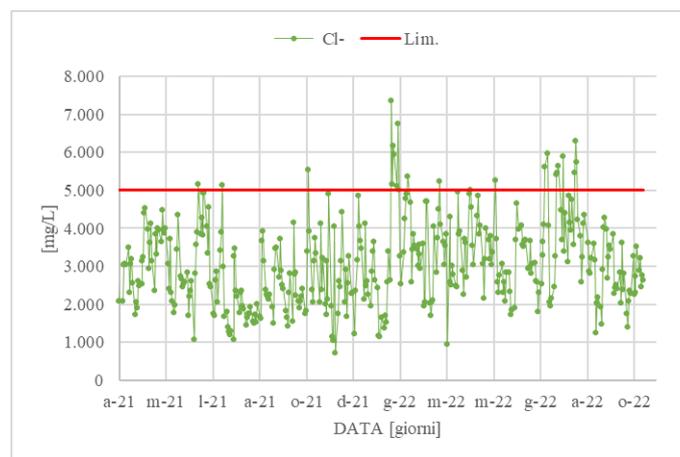


Fig. 28- Andamento delle concentrazioni di cloruri.

La concentrazione media in ingresso al comparto biologico di (SO_4^-) è circa 1060 [mg/L], mentre di (Cl^-) è circa 3050 [mg/L]. Tali valori risultano elevati, i limiti sopracitati sono indicativi per evitare possibili fenomeni di tossicità alla biomassa. Tuttavia, in letteratura si hanno esempi di trattamenti biologici di reflui industriali, pur con un rallentamento delle cinetiche, che lavorano con concentrazioni di cloruri superiori ai 5 [g/L]. Per quanto riguarda la presenza di solfati o solfuri, responsabili della produzione di H_2S e H_2SO_4 è più riconducibile a fenomeni di cattivi odori e corrosione dei manufatti, per la presenza di acido solforico, che fenomeni di inibizione. Si esclude che la problematica dell'elevata salinità del refluo, sia un fattore limitante per le performance dell'impianto. Inoltre, il processo di ossidazione del substrato organico biodegradabile non si è mai arrestato,

durante il periodo analizzato, eccetto nel periodo, in cui l'impianto è stato assoggettato a bulking viscoso, dove le percentuali di abbattimento si sono ridotte. In quel periodo la concentrazione di MLSS era superiore a 50 [mg/L] e l'aerazione non era in grado di fornire ossigeno. [vedi 7.- Verifica del sistema di trasferimento dell'ossigeno].

5.2.- Misura della concentrazione di fango (MLSS-MLVSS)

A partire dal 12 settembre 2022 sono state eseguite le analisi presso il laboratorio, della piattaforma polifunzionale di Villastellone (TO), per la determinazione dei solidi sospesi totali [SST] e solidi sospesi volatili [SSV]. Al fine di determinare le concentrazioni di **MLSS** e/o **MLVSS** rispettivamente in vasca *Oxo1*, *Oxo2* e nel fango di ricircolo e/o spurgo da *Sed1*, *Sed2*. Tali analisi sono state effettuate secondo le modalità riportate nelle procedure guida dell'*IRSA (Istituto Ricerca Sull'Acque)*. In Fig. 29 si riportano le fasi di lavoro delle analisi dei campioni di fango di volume [10 mL], prelevati rispettivamente dalle n.2 vasche di ossidazione biologica e dal ricircolo.

La misura dei solidi sospesi totali della miscela liquida - **MLSS** (*Mixed Liquor Suspended Solids*) e/o dei solidi sospesi volatili - **MLVSS** (*Mixed Liquor Volatile Suspended Solids*) della stessa miscela, rappresenta il tentativo più semplice di quantificazione della biomassa attiva che opera sul fiocco di fango. Con la misura dei **MLSS** si intende quantificare la frazione di sostanza organica ed inorganica sospesa, quindi escluse le componenti disciolte, sia biodegradabile che non. La misura dei **MLVSS**, invece è una stima della solo frazione organica sospesa biodegradabile.



Fig. 29 – Analisi dei Solidi Sospesi totali e volatili.

La rilevanza di questo parametro, perciò è immediatamente chiara, in quanto, tutto il processo di depurazione biologico avviene al livello del fiocco di fango; e l'entità di rimozione ottenibile, dipende in misura preponderante dal quantitativo di fango presente all'interno del sistema a fanghi attivi. La misura della concentrazione dei solidi all'interno del reattore è determinante per il controllo di efficienza del processo biologico. Nonostante queste misure non diano informazioni circa le caratteristiche fisiche (*sedimentabilità e bioflocculabilità del fango*) e biologiche (*velocità di respirazione e velocità di rimozione del substrato*), ai fini gestionali routinari, tali parametri forniscono un'idea sufficientemente esauriente delle quantità relative di biomassa in opera. Infine, la

concentrazione di *MLSS* e/o *MLVSS*, all'interno della vasca di aereazione, è soggetta a variazioni, sia breve che a lungo termine. In quanto risulta legata:

1. alle caratteristiche di sedimentabilità dei fanghi;
2. alla modalità e quantità di spurgo giornaliera;
3. all'effetto idraulico di dilavamento e diluzione causata dalle variazioni di flusso della portata in ingresso;
4. alle fluttuazioni della concentrazione di inquinante in ingresso.

Per quanto riguarda l'impianto biologico di Villastellone, la vasca di Polmonazione presente in testa è da considerarsi una vasca di equalizzazione, e di conseguenza agisce sui punti 3 e 4 sopraindicati, limitando tali effetti. I punti 1 e 2 sono trattati nei successivi capitoli [5.2.3.- Valutazione dell'Indice di Mohlman (SVI) e 5.2.4.- Valutazione Portata di Ricircolo (Qr) e Portata di Spurgo (Qs)]. Tale analisi hanno permesso di:

1. determinare l'andamento della concentrazione di biomassa all'interno delle n.2 vasche di ossidazione biologica e nel fango di ricircolo e/o spurgo;
2. determinare parametri di regolazione e controllo del processo a fanghi attivi, di notevole importanza quali: *SRT-9* età del fango, *F/M-C_f* carico del fango e *SVI* (*Sludge Volume Index*).
3. Valutare la portata di spurgo e di ricircolo per il sistema a fanghi attivi;
4. Verificare la reale capacità di trasferimento dell'ossigeno (*OTR*) nei reattori.
5. Quantificare la produzione di fango biologico media giornaliera.

In Fig. 30 si riporta l'andamento medio settimanale di biomassa nei reattori e nel fango di ricircolo.

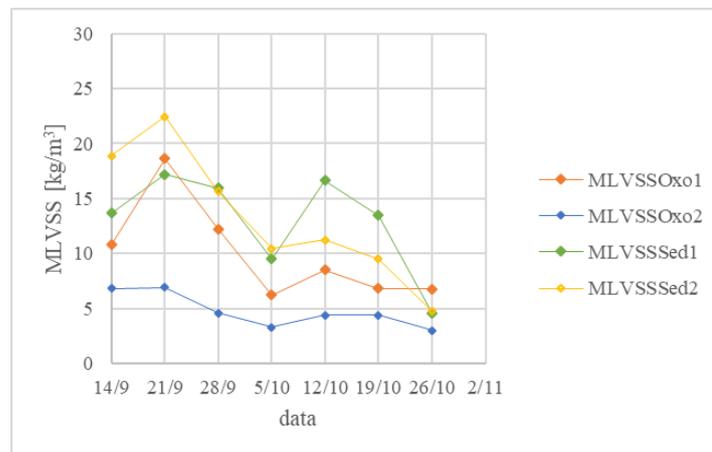


Fig. 30- Andamento medio settimanale di biomassa nei reattori e nel fango di ricircolo, [kgVSS/m³].

Dai dati analizzati la concentrazione media di MLVSS in Oxo1 e Oxo2 risulta rispettivamente **10** e **4.8 [kgVSS/m³]**, mentre nel fango di ricircolo pari a **13** e **13.3 [kgVSS/m³]**. Il rapporto tra SSV/SST nella miscela areata risulta essere tra 65-70%, mentre nel fango, che deve risultare più stabilizzato ed il valore è intorno 60-65%, anche in questo caso, il fango della linea 2 risulta essere più stabilizzato. Inoltre, è possibile per i reflui industriali fissare una percentuale di biomassa attiva rispetto al quantitativo di MLVSS pari a **0.6-0.64**. Tale valore è stato utile ai fini della richiesta di ossigeno (6).

5.2.1.- Valutazione dell'età del fango (ϑ -SRT)

La quantità di fango totale e/o di biomassa da mantenere nel reattore; così come la quantità di biomassa da spurgare dal sistema biologico a fanghi attivi e da inviare alla linea di trattamento fanghi, è decisa in base a: obiettivi di processo dell'impianto e limiti impiantistici, ad esempio, come la capacità del sistema di aerazione. Il parametro di controllo responsabile del calcolo del tempo di residenza medio del fango in un sistema a fanghi attivi è l'età del fango o SRT , ed è calcolabile con la formula seguente:

$$SRT = \vartheta = \frac{V \cdot X}{(Q_{in} - Q_s) \cdot X_e + Q_s \cdot X_r} \quad (13)$$

Dove:

- v è il volume del reattore biologico, espresso in $[m^3]$;
- Q_{in} , Q_s sono rispettivamente le portate dell'influente e del fango di spurgo, espresse in $[m^3/d]$;
- X , X_e e X_r sono rispettivamente le concentrazioni di solidi sospesi volatili, nel reattore biologico, effluente chiarificato del sedimentatore e nel fango di spurgo e/o ricircolo, espresse in $[kg\ SSV/m^3]$.

L'SRT rappresenta quindi il tempo di ritenzione media del fango nel reattore biologico ed è strettamente correlata ai valori del carico del fango. Inoltre, benché esista un parallelismo concettuale con il tempo di residenza idraulico del reattore (HRT) non vi è alcuna corrispondenza tra i due valori. Per quanto riguarda la sezione biologica dell'impianto CFB, l'età del fango relativa alle n.2 linee è stata calcolata secondo la:

$$SRT = \vartheta = \frac{V \cdot X}{Q_s \cdot X_r} \quad (14)$$

in quanto la quota maggiore al denominatore è data dal prodotto [*Portata di spurgo x Concentrazione di solidi sospesi volatili*], mentre l'altra componente al denominatore presente nella relazione (13), in genere non si aggira a più del 10 [%] del totale.

In Fig. 31 si riporta l'andamento medio settimanale dell'età del fango, calcolato con la (14) per il periodo di analisi effettuato.

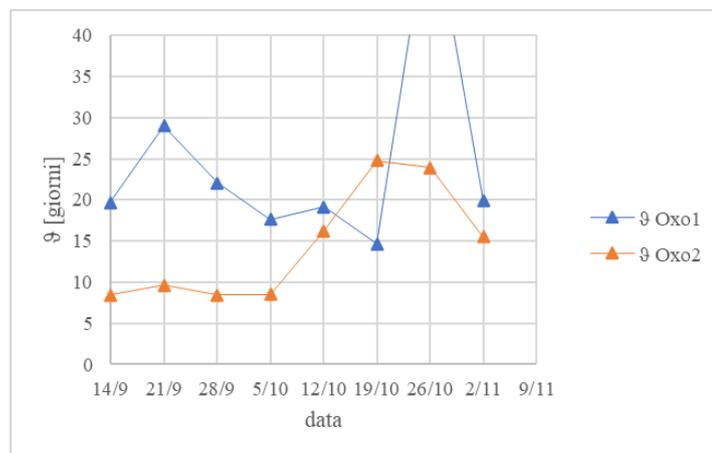


Fig. 31- Andamento medio settimanale dell'età del fango, [giorni].

Dal punto di vista della regolazione tecnica è possibile variare il valore dell'età del fango, riducendo o aumentando la concentrazione dei solidi sospesi volatili all'interno del reattore, attraverso la regolazione del ricircolo; oppure aumentando o riducendo la portata di spurgo del fango dal sistema. Di conseguenza la variazione dell'età del fango comporta la regolazione di biomassa nel ricircolo e dello spurgo. In particolare, il controllo di tale parametro dipende dagli obiettivi del trattamento, ad esempio:

- Per la **nitrificazione**, l'ossidazione dell'azoto ammoniacale si ottiene solo per elevati valori di età del fango (**in genere per $\vartheta > 10$ [d]** con Temperatura 12 [°C]);
- Per la stabilizzazione biologica del fango all'interno del reattore biologico si ottiene con valori di età del fango $\vartheta > 16$ [d], con Temperatura 12 [°C], e/o $\vartheta > 4$ [d], con Temperatura 23 [°C];
- Per lotta alle schiume biologiche indesiderate (*foaming*): in questo caso occorre operare con SRT piuttosto bassi $\vartheta < 6$ [d] a 12 [°C] o $\vartheta < 4$ [d] a 23 [°C]). Naturalmente questo implica rinunciare alla nitrificazione e alla stabilizzazione del fango;

Il valore di età del fango calcolato risulta pari a **24.8 [d]** per la linea 1 e **14.4 [d]** per la linea 2. Tali risultati non sono perciò limitanti per i processi di nitrificazione, che richiedono valori di SRT mediamente superiori ai 10 [d], al fine di poter sviluppare la biomassa nitrificante.

5.2.2.- Valutazione del carico del fango (F/M)

Il carico del fango altrimenti detto *F/M (Food/Microorganism)* è definito dal rapporto tra il carico di substrato alimentato al comparto biologico ed il quantitativo di biomassa presente nel reattore, Formula (15).

$$C_f = \frac{F}{M} = \frac{\text{carico}BOD_5}{V \cdot X} \quad (15)$$

In Fig. 32 si riporta l'andamento del carico del fango per il periodo di analisi effettuato.

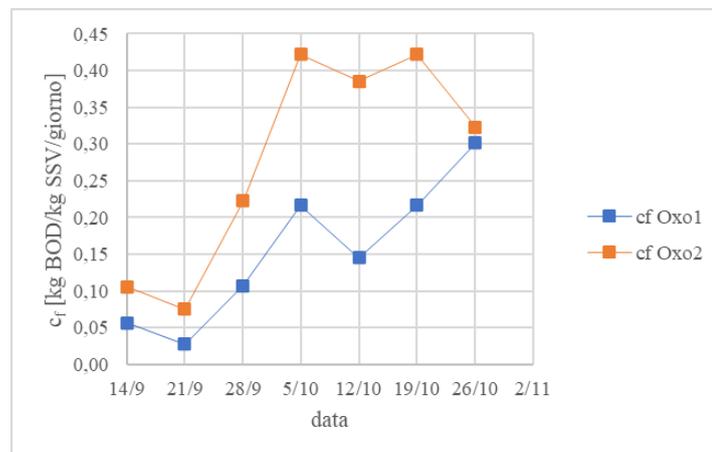


Fig. 32- Andamento medio settimanale del carico di fango, [kgBOD₅/kgVSS/d].

I valori medi settimanali di F/M determinati tramite la (15) sono pari a **0.15** e **0.28** [kgBOD₅/kgVSS/d], rispettivamente per Oxo1 e Oxo2, il quale rientra in un processo a

fanghi attivi a medio-basso carico; in quanto a basso carico F/M inferiore di 0.1 [$\text{kgBOD}_5/\text{kgVSS}/\text{d}$].

Il F/M generalmente viene usato come parametro per il dimensionamento di un reattore biologico, fissando tale valore e utilizzando appositi grafici sperimentali, presenti in letteratura, che legano la percentuale di rimozione di BOD_5 ai valori di carico del fango. Nell' ipotesi che valori sempre più bassi di F/M portano a rendimenti di depurazione sempre più spinti.

Nel caso di questo elaborato il calcolo del carico del fango è da considerarsi utile ai fini della valutazione per l'ottimizzazione del trattamento biologico dell'impianto, della società Azzurra S.r.l., e per la valutazione delle cinetiche di denitrificazione a scala reale.

5.2.3.- Valutazione dell'Indice di Mohlman (SVI)

Lo *Sludge Volume Index (SVI)* o *Indice di Volume del fango* è un parametro che consente di stimare, seppur a livello macroscopico, le caratteristiche di sedimentabilità o ispessimento del fango. È espresso in [ml/g] ed indica il volume occupato da un grammo di fango dopo 30' di sedimentazione in cono *Imhoff*. Esso viene determinato ponendo un campione di miscela liquida in un cilindro di volume pari a 1 [L], e misurando il volume del fango sedimentato dopo trenta minuti e la concentrazione di MLSS nel campione utilizzato, (Fig. 33). Il valore numerico è calcolato mediante la seguente formula:

$$SVI = \frac{(\text{volume del fango sedimentato, } \frac{\text{ml}}{\text{L}}) \cdot (10^3 \text{ mg/g})}{(\text{solidi sospesi, } \frac{\text{mg}}{\text{L}})} \quad (16)$$



Fig. 33- Misura SV dopo 30'.

In generale, si considerano accettabili valori di **SVI <150 [ml/g]** ed eccezionalmente buoni valori intorno a **70 [ml/g]**. Infine, sono stati determinati i valori di SVI medi settimanali, al fine di evidenziare le caratteristiche differenti tra le due linee di ossidazione biologica. I valori medi di SVI risultano **43 e 73 [mL/g]** in Oxo1 e Oxo2, mentre **53 e 55 [mL/g]** in Sed1 e Sed2. Da questi risultati, si evidenzia come la biomassa non ispessisce molto e i valori dell'indice SVI risultano troppo bassi. Tale problematica può essere ricondotta a carichi di fango troppo bassi e scarsa presenza di ossigeno nella miscela areata. In Fig. 34 e Fig. 35 sono riportati gli andamenti medi settimanali di SVI.

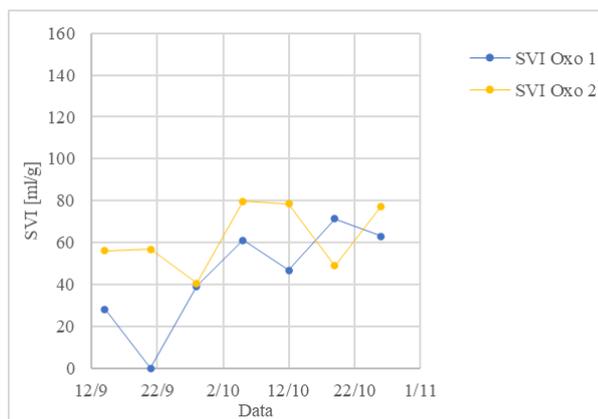


Fig. 34- Confronto andamento medio settimanale di SVI in Oxo1 e Oxo2.

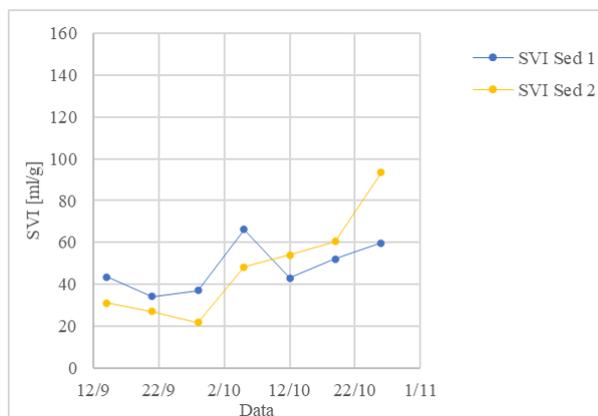


Fig. 35- Confronto andamento medio settimanale di SVI nel ricircolo.

L'elevata diffusione e la semplicità di analisi rendono lo SVI, un parametro estremamente interessante ai fini del controllo del processo. Tuttavia, sono presenti diverse problematiche e discussioni intorno alla validità ed affidabilità di questo parametro, per cui attualmente risulta ancora estremamente difficile confrontare i valori di SVI determinati su impianti e/o laboratori. In particolare, in letteratura sono presenti diversi esempi sulla variabilità dell'andamento dell'indice di volume del fango, in relazione alla stagionalità. Nei mesi invernali si riscontrano importanti variazioni di tale parametro, diversamente, nei mesi estivi le variazioni tendono a livellarsi notevolmente. Tali risultati sono attribuibili alle temperature medie esterne. Per quanto riguarda la linea biologia dell'impianto di Azzurra S.r.l., le vasche di ossidazione sono coperte ed il refluo alimentato viene riscaldato in inverno e raffreddato in estate; mantenendo così una temperatura di alimentazione costante. Tuttavia, non si riscontrano misura storiche di SVI dell'impianto, fino ad oggi.

È certo però che lo SVI dipende da molti fattori quali, carico del fango, tipo di substrato, livello di aerazione, presenza di batteri filamentosi, ecc., anche se non sono stati ancora chiariti i relativi meccanismi di influenza. Indipendentemente dalla presenza di patologie particolari, ad esempio fenomeni di bulking viscoso e/o filamentoso, le caratteristiche di sedimentabilità dei fanghi dipendono generalmente, ma non univocamente, dall'**età del fango**. Nel dettaglio:

- A bassa età del fango nella vasca di ossidazione si osserva crescita dispersa: l'attività e la velocità di crescita batterica sono massime, e ciò comporta la

presenza di un gran numero di cellule giovani, poco mineralizzate e più leggere, che tendono così a restare in sospensione.

- Diminuendo il carico del fango aumenta l'età del fango; le cellule divengono un po' più pesanti per effetto della mineralizzazione ed il fiocco si addensa, permettendo una buona sedimentazione.

Di fatto un carico del fango eccessivamente basso può provocare un aumento della respirazione endogena, e portare alla disgregazione del fiocco, per cui le particelle più piccole faticano a sedimentare. Proprio per questi motivi, più che un parametro di stretto significato scientifico, lo *SVI* è un parametro di controllo operativo indiretto, che consente al gestore di valutare, seppur macroscopicamente, le caratteristiche di sedimentabilità dei fanghi e di calibrare, in funzione di queste, la **portata di ricircolo** ottimale.

5.2.4.- Valutazione Portata di Ricircolo (Q_r) e Portata di Spurgo (Q_s)

La regolazione della portata da ricircolare (Q_r) in testa alle n.2 vasche di aerazione, proveniente dai sedimentatori è decisa in funzione, dei seguenti punti:

1. Concentrazione di fango desiderata in vasca di aerazione;
2. Caratteristiche di sedimentabilità dei fanghi che in ultima analisi si ripercuotono sulla concentrazione del fango di ricircolo;
3. Tipo di dispositivo che rimuove e raccoglie i fanghi dal fondo del sedimentatore;
4. Portata del liquame influente.

L'impianto di Azzura S.r.l., ricircola in continuo, una portata uguale per entrambe le linee di $Q_r=4-5$ [m^3/h]. Tale portata viene prelevata con una pompa dai sedimentatori ed inviata rispettivamente alle vasche Oxo 1 e Oxo2, (Fig. 36).

Per quanto riguarda la quantità di fango da spurgare, (Fig. 37), cioè da allontanare dal sistema a fanghi attivi e inviare alla linea fanghi, in impianto lo spurgo è effettuato dalla stessa linea del ricircolo del fango che va dal fondo del sedimentatore al reattore, con una pompa da 4 [m^3]. Perciò il valore di X_r corrisponde a quello del fango di ricircolo ed è un valore che non si può regolare a piacere. Ma al contrario, costituisce una costante del sistema dipendendo dalle caratteristiche di ispessimento del fango nel sedimentatore e quindi dallo *SVI*. In pratica:

- se si vuole diminuire l'età del fango si procede aumentando lo spurgo e controllando giornalmente la nuova concentrazione di X_r fino a raggiungere i valori desiderati;
- se si vuole aumentare l'età del fango si ridurrà di molto lo spurgo (all'inizio) fino ad arrivare gradualmente ai valori desiderati, controllando che l'ossigeno disciolto non scenda mai al di sotto di concentrazioni limitanti, ad esempio <1 [mgO_2/l] e che il sedimentatore non si riempia di fango.

Si sottolinea che il sistema può ritenersi vicino al nuovo equilibrio di età del fango solo dopo un periodo di tempo, pari almeno al doppio del valore dell'età del fango stesso.

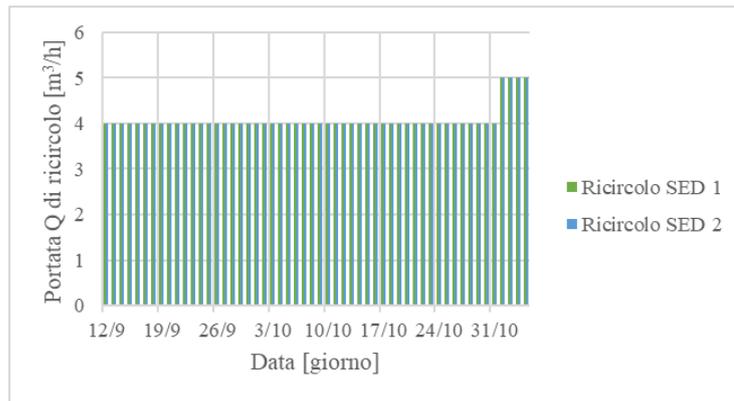


Fig. 36- Portata di ricircolo media oraria alle vasche di ossidazione.

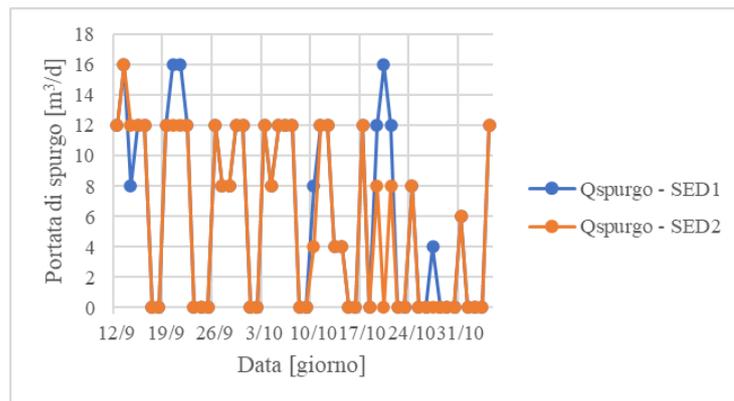


Fig. 37- Portata giornaliera di spurgo dai sedimentatori.

Nota la portata media giornaliera di spurgo è il valore della concentrazione media dei solidi sospesi totali misurati [vedi 5.2.- Misura della concentrazione di fango (MLSS-MLVSS)] è stato possibile stimare la quantità di **fango biologico** prodotto dall'impianto. La concentrazione media di SST è pari a **14.3** e **8.3 [kgSST/m³]**, rispettivamente in vasca Oxo1 e Oxo2. La portata media di spurgo da entrambe le vasche è di **10-12 [m³/d]**. Ipotizzando un valore di densità del fango simile all'acqua, e un ipotetico trattamento di disidratazione meccanica del fango al 19-25 % di secco, il quantitativo di fango biologico prodotta dall'impianto di Azzurra S.r.l. risulta pari a **858** e **498 [kgSST/d]**, rispettivamente Oxo1 e Oxo2. Tale analisi, è stata effettuata in quanto il fango biologico in ingresso alla linea fanghi dell'impianto non è contabilizzato e viene inviato insieme al fango chimico e ai fanghi provenienti da terzi e trattati in linea fanghi.

Inoltre, è stato possibile determinare il quantitativo di fango prodotto per quantità di COD rimosso, [vedi 5.1.1- Andamento delle concentrazioni di COD]. Tale parametro è indicativo dell'efficienza del trattamento, in genere per impianti convenzionali a fanghi attivi (CAS) la produzione di fango difficilmente può scendere al di sotto di **0.45 [kgSST/kgCOD_{rim}]**. Per l'impianto di Villastellone (TO), è stato calcolato un valore pari a **2.64** e **1.44 [kgSST/kgCOD_{rim}]** in Oxo1 e Oxo2. Con questo risultato si evidenzia un ulteriore differenza tra le n.2 linee di trattamento, ed inoltre non si riscontra alcun beneficio riguardo l'utilizzo dei cicli alternati sulla produzione di fango biologico, in quanto, quest'ultimi non sono stati quasi mai utilizzati.

Capitolo 6

6.- Test Respiriometrici AUR, NUR e OUR

Come riportato nel capitolo [1.- Introduzione] l'impianto quasi mai riesce ad effettuare l'aerazione ad intermittenza e quindi i cicli alternati. Una strada per tarare/modellare il processo è attraverso la determinazione delle cinetiche di nitrificazione e denitrificazione, che possono essere elaborate con analisi respirometriche, alla scala di laboratorio. Le cinetiche di nitrificazione e denitrificazione sono indispensabili per quantificare sia i tempi di aerazione che i carichi massimi trattabili, in particolare con il:

- **test OUR** (*Oxygen Uptake Rate*) è possibile determinare la frazione di *bCOD/COD* alimentato in impianto; inoltre, è possibile dividere il COD biodegradabile in COD rapidamente biodegradabile (*rbCOD*) e lentamente biodegradabile (*sbCOD*);
- **test AUR** (*Ammonium Uptake Rate*), è possibile determinare le velocità di nitrificazione sia dell'ammoniaca a nitrito che del nitrito a nitrato;
- **test NUR** (*Nitrate Uptake Rate*) è possibile valutare sia la massima velocità di denitrificazione, dove l'unico fattore limitante è la concentrazione di batteri eterotrofo denitrificanti, che quella reale. La velocità reale di denitrificazione dipende, oltre che dalla concentrazione di batteri denitrificanti, anche dalla quantità di *rbCOD* disponibile.

L'esecuzione dei test alla scala di laboratorio, richiede: un reattore batch termocontrollato, un sistema di agitazione, un sistema di controllo della concentrazione di ossigeno disciolto e temperatura, in continuo, un sistema di diffusione dell'aria nel reattore batch ed il campione di acqua reflua o rifiuto liquido da sottoporre a test, (Fig. 38).

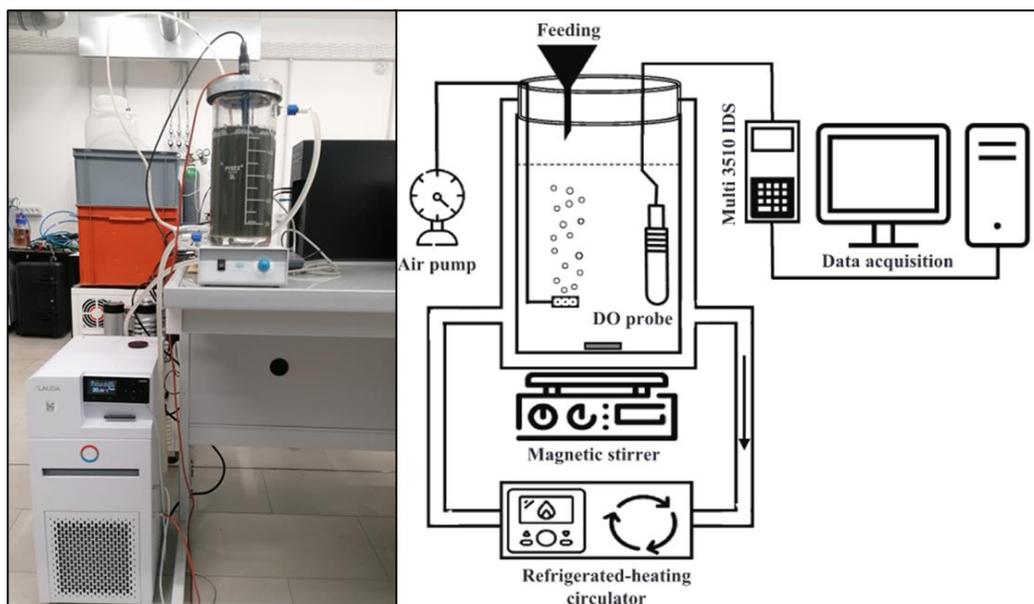


Fig. 38- Schema impiantistico per l'esecuzione del OUR, AUR e NUR test alla scala di laboratorio, presso il lab. del DIATI al Politecnico di Torino.

A partire dal mese di luglio 2022 fino al mese di novembre c.a., sono stati eseguiti alcuni *OUR*, *AUR* e *NUR* test, sui campioni di Oxo1 e Oxo2. I test respirometrici, seppur necessitano di tecnologie di laboratorio più complesse e costose, richiedono tempi di esecuzione minori rispetto al test per il BOD, generalmente un tempo compreso tra le poche ore ed un giorno.

6.1.- Esecuzione OUR test

La conoscenza della quantità della frazione di *COD* biodegradabile (*bCOD*) presente in un refluo o rifiuto liquido in ingresso ad un impianto rappresenta uno dei parametri più importanti. In quanto, dal *bCOD* è possibile stimare sia il potenziale di denitrificazione dell'impianto che la reale capacità del sistema di aerazione di fornire abbastanza ossigeno durante le fasi aerobiche. Inoltre, risulta possibile determinare il coefficiente di crescita batterica degli organismi eterotrofi (Y_h).

Il test respirometrico si basa sulla misura dell'**OUR (Oxygen Uptake Rate)**, ovvero la *velocità di consumo dell'ossigeno*, che è espressa come [mg O₂/L/h] e viene determinata monitorando il consumo di ossigeno nel tempo. Il reattore aerobico batch (Fig. 38) è stato alimentato prima con solo fango attivo con diluizione 1:2, poi lasciato respirare per 24h fino al raggiungimento delle condizioni endogene, in modo da eliminare la sostanza organica ancora presente e non completamente degradata. L'apparecchiatura di laboratorio è munita di sistema di controllo dell'ossigeno disciolto. Il sistema di controllo è in grado di mantenere le concentrazioni di ossigeno nel reattore comprese tra un valore minimo ed un valore massimo. Inoltre, il sistema registra nel tempo le concentrazioni di ossigeno disciolto. Quando la concentrazione di ossigeno è minore del valore minimo, il sistema immette aria nel reattore; quando la concentrazione è superiore al valore massimo spegne l'aerazione. Il range è stato fissato tra **4.5-5 [mg O₂/L]** per non avere condizioni limitanti. Il test può essere suddiviso nei seguenti step:

Step 1. **Operazioni preliminari da eseguire per la misura del bCOD, Y_h e v_{MAX} sono le seguenti:**

- preparazione del fango attivo (inoculo). Sottoporre preliminarmente ad aerazione il fango in modo che questo sia in condizioni di respirazione endogena. Durata 1 notte;

Step 2. **Determinazione del coefficiente di crescita dei batteri eterotrofi Y_h :**

- Aspettare che siano state raggiunte le condizioni endogene e aggiungere all'itliourea (10 - 20 mg/L), per inibire il processo di nitrificazione;
- Acquisire un primo tratto del respirogramma corrispondente alla respirazione endogena;
- Inserire una quantità nota di COD biodegradabile (es. acetato di sodio) ovvero scegliere il volume ottimale di soluzione contenente del COD biodegradabile;
- Calcolare la concentrazione di COD al tempo zero (dopo immissione). Noto il volume di inoculo (V_{fan}) e il volume di refluo/soluzione da testare (V_{ref}) il COD è calcolato con la seguente formula:

$$COD = \frac{COD \cdot V_{ref}}{V_{ref} + V_{fan}} \quad (17)$$

- Costruire un grafico con i dati di Ossigeno disciolto (O.D.) in funzione del tempo;
- Calcolare la pendenza di ciascun tratto decrescente;
- Realizzare il respirogramma: serie di punti, progressivi nel tempo, calcolati al punto precedente;

- Individuare nel respirogramma gli andamenti della respirazione endogena e di respirazione attiva a partire dal momento di immissione dello standard di COD nel reattore batch;
- Individuazione della linea di respirazione endogena;
- Calcolo dell'integrale sotteso al respirogramma ΔO_2 ;
- Calcolo dell'integrale sotteso alla linea di respirazione endogena ΔO_{2res} ;
- Determinazione del coefficiente di crescita batterico, tramite la (18):

$$Y_h = 1 - \frac{COD}{\Delta O_2 + \Delta O_{2res}} \quad (18)$$

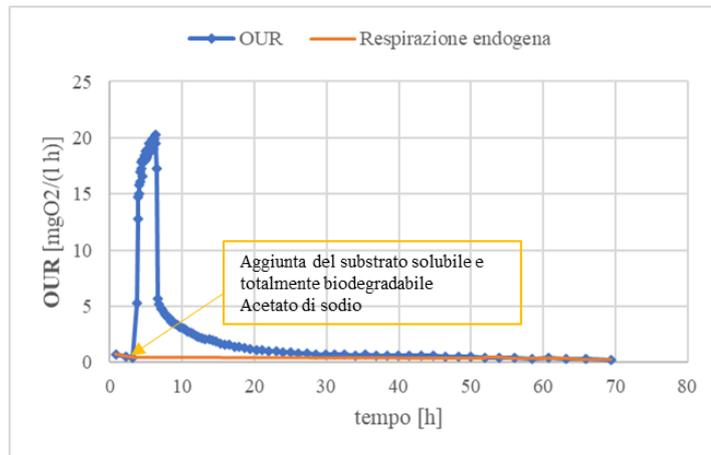


Fig. 39- Respirogramma. Determinazione del Coefficiente di crescita Y_h del 02/11/2022.

Il coefficiente di crescita della biomassa eterotrofa determinato adoperando l'equazione (18) è pari a **0.57** e **0.65** [gCOD_{Biomassa}/g bCOD_{rimosso}]. Noto il coefficiente di crescita della biomassa eterotrofa, è possibile determinare la quantità di COD biodegradabile dei campioni analizzati. Le procedure adoperate sono identiche a quelle riportate al punto precedente.

Step 3. *Determinazione del COD biodegradabile bCOD:*

- **Esecuzione come nei punti precedenti di Step 2;**
- Calcolare la quantità di bCOD come nella formula seguente:

$$bCOD = \frac{\Delta O_2 - \Delta O_{2res}}{1 - Y_H} \quad (19)$$

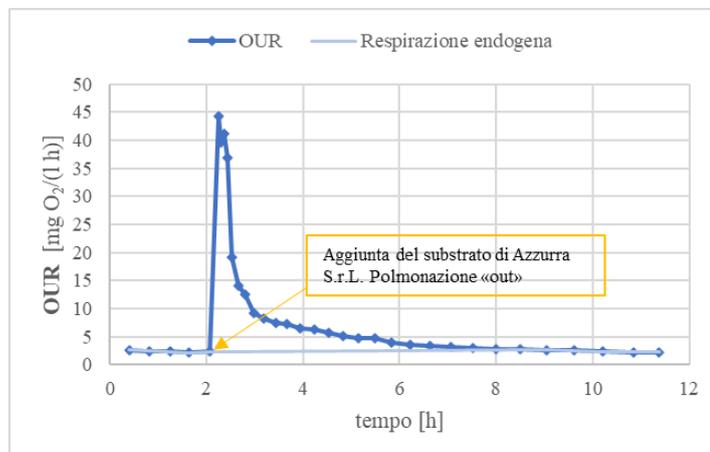


Fig. 40- bCOD - Respirogramma Campione Polmonazione out del 02/11/2022.

Tenuto conto del coefficiente di crescita batterico e del respirogramma (Fig. 40) ricordando la formula (19) si è proceduto al calcolo del bCOD. Il rapporto tra quest'ultimo e il COD totale risulta pari a **0.65-0.7**.

Step 4. **Determinazione della massima velocità di rimozione del COD:**

- Determinare OUR max depurato dalla respirazione endogena (Fig. 41);

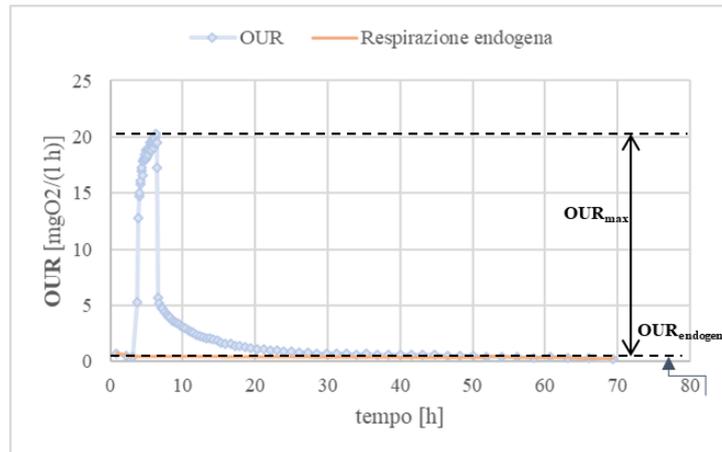


Fig. 41- Parametri per il calcolo della max velocità.

- Procedere al calcolo della v_{max} e alla $t_{endogeno}$ secondo la formula riportata all'equazione, (20) e (21):

$$v_{CODmax} = \frac{OUR_{max}}{(1-Y_H) \cdot SSV} = 14.6 \frac{mgCOD}{gSSV \cdot h} \quad (20)$$

$$t_{endogeno} = \frac{OUR_{endogeno}}{SSV} = 0.68 \frac{mgO_2}{gSSV \cdot h} \quad (21)$$

I test effettuati si riferiscono a campioni di refluo prelevati dall'impianto di Azzurra S.r.l. il **12/07/2022** e il **02/11/2022**, con un rapporto di diluizione 1:2 e volume tot. 1.7 [L]. I risultati ottenuti evidenziano come il coefficiente batterico è in linea con i valori di letteratura, il refluo presenta un'elevata componente biodegradabile, che è possibile utilizzare per la valutazione della velocità di denitrificazione e così tarare i tempi di aerazione e non aerazione.

6.2.- Esecuzione AUR test

Il test **AUR (Ammonia Uptake Rate)** applicato al comparto di ossidazione biologica di un processo a fanghi attivi permette di determinare la potenzialità massima di nitrificazione. Tale potenzialità è espressa come mg di azoto ossidato per grammo di sostanza volatile particolata [g SSV] in un'ora. Risulta essere quindi una velocità ed è indicata in seguito come v_{maxN} ed è espressa in [mgN/gVSS/h]. Si tratta di un parametro gestionale utile a conoscere le potenzialità di nitrificazione di un processo biologico. Ovvero, permette di valutare le potenzialità residue o i limiti di un impianto a fanghi attivi, avente come obiettivo quello di rimuovere l'azoto, tramite processi di nitrificazione e successiva denitrificazione. La velocità massima di nitrificazione è direttamente proporzionale al coefficiente angolare della retta che interpola le concentrazioni di azoto ammoniacale nel tempo. Tale coefficiente angolare ($\alpha N-NH_4^+$)

ha segno negativo ed indica la scomparsa dell'azoto ammoniacale, (22). Alla scomparsa dell'ammoniaca corrisponde la comparsa di azoto ossidato.

$$v_{maxN} = \frac{\alpha N-NH_4}{SSV} \quad (22)$$

La prova condotta alla scala di laboratorio (Fig. 38) è stata realizzata mantenendo una concentrazione di ossigeno disciolto tra **4.5** e **5.0** [mg/L], a temperatura del reattore costante e pari a 20 [°C]. Il campione di fango prelevato per il test di AUR, prima della prova, è stato sottoposto a respirazione endogena, in modo da ridurre al minimo la quantità di COD rapidamente biodegradabile presente nel campione. A tal fine, il campione prelevato è stato sottoposto ad ossidazione endogena per un'intera notte. Dopo aver inserito una quantità nota di ammoniaca, la prova di AUR consiste nel monitorare nel tempo la scomparsa di ammoniaca e la comparsa di nitriti e nitrati nel campione. Per monitorare l'attività dei batteri autotrofo nitrificanti, sono stati prelevati campioni di fango ad intervalli regolari di campionamento, di circa 30 min/ 1 [h] e per 4 ore, dal reattore batch e sottoposti ad analisi. Le analisi eseguite sono state: misura della concentrazione di azoto ammoniacale mediante test fotometrici e di azoto nitrico e nitroso, tramite cromatografia ionica, (Fig. 42).



Fig. 42- (sx) analisi $N-NO_2^-$ $N-NO_3^-$ cromatografo ionico, (dx) analisi $N-NH_4^+$.

Il campione è stato diluito con un rapporto 1:4 vol.tot. 1.7 [L]. Le prove sono state condotte su n.2 campioni di Oxo1 in data **20/07/22** e **18/10/22**.

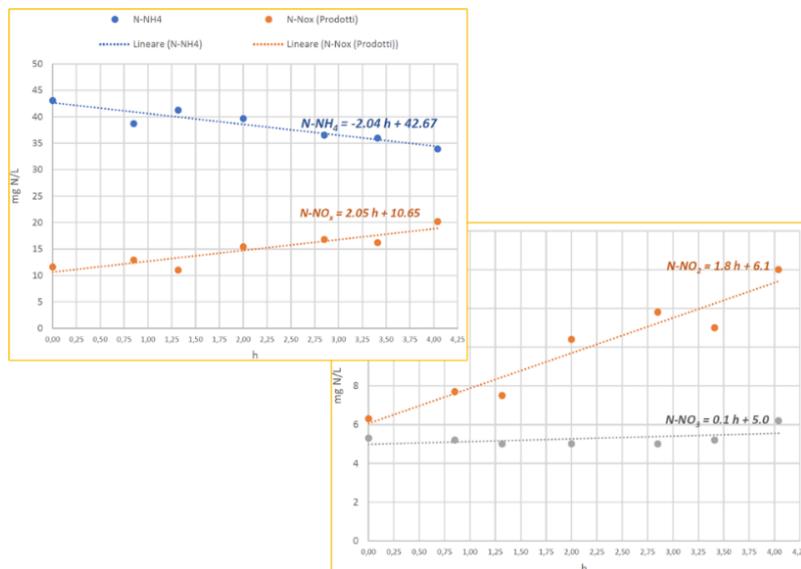


Fig. 43- AUR test – Andamento dell'azoto ammoniacale $N-NH_4^+$ e di NO_x (sx) – Andamento dell'azoto nitrico e nitroso $N-NO_2^-$ e $N-NO_3^-$ (dx).

Tramite i risultati in Fig. 43 è stato possibile determinare la massima velocità di ossidazione dei nitriti a nitrati (22), che è il collo di bottiglia del sistema analizzato, oltre che la (23). Tali risultati hanno evidenziato un valore di velocità di nitrificazione prossimo a **zero**.

$$v_{maxNOB} = \frac{\alpha N-NO_3}{SSV} \cong 0 \quad (23)$$

Durante il processo di nitrificazione, i batteri denominati *AOB* (*Ammonium Oxidizing Bacteria*) ossidano l'ammoniaca a nitrito mentre, gli *NOB* (*Nitrite Oxidizing Bacteria*) ossidano i nitriti a nitrati. Come noto, l'attività dei batteri chemioautotrofi (AOB and NOB), deputati all'ossidazione dell'azoto ammoniacale ad azoto nitrico e nitroso, è fortemente limitata dalla scarsa presenza di ossigeno nella miscela areata. Se la velocità di crescita è bassa, nel tempo, anche la concentrazione di tali batteri sarà bassa. Nell'impianto di Azzurra S.r.l. analizzato la concentrazione di ossigeno disciolta rilevata e registrata [vedi 7.- Verifica del sistema di trasferimento dell'ossigeno] è molto bassa. In letteratura è riportato che concentrazioni di O.D. inferiori a 0.5 [mg/L] inibiscono l'intero processo di nitrificazione, perciò l'attività dei batteri nitrificanti è risultata fortemente limitata. Pertanto, al fine di aumentare la velocità di crescita dei **microorganismi nitrificanti**, e nel tempo la loro concentrazione nel sistema, è necessario aumentare la concentrazione di ossigeno.

6.3.- Esecuzione NUR test

Il test **NUR** (*Nitrite and Nitrate Uptake Rate*) applicato ad un impianto di trattamento di acque reflue o rifiuti liquidi a fanghi attivi, serve a determinare la massima velocità di denitrificazione (24), espressa come massa di azoto (ossidato) rimosso per unità di massa della sostanza secca volatile e per unità di tempo. La massima velocità di denitrificazione è indicata con v_{Dmax} generalmente è espressa come [mg N/(g SSV h)].

Il test è stato eseguito su un campione di fango prelevato dal reattore biologico Oxo1, opportunamente diluito e portato a respirazione endogena. La fase di denitrificazione dipende, non solo dalla concentrazione di batteri eterotrofi denitrificanti e dalla presenza di nitriti e nitrati; ma anche dalla concentrazione di bCOD solubile e rapidamente biodegradabile.

Per questo motivo, durante il test, deve essere fornito del carbonio organico rapidamente biodegradabile. Il carbonio esterno rapidamente biodegradabile deve essere presente in concentrazioni non limitanti durante tutto il periodo del test. Il NUR è un importante parametro gestionale utile a conoscere le potenzialità di denitrificazione del processo biologico. La velocità di denitrificazione può essere valutata alla scala di laboratorio in poche ore. Il test può essere ripetuto in impianto anche a scadenza settimanale o mensile per mantenere sotto controllo l'efficienza di denitrificazione dell'impianto.

Il test è effettuato in un reattore batch termo-controllato e completamente miscelato. Pertanto, è dotato di un sistema di controllo della temperatura; generalmente si opera a temperatura costante e pari a 20 [°C] e di un adeguato sistema di miscelazione. Per il NUR test (Fig. 38), il sistema deve essere realizzato in modo da mantenere condizioni

anossiche; a tal scopo è auspicabile dotare il reattore di un sistema, per la diffusione di un gas inerte che agevoli lo stripping dell'ossigeno disciolto eventualmente presente.

L'esecuzione del test prevede dapprima l'aggiunta di nitrati, in modo da avere concentrazioni di azoto nitroso non superiori a 40 [mg/L], e successivamente aggiunta del COD (300 mg/L). Ad intervalli temporali regolari di 30 min e per un periodo massimo di 4 ore, sono stati prelevati campioni di fango attivo. I campioni devono essere sottoposti ad analisi per determinare la concentrazione di nitriti e nitrati nel tempo. Dopo aver campionato il fango attivo dal reattore biologico batch, questo deve essere immediatamente filtrato in modo da bloccare i processi biologici di denitrificazione; successivamente il filtrato deve essere sottoposto ad analisi, (Fig. 44).

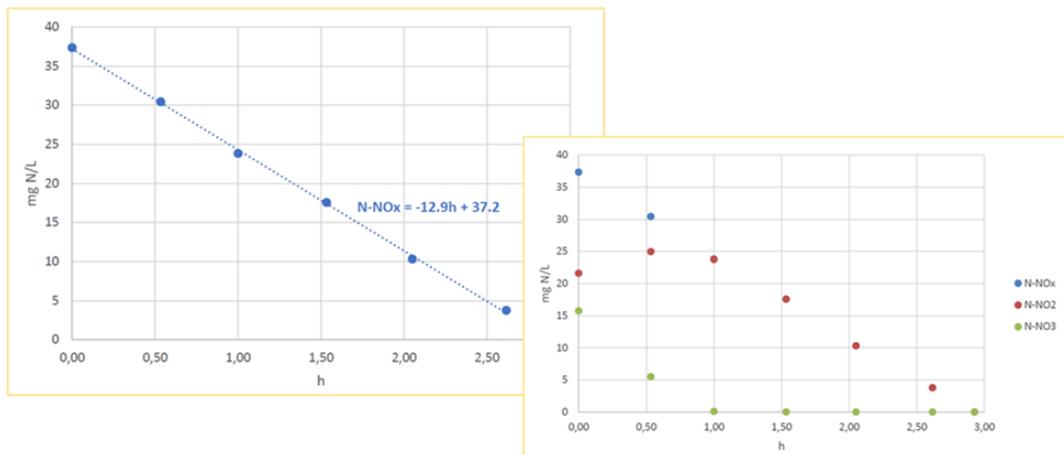


Fig. 44- Cinetica di denitrificazione mediante test NUR. Andamento nel tempo dei parametri: Azoto nitrico ($N-NO_2^-$), Azoto Nitroso ($N-NO_3^-$), Somma dell'azoto nitrico e nitroso ($N-NO_x$).

$$v_{Dmax} = \frac{NUR}{SSV} = 5.98 \left[\frac{mgN}{gSSV \cdot h} \right] \quad (24)$$

Il test NUR ha evidenziato come tale processo non è limitante nel trattamento biologico. In quanto è svolto dai batteri eterotrofi che si sviluppano facilmente e sono molto resistenti.

I test sono stati effettuati per valutare allo stato attuale sia le performance dell'impianto che le criticità; le quali per la grande maggioranza sono attribuibili alla scarsa capacità del sistema d'aerazione di fornire abbastanza ossigeno ai reattori biologici.

Capitolo 7

7.- Verifica del sistema di trasferimento dell'ossigeno

A seguito dei risultati ottenuti nei capitoli [5.- Analisi dei principali parametri di processo del trattamento a fanghi attivi dell'impianto di Azzurra S.r.l.], [6.- Test Respirometrici AUR, NUR e OUR], è stato evidenziato come la **quantità di ossigeno** nei reattori biologici è il **principale fattore limitante** per l'utilizzo dell'aerazione ad intermittenza.

La presenza di *ossigeno disciolto (O.D.)* è fondamentale per lo svolgimento di qualsiasi processo aerobico. La scelta del valore di riferimento a cui mantenere le concentrazioni di O.D. nei reattori deriva da compromessi necessari per fare combaciare diversi obiettivi:

1. garantire alle biomasse batteriche tutto l'ossigeno richiesto per la respirazione ed il catabolismo in generale e favorire la crescita batterica di microrganismi flocculanti e ben sedimentabili, (2) ed immettere la quantità di ossigeno di progetto necessaria per il processo di nitrificazione, (6);
2. evitare l'emissione di odori e spreco inutile di energia per fornire ossigeno non richiesto.

7.1.- Analisi dei parametri misurati da OSCARzero®

A partire dal mese di maggio 2021, in entrambe le n.2 vasche di ossidazione biologica, è stato installato il controllore **OSCARzero®** (vedi Fig. 45) per l'aerazione intermittente. In cui quest'ultima, è governata dal controllo sulla misura di ossigeno disciolto. Non è stato possibile controllare il processo, anche tramite sonda dell'ammoniaca on line, in quanto tali sonde, sono tuttora poco utilizzate negli impianti di trattamento rifiuti liquidi e spesso non effettuano misure corrette.

Per aerazione intermittente si intende un processo di depurazione biologica a fanghi attivi durante il quale, nella medesima vasca, vengano generate alternativamente condizioni aerobiche per la rimozione della sostanza organica e la nitrificazione e condizioni anaerobiche/anossiche per la rimozione dell'azoto nitrico (denitrificazione). Questo tipo di processo, rispetto ad un processo a volumi fissi come quello di pre/post-denitrificazione con ricircolo della miscela aerata comporta: una maggiore semplicità impiantistica, un incremento della flessibilità dell'impianto, che reagisce in tempo reale al carico di inquinante da depurare e alle sue variazioni. Ed inoltre, una riduzione dei consumi energetici e della concentrazione di azoto totale nell'effluente, oltre ad avere effetti benefici sulla rimozione del fosforo, sulla riduzione della produzione del fango biologico e sulla sedimentabilità del fango.

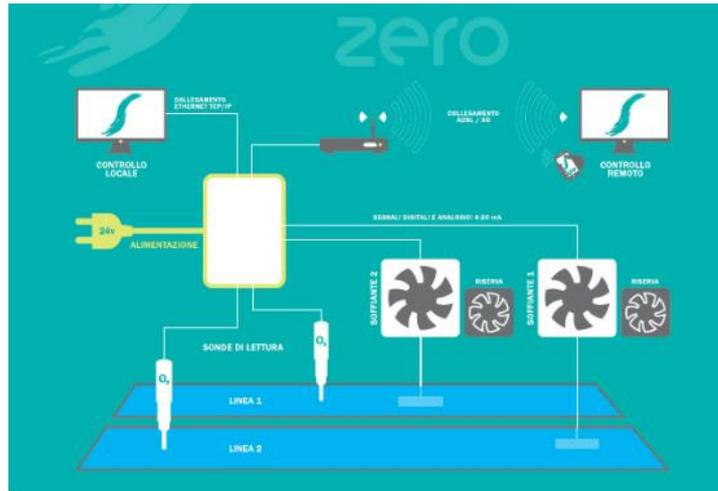


Fig. 45- Schema logico del software OSCARzero®.

Dal mese di aprile 2021 è partita la fase di marcia controllata, che ha visto prima installare il sistema in Oxo1 e successivamente in Oxo2, terminando tale fase di installazione, monitoraggio e collaudo nel mese di giugno 2021. La configurazione impiantistica del depuratore è composta da n.2 vasche alimentate da n.2 aeratori sommersi, (Fig. 46), collegate separatamente ciascuno ad una vasca.

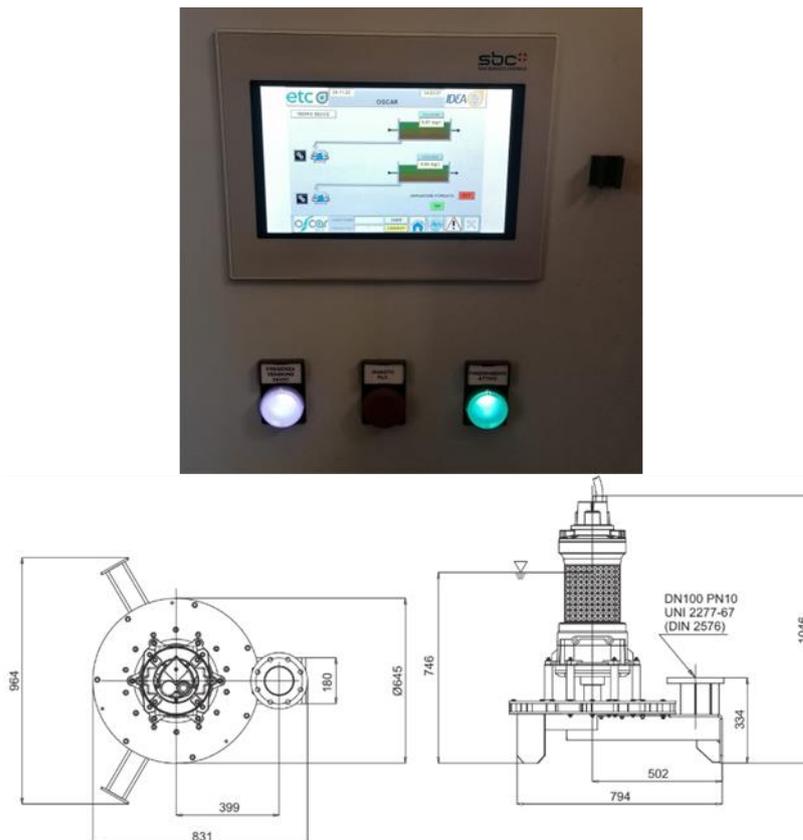


Fig. 46- Quadro di controllo soffiante (in alto) e Dimensioni in [mm] del sistema di aerazione sommerso (in basso).

A tal proposito, grazie al software di OSCAR®zero è stata valutata la concentrazione media giornaliera di ossigeno disciolto misurata dalla sonda, rispettivamente in Oxo1 e Oxo2, per l'arco temporale aprile 21- ottobre 22. (Fig. 47 e Fig. 48).

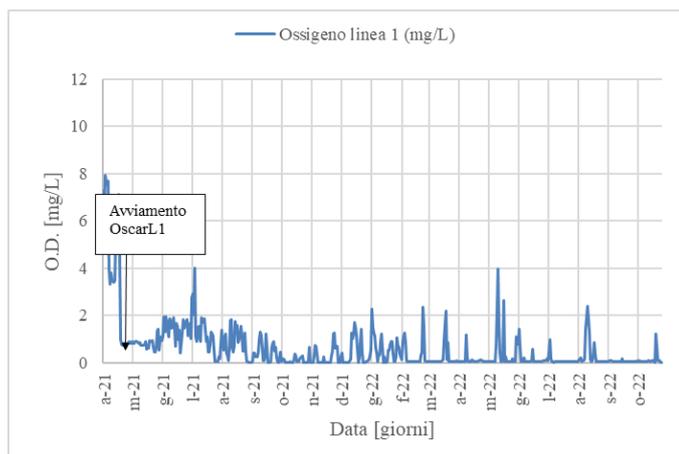


Fig. 47- Concentrazione di O.D. media giornaliera in Oxo1.

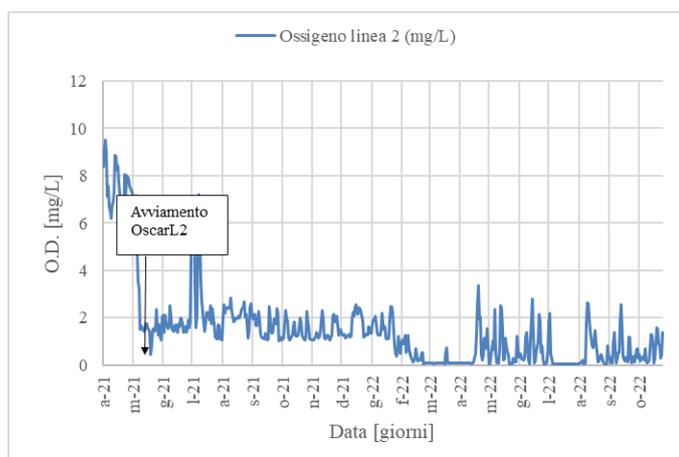


Fig. 48- Concentrazione di O.D. media giornaliera in Oxo2.

Dai grafici si evince come la concentrazione media operativa di O.D. successiva alla fase di collaudo è stata di circa **0.5-1 [mg/L]** in Oxo1 e **1-1.5 [mg/L]** in Oxo2. Tale differenza è attribuibile alle condizioni operative di biomassa nei reattori, [vedi 5.2.- Misura della concentrazione di fango (MLSS-MLVSS)]. Per effettuare un ulteriore confronto sono state valutate le ore di funzionamento e i kWh_e medi giornalieri impiegati per entrambe le vasche, (Fig. 49, Fig. 50, Fig. 51 e Fig. 52).

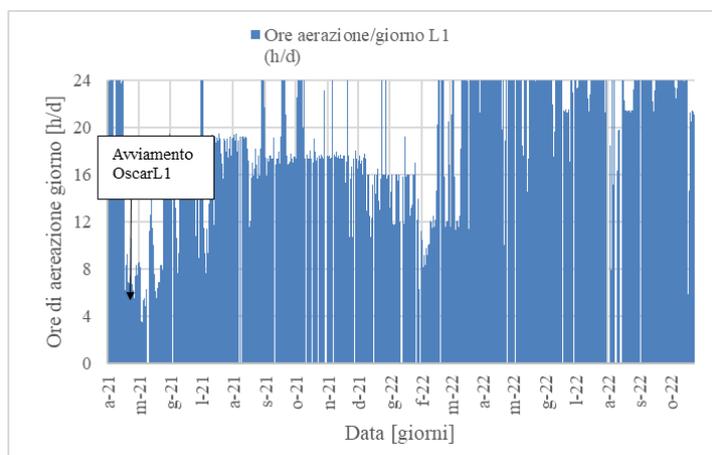


Fig. 49- Ore di lavoro medie giornaliere misurato da OSCARzero® in Oxo1.

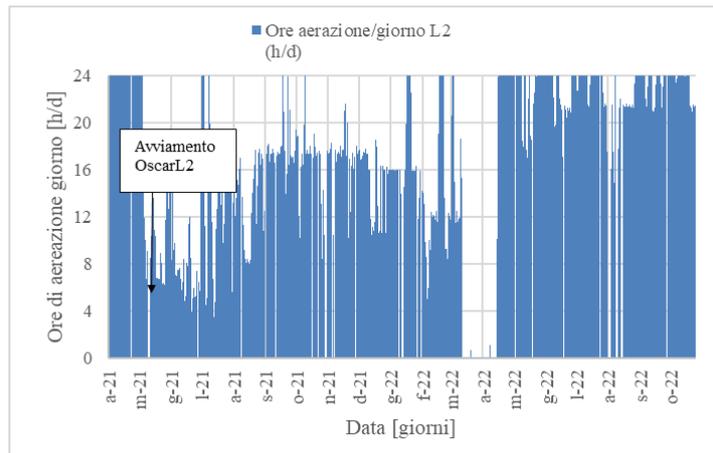


Fig. 50- Ore di lavoro medie giornaliere misurato da OSCARzero® in Oxo2.

Il sistema d'aerazione sommerso è costituito da motore elettrico sommersibile direttamente collegato alla sezione idraulica, con girante radiale a geometria stellare, diffusore periferico provvisto di condotto d'aria a canali radiali d'espulsione e con potenza installata di **16 [kW]**. La soffiante ha lavorato mediamente **19/24 [h/d]** in Oxo1 e **21/24 [h/d]** (escludendo il periodo marzo-maggio problematica bulking viscoso) in Oxo2.

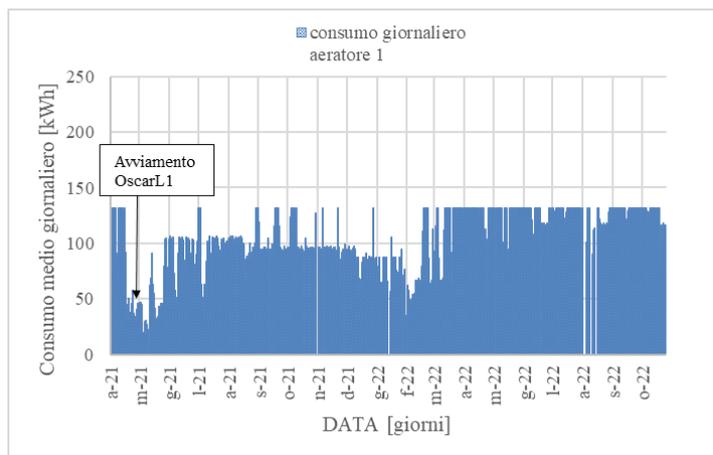


Fig. 51- Consumo medio giornaliero in kWh misurato da OSCARzero® in Oxo1.

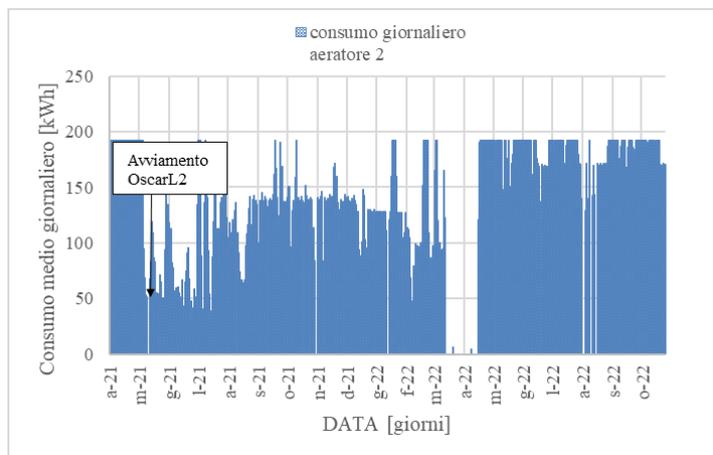


Fig. 52- Consumo medio giornaliero in kWh misurato da OSCARzero® in Oxo2.

Il consumo medio giornaliero di kWh_e risulta essere **103** e **121 [kWh_e]**, rispettivamente per Oxo1 e Oxo2. Tramite questi dati è stato possibile determinare alcuni **KPI (Key Performance Indicators)** di notevole importanza come:

1. kWh_e per metrocubo di acqua trattata, pari a **0.79 [kWh_e/m³]** in Oxo1 e **1.05 [kWh_e/m³]** in Oxo2;
2. kWh_e per chilogrammo di COD rimosso, pari a **0.4 [kWh_e/COD_{rimosso}]** in Oxo1 e **0.6 [kWh_e/COD_{rimosso}]** in Oxo2;
3. Chilogrammi di ossigeno inserito per chilogrammo di COD rimosso pari a **0.8 [kgO₂/kg COD_{rimosso}]** in Oxo1 e **0.9 [kgO₂/kg COD_{rimosso}]** in Oxo2.

Si riportano gli intervalli presenti in letteratura scientifica per impianti a fanghi attivi convenzionali $0.50-1.87 [kWh/m^3]$ e $0.16-2.2 [kWh/COD_{rimosso}]$. Il sistema d'aerazione in Oxo2 consuma più energia, in quanto il valore di concentrazione di O.D. in vasca risulta superiore ad Oxo1, ed inoltre in Oxo2 è presente una maggiore attività biologica [vedi 5.1.1- Andamento delle concentrazioni di COD], oltre al fatto che l'aerazione mediamente ha lavorato di più. In conclusione, si evidenzia come in fase operativa l'impianto non è stato quasi mai in grado di attuare l'aerazione intermittente; e di conseguenza non si è riscontrato alcun beneficio sui consumi energetici e sui rendimenti di rimozione dei composti azotati.

7.2.- Limiti dell'attuale sistema d'aerazione

I dati presenti in questo capitolo confrontati con i carichi di COD rimosso hanno permesso di verificare la reale efficienza trasferimento di ossigeno da parte del sistema d'aerazione (**OTR**). In quanto, tutte le problematiche operative e gestionali, come l'impossibilità di effettuare i cicli alternati e il verificarsi di fenomeni di **bulking viscoso** sono stati attribuiti, in prima analisi, ad un sistema d'aerazione insufficiente.

Il sistema d'aerazione sommerso installato ha un valore *SOTR (Standard)* di 17.5 [kgO₂/h] ad una profondità di 4.5 [m], dove è collocato nei reattori (vedi Fig. 53).

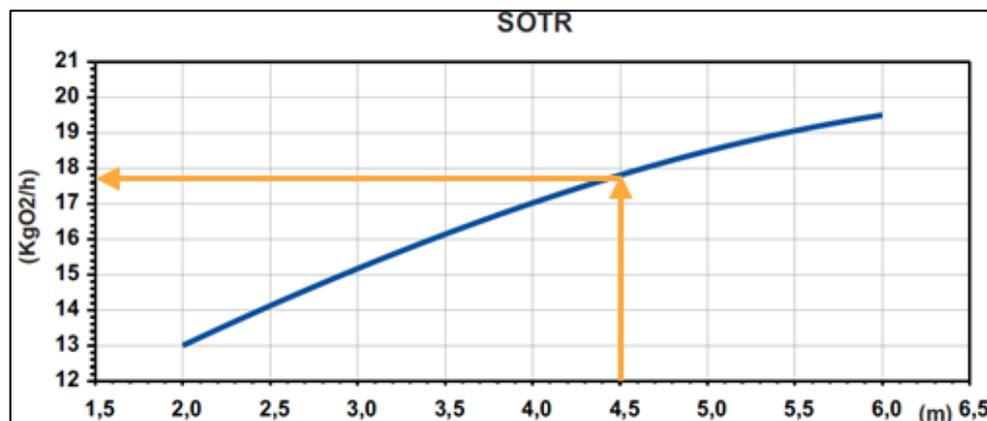


Fig. 53- Valore di SOTR fornito dal costruttore in relazione alla profondità operativa.

Tale parametro assume valori diversi in funzione delle condizioni operative, vedi (25), risultando influenzato dalle caratteristiche del liquame (alfa e beta), dalla temperatura (c_s^*), dalla pressione e dalla concentrazione di ossigeno nel liquame. Pertanto è opportuno

che la capacità di ossigenazione (SOTR) venga riferita a condizioni standard, in modo da disporre di indicazioni ripetibili e tra di loro confrontabili. Le condizioni standard prevedono: acqua pulita, temperatura di 20 [°C], pressione di 1 [atm] e concentrazione di ossigeno disciolto nulla ($c = 0$).

$$OTR = SOTR \cdot \left[\alpha \cdot 1.024^{T-20^{\circ}\text{C}} \cdot \left(\frac{\beta \cdot c_s^* - c}{c^*} \right) \right] \quad (25)$$

Dove α e β dipendono rispettivamente dalla concentrazione di SST in vasca e dalla salinità del refluo. La temperatura dell'alimento viene mantenuta il più possibile costante a 25 [°C], (Fig. 55) sia in estate che inverno, tramite un chiller installato a valle della Polmonazione. (Fig. 54). Il valore della concentrazione di ossigeno a saturazione in condizioni operative (c_s^*) calcolato è risultato pari a 8.53 [mg/L], mentre il valore in acqua pulita (c^*) è pari a 9.07 [mg/L].



Fig. 54- Chiller per il raffreddamento e riscaldamento del refluo in alimento alle n.2 vasche biologiche.

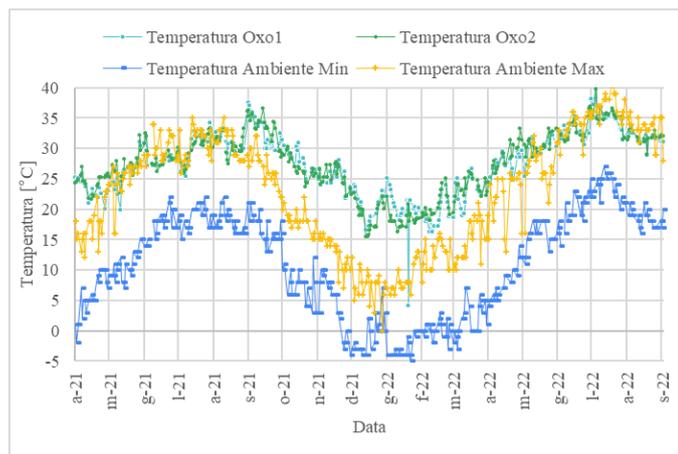


Fig. 55- Andamento della Temperatura [°C] del refluo.

Nell'ipotesi in cui Oxo1 lavori a concentrazioni medie di ossigeno disciolto più basse e con concentrazioni di solidi sospesi totali maggiori, rispetto Oxo2; è stato determinato un valore di **OTR (Oxygen Transfer Rate)** di **12-13 [kgO₂/h]** per Oxo1 e **13-14 [kgO₂/h]** per Oxo2.

Inoltre, sono stati determinati per entrambe le linee la quantità di ossigeno trasferibile per kWh impiegati pari **1.9 e 1.6 [kgO₂/kWh_e]**. La differenza tra quest'ultimi risultati è da attribuire al minor consumo energetico medio rilevato nella linea 1.

Tramite il bilancio di massa sui chilogrammi di bCOD rimossi in linea 1 e 2 e il valore di OTR, è possibile affermare che in condizioni operative ideali e mantenendo concentrazioni di SST in vasca tra **4-8 [kgSST/m³]**. Sfruttando la massima capacità d'aerazione reale calcolata e operando in continuo, il quantitativo di ossigeno immesso nei reattori, viene interamente consumato per l'ossidazione biologica del carico organico trattato in impianto, escludendo perciò la possibilità di eseguire un processo di nitrificazione. A tal proposito, l'utilizzo dei cicli alternati con questo sistema d'aerazione non è opportuno, sia per limiti operativi ma anche gestionali, in quanto, questo tipo d'aerazione è progettato per lavorare in continuo, a differenza di un sistema a insufflazione d'aria sommersa sul fondo a piattelli o piastre.

7.3.- Dimensionamento di un nuovo sistema d'aerazione

Per il dimensionamento di un nuovo sistema d'aerazione, in una prima fase, è stato necessario valutare la fase di denitrificazione e/o nitrificazione all'interno della singola vasca biologica, in funzione dei parametri cinetici e alle condizioni di esercizio.

Si evidenzia come i cicli alternati dipendono principalmente da due parametri: il rapporto tra il **tn** (*tempo di nitrificazione*) e **td** (*tempo di denitrificazione*), valutato rispettivamente sulla base dei periodi di aerazione e non aerazione; e dalla lunghezza temporale dei cicli (**tc**). In cui quest'ultimo è dato dalla somma di tn e td e può assumere un valore compreso tra 1-24 [h]. In particolare, è il rapporto tn/td che influenza la concentrazione di azoto totale nell'effluente, in quanto a parità di tempo di ciclo (tc), elevati valori di tn sottraggono tempo alla denitrificazione, che non completandosi provoca un innalzamento dei nitrati (N-NO₃⁻) in uscita. Viceversa, valori elevati di td sottraggono tempo alla fase nitrificazione, provocando un innalzamento dei valori di ammonio (N-NH₄⁺) non nitrificato in uscita. Dopodiché, al fine di rendere più apprezzabile la possibilità di cambiare l'attuale sistema d'aerazione, con un nuovo e più moderno sistema a diffusori sul fondo, si è scelto di lavorare con un carico azotato, in termini di TKN, in ingresso ai reattori maggiore. Pari a circa il doppio di quella attuale (**200 [mgTKN_{in}/L]**), mentre la sua concentrazione a valle del trattamento è stata imposta inferiore ai limiti di legge (**0.5 [mgTKN_{in}/L]**) di *Tabella 3 dell'Allegato 5 alla parte III del D.Lgs 152/06*. L'impianto [vedi 3.8. Modalità e limiti allo scarico] è in deroga per il non rispetto dei limiti allo scarico sui composti azotati e COD, pagando un tot. di [€/m³] per ogni metro cubo scaricato.

Per la valutazione della velocità di denitrificazione alla scala reale è stata eseguita la procedura guida del *manuale dell'ingegneria delle acque reflue*. Dalla Fig. 56, entrando nel grafico, con un valore di F/M, [vedi 5.2.2.- Valutazione del carico del fango (F/M)] è possibile ricavare il valore di SDNR (*Specific Denitrification Rate*) a 20 [°C] che poi è possibile correggere in funzione della temperatura tramite la (11).

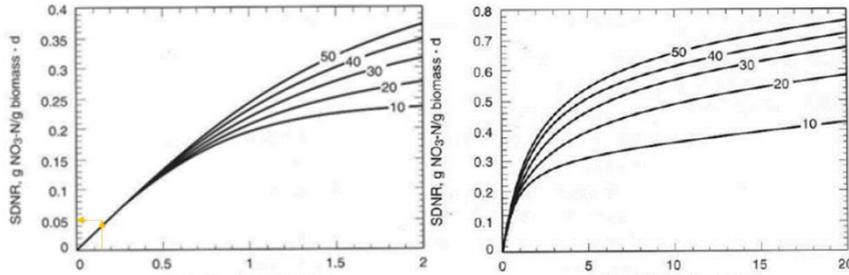


Fig. 56- Andamento della velocità specifica di denitrificazione SDNR riferita alla biomassa nel sistema, Temperatura 20°C, in funzione del F/M e della percentuale del rbCOD sul bCOD.

Il valore determinato risulta pari a **0.057 [gN-NO₃⁻/g_{biomassa}/d]**, inferiore a quello calcolato dal test NUR (*0.14 [gN-NO₃⁻/g_{biomassa}/d]*) [vedi 6.3.- Esecuzione NUR test], in quanto quest'ultimo è stato determinato in condizioni standard. Inoltre, non è stato possibile tenere conto del rapporto *bCOD/COD*, in quanto il sistema lavora a basso carico. Dal valore della velocità di denitrificazione nelle condizioni attuali di BOD₅ e concentrazioni di biomassa (*X=4-5 kgVSS/m³*) è stato valutato, che se l'impianto effettua la fase anossica tra le 5-6 ore al giorno il quantitativo di nitrati ossidato è pari a **15 [kgN-NO₃/d]**. Affinché sia possibile rimuovere tale valore è necessario che la nitrificazione avvenga per 18-19 ore al giorno e la concentrazione di TKN in ingresso sia pari a **200 [mgTKN/L]**.

È stata determinata tramite (6) ed essendo noti i nuovi carichi giornalieri di TKN trattati mediamente in impianto, la quantità di ossigeno necessaria da immettere giornalmente in vasca. Con l'obiettivo di attuare i cicli alternati e rimuovere le deroghe allo scarico per i composti azotati. Tale richiesta di ossigeno per svolgere una fase di nitrificazione, con l'attuale carico di TKN in ingresso al biologico è pari a circa **350 [kgO₂/d]**, che risultano maggiori ai chilogrammi di ossigeno, che l'attuale sistema d'aerazione in condizioni di esercizio e lavorando 24 [h] al giorno, è in grado di immettere in vasca, (<300 [kgO₂/d]). Il valore di OTR alle condizioni operative calcolato è pari **18-20 [kgO₂/h]**, in quanto per l'utilizzo dei cicli alternati, la concentrazione media di ossigeno disciolto è stata impostata pari a 2-2.5 [mg/L] ed il quantitativo giornaliero di ossigeno richiesto, deve essere insufflato in un tempo inferiore alle 24 [h].

Il valore di SOTR in condizioni standard del nuovo sistema è di **27-29 [kgO₂/h]**.

Inoltre, è possibile calcolare la frazione di batteri autotrofi nitrificanti, rispetto alla biomassa attiva totale (26), risulta possibile perciò affermare che lo sviluppo dei batteri autotrofi è influenzato dall'ossidazione del TKN ad azoto nitrico e nitroso.

$$f = \frac{1}{1 + \frac{Y_e(S_{in} - S_{out})}{Y_N[(TKN_{in} - TKN_{out}) - 0.05(S_{in} - S_{out})]}} = 2.7 \% \quad (26)$$

Dove *Y_e* è il coefficiente di crescita dei batteri eterotrofi 0.56 [kgVSS/kgTKN], *Y_N* è il coefficiente di crescita dei batteri autotrofi nitrificanti 0.18 [kgVSS/kgTKN], *S* e TKN sono il substrato rimosso dal sistema a fanghi attivi, rispettivamente in termini di sostanza organica (BOD₅), azoto ammoniacale e organico. La velocità di nitrificazione (5) è pari a **0.83 [gTKN/g_{biomassa_nitrificante}/d]**. A questo punto si è proceduto al dimensionamento

del nuovo sistema d'aerazione, di tipo sommerso con diffusori e ad insufflazione d'aria. Infine, esistono anche dei sistemi mobili che possono essere aggiunti in fasi operative dell'impianto, senza arrestare il processo, svuotare e bonificare le vasche, (Fig. 57).

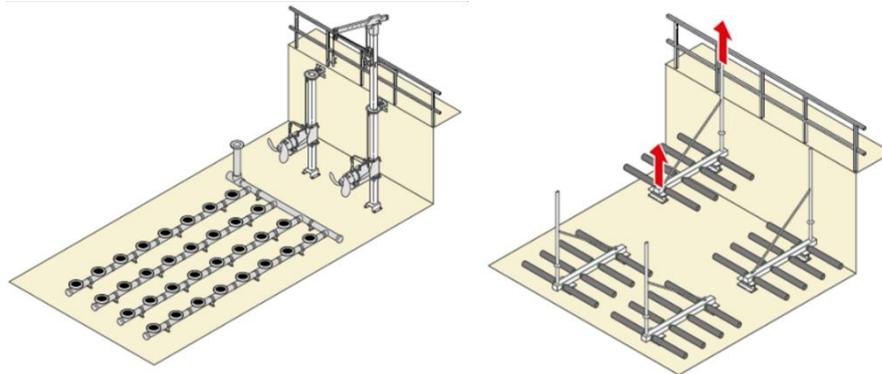


Fig. 57- Esempi di Diffusori d'aria a disco a bolle fini (sx). Diffusori d'aria tubolari a bolle fini (dx) indicati per piccoli/medi impianti o in generale in tutti i casi in cui non sia possibile svuotare la vasca per effettuare la manutenzione.

Il nuovo sistema d'aerazione è stato dimensionato tramite la (25), calcolando i chilogrammi di ossigeno giornalieri con la (7) e fissando una concentrazione di ossigeno disciolto a 2.5 [mg/L] a 5 [m] di profondità. È stata ipotizzata una portata d'aria di 5 [m³/h] per singolo diffusore e un **SOTE** (*Standard oxygen transfer efficiency*) pari al 35 [%], per la profondità fissata. Si è calcolato, in questo modo il valore di SOTR e OTR dell'intero sistema (*) e del singolo diffusore (**), pari a **29 e 19.4 [kgO₂/h]** per (*), **0.5 e 0.3 [kgO₂/h]** per (**). Dove la portata d'aria complessiva risulta 306 [m³/h]. Per tali sistemi ad insufflazione d'aria è necessario determinare la potenza richiesta dal sistema blocco motore-compressore, calcolabile con (27):

$$P = \frac{w \cdot R \cdot T}{29.7 \cdot \eta \cdot e} \cdot \left[\left(\frac{P}{P_0} \right)^e - 1 \right] \quad (27)$$

Dove w rappresenta la quantità d'aria insufflata [kg/s], R è la costante universale dei gas pari a 8.31 [kJ/(kmol K)], T la temperatura del sistema [K], il rendimento del compressore è stato fissato al 70 [%], P/P₀ rapporto tra la pressione dell'aria e quella di mandata, e pari a 0.283. La potenza effettiva ottenuta e dimensionata è pari a **7 [kW]** con un rapporto di potenza specifica per metro cubo di vasca pari a **23.3 [kW/m³]**, contro la potenza specifica di **53.3 [kW/m³]** dell'attuale sistema. Il numero di diffusori è di tre diffusori al metro quadro, con un costo di installazione iniziale pari a circa **12 000 [€]**, (stimando un costo per singolo diffusore **100 [€/caduno]** e **6 000 [€]** per il compressore, compresi costi di installazione e collaudo).

7.4.- Analisi costi benefici

Il gestore dell'impianto, prima dell'attuale elaborato, che ha evidenziato tutte le criticità del trattamento e la carenza di ossigeno nel processo biologico; nell'ipotesi che il principale fattore limitante sulla buona riuscita dei cicli alternati, fosse riconducibile al sistema d'aerazione. A partire dall'ultima settimana di ottobre 2022, ha intrapreso una fase di sperimentazione ad ossigeno puro (vedi Fig. 58).



Fig. 58- Serbatoio di stoccaggio dell'ossigeno liquido e sistema di rigassificazione (sx), autotrasportatore ossigeno liquido (dx) di SIAD.

In particolare, l'impianto di Azzurra S.r.l. ha iniziato una fase sperimentale della durata di circa 3 mesi, su entrambe le vasche, installando un ulteriore sistema di aerazione con ossigeno puro, tramite la società *SIAD*, in aggiunta all'attuale. Il sistema ad ossigeno liquido è in grado di immettere un quantitativo di ossigeno pari a 44 [kgO₂/h] al 100 [%] del flusso, al momento quest'ultimo viene mantenuto intorno al 30 [%]. Una volta rigassificato, nell'ipotesi che la percentuale reale di trasferimento dell'ossigeno in vasca sia pari al 100 [%], è stato possibile determinare i chilogrammi di ossigeno immessi in vasca per ora, pari a **13.2 [kgO₂/h]**.

La prova sperimentale permetterà alla società Azzurra S.r.l. di verificare in campo, se l'ossigeno è l'unico fattore limitante della riuscita dei cicli alternati. L'impianto sembra aver risposto bene all'aumento di ossigeno nei reattori; iniziando anche una fase di nitrificazione durante la giornata. I risultati riguardo lo stato fisico della miscela areata sono già evidenti (Fig. 59), rispetto al periodo di aprile-maggio 22 (vedi Fig. 23).



Fig. 59- Oxo1 Oxo2 con sistema d'aerazione ad ossigeno puro. Concentrazioni di MLVSS 3-4 [kgVSS/m³] e ossigeno disciolto pari 2.5 [mg/L]. Novembre 2022.

Nell'ipotesi che l'impianto continui a rispondere bene al nuovo sistema combinato ossigeno liquido più attuale sistema d'aerazione (Fig. 46); è stato effettuato un confronto economico tra la possibile installazione di un nuovo ipotetico sistema d'aerazione a diffusione sul fondo, [vedi 7.3.- Dimensionamento di un nuovo sistema d'aerazione] e il processo attuale ad aerazione combinata. Quest'ultimo è in grado di fornire un quantitativo di ossigeno pari a **26.6 [kgO₂/h]**, contro i **19.4 [kgO₂/h]** dell'ipotetico nuovo sistema. Tuttavia, l'ossigeno liquido presenta un costo di gestione non indifferente, seppur non presenta, maggiori consumi energetici per l'impianto, in quanto, viene prodotto presso terzi e trasportato con automezzi allo stabilimento di Villastellone (TO). L'utilizzo di ossigeno liquido comporta un costo pari a: 245 [€/t] per ogni tonnellata impiegata, affitto mensile dell'impianto di rigassificazione 350 [€/mese] e costo di investimento iniziale pari a 4 500 [€]. Il quale corrisponde ad un costo annuale per l'utilizzo dell'ossigeno liquido pari 20 956,32 [€]. A questi vanno aggiunti i costi relativi alla energia consumata della soffiante, di potenza massima di 16 [kW], pari a 288 [kWh_e], installata in ogni vasca. Per quanto riguarda il risparmio dei consumi energetici, ipotizzando un costo medio del chilowattora elettrico, al netto delle previsioni future, di circa 0.30 [€/ kWh_e]. A parità di ore di lavoro il sistema a diffusori di fondo porta un risparmio annuale di circa **17 000 [€/ anno]** sulla bolletta elettrica. [*N.B. i calcoli sono effettuati per singola vasca, per i costi totali bisogna raddoppiare*]. A questo punto è stato possibile determinare un KPI relativo al costo per chilogrammi di ossigeno immessi in vasca su base annua per i due sistemi, KPI sistema combinato **0.33 [€/kgO₂]**, mentre KPI per nuovo sistema **0.11 [€/kgO₂]**, portando un risparmio di circa 2/3 sul costo totale per singola vasca. Ed un KPI relativo al costo di ossigeno per metro cubo di acqua trattata, che per l'attuale sistema combinato è di **1.18 [€/m³]** contro **0.30 [€/m³]** del nuovo sistema d'aerazione progettato. In Tab. 6 e Tab. 7 è riportata l'analisi di costo che ha permesso di ricavare il **business plan (BP)** per singola vasca paragonando i due sistemi d'aerazione.

Tab. 6- Analisi costi annuali sistema d'aerazione combinato per singola vasca.

Impianto di aerazione biologica Azzurra Ossigeno liquido + aria					
Affitto mensile					€ 4.200
Costo di installazione					€ 4.500
Investimento totale					€ 8.700
Ammortamento fiscale annuo	6,66	15%			€ 1.305
Ammortamento tecnico	5	20%			€ 1.740
RICAVI					
Rifiuti liquidi	Tipo di rifiuto	ton/a	costo unitario		€/anno
	liquido	70.000	xxx		xxx
Ton TOT					
TOTALE RICAVI ANNUI					xxx
COSTI					
		kWh	ore/anno	€/kWh	€/anno
Energia elettrica		16	6.480	0,32	33.178
Ossigeno			ton/anno	costo unitario	€/anno
Tot.			83	€ 245	€ 20.374
Manutenzioni		3%	261		€ 261,00
TOTALE COSTI ANNUI					€ 53.813

Tab. 7- Analisi costi annuali ipotesi di un nuovo sistema d'aerazione sul fondo per singola vasca.

Impianto di aerazione biologica Azzurra diffusori di fondo				
Investimento totale				€ 12.000
Ammortamento fiscale annuo	6,66	15%		€ 1.800
Ammortamento tecnico	5	20%		€ 2.400
RICAVI				
Rifiuti liquidi	Tipo di rifiuto	ton/a	costo unitario	€/anno
	liquido	70.000	xxx	xxx
Ton TOT				
TOTALE RICAVI ANNUI				xxx
COSTI				
Energia elettrica		kWh	ore/anno	€/kWh
		8	6.480	0,32
Ossigeno			ton/anno	costo unitario
			0	€ 0
Manutenzioni		3%	360	€ 360,00
TOTALE COSTI ANNUI				€ 16.949

Inoltre, il sistema combinato permette di insufflare un quantitativo di ossigeno superiore e quindi potenzialmente trattare un alimento con un maggiore carico azotato in ingresso. Tuttavia, per rimuovere più azoto è necessario operare con un carico del fango maggiore [vedi (15) e 7.3.- Dimensionamento di un nuovo sistema d'aerazione] aumentando la velocità di denitrificazione e ritardando la temporizzazione dei cicli alternati. Per tale motivo, il sistema combinato con ossigeno puro immette più ossigeno della quantità richiesta, sia per degradare l'attuale carico azotato in ingresso, che nell'ipotesi futura di raddoppiarlo. Il **BP** nella scelta di ammortizzare il costo d'installazione entro i primi cinque anni dall'investimento, ha permesso di valutare il guadagno lordo confrontando le due tecnologie di aerazione. In cui è stato ipotizzato di effettuare l'intervento su un'unica linea e/o su entrambe, confrontando così i costi lordi annui. In quanto, sia la comunità scientifica che diversi gestori d'impianto, sostengono che la tecnologia combinata ad ossigeno liquido/puro non sia remunerativa per il trattamento di reflui e/o rifiuti liquidi. I risultati sono mostrati in Fig. 60.

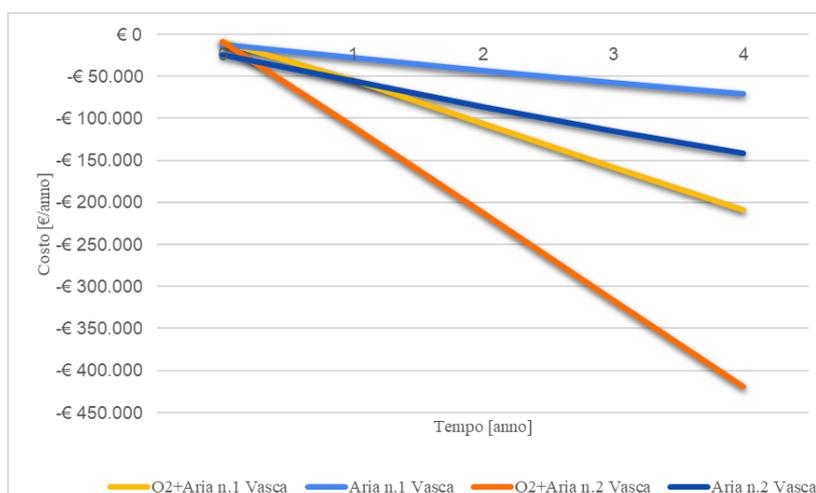


Fig. 60- Risparmio annuale nel caso di modifica dell'attuale sistema d'aerazione.

Dal grafico in Fig. 60 si evidenzia come vi è un importante risparmio dal punto di vista dei costi di gestione; e come il costo di installazione del sistema d'aerazione sul fondo risulta molto basso, registrando così importati guadagni/risparmi già dal primo anno dall'investimento. In particolare, confrontato la linea blu scuro del grafico in Fig. 60 e quella di colore arancione, che rappresentano rispettivamente la configurazione a diffusori/piattelli sul fondo e la configurazione combinata (ossigeno puro + attuale soffiante) in entrambe le vasche; l'ipotetica nuova tecnologia di aerazione comporta un risparmio nei primi cinque anni dall'investimento pari a circa 350 000 [€] e nei dieci anni di 765 000 [€].

Capitolo 8

8.- Conclusioni

In conclusione, dal lavoro svolto nella prima parte dell'elaborato si evince che: la fase di avvio di **OSCARzero**[®] ha causato delle problematiche fino al periodo di Agosto 2021, sia sulla rimozione del COD che di $N-NH_4^+$. Il fenomeno del **bulking viscoso** ha ridotto le performance dell'impianto, in entrambe le linee per il trimestre marzo-maggio 2022 e come nei mesi estivi l'impianto performa meglio e ad ogni modo la linea 2 risulta sempre superiore rispetto la linea 1. Quest'ultimo risultato è riconducibile al fatto che, la vasca *Oxo2* mediamente lavora a concentrazioni di biomassa/solidi inferiori e quindi il sistema d'aerazione, riesce ad immettere più ossigeno in vasca, mantenendo in media concentrazioni di *O.D.* comprese tra $1-1.5 [mgO.D./L]$.

Inoltre, lo studio condotto ha permesso di affermare come il collo di bottiglia della buona riuscita dei cicli alternati al momento è riconducibile ad un sistema d'aerazione non idoneo. Un adeguato sistema d'aerazione permetterebbe di trattare direttamente in vasca rifiuti a più alto carico di azoto, aprendo le porte al mercato di tali rifiuti, con la possibilità di aumentare il quantitativo di tonnellate/anno di rifiuti trattati dall'impianto. Al momento gli ultimi dati aggiornati della *Società del GRUPPO MARAZZATO* nel registro carico/scarico all'anno 2020/2021, registrano un quantitativo di rifiuti liquidi trattati al **CFB** pari a $70\ 000 [ton/anno]$ mentre come descritto dal documento *AIA - N. 294-43582/2015 Del 05/08/22*, il massimo quantitativo trattabile è di $105\ 000 [ton/anno]$. Tuttavia per quanto riguarda la gestione economica di tali rifiuti, pur essendo a più alto carico azotato è difficile attribuire un prezzo, in quanto la voce dei costi è data dalle "leggi del mercato".

Un sistema ad aerazione intermittente confrontato con uno schema di processo convenzionale a fanghi attivi (*CAS*) di nitrificazione/denitrificazione è caratterizzato da una maggiore flessibilità. Infatti, è possibile regolare più facilmente la fase di nitrificazione da quella di denitrificazione, ad esempio, sulla base di un controllo in *real-time*, tramite misure *on-line*, di parametri di processo (*O.D.*, *ORP*, *pH*, *MLSS*, $N-NH_4^+$ e $N-NO_3^-$) e delle concentrazioni misurate nell'effluente. Inoltre, tale sistema permette di evitare la fase di ricircolo dei nitrati, spesso caratterizzato da elevati valori di portata e consumi energetici. Si consiglia al gestore di impianto di installare, oltre alla sonda dell'ossigeno, una sonda per la misura dell'azoto ammoniacale *on-line*, per la misura del *potenziale redox* e per la misura di *MLSS*.

Una volta ottimizzato il processo biologico dell'impianto di Villastellone (TO), permetterebbe al gestore di rimuovere le deroghe salate sul *COD*, *BOD₅*, *SST* e composti azotati che attualmente è costretto a pagare [vedi Tab. 3 - Valori limite in deroga.]. Da un punto di vista remunerativo [vedi Tab. 6- Analisi costi annuali sistema d'aerazione combinato per singola vasca. E Tab. 7- Analisi costi annuali ipotesi di un nuovo sistema d'aerazione sul fondo per singola vasca.], il sistema combinato ad ossigeno puro è da scartare per una programmazione futura. La soluzione ideale sarebbe quella di sostituire

completamente la tecnologia d'aerazione con una a *diffusori/dischi/piattelli* sul fondo della vasca. Infine, per quanto riguarda l'ottimizzazione dell'impianto dal punto di vista operativo e gestionale si consiglia l'esecuzione dei **Test Respirometrici** alla scala di laboratorio, che dovrebbero essere effettuati a scadenza mensile o trimestrale o ogni qualvolta si vogliono effettuare delle modifiche al sistema. Inoltre, andrebbero eseguiti su campioni «nuovi», in ingresso all'impianto, già sottoposti ad un trattamento fisico-chimico, che simula la linea **CF** dell'impianto, esempio con prove in laboratorio. Si evidenzia come esternamente al Politecnico di Torino non vi siano laboratori nel territorio italiano che li effettuano. Per la taratura dei cicli alternati così come per lo studio dell'idrodinamica della vasca di Polmonazione, sarebbe opportuno l'utilizzo di modelli di simulazione numerica e/o software, all'interno della sezione biologica, che se ben calibrati risultano essenziali per una ottimizzazione della gestione del processo, con conseguenti risparmi sul consumo energetico e/o miglioramento della qualità finale del refluo.

Bibliografia

Metcalf & Eddy (2006) *INGEGNERIA DELLE ACQUE REFLUE: trattamento e riuso*. 5° ed. MCGRAW-HILL EDUCATION; 2006. ISBN 10: 883866188X / ISBN 13: 9788838661884.

Bertanza Giorgio & Collivignarelli Carlo (2012) *IMPIANTI DI TRATTAMENTO ACQUE: Verifica di funzionalità e collaudo, (Manuale OP.)*. ed. HOEPLI; 2012. ISBN: 9788820352004.

Luca Bonomo (2008) *Trattamenti delle acque reflue*. ed. MCGRAW-HILL EDUCATION; 2008. EAN: 9788838665189.

Visimara Renato & Butelli Paola (1991) *LA GESTIONE DEGLI IMPIANTI A FANGHI ATTIVI: MANUALE OPERATIVO E GUIDA ALLA DIAGNOSI*. ed. CIPA; 1991. ISBN: 9786009955763.

Mark C. M. van Loosdrecht & Per H. Nielsen et. al, (2016) *Experimental Methods in Wastewater Treatment*. ed. iwaponline; 2016. ISBN: 9781780404752 (eBook) ISBN: 9781780404745 (Print).

Campanelli M. et al., (2013) *Consumi elettrici ed efficienza energetica del trattamento delle acque reflue*. ed. Maggioli Editore (RN). ISBN: 8891600636.

Giorgio Bertanza et. al, (2018) *Recupero di materia e di energia negli impianti di depurazione*. 1° ed. Maggioli Editore; 2018. ISBN-10: 8891625809 / ISBN-13: 978-8891625809.

Mannina G. (2019) *Il controllo dei consumi energetici negli impianti di depurazione*. In “BioMac 2019 VIII Edizione, Impianti MBR e trattamenti avanzati per la sostenibilità del trattamento delle acque reflue”. Eds. Viviani G., Torregrossa M., Mannina G., Di Trapani D. - ISBN: 978-88-32240-276, pp. 352-360.

Juanjuan Zhou et. al, (2020) *Effects of sulfate on activated sludge characteristics and membrane fouling in membrane bioreactor treating penicillin wastewater*. ed. Journal of Water Process Engineering 38 (2020) 101594; 2020.

Alexandra Siatou et. al, (2020) *Energy Consumption and Internal Distribution in Activated Sludge Wastewater Treatment Plants of Greece*. Ed. Design of Environmental Processes Laboratory, School of Environmental Engineering, Technical University of Crete, 73100 Chania, Greece; 2020.

Sina Borzooei et. al, (2021) *Critical evaluation of respirometric and physicochemical methods for characterization of municipal wastewater during wet-weather events*. ed. Journal of Environmental Chemical Engineering Volume 9, Issue 3, June 2021, 105238

Mariachiara Zanetti & Giuseppe Campo et al, *Ottimizzazione della sezione di trattamento biologico e relativa modellizzazione dell'impianto sito presso la piattaforma Azzurra di Villastellone (Fase 1)*; 2021.

Mariachiara Zanetti & Giuseppe Campo et al, *Ottimizzazione della sezione di trattamento biologico e analisi BOD, AUR, NUR e OUR dell'impianto sito presso la piattaforma Azzurra di Villastellone (Fase 2)*; 2022.

Ringraziamenti

Desidero innanzitutto ringraziare la professoressa ing. M. Zanetti per avermi dato l'opportunità di prendere parte a questo progetto, che si è rivelato un'ottima occasione per approfondire e consolidare le mie conoscenze in un ambito, per me, di interesse principale: la depurazione delle acque reflue e rifiuti liquidi.

Un ringraziamento sentito non posso non rivolgerlo al correlatore, l'ingegnere G. Campo, per la disponibilità a condividere la sua conoscenza tecnica in materia oggetto di studio e per il suo supporto puntuale e preciso nella stesura dell'elaborato.

Ringrazio la correlatrice e tutor aziendale, l'ingegnere Eleonora Longo, per avermi seguito passo passo nel mio percorso in azienda, per essere stata un importante punto di riferimento tecnico, con cui confrontarsi e trarre spunti per l'elaborazione del progetto. Inoltre, un ringraziamento speciale è per la società "*Azzurra S.r.l. del Gruppo Marazzato*" tutta, che mi ha introdotto in una realtà aziendale professionale di alto livello.

Il ringraziamento più profondo lo dedico alla mia famiglia, che è stata sempre presente, e in particolare ai miei genitori, che mi hanno dato la possibilità di seguire la mia strada, sostenendomi in ogni scelta.

Infine, desidero ringraziare la mia fidanzata Francesca per essermi stata sempre vicino in questi anni, i miei colleghi e i miei amici, che hanno reso questo percorso più leggero.