

**POLITECNICO DI TORINO**

**Corso di Laurea Magistrale  
in Ingegneria per l'Ambiente e il Territorio**



**Tesi di Laurea Magistrale**

**“Modello di calcolo diagnostico del  
comparto di aerazione in un impianto di  
depurazione delle acque reflue civili a scala  
reale”**

**Relatore**

prof.ssa Mariachiara Zanetti

**Correlatori**

prof.ssa Deborah Panepinto

prof. Vincenzo Andrea Riggio

**Candidato**

Marco Capuano

Marzo 2018



*Alla mia famiglia che mi ha sostenuto in  
questo lungo ed impegnativo percorso e  
a te che ci hai lasciati poco prima che  
questo percorso giungesse a termine.*



# Indice

|   |     |
|---|-----|
| Introduzione .....  | 1   |
| 1. Descrizione dell'impianto Smat .....                                       | 3   |
| 1.1. Il gruppo Smat .....   | 3   |
| 1.2. Linea Acque.....   | 5   |
| 1.3. Linea Fanghi .....   | 9   |
| 1.4. Produzione energetica interna .....                                      | 11  |
| 1.5. Sistema di telecontrollo .....   | 11  |
| 2. Panoramica degli studi energetici effettuati sull'impianto.....            | 13  |
| 2.1. L'importanza dell'efficientamento energetico .....                       | 13  |
| 2.2. Sottoprogetti di ricerca con la Smat .....                               | 16  |
| 2.3. Presentazione lavori e risultati.....                                    | 17  |
| 2.3.1. Ottimizzazione energetica dell'impianto .....                          | 17  |
| 2.3.2. Bilancio energetico dell'impianto .....                                | 25  |
| 2.4. Obiettivo della seguente tesi.....                                       | 31  |
| 3. Modello di calcolo diagnostico delle vasche di ossidazione.....            | 33  |
| 3.1. Basi teoriche .....  | 33  |
| 3.1.1. Rimozione biologica della sostanza organica e dell'azoto.....          | 33  |
| 3.1.2. Fabbisogno di ossigeno nel comparto di ossidazione/nitrificazione..... | 40  |
| 3.1.3. Trasferimento dell'ossigeno nella fase liquida.....                    | 41  |
| 3.1.4. Capacità di ossigenazione .....  | 43  |
| 3.1.5. Dispositivi di aerazione .....   | 46  |
| 3.2. La regolazione dell'aerazione.....                                       | 51  |
| 3.3. Campagne di misura del 2017 .....  | 72  |
| 3.4. Flow chart del modello e descrizione .....                               | 80  |
| 4. Analisi dei dati e risultati .....   | 99  |
| 4.1. Scenari analizzati.....  | 99  |
| 4.2. Confronto dati SCADA-campionamenti .....                                 | 104 |
| 4.3. Rese di abbattimento .....   | 116 |
| 4.4. Risultati del modello.....   | 117 |
| 4.5. Funzionamento dei turbocompressori .....                                 | 129 |
| 4.6. Analisi di sensitività .....   | 137 |
| Conclusioni.....  | 143 |
| Bibliografia.....   | 149 |
| Sitografia .....  | 151 |



## Introduzione

L'efficienza energetica è al giorno d'oggi un tema di primaria importanza in tutti i settori industriali e sta riscontrando particolare interesse anche negli impianti di trattamento delle acque reflue per due motivi principali: il primo riguarda il fatto che il consumo energetico incide mediamente sul 30% circa dei costi di gestione degli impianti, e il secondo, non di minor importanza, è legato alle richieste future di rimozione dei contaminati emergenti (ormoni, residui medicinali ecc.), che necessiteranno di tecnologie ad alto consumo energetico.

Per poter contenere l'incremento dei costi energetici previsto nel settore della depurazione delle acque nei prossimi anni (Foladori et al., 2013), è dunque necessario provvedere all'efficientamento energetico degli impianti mediante l'ottimizzazione delle tecnologie e dei processi impiegati.

Il seguente elaborato di tesi prosegue gli studi di efficientamento energetico effettuati nell'impianto di depurazione a fanghi attivi di Castiglione Torinese (TO), che hanno visto finora l'analisi dei consumi energetici per singolo comparto, la determinazione dei rendimenti delle principali apparecchiature elettromeccaniche (turbocompressori e motori di cogenerazione), le valutazioni sul trasferimento dell'ossigeno nelle vasche di ossidazione e il calcolo degli indici di consumo specifico dell'impianto. Il confronto di questi indici con i dati presenti in letteratura e con quelli relativi ad impianti italiani e stranieri che hanno effettuato benchmarking, ha dimostrato che l'impianto Smat possiede i presupposti per un efficientamento energetico dal punto di vista gestionale, senza che siano quindi necessarie modifiche strutturali.

Dai risultati dell'audit energetico effettuato in impianto (De Nardo C., 2013) è emerso che la percentuale di consumo energetico maggiore, pari al 51,6% del totale, è rappresentata dall'aerazione delle vasche di ossidazione, che ha la finalità di fornire ai microrganismi aerobi l'ossigeno necessario al loro metabolismo, oltre che a garantire la miscelazione della vasca ed evitare la sedimentazione dei fanghi. Per questo motivo, l'attenzione riguardo le possibilità di ottimizzazione energetica dell'impianto, è stata rivolta al comparto di aerazione e ha visto l'elaborazione di un modello di calcolo diagnostico in Excel. Quest'ultimo consente di determinare la portata d'aria strettamente richiesta dai processi biologici che avvengono in vasca, sulla base di una serie di informazioni relative alle caratteristiche geometriche delle vasche, le portate liquide, le portate d'aria insufflate, i parametri chimico-fisici delle acque (BOD,  $N_{amm}$ , SSV), l'ossigeno disciolto in vasca e le caratteristiche del sistema di aerazione. Il modello si basa sul presupposto che per ottimizzare il comparto di aerazione è necessario minimizzare la differenza tra le portate d'aria insufflate e quelle necessarie.

La conoscenza dei valori di ossigeno disciolto e dei parametri chimico-fisici delle acque ha necessitato di una serie di campagne di misura in campo, che sono state effettuate per la prima volta nei periodi estivo ed invernale del 2016, mentre gli altri parametri sono stati estratti dal sistema di telecontrollo SCADA, dalle schede tecniche dei diffusori e dalla letteratura. La prima applicazione del modello, come riportato da Di Rosa A. (2017), ha mostrato buoni margini di risparmio energetico.

La parte principale del seguente lavoro di tesi è stata quella di perfezionare tale modello di calcolo, al fine di renderlo il più possibile realistico, ed applicarlo nuovamente con i risultati delle nuove campagne di misura effettuate durante il corso del 2017, per verificare se esistono

delle reali opportunità di risparmio energetico nel comparto di aerazione dei moduli 3 e 4 dell'impianto.

Nella scorsa campagna di misura sono state riscontrate delle differenze rilevanti tra i valori misurati dalle sonde on-line del sistema di telecontrollo SCADA e i risultati ottenuti dal campionamento, per cui è stato ritenuto necessario approfondire ulteriormente questo aspetto. Inoltre la conduzione dell'impianto sta valutando la possibilità di estendere il controllo automatico del comparto biologico anche nell'ultimo modulo dell'impianto, per cui è stata effettuata una ricerca di letteratura riguardo le possibilità di regolazione automatica. I risultati del modello insieme ad una valutazione delle differenze tra le serie dati delle sonde di linea e i valori reali ottenuti durante i campionamenti, hanno permesso di determinare la performance del sistema di controllo attualmente adottato nei primi tre moduli.

Un'ulteriore analisi è stata effettuata per valutare il funzionamento attuale dei turbocompressori presenti in impianto e per determinare se la loro taglia sia commisurata alle reali esigenze del processo, nell'eventualità di una loro futura sostituzione.

Per quanto riguarda la struttura dell'elaborato di tesi, nel **capitolo 1** è fornita una descrizione sintetica dell'impianto oggetto di studio, utile a comprendere gli aspetti trattati nel seguito. Successivamente, nel **capitolo 2**, una volta introdotte le motivazioni principali che spingono all'efficientamento energetico nel settore dei servizi idrici, vengono presentati i risultati degli studi effettuati finora sull'impianto nell'ambito dei sottoprogetti di ricerca che la Smat ha stipulato col Politecnico di Torino e che hanno avuto come finalità l'ottimizzazione energetica dell'impianto. Questi studi rappresentano infatti un'importante fonte di dati riguardo gli aspetti energetici dell'impianto analizzato, le problematiche riscontrate e le soluzioni di miglioramento avanzate.

Nel seguito (**capitolo 3**), dopo aver presentato i concetti teorici utili alla piena comprensione del modello di calcolo ed aver descritto le procedure di campionamento per la raccolta dati, al paragrafo 3.4 viene riportato il diagramma di flusso del modello, con la descrizione dettagliata dei diversi step di calcolo necessari alla sua applicazione.

In particolare sono state definite due versioni del modello di calcolo, "teorico" e "reale", in cui il secondo supera una serie di limitazioni presenti nella prima versione.

Un paragrafo a parte (3.2) è stato dedicato alla presentazione di una panoramica della letteratura tecnica riguardo le possibilità di automazione del comparto biologico e i risultati ottenuti dall'implementazione di sistemi di controllo innovativi, che potenzialmente permettono di garantire una maggiore stabilità dei processi depurativi e la riduzione dei costi energetici. Tuttavia una parte di questi studi fanno riferimento o a simulazioni dinamiche del comparto biologico mediante sofisticati modelli matematici o a sperimentazioni effettuate in impianti di dimensioni ridotte, per nulla confrontabili con le dimensioni e la complessità dell'impianto oggetto di analisi.

Nell'ultimo capitolo (**capitolo 4**) sono riportati i risultati del modello di calcolo applicato ai giorni di campionamento delle due campagne di misura stagionali del 2017. Inoltre sono discussi i risultati relativi ad una serie di elaborazioni dati riguardo il funzionamento dei turbocompressori presenti in impianto, per verificare se la taglia sia quella più idonea in base alle richieste attuali, e al confronto tra le serie di dati estratti da SCADA e quelli relativi ai campionamenti, che hanno mostrato anche in questa ultima campagna di misura delle discrepanze elevate. Alla luce dei risultati emersi, è stata effettuata un'analisi di sensitività per determinare quali sono i parametri fondamentali che modificano sensibilmente la risposta del modello applicato e per determinare il numero di diffusori d'aria realmente attivi in vasca, parametro che non può essere valutato direttamente.

# 1. Descrizione dell'impianto Smat

## 1.1. Il gruppo Smat

Il gruppo SMAT è leader nel campo del servizio idrico integrato, gestendo le fonti di approvvigionamento idrico, gli impianti di potabilizzazione e distribuzione di acqua potabile, le reti di raccolta, depurazione e riuso dei reflui urbani della città di Torino, per un bacino che supera i 2 milioni di abitanti serviti.

La Smat garantisce la conduzione e manutenzione di oltre 8000 Km di reti fognarie comunali nere, bianche e miste e il costante funzionamento degli oltre 400 impianti di depurazione piccoli, medi e grandi distribuiti su tutto il territorio servito.

L'impianto oggetto di analisi, sito a Castiglione Torinese (TO), è attivo da 1984 e serve la città di Torino e il suo hinterland. Si tratta del più grande impianto di trattamento chimico, fisico, biologico presente in Italia, con una potenzialità di progetto pari a 3.800.000 abitanti equivalenti (AE) e rappresenta un punto di riferimento tecnologico per gli elevati standard di qualità raggiunti (<http://www.smatorino.it>).

Torino e i comuni della cintura torinese, seppure rappresentino solo l'1,2 % del bacino del Po, contribuiscono per circa il 10% al carico inquinante complessivo prodotto dagli scarichi civili e industriali che interessano l'ambito padano e che hanno come ricettore finale il fiume Po.

I reflui vengono convogliati all'impianto di depurazione centralizzato di Castiglione Torinese attraverso una rete di collettori intercomunali, appositamente costruiti, che si estende per oltre 250 Km e che permette di convogliare all'impianto fino a 16 m<sup>3</sup>/s di liquame.

Alcune notevoli opere idrauliche, costituite da sifoni a gravità, permettono alla rete l'attraversamento del Po e dei suoi affluenti, mentre un sistema di telecontrollo consente di operare dall'impianto sui nodi funzionalmente più significativi della rete.

La conduzione Smat ha reso noti i dati medi annui sul funzionamento dell'impianto: esso tratta una portata annua pari a 215.000.000 m<sup>3</sup>/anno permettendo la rimozione di 1.200.000 Kg/anno di grigliato, 40.000.000 Kg/anno di inquinamento organico (BOD<sub>5</sub>), 4.500.000 Kg/anno di azoto totale e lo smaltimento di 30.000.000 Kg/anno di fanghi (sostanza secca).

L'impianto di Castiglione Torinese è distinto in due linee di trattamento: la Linea Acque e la Linea Fanghi, a loro volta costituiti da un gran numero di comparti ed apparecchiature.

Qui di seguito si riporta la ricostruzione grafica dell'impianto Smat con l'indicazione delle diverse unità di trattamento e degli impianti presenti (figura 1.1).



Figura 1.1 Impianto di depurazione Smat di Castiglione Torinese (<http://www.smatorino.it>).

## 1.2. Linea Acque

Il trattamento delle acque reflue permette di ottenere numerosi benefici ambientali tra cui per primo l'immissione nel fiume Po di acque ecocompatibili, cioè di qualità tale da non interferire negativamente con il corpo ricettore, mantenendo la sua capacità di autodepurazione. Permette inoltre la salvaguardia della vita acquatica, la prevenzione e protezione della salute umana e la valorizzazione dei corsi d'acqua, permettendone la fruizione per scopi ricreativi (<http://www.smatorino.it>).

La linea acque dell'impianto di Castiglione Torinese è oggi costituita da 4 moduli di trattamento ognuno dei quali comprende due semi-moduli identici. I primi due sono stati realizzati nel 1984, il terzo nel 1991 e il quarto nel 2002, quest'ultimo con lo scopo di rimuovere anche l'azoto nitrico mediante un processo di denitrificazione. Il comparto biologico di tale modulo è differente dagli altri tre in quanto presenta una struttura a "serpentina" costituita da vasche anossiche e vasche di ossidazione in serie.

Per far fronte ai limiti allo scarico imposti dalla Normativa in materiale ambientale, anche i primi 3 moduli (modulo 1, modulo 2, modulo 3) sono stati ristrutturati tra il 2005 e il 2007 per integrarvi la fase di denitrificazione. A tale scopo due delle quattro vasche circolari di sedimentazione primaria sono state convertite in vasche rettangolari di pre-denitrificazione.

- *Grigliatura e deodorizzazione*

La prima fase del trattamento depurativo è costituita dalla grigliatura e deodorizzazione con la quale vengono rimossi i materiali grossolani che potrebbero ostruire le tubazioni di processo, accumularsi attorno agli alberi degli agitatori ed infine provocare, a seguito del loro scarico finale, uno sgradevole accumulo sulle rive dei fiumi.

Quest'operazione viene condotta in due linee parallele di grigliatura (grigliatura 1 e grigliatura 2) alloggiate in due edifici chiusi e serviti da un deodorizzatore tipo scrubber ad umido a due stadi (acido e basico) con una portata di progetto di 23.000 m<sup>3</sup>/h.

- *Dissabbiatura e disoleatura*

Il grigliato estratto dai liquami viene inviato in discarica, mentre il refluo è inviato a quattro coppie di vasche rettangolari di volume complessivo pari a 19.850 m<sup>3</sup> corredate da ponti va e vieni, nelle quali subisce un rallentamento di velocità che permette il deposito sul fondo delle di solidi sospesi inerti (sabbie o simili). Un sistema di pre-aerazione con ventilatori centrifughi facilita l'affioramento in superficie delle morchie oleose nella zona di calma, dove vengono raccolte mediante lame raschianti e inviate a trattamento mediante autobotti.

Le sabbie invece vengono prelevate mediante air-lift, incanalate a valle dei dissabbiatori in apposite vasche, estratte mediante selezionatori idraulici ed inviate al trattamento di lavaggio e centrifugazione, in modo da consentirne il recupero nel settore edile (sottofondi stradali, materiali di riempimento) in alternativa allo smaltimento in discarica. La rimozione delle sabbie ha il principale scopo di evitare il danneggiamento delle apparecchiature elettromeccaniche a valle, a causa del loro carattere fortemente abrasivo.

- *Sedimentazione primaria*

Il refluo in uscita dal comparto di dissabbiatura e disoleatura, è ripartito a questo punto alle 8 vasche circolari di sedimentazione primaria, due per ogni modulo di trattamento, per un volume complessivo di 59.550 m<sup>3</sup>. In esso il liquame perde la quasi totalità della componente decantabile, riducendo in tal modo il carico organico del liquame ed ottenendo un fango primario ricco di sostanza organica ad elevata putrescibilità che dà un importante contributo

alla produzione di biogas. I fanghi che si depositano sul fondo delle vasche sono raccolti da lame raschianti ed inviati alla Linea Fanghi.

- *Trattamento biologico con denitrificazione*

Nell'impianto oggetto di studio, il trattamento biologico delle acque è realizzato mediante due processi in serie (figura 1.2) che costituiscono, insieme alla successiva fase di sedimentazione secondaria, il tipico processo a fanghi attivi per la rimozione del carbonio e dei nutrienti.

1) Pre-denitrificazione

È realizzata in 12 vasche non aerate (anossiche), 2 per ognuno dei primi tre moduli e 6 per il quarto modulo. Un sistema di ricircolo della miscela aerata mediante 36 pompe ad elica permette la presenza in vasca di fanghi attivi, di liquame grezzo e di fanghi secondari, mantenuti in sospensione mediante mixer sommersi. In questa sezione una serie di microrganismi aerobi facoltativi utilizzano come fonte di ossigeno per il loro metabolismo gli ossidi di azoto presenti nel refluo, riducendoli ad azoto gassoso che si libera in atmosfera (riduzione dissimilativa).



Tale fase è realizzata a monte del comparto di ossidazione/nitrificazione per cui si parla di pre-denitrificazione. Oltre a permettere la rimozione di nitrati e nitriti dalle acque, l'altro vantaggio di questo processo è legato al considerevole abbattimento del carico organico ottenuto ad opera del metabolismo batterico.

Le caratteristiche geometriche delle vasche di denitrificazione in impianto Smat sono riportate nella tabella 1.1 che segue.

**Tabella 1.1 Caratteristiche del comparto di denitrificazione.**

| Denitrificazione                            |                           |
|---|---------------------------|
| Vasche rettangolari                         | 12 n°                     |
| Dimensione (n° 6 - cad.)                    | 6 x 50 x 45 m             |
| Dimensione (n° 6 - cad.)                    | 6 x 40 x 20 m             |
| Volume totale                               | 110.000 m <sup>3</sup>    |
| Mixer                                       | 36 n°                     |
| Potenza (cad.)                              | 10 kW                     |
| Portata massima miscela aerata di ricircolo | 133.000 m <sup>3</sup> /h |

2) Ossidazione/nitrificazione

È effettuata in 24 vasche rettangolari aerate, 6 per ognuno dei 4 moduli, per un volume complessivo di 210.000 m<sup>3</sup>. L'ossigenazione del refluo è garantito da un sistema di aerazione costituito da 12 turbocompressori (3 per ogni modulo) e 59.000 diffusori a microbolle installati sul fondo delle vasche. In condizioni aerobiche i fanghi attivi, mantenuti in sospensione nel refluo, utilizzano la sostanza organica presente e l'ossigeno per il loro metabolismo, trasformando la sostanza organica in CO<sub>2</sub>, che si libera in atmosfera e l'ammoniaca in ossidi di azoto NO<sub>2</sub><sup>-</sup> e NO<sub>3</sub><sup>-</sup> che rimangono disciolti. Particolato ed altre sostanze rimangono inoltre intrappolate all'interno dei fiocchi di fango per bioflocculazione.

Le reazioni coinvolte sono le seguenti:

biomassa + BOD + O<sub>2</sub> → CO<sub>2</sub> + H<sub>2</sub>O + nuova biomassa      reazione di ossidazione generica

NH<sub>4</sub><sup>+</sup> + 2O<sub>2</sub> → NO<sub>3</sub><sup>-</sup> + 2H<sup>+</sup> + H<sub>2</sub>O      reazione di nitrificazione complessiva

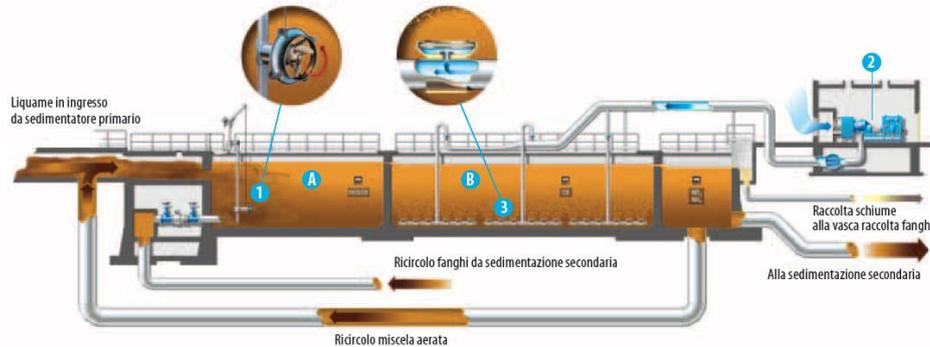


Figura 1.2 Trattamento biologico con denitrificazione (<http://www.smatorino.it>).

Tabella 1.2 Caratteristiche del comparto di ossidazione/nitrificazione (<http://www.smatorino.it>).

| Ossidazione biologica                         |                          |
|---|--------------------------|
| Vasche rettangolari                           | 24 n°                    |
| Dimensione (n° 18 - cad.)                     | 6 x 52 x 28 m            |
| Dimensione (n° 6 - cad.)                      | 6 x 83 x 20 m            |
| Volume  | 210.000 m <sup>3</sup>   |
| Turbocompressori                              | 12 n°                    |
| Portata aria (cad.)                           | 33.000 m <sup>3</sup> /h |
| Potenza (cad.)                                | 800 kW                   |
| Portata oraria media                          | 25.000 m <sup>3</sup> /h |
| Portata oraria diurna (tempo asciutto)        | 32.000 m <sup>3</sup> /h |
| Tempo di ritenzione medio (ricircolo incluso) | 5,1 h                    |

- *Sedimentazione secondaria – defosfatazione*

La sedimentazione secondaria è l'ultimo step del trattamento biologico. La miscela aerata viene convogliata in 24 vasche circolari di decantazione secondaria (volume complessivo di 175.600 m<sup>3</sup>), 6 per ogni modulo, dove il fango prodotto nelle precedenti vasche di ossidazione si separa per gravità dall'effluente depurato; quest'ultimo è poi avviato alla sezione di filtrazione finale. Per quanto riguarda il fango, invece, parte di esso viene estratto dal sedimentatore e ricircolato in testa al comparto biologico per mantenere un'adeguata concentrazione di biomassa nel sistema. Tale ricircolo avviene mediante 12 pompe a coclea per evitare la rottura dei fiocchi di fango. La restante parte, pari a quello prodotto nell'unità di tempo dall'attività batterica, viene allontanato verso la Linea Fanghi come fango di supero al fine di mantenere le condizioni stazionarie.

Il fosforo infine è rimosso per precipitazione chimica mediante il dosaggio di sali di ferro nei fanghi di ricircolo, che determinano la formazione di fosfati insolubili, separabili poi per decantazione.

- *Filtrazione finale*

L'effluente proveniente dal trattamento secondario, è sottoposto per prima cosa ad una sezione di grigliatura preliminare per la rimozione della frazione più voluminosa (alghe, filacce) e successivamente ad una filtrazione finale, che ha lo scopo di rimuovere le particelle in sospensione residue. Per quest'ultima fase, il flusso viene ripartito in 27 filtri multistrato costituiti da letti a riempimento in sabbia ed antracite di capacità complessiva pari a circa 27.000 m<sup>3</sup>/h, dai quali l'acqua fuoriesce con caratteristiche compatibili con il ricettore finale (<http://www.smatorino.it>).

La pulizia dei filtri avviene attraverso l'utilizzo del controlavaggio con acqua pulita ed aria compressa; le acque di controlavaggio vengono poi riciclate in testa all'impianto.

### 1.3. Linea Fanghi

I fanghi prodotti nella linea acque contengono una parte consistente degli inquinanti presenti originariamente nei reflui, per cui devono essere trattati e smaltiti in modo corretto per non provocare nuovi fenomeni di inquinamento (Bonomo L., 2008).

La linea fanghi ha la finalità di stabilizzare i fanghi, riducendone la putrescibilità e migliorandone le caratteristiche igieniche (presenza di microrganismi patogeni), evitando effetti dannosi o sgradevoli per l'uomo e l'ambiente. L'altra finalità è la riduzione del loro volume, che seppure molto minore rispetto a quello delle acque trattate, per un impianto di tali dimensioni, è comunque rilevante e comporta importanti costi di smaltimento.

Per perseguire tali fini, nell'impianto di depurazione centralizzato di Smat i fanghi sono sottoposti ad una serie di trattamenti che sono di seguito descritti.

- *Preispessimento*

I fanghi provenienti dalla linea acque sono sottoposti ad un primo addensamento che ne aumenta la concentrazione, operato in 6 vasche di decantazione circolari coperte per un volume complessivo di 7.890 m<sup>3</sup>, all'interno delle quali si crea una stratificazione in grado di separare l'acqua dal fango ispessito (più denso). Il ponte rotante all'interno di ogni vasca favorisce la raccolta del sedimento, il quale viene poi successivamente estratto e mandato in un pozzo di accumulo per essere pompato alla successiva fase di digestione anaerobica.

Le acque di risulta, estratte attraverso lo stramazzo superiore dei preispessitori, così come quelle raccolte nelle fasi successive della linea fanghi, vengono raccolte in una vasca di accumulo e inviate in testa all'impianto (<http://www.smatorino.it>).

- *Digestione anaerobica*

La fase di digestione anaerobica realizza la trasformazione della quasi totalità di sostanza organica presente nei fanghi, attraverso l'azione di batteri anaerobi che operano e si sviluppano ad una temperatura di 37-40° C alla quale viene mantenuto il fango all'interno dei digestori. È la fase nella quale si ha la stabilizzazione anaerobica dei fanghi.

I reattori sono alimentati da fanghi preispessiti e fanghi di ricircolo e vengono portati alla temperatura desiderata mediante una serie di scambiatori di calore a fascio tubiero in cui circola acqua a 80°C, ottenuta per effetto del recupero di calore dai motogeneratori, dalla sezione di essiccamento o per combustione diretta in caldaia del metano acquistato o del biogas prodotto.

La digestione dei fanghi si realizza all'intero di 6 digestori di diametro 26 m e altezza 30 m per un volume complessivo di 72.000 m<sup>3</sup>, dotati di un dispositivo di agitazione mediante compressori a palette. Il tempo di ritenzione medio dei fanghi è di 15-20 giorni.

Il gas biologico prodotto è costituito per il 65-70% da metano e per il restante 30-35% da anidride carbonica ed altri residui. Esso è poi filtrato e stoccato in tre gasometri di 16.890 m<sup>3</sup> per essere successivamente bruciato nei motogeneratori o nelle caldaie, oppure viene ricircolato all'interno dei digestori per permettere l'agitazione dei reattori (<http://www.smatorino.it>).

- *Postispessimento - condizionamento*

Dopo la fase di stabilizzazione, il fango viene nuovamente sottoposto ad addensamento nella fase di postispessimento, che viene operata all'interno di 6 vasche di decantazione circolari coperte aventi caratteristiche analoghe ai preispessitori.

Se successivamente è prevista una fase di filtropressatura, i fanghi vengono convogliati in 4 vasche di condizionamento in cui sono aggiunti dei reagenti chimici quali il latte di calce e il clorosolfato ferrico, al fine di aumentare la capacità del fango di precipitazione in fiocchi e di migliorarne le caratteristiche di filtrabilità. Se invece segue una fase di centrifugazione, il

fango viene condizionato con l'aggiunta di un poliettilita, che permette l'aggregazione della sostanza organica residua presente nei fanghi.

Il fango in uscita dalla fase di postispessimento-condizionamento ha una concentrazione di sostanza secca dell'ordine del 4% e viene caricato mediante pompe monovite alla sezione di disidratazione (<http://www.smatorino.it>).

- *Disidratazione*

La disidratazione può avvenire mediante filtropressatura o centrifugazione. Nel primo caso il processo risulta essere più spinto e si realizza all'interno di 6 filtropresse a piastra di capacità 68 m<sup>3</sup> ciascuna. Il fango così ottenuto raggiunge un tenore di secco del 40%, e viene condotto a stoccaggio provvisorio interno, in attesa dell'invio a recupero.

Nel secondo caso, invece, i fanghi vengono inviati a 4 centrifughe, aventi capacità di 80 m<sup>3</sup>/ora cadauna, che operano sottoponendo i fanghi ad una accelerazione centrifuga di 3160 g. Il risultato finale è un fango con un tenore di secco del 24-30%, idoneo ad un impiego in agricoltura come ammendante organico negli impianti di compostaggio od infine trattato ulteriormente mediante essiccamento.

- *Essiccamento*

Parte del fango centrifugato, viene pompato alla sezione di essiccamento costituita da due essiccatori a pale a riscaldamento indiretto a olio diatermico a 220° C con singolo passaggio. Il fango in uscita, con un tenore di secco del 91%, viene prelevato da coclee di raffreddamento e viene convogliato o ad un silos per fango essiccato (volume 180 m<sup>3</sup>) oppure ad un scarico di emergenza su cassone scarrabile. L'energia termica necessaria all'evaporazione è prodotta in una caldaia a metano da 3.488 KW.

#### **1.4. Produzione energetica interna**

Per ridurre i prelievi di energia elettrica da rete esterna, l'impianto di depurazione Smat di Castiglione Torinese sfrutta la capacità di autoprodurre energia mediante un parco fotovoltaico ed una sezione di recupero energetico dalla combustione del biogas prodotto dalla stabilizzazione dei fanghi e dal metano acquistato.

##### *Gruppo di cogenerazione*

Lunga la linea fanghi è presente una sezione di recupero energetico costituita da quattro motori di cogenerazione alternativi GE-Jenbacher (De Nardo C., 2013), installati nel 2009 e di potenza nominale complessiva pari a 8000 KVA (1400 KW di potenza elettrica e 1100 KW di potenza termica per ogni motore), accoppiati ad alternatori. Essi utilizzano come combustibile il biogas prodotto dalla digestione anaerobica dei fanghi e in caso di necessità, possono essere alimentati con il gas metano prelevato da rete esterna.

Il calore recuperato dai gas di scarico e dal circuito di raffreddamento dei motori viene utilizzato per il riscaldamento dell'acqua di processo in modo da portare a temperatura i fanghi nei digestori (38°C) e nel periodo invernale viene impiegato anche per riscaldare la palazzina uffici e gli uffici tecnici presenti in impianto (<http://www.smatorino.it>).

L'energia elettrica autoprodotta per combustione dal gruppo di cogenerazione è mediamente pari a 30.000.000 kWh/anno e copre circa il 50% del fabbisogno di energia elettrica totale dell'impianto mentre il calore prodotto copre il fabbisogno totale di energia termica dell'impianto.

##### *Parco fotovoltaico*

Dal maggio 2011 è presente un impianto fotovoltaico con una potenza elettrica di 997 KW, costituito da 4.242 pannelli in silicio policristallino aventi una superficie complessiva di oltre 7000 m<sup>2</sup>, disposti nella parte iniziale dei primi tre moduli di trattamento della linea acque.

Con il contributo dell'energia solare, si produce energia pulita che permette di ridurre ulteriormente i prelievi di energia elettrica da rete esterna necessari per completare il fabbisogno energetico dell'intero impianto.

#### **1.5. Sistema di telecontrollo**

Negli ultimi decenni il controllo automatico è stato applicato anche agli impianti di trattamento acque per via del fatto che i processi depurativi non operano mai in condizioni stazionarie perché l'influenza cambia continuamente sia in portata che in composizione, le condizioni ambientali subiscono oscillazioni giornaliere e stagionali e le prestazioni richieste cambiano inoltre con la situazione ambientale e del corpo idrico recettore.

L'impianto di depurazione centralizzato Smat possiede gli strumenti per la misurazione in continuo di una serie di parametri di qualità delle acque quali ad esempio il pH, l'ossigeno disciolto, il potenziale redox, la portata, la temperatura, l'ammoniaca, i nitrati e i solidi sospesi. La misurazione dei parametri di interesse avviene sia mediante strumenti dedicati in campo (sonde di linea), sia mediante procedure di analisi di laboratorio su campioni significativi provenienti da otto stazioni di campionamento automatico ubicate nelle diverse sezioni dell'impianto, che prelevano il campione durante le 24 ore in modo proporzionale alla portata trattata (<http://www.smatorino.it>).

L'automazione dell'impianto è garantito da un sistema telecontrollo di tipo SCADA, acronimo dell'inglese "Supervisory Control And Data Acquisition", che enumera le tre funzionalità principali realizzate da questi sistemi (modificato da Bimbo S., 2006):

- **Supervisione (Supervisory):** è la funzione per mezzo della quale un sistema SCADA rende possibile l'osservazione dello stato e dell'evoluzione degli stati di un processo controllato. A questa funzione appartengono tutte le funzionalità di visualizzazione (quadri sinottici o monitor pc) delle informazioni relative allo stato attuale del processo e di gestione delle informazioni storiche e delle anomalie rispetto al normale funzionamento.
- **Controllo (Control):** rappresenta la capacità di un sistema di prendere decisioni relative all'evoluzione dello stato del processo controllato, in funzione dell'evoluzione del processo stesso. La funzionalità di controllo sfrutta il sistema di acquisizione dati in senso inverso per cambiare il valore di opportuni parametri di stato del processo controllato, mediante attuatori (ad esempio pompe, motori, elettrovalvole, ecc.) che agiscono in modo opportuno sul sistema per riportare il processo nelle condizioni desiderate. Ciò permette al sistema di adattarsi alla variabilità nel tempo dei parametri di processo.
- **Acquisizione dati (Data Acquisition):** rappresenta la funzione di scambio puro di informazioni tra la parte del sistema che realizza supervisione e controllo e il processo controllato, mediante i sensori di linea collocati in diversi punti del sistema. Si considera assente qualsiasi processo decisionale interposto tra le due parti.

In particolare il sistema di telecontrollo centralizzato presente nell'impianto di Castiglione T.se è stato realizzato dalla società ID&A srl (Information Development & Automation) e permette di ottenere i seguenti vantaggi principali (<http://www.idea-srl.it/web/>):

- Automazione di tutti i processi di gestione dell'impianto;
- Miglioramento delle condizioni di esercizio con possibilità di rilevare rapidamente stati dell'impianto che necessitano di interventi tempestivi;
- Possibilità di disporre, direttamente in rete aziendali, di informazioni sull'impianto, di programmare le condizioni operative e di effettuare rapporti riepilogativi per la direzione;
- Gestione programmata delle manutenzioni.

Il telecontrollo si rende quindi necessario per assicurare il funzionamento continuo, ottimale e in sicurezza del sistema e dei processi di depurazione, permettendo interventi in tempo reale e la registrazione e l'archiviazione dei dati significativi.

## **2. Panoramica degli studi energetici effettuati sull'impianto**

### **2.1. L'importanza dell'efficientamento energetico**

In Italia, da una stima effettuata sui dati dei gestori dei Servizi Idrici Integrati (SII) inviati all'AEEG (Autorità per l'energia elettrica e il gas), risulta che nel 2011 il consumo energetico dei SII è stato di 7,5 miliardi di kWh/anno, corrispondente circa al 2,3% della domanda di energia elettrica nazionale, pari a 332 miliardi di kWh/anno. Di questa parte, circa il 30% è attribuibile alla sola depurazione delle acque. Considerando un costo unitario per l'energia elettrica pari a 0,12-0,14 €/kWh, il costo totale sostenuto dai SII può essere quantificato in circa 1 miliardo di €/anno (Campanelli M., 2013; ENEA, 2014).

All'interno del Sistema Idrico Integrato (ENEA, 2014) l'energia elettrica rappresenta una delle principali voci di costo, che si attesta tra il 10% ed il 30% dei costi complessivi del servizio, ma non sono rari i casi in cui si eccede questo intervallo. Inoltre le imprese italiane sostengono prezzi per l'energia elettrica più elevati della media europea per tutte le classi di consumo, sia al netto che al lordo delle imposte (Campanelli M., 2013). L'entità della spesa energetica dovrebbe quindi da sola spingere i gestori a porre attenzione al tema dell'ottimizzazione energetica.

Secondo l'Energy Sector Management Assistance Program (ESMAP, 2012), il miglioramento dell'efficienza energetica è il punto centrale delle misure per la riduzione dei costi operativi negli impianti di trattamento delle acque. L'energia rappresenta infatti la spesa operativa più facilmente controllabile e molte delle misure implementabili hanno un tempo di pay-back dell'investimento minore di 5 anni. A livello globale, migliorando l'efficienza energetica degli impianti si riduce la pressione legata alla realizzazione di nuove centrali di produzione energetica e si riducono indirettamente le emissioni di inquinanti.

Le soluzioni di risparmio energetico, atte a ridurre i consumi energetici senza peggiorare le rese di trattamento, secondo Foladori P. (2013) sono implementabili in tutte i comparti di un impianto di trattamento delle acque e potenzialmente in ogni luogo dove siano presenti apparecchiature elettromeccaniche quali ad esempio pompe, compressori, motori o miscelatori. Tra gli interventi possibili ci sono quelli di tipo gestionale, di cui è stata già valutata l'applicabilità e che permettono di ottenere un risparmio energetico circa pari al 30% sia nei comparti biologici dei depuratori che nei trattamenti di potabilizzazione, del 15% nella sezione dei ricircoli ed infine del 10% nei sistemi ausiliari, in breve termine e con tempi di pay-back di 2-3 anni (Foladori P., 2013).

Nel prossimo futuro si prevede l'incremento del consumo energetico negli impianti di trattamento delle acque per via del numero crescente di impianti e dei requisiti più stringenti allo scarico dettati dalle Normative, le quali richiederanno la rimozione di nuovi inquinanti quali ad esempio ormoni e residui di medicinali, sia nel settore della potabilizzazione sia in quello della depurazione, comportando quindi la necessità di adottare processi ad alto consumo energetico (modificato da Foladori et al., 2013).

Secondo Frijns J. et al. (2013) anche i cambiamenti climatici causano un aumento nella richiesta energetica per il trattamento delle acque, in quanto fenomeni come la siccità, le tempeste e l'intrusione salina degli acquiferi portano ad un problema sia nella disponibilità dell'acqua che della sua qualità, richiedendo quindi o l'uso di trattamenti energivori oppure l'uso di risorse idriche alternative che richiedono maggiore dispendio energetico per essere utilizzate (acque salmastre o acque di depurazione).

Altro aspetto importante (ESMAP, 2012) è l'aumento della popolazione mondiale che secondo le stime sarà di 1,5 miliardi di unità tra il 2010 e il 2030, con il 94% della crescita nei paesi in via di sviluppo. Con ciò si prevede un aumento del 40% nella domanda di acqua potabile e di infrastrutture per la depurazione delle acque reflue con conseguente incremento dei consumi energetici e la necessità di garantire un'adeguata quantità di energia a tutti.

Nelle reti acquedottistiche la richiesta energetica dipende principalmente dalle caratteristiche del territorio servito (altimetria e conformazione), delle fonti di approvvigionamento idrico disponibili e dall'età e la manutenzione delle stesse.

I consumi maggiori si registrano per il pompaggio e l'immissione in rete per un 80-85% del totale, quest'ultimo pari mediamente a 0,35-0,40 kWh/m<sup>3</sup> (Campanelli M., 2013). Soluzioni di risparmio energetico possibili sono legate alle seguenti scelte progettuali e gestionali (Papiri S., 2013):

- riduzione delle pressioni nelle reti di distribuzione: spesso esse sono infatti esuberanti rispetto alle esigenze reali;
- riduzione delle perdite idriche: le perdite d'acqua possono arrivare anche al 50% contro un 10% fisiologico e sono la problematica più importante. Esse incidono indirettamente sui consumi energetici richiedendo di pompare una quantità d'acqua maggiore per soddisfare una certa richiesta finale;
- adeguamento strutturale delle reti di distribuzione: spesso esse sono sottodimensionate perché realizzate prima dello sviluppo urbanistico dell'area. Le resistenze in rete crescono in modo quasi quadratico con la portata per cui, per soddisfare la pressione minima in tutti i punti, il gestore ha la necessità di aumentare la pressione nei nodi di alimentazione, con evidenti consumi energetici;
- impiego di inverter negli impianti di pompaggio: permettono di variare il numero di giri del motore in base alla portata reale richiesta senza variazioni apprezzabili del rendimento;
- impiego di apparecchiature elettromeccaniche ad elevata efficienza energetica;
- manutenzione adeguata delle macchine.

Nelle reti di collettamento fognari sono possibili invece le seguenti scelte progettuali e gestionali per la riduzione dei consumi energetici (Papiri S., 2013):

- riduzione delle acque meteoriche drenate: sono possibili sia misure strutturali, consistenti nella realizzazione di manufatti, sia non strutturali, finalizzate alla riduzione della sorgente di acque meteoriche (es: parcheggi con pavimento drenante);
- riduzione delle infiltrazioni di acque parassite: le acque di falda freatica si infiltrano soprattutto attraverso condotti fratturati o giunti difettosi;
- ottimizzazione degli impianti di sollevamento e di pompaggio;
- impiego di attrezzature elettromeccaniche ad elevate efficienza energetica;
- manutenzione adeguata delle macchine.

Per quanto riguarda gli impianti di depurazione municipalizzati, l'uso dell'energia varia notevolmente in base alle tecnologie di processo utilizzate, le quali a loro volta sono dettate dai requisiti di controllo dell'inquinamento (Normativa nazionale) e dalla disponibilità di spazio. Per esempio, un trattamento depurativo avanzato con nitrificazione può utilizzare più di due volte l'energia richiesta da un impianto a filtro percolatore. D'altra parte alcuni sistemi come gli stagni biologici richiedono un'ampia superficie, per cui non sono sempre implementabili. L'energia consumata nei grandi impianti degli Stati Uniti è di circa 0,177 kW/m<sup>3</sup> di acqua trattata per i filtri percolatori, 0,272 kW/m<sup>3</sup> nel caso di fanghi attivi, 0,314

kW/m<sup>3</sup> per trattamenti avanzati e 0,412 kW/m<sup>3</sup> per trattamenti avanzati con nitrificazione (modificato da ESMAP, 2012).

Oltre alla tipologia impiantistica, i consumi energetici (Vaccari M. & Vitali F., 2013) sono legati alla localizzazione dell'impianto, all'altitudine (minore rendimento dei motori e minore efficienza di trasferimento dell'ossigeno), alla dimensione (utilizzo di economie di scala negli impianti più grossi), alle caratteristiche quali-quantitative delle acque reflue in ingresso, alla configurazione della filiera di trattamento, all'età e stato di manutenzione dell'impianto e dall'efficienza energetica dei dispositivi installati. L'ossidazione biologica rappresenta la sezione a maggiore incidenza percentuale (50-65 %), seguita dalla linea di trattamento fanghi (che può raggiungere il 20%) e dai pompaggi (circa 15%) (Vaccari M. & Vitali F., 2013).

Lo scopo primario della gestione dell'energia all'interno degli impianti di depurazione è di ridurre i costi energetici senza compromettere la salute pubblica, il rispetto dei limiti normativi e gli obblighi del servizio. Le attività di gestione energetica possono essere divise in tre categorie (ESMAP, 2012):

1. *Riduzione del consumo energetico*: include tutte le misure e le attività volte alla riduzione dei consumi e della richiesta di potenza mantenendo la qualità dei servizi, per esempio la manutenzione regolare degli impianti, l'installazione di inverter, gestione efficiente dell'illuminazione e del condizionamento degli ambienti. Inoltre (Foladori P., 2013) è possibile intervenire sul sistema, ottimizzando la portata di ricircolo della miscela aerata, controllando alcuni parametri di processo quali l'OD (ossigeno disciolto) e l'NH<sub>4</sub> per la fornitura dell'aria strettamente necessaria, facendo funzionare le pompe nel loro punto di lavoro ottimale o mediante l'installazione di aeratori a bolle fini ad alta efficienza;
2. *Gestione della domanda di picco e altre spese*: attività che determinano risparmio nei costi energetici senza ridurre il consumo energetico. Tra le possibilità c'è ad esempio quella di ridurre la domanda energetica di picco, che comporta tariffe altissime da parte del gestore del servizio energetico, shiftando alcune operazioni dell'impianto fuori dai periodi di picco della richiesta;
3. *Gestione della variabilità del costo energetico e miglioramento dell'affidabilità della fornitura energetica*: è necessario investire nelle forme alternative di produzione energetica tra le quali ad esempio la generazione di energia interna mediante l'uso del biogas prodotto dalla digestione anaerobica. Altre possibilità sono quelle di negoziare contratti a lungo termine per la fornitura energetica che assicurano il controllo del costo unitario dell'energia negli anni successivi.

Nei Paesi Bassi le società di gestione delle risorse idropotabili (Frijns J. et al., 2013) hanno analizzato i loro consumi energetici ed hanno effettuato una serie di azioni di miglioramento tra le quali l'implementazione di tecnologie di trattamento a basso consumo energetico e l'ottimizzazione dei sistemi di distribuzione idrica. Per quanto riguarda il settore della depurazione, invece, i gestori hanno deciso di aderire nel 2008 ad un contratto a lungo termine con il governo olandese con il quale si impegnano a raggiungere nei prossimi 12 anni un miglioramento dell'efficienza energetica del 30%. Nei nuovi impianti di depurazione inoltre stanno diventando sempre più comuni le misure di risparmio energetico quali ad esempio l'aerazione a bolle fini o i sistemi di controllo.

Programmi di risparmio energetico (Foladori et al., 2013) sono inoltre in atto in alcune nazioni nel settore della depurazione delle acque reflue: la California ad esempio richiede un incremento dell'efficienza energetica del 20% mentre in Svezia il programma di risparmio energetico contempla una riduzione del 20-30% dei consumi elettrici.

L'ottimizzazione dell'uso dell'energia nel progetto e funzionamento degli impianti di trattamento delle acque rimane una pratica discontinua anche nei paesi dove il costo energetico è elevato. Una serie di barriere inibiscono la gestione proattiva dell'energia per il raggiungimento di alti valori di efficienza energetica. Alcuni sono associati alla mancanza di know-how a proposito delle opportunità di risparmio energetico mentre altre sono causate dalla mancanza di fondi di finanziamento. Per mantenere nel tempo un impegno per l'ottimizzazione energetica di un impianto, si richiede uno sforzo organizzato e continuo per identificare i gap, sviluppare soluzioni economicamente convenienti e assicurare i finanziamenti per gli investimenti necessari (ESMAP, 2012).

## **2.2. Sottoprogetti di ricerca con la Smat**

La Smat, società da oltre 50 anni leader nel campo dei trattamenti delle acque, ha mostrato il suo interesse anche verso il tema dell'efficienza energetica degli impianti di depurazione, sottoscrivendo con il Dipartimento di Ingegneria dell'Ambiente, del Territorio e delle Infrastrutture del Politecnico di Torino i due sottoprogetti di ricerca seguenti:

- “Ottimizzazione Energetica”, avviato nel dicembre 2012;
- “Bilancio energetico dell'impianto di depurazione di Castiglione Torinese”, avviato nel gennaio 2016,

con l'obiettivo di ottimizzare l'impianto dal punto di vista energetico ed individuare le possibilità di intervento.

Il lavoro di ricerca svolto finora nell'ambito dei sottoprogetti sopracitati è confluito principalmente nelle due tesi di laurea magistrale seguenti:

- De Nardo C. - *Verifica e ottimizzazione dei consumi energetici in un impianto di depurazione di acque urbane*. Tesi di Laurea magistrale, Politecnico di Torino, 2013;
- Di Rosa A. - *Valutazioni prestazionali di un WRRF: benchmarking e analisi efficienze energetiche*. Tesi di Laurea magistrale, Politecnico di Torino, 2017.

Questo materiale descrive ciò che è stato fatto finora sull'impianto oggetto di studio ai fini della riduzione dei consumi energetici, i diversi problemi riscontrati, i risultati ottenuti, le proposte di miglioramento avanzate e il quadro della situazione prima della stesura della seguente tesi.

### 2.3. Presentazione lavori e risultati

La valutazione delle opportunità di risparmio di energia negli impianti di depurazione e la conseguente verifica dei risultati ottenuti a seguito dell'implementazione, può essere affrontata secondo l'approccio che segue (Foladori P.,2013):

1. inventario di tutte le apparecchiature elettromeccaniche presenti in impianto;
2. misura dettagliata dei consumi elettrici dell'impianto e dei singoli comparti, mediante misurazioni di voltaggio, assorbimenti, potenze e ore di funzionamento;
3. verifica di congruenza tra i consumi elettrici misurati di tutte le macchine con il consumo totale in bolletta;
4. analisi dei risultati delle misure in campo per evidenziare le aree in cui si può realizzare un risparmio energetico; per quest'analisi è utile avere a disposizione i dati relativi ad altri impianti che hanno già attuato soluzioni di efficientamento energetico (benchmark);
5. identificazione degli interventi prioritari secondo il seguente ordine: (1) opzioni applicabili nel breve termine con costi ridotti; (2) opzioni applicabili nel medio termine con breve tempi di pay-back dell'investimento; (3) opzioni con lunghi tempi di pay-back e che quindi richiedono un'attenta valutazione;
6. implementazione delle soluzioni di risparmio energetico ed analisi dei risultati che si ottengono in termini di risparmio di kWh/anno o Euro/anno.

È tuttavia necessario sottolineare il fatto che, il perseguimento del risparmio energetico deve avvenire senza peggiorare la qualità dell'acqua trattata e senza influenzare in modo negativo la prassi gestionale, qualora alcune apparecchiature, seppure non efficienti dal punto di vista energetico, risultino comunque preferibili per rendere il lavoro del gestore più semplice e più sicuro (modificato da Foladori P.,2013).

#### 2.3.1. Ottimizzazione energetica dell'impianto

Ai fini dell'efficientamento energetico, è di fondamentale importanza effettuare per prima cosa una diagnosi dei consumi energetici dell'impianto per ogni singolo comparto di trattamento, per avere una conoscenza completa e dettagliata della situazione energetica di partenza, in modo da far emergere le criticità e aiutare il gestore nella valutazione delle possibilità di risparmio energetico.

Per questo motivo, il primo passo del lavoro di De Nardo C. (2013) è stato quello di effettuare un censimento delle apparecchiature elettromeccaniche delle linee di trattamento acque e fanghi dell'impianto di Castiglione Torinese. Questo è stato possibile utilizzando le pagine sinottiche del sistema di controllo IDEA, sulla base delle quali è stata determinata una lista delle principali macchine presenti in impianto. Il passo successivo è stato quello di raccogliere, dalle schede tecniche a disposizione e dalle targhette poste sui macchinari stessi, i dati di targa delle singole apparecchiature, ossia i valori caratteristici di potenza, tensione, corrente e fattore di potenza ( $\cos\Phi$ ). I tempi medi di funzionamento di ogni singola apparecchiatura, altro parametro di primaria importanza, sono stati invece resi noti dal personale dell'impianto. Questa fase di censimento e raccolta dati è stata effettuata da De Nardo nei mesi di maggio e giugno 2013 per la linea acque e per la linea fanghi nel mese di ottobre 2013.

Per il calcolo dei consumi elettrici effettivi nei diversi comparti dell'impianto (De Nardo C., 2013), è stata quindi effettuata la misurazione in campo mediante l'utilizzo di una pinza

amperometrica; quest'operazione è stata svolta soltanto per la linea acque, in quanto per la linea fanghi è stato ritenuto sufficiente considerare direttamente i dati raccolti nella precedente fase di analisi. È da sottolineare che ogni utenza è alimentata da un motore asincrono trifase, simmetrico ed equilibrato per cui il valore di potenza è ricavato come media degli assorbimenti sulle tre linee. Come riportata dalla stessa De Nardo C. (2013), in alcuni casi la lettura media è stata ricavata dall'amperometro visibile sulla cabina elettrica della macchina stessa mentre in altri casi la misurazione non si è effettuata perché l'apparecchiatura era in uno stato di arresto o emergenza. Tuttavia queste sono situazioni normali nel funzionamento dell'impianto e quindi sono rappresentative dei reali consumi energetici istantanei (De Nardo C., 2013).



**Figura 2.1 Esempio di cassetto elettrico (sinistra) e misura dell'assorbimento istantaneo con pinza amperometrica su una fase (destra) (De Nardo C., 2013).**

La formula utilizzata per il calcolo della potenza attiva è stata la seguente:

$$P = \sqrt{3} V I \cos\phi$$

dove  $V$  è la tensione concatenata,  $I$  la corrente e  $\cos\phi$  il fattore di potenza (De Nardo C., 2013).

La corrente è stata misurata con pinza amperometrica, i fattori di potenza sono stati ricavati dalle schede tecniche o dalla visione delle targhette poste sulle macchine ed infine la tensione  $V$  è indicata sulle targhette stesse. Quest'ultima è risultata sempre pari a 380 V, tranne nei casi delle pompe della sezione di filtrazione finale (400 V) e dei turbocompressori per l'aerazione delle vasche aerobiche (6000 V) (modificato da De Nardo C., 2013).

Il consumo elettrico di ogni apparecchiatura elettromeccanica in KWh/d, è stato ricavando dal prodotto della potenza attiva per il rispettivo tempo effettivo di funzionamento in ore al giorno (h/d). La tabella di seguito (tabella 2.1) riporta la sintesi dei consumi elettrici per singolo comparto e per ognuna delle due linee di trattamento, espressi come percentuali sul totale dell'impianto (De Nardo C., 2013).

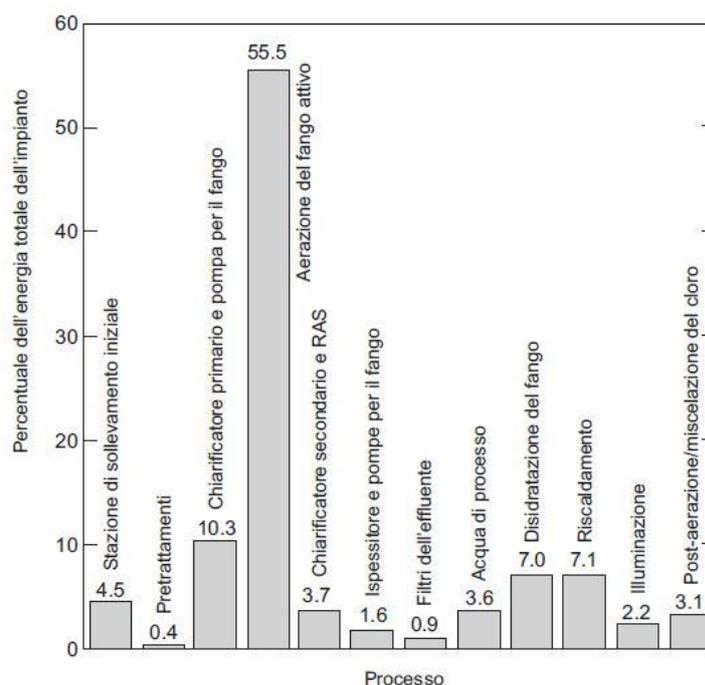
Come era normale aspettarsi in base ai dati di letteratura, anche l'impianto di Castiglione Torinese concentra il suo maggiore impiego di energia per il funzionamento dei compressori del comparto di aerazione. Il consumo elettrico dei turbocompressori installati è risultato infatti pari al 51,6 % del totale, in accordo con il modello riportato da Metcalf & Eddy (2006) e rappresentato nel grafico in figura 2.2. Quest'ultimo mostra che il consumo maggiore di energia in un comune impianto di trattamento a fanghi attivi è relativo all'aerazione del comparto biologico, con un'incidenza media variabile tra il 50% e il 65% dei consumi totali.

Le altre percentuali di consumo maggiori (De Nardo C., 2013) sono state registrate nella digestione anaerobica dei fanghi (14,4%), nella sezione di denitrificazione e ossidazione

biologica (8,1%), nel sollevamento mediante coclee (7,6%) ed infine nel comparto di disidratazione dei fanghi con centrifughe (6,1%).

**Tabella 2.1 Consumi energetici per macro-categorie di utenze dell'impianto di Castiglione T.se (De Nardo C., 2013).**

|   | KWh/d                                    | %               |         |
|---|--|-----------------|---------|
| <b>Linea Acque</b>                          | grigliatura 1                            | 484,91          | 0,27    |
|   | grigliatura 2                            | 445,69          | 0,25    |
|   | disabbiatura/disoleatura                 | 1929,44         | 1,08    |
|   | decantazione primaria                    | 1665,13         | 0,93    |
|   | denitrificazione e ossidazione biologica | 14498,35        | 8,13    |
|   | coclee                                   | 13580,87        | 7,61    |
|   | compressori                              | 92101,59        | 51,63   |
|   | decantazione finale                      | 517,50          | 0,29    |
|   | defosfatazione                           | 59,08           | 0,03    |
|   | filtrazione finale                       | 921,29          | 0,52    |
|   | acquedotto industriale                   | 3229,72         | 1,81    |
|   | <b>Linea Fanghi</b>                      | preispessimento | 4629,25 |
| digestione anaerobica                       |  | 25682,20        | 14,40   |
| postispessimento                            |  | 54,00           | 0,03    |
| condizionamento con cloruro ferrico e calce |  | 896,10          | 0,50    |
| disidratazione con presse                   |  | 2857,50         | 1,60    |
| disidratazione con centrifughe              |  | 10880,36        | 6,10    |
| essiccamento                                |  | 1572,00         | 0,88    |
| deodorizzazione finale                      |  | 528,00          | 0,30    |
| caldaia                                     |  | 784,80          | 0,44    |
| motori a gas                                |  | 1080,00         | 0,61    |
| <b>Totale</b>                               | <b>178397,78</b>                         | <b>100</b>      |         |



**Figura 2.2 Distribuzione dell'energia in un impianto a fanghi attivi convenzionale (Metcalf & Eddy, 2006) (De Nardo C., 2013).**

A valle di queste considerazioni, è stato effettuato uno studio per determinare l'efficienza del comparto di aerazione cominciando dalla determinazione del trasferimento di ossigeno nelle vasche biologiche mediante l'applicazione di una procedura sperimentale.

Le sperimentazioni (De Nardo C., 2013) sono state condotte tra marzo e aprile 2013 sulla vasca di ossidazione 2015B del modulo 2 della linea acque mediante l'utilizzo di tre diverse sonde di misura della concentrazione di ossigeno disciolto, di cui una fissa (sonda di linea) e due portatili, posizionate in 3 distinti punti di misura (figura 2.3). Una prima sonda portatile (punto 1) è stata posizionata all'ingresso della vasca, a circa 1 m dal bordo e a 0,3 m di profondità mentre la seconda (punto 3) vicina all'uscita della vasca, a 3 m circa dal bordo e a 5 m di profondità. La sonda di linea (fissa) è stata invece alloggiata a circa 1 m dal bordo e a 0,3 m di profondità (punto 2).



**Figura 2.3 Schema della misurazione in vasca 2015B (De Nardo C., 2013).**

Al fine di rendere chiari i risultati è necessario introdurre alcuni concetti teorici di base. Nella vasca di ossidazione, la biomassa aerobica utilizza la sostanza organica presente come fonte di carbonio e di energia e ha bisogno di ossigeno disciolto per il proprio metabolismo, il quale è garantito dall'aerazione delle vasche.

Il trasferimento di materia tra un gas (in questo caso l'ossigeno) e un liquido avviene secondo quattro fasi successive, che possono essere considerate come delle resistenze in serie. Il processo è tuttavia controllato dal meccanismo più lento che è rappresentato dal passaggio dell'ossigeno dalla fase liquida a quella gassosa attraverso la superficie limite che le separa.

Nel caso l'aerazione avvenga in assenza di agitazione meccanica, come nel caso dell'impianto Smat, l'ossigeno trasferito in vasca o viene utilizzato dalla biomassa o viene immagazzinato nel refluo, secondo l'espressione seguente (De Nardo C., 2013):

$$\frac{dC_L}{dt} = K_L \cdot a (C_0 - C_L) - r$$

I parametri principali che regolano il processo sono quindi il coefficiente di scambio gas-liquido ( $K_L$ ), la superficie di scambio ( $a$ ), l'ossigeno trasferito nel tempo alla biomassa per unità di volume  $r$  e la forza spingente del processo ( $C_0 - C_L$ ), in cui  $C_0$  rappresenta la concentrazione di equilibrio alla saturazione e  $C_L$  la concentrazione di ossigeno effettivo disciolto in vasca.

La prova in vasca è consistita di due fasi. Nella prima fase è stata spenta l'aerazione ed è stato monitorato il consumo dell'ossigeno disciolto ad opera della biomassa e, l'analisi della curva sperimentale di spegnimento ottenuta, ha permesso di ricavare un valore pari a  $r=26,67$  mg/l/h. Nella seconda parte della prova, è stata invece riattivata l'aerazione e misurato l'incremento del valore di ossigeno disciolto in vasca. L'analisi della curva di risalita ha permesso di stimare un valore di  $K_L \cdot a$  pari a  $0,002$  s<sup>-1</sup> (modificato da De Nardo C., 2013).

E' stato successivamente ricavato il valore teorico di  $r$  come rapporto tra il consumo di ossigeno nel comparto biologico e il volume delle vasche di ossidazione. Per il calcolo di ossigeno è stata utilizzata la formula seguente:

$$R_{O_2}[Kg_{O_2}/d] = a \cdot Kg_{BOD}/d + b \cdot Kg_{Namm}/d + c \cdot Kg_{biomassa}/d$$

nella quale i  $Kg_{BOD}$  e i  $Kg_{Namm}$  sono i carichi di sostanza organica e ammoniaca rimossi nel reattore biologico, calcolati come prodotto tra le portate liquide in ingresso al modulo e le concentrazioni di BOD e  $NH_4$  (differenza tra l'ingresso e l'uscita). Per le portate liquide sono state considerate quelle del periodo gennaio 2011-agosto 2012 registrate da Garbolino (2012) mentre i valori di BOD5 e  $N_{amm}$  medi sono stati forniti da Smat (De Nardo C., 2013). I  $Kg_{biomassa}$  sono stati ricavati dal prodotto del volume delle vasche di ossidazione (V) per la concentrazione media di SSV ed infine i coefficienti di respirazione batterica a, b, c sono quelli presenti in letteratura (modificato da De Nardo C., 2013).

I valori così ottenuti per ogni modulo, sono stati divisi per il volume totale delle vasche di ossidazione così da determinare il valore teorico del trasferimento di ossigeno per ogni singolo modulo, che è risultato mediamente pari a  $r=31,46$  mg/l/h, in accordo con il valore sperimentale ricavato in precedenza.

Al fine delle valutazioni di efficienza energetica delle macchine, si è reso necessario determinare il rendimento dei motori del sistema di cogenerazione e dei turbocompressori. Per quanto riguarda i primi, le schede tecniche dei motori installati in impianti non erano più disponibili, per cui i rendimenti sono stati ottenuti in prima approssimazione dalle schede tecniche di motori simili (De Nardo C., 2013), ottenendo per il rendimento elettrico e termico valori rispettivamente di 0,42 e 0,43. Tuttavia, alcuni di questi motori sono alimentati dal solo metano acquistato dall'esterno per cui è stato possibile stimare i rendimenti conoscendo i dati sulla portata mensile di metano acquistato e il suo potere calorifico forniti da Smat. Per il calcolo del quantitativo di energia elettrica o termica prodotta dalla combustione del metano, è stata utilizzata la formula seguente:

$$P = G PCI \eta$$

Dove P è la potenza elettrica o termica del motore, G è la portata di gas combustibile in ingresso al motore [ $m^3/mese$ ], PCI è il potere calorifico inferiore del gas [ $KWh/m^3$ ] e  $\eta$  il rendimento elettrico o termico del motore [-] (De Nardo C., 2013).

Il valore ottenuto mediante la formula è risultato minore del consumo registrato da Smat, per cui i motori presenti in impianto in realtà consentono una maggiore produzione di quella stimata e di conseguenza un rendimento elettrico più elevato, che è stato stimato pari a 0,46 circa. (modificato da De Nardo C., 2013).

Il calcolo del rendimento elettrico dei turbocompressori è stato invece effettuato mediante l'utilizzo della formula seguente (Colombo, 2003):

$$\eta_e = 3,28 \cdot 10^{-4} \cdot T \cdot Q_a/P_a \cdot \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]$$

dove T è la temperatura media annua del refluo in ingresso [K],  $Q_a$  è la portata d'aria insufflata dal turbocompressore [ $m^3/h$ ],  $P_a$  è la potenza assorbita dal motore del turbocompressore [KW],  $p_1$  è la pressione assoluta in entrata (di solito  $P_{atm}$ ) e  $p_2$  la pressione assoluta in uscita dal turbocompressore, k è una costante nota [-] (De Nardo C., 2013).

I valori relativi alla temperatura e alla pressione sono stati forniti dalla conduzione di Smat, mentre per i valori della potenza assorbita sono stati usati quelli ricavati sperimentalmente in campo. La portata di aria  $Q_a$  è stata ricavata con l'ausilio della curva caratteristica dei compressori in funzione della pressione differenziale e della potenza assorbita. I risultati hanno mostrato che in ogni modulo sono in funzione due compressori su tre e che quasi tutti hanno un rendimento elettrico del 70% circa (tabella 2.2).

Proseguendo lo studio sull'efficienza energetica del sistema di aerazione, sono stati ricavati gli indici di consumo di ossigeno per unità di energia, sia per i singoli moduli sia come valore medio dell'impianto. Tale valore rappresenta l'indice di prestazione globale del sistema di aerazione ed è stato ricavato come rapporto tra i  $\text{KgO}_2/\text{d}$  determinati in precedenza e i  $\text{KWh/d}$  di energia elettrica consumati dai turbocompressori. I valori così ottenuti (tabella 2.3) sono stati poi confrontati con quelli riportati nel manuale dell'ingegnere Colombo (2003) pari a 1,2-3,0  $\text{KgO}_2/\text{KWh}$  per aeratori ad asse verticale e 0,9-2,2  $\text{KgO}_2/\text{KWh}$  per aeratori ad asse orizzontale. Gli indici ricavati per l'impianto di Castiglione Torinese rientrano tutti all'interno di tali intervalli, per cui l'impianto risulta possedere i requisiti iniziali per una valutazione delle possibilità di efficientamento energetico (modificato De Nardo C., 2013).

**Tabella 2.2 Rendimento elettrico dei turbocompressori dell'impianto Smat di Castiglione T.se (De Nardo C., 2013).**

|                 | $P_a$<br>[KW] | $Q_a$<br>[m <sup>3</sup> /h] | $T_1$<br>[K] | $p_1$<br>[m c.a.] | $p_2$<br>[m c.a.] | $k$<br>[-] | $\eta_e$ | posizione<br>diffusore |
|-----------------|---------------|------------------------------|--------------|-------------------|-------------------|------------|----------|------------------------|
| <b>modulo 1</b> |               |                              |              |                   |                   |            |          |                        |
| CC1009A         | 654,7         | 30400                        | 290,7        | 10,33             | 18,13             | 1,395      | 0,76     | 6,6                    |
| CC1009B         | arresto       | -                            | 290,7        | 10,33             | 18,13             | 1,395      | -        | -                      |
| CC1009C         | 355,4         | 14900                        | 290,7        | 10,33             | 18,13             | 1,395      | 0,69     | 2,3                    |
| <b>modulo 2</b> |               |                              |              |                   |                   |            |          |                        |
| CC2009A         | 187,1         | 6300                         | 290,7        | 10,33             | 18,13             | 1,395      | 0,55     | -                      |
| CC2009B         | 654,7         | 30400                        | 290,7        | 10,33             | 18,13             | 1,395      | 0,76     | 6,6                    |
| CC2009C         | arresto       | -                            | 290,7        | 10,33             | 18,13             | 1,395      | -        | -                      |
| <b>modulo 3</b> |               |                              |              |                   |                   |            |          |                        |
| CC3009A         | arresto       | -                            | 290,7        | 10,33             | 18,13             | 1,395      | -        | -                      |
| CC3009B         | 654,7         | 30400                        | 290,7        | 10,33             | 18,13             | 1,395      | 0,76     | 6,6                    |
| CC3009C         | 187,1         | 6300                         | 290,7        | 10,33             | 18,13             | 1,395      | 0,55     | -                      |
| <b>modulo 4</b> |               |                              |              |                   |                   |            |          |                        |
| CC4009A         | 383,5         | 16200                        | 290,7        | 10,33             | 18,13             | 1,395      | 0,7      | 2,7                    |
| CC4009B         | 760,4         | 35600                        | 290,7        | 10,33             | 18,13             | 1,395      | 0,77     | 8,3                    |
| CC4009C         | arresto       | -                            | 290,7        | 10,33             | 18,13             | 1,395      | -        | -                      |

**Tabella 2.3 Consumo di ossigeno per unità di energia elettrica di Castiglione T.se (De Nardo C., 2013).**

| compressori     | $\text{KgO}_2/\text{d}$ | $\text{KWh/d}$ | $\text{KgO}_2/\text{KWh}$ |
|-----------------|-------------------------|----------------|---------------------------|
| <b>modulo 1</b> | 43553,73                | 24243,17       | <b>1,8</b>                |
| <b>modulo 2</b> | 41376,07                | 20202,64       | <b>2,0</b>                |
| <b>modulo 3</b> | 42906,02                | 20202,64       | <b>2,1</b>                |
| <b>modulo 4</b> | 36000,52                | 27453,14       | <b>1,3</b>                |
| <b>totale</b>   | 163836,33               | 92101,59       | <b>1,8</b>                |

Passando all'impianto nel suo complesso, De Nardo C. (2013) ha ricavato gli indici di consumo globali (tabella 2.4) riferiti agli abitanti equivalenti ( $\text{KWh/AE/anno}$ ), alla portata

media influente (KWh/m<sup>3</sup>) e al carico di inquinante rimosso espresso come COD (KWh/KgCOD).

**Tabella 2.4 Indici di consumo specifici dell'impianto di Castiglione T.se (De Nardo C., 2013).**

| <b>Abitanti equivalenti serviti [AE]</b> | <b>Portata media trattata [m<sup>3</sup>/d]</b> | <b>Carico abbattuto [KgCOD/d]</b> |
|--|---|-----------------------------------|
| 2500000                                  | 587800  | 204554,4                          |
| <b>KWh/AE/anno</b>                       | <b>KWh/m<sup>3</sup></b>                        | <b>KWh/KgCOD</b>                  |
| 26,02                                    | 0,30  | 0,87                              |

Tali valori sono stati confrontati con due serie di dati:

1. *letteratura straniera*: Metcalf & Eddy (2006) indicano che i consumi energetici di un impianto di trattamento delle acque reflue variano nell'intervallo 0,4-0,7 KWh/m<sup>3</sup> di portata trattata, a seconda della tipologia di impianto e della dimensione. Se l'impianto prevede la digestione anaerobica dei fanghi, come nel caso dell'impianto Smat, il consumo elettrico risulta compreso tra 10 e 40 KWh/AE/anno. Dal confronto risulta che l'indice di consumo dell'impianto di Castiglione Torinese riferito agli AE è in linea con i valori sopra citati, mentre quello riferito alla portata di refluo trattata (KWh/m<sup>3</sup>) risulta essere addirittura inferiore (modificato da De Nardo C., 2013).
2. *impianti italiani che hanno già eseguito interventi efficientamento energetico*: gli indici calcolati per l'impianto Smat sono stati confrontati con quelli relativi a tre impianti italiani che hanno già eseguito analisi di consumo energetico e interventi di efficientamento energetico, ossia l'impianto di Rudiano (BS) - 12.000 AE, quello di Folgiara (TN) - 24.000 AE, il quale tra l'altro ha raggiunto nel 2013 l'obiettivo di impianto *enegy-self-sufficient* ed infine l'impianto di Moncasale (RE) - 280.000 AE. Dal confronto (tabella 2.5) risulta che l'impianto Smat possiede gli indici di consumi più bassi, dimostrando quindi che gli impianti di dimensioni maggiori presentano minori consumi energetici specifici (modificato da De Nardo C., 2013).

**Tabella 2.5 Confronto tra gli indici di consumo specifici (De Nardo C., 2013).**

|                                  | <b>KWh/AE/anno</b> | <b>KWh/m<sup>3</sup></b> | <b>KWh/KgCOD</b> |
|----------------------------------|--------------------|--------------------------|------------------|
| Impianto di Rudiano (BS)         | 67,60              | 0,70                     | 1,54             |
| Impianto di Folgiara (TN)        | 57,00              | 0,35                     | 1,00             |
| Impianto di Mancasale (RE)       | 47,20              | 0,37                     | 2,15             |
| Impianto di Castiglione Torinese | 26,02              | 0,30                     | 0,87             |

Nella parte finale sono state discusse alcune soluzioni di efficientamento energetico possibili nell'impianto di Castiglione Torinese (De Nardo C., 2013) ed in particolare è stato proposto l'adozione di un innovativo sistema di controllo dell'aerazione nelle vasche di ossidazione e alcune possibilità di pre-trattamento dei fanghi.

La prima possibile soluzione di efficientamento energetico è legata all'adozione del sistema OxyFuzzy per il controllo dell'aerazione nelle vasche di ossidazione, che ha mostrato interessanti risultati di riduzione energetica negli impianti in cui è stato implementato. Tale sistema permette di rilevare istantaneamente la resa del processo di depurazione in base alla misura dell'ammoniaca con sensori on-line nella vasca di ossidazione, e di determinare istante per istante, mediante un controllore in logica fuzzy, il valore di set point di ossigeno disciolto ottimale in base alle richieste effettive del processo biologico (De Nardo C., 2013).

La sperimentazione effettuata sull'impianto a fanghi attivi della città di Verona – 370.000 AE ha mostrato che è possibile raggiungere un risparmio energetico variabile tra il 10% e il 20%, una riduzione della portata d'aria fornita in vasca del 25% e una minore variabilità dell'azoto ammoniacale in uscita, rispetto al caso di utilizzo del tipico controllore PID per il controllo dell'ossigeno in base ad un valore di set point fisso (modificato da De Nardo C., 2013; UdS Brescia, 2009).

Per quanto riguarda i pre-trattamenti possibili sui fanghi, questa tematica era stata trattata dettagliatamente da Campo nel suo lavoro di tesi del 2013 ed erano state proposte due azioni migliorative, applicabili singolarmente o insieme, ossia il preispessimento dinamico ed i pretrattamenti termici.

Per quanto riguarda il preispessimento dinamico, sono oggi in commercio una serie di macchine in grado di separare la parte solida da quella liquida sottoponendo i fanghi ad una forte accelerazione, ottenendo come risultato un fango con una maggiore percentuale di secco rispetto ai tradizionali ispessitori a gravità. Questo risultato comporta la riduzione dei volumi e quindi dell'energia necessaria al loro successivo riscaldamento nei digestori e si può anche ridurre il numero di digestori utilizzati oppure aumentare il tempo di detenzione idraulica, in modo da incrementare la produzione specifica di biogas.

La seconda azione migliorativa proposta riguarda i pretrattamenti termici, con i quali è possibile indurre la lisi osmotica delle cellule batteriche e la conseguente liberazione di materiale facilmente biodegradabile, che consente l'aumento nella produzione specifica di biogas, la diminuzione del volume dei fanghi e l'incremento della sedimentabilità dei fanghi (modificato da De Nardo C., 2013; Campo G., 2013).

Le sperimentazioni riguardanti il preispessimento dinamico, effettuate da Campo nel 2013 mediante l'utilizzo di due digestori pilota alimentati in semicontinuo, hanno mostrato che l'aumento del tempo di detenzione idraulica dopo preispessimento dinamico, non comporta un incremento nella produzione specifica di biogas.

Riguardo i pretrattamenti termici, invece, Campo G. (2013) ha valutato l'applicabilità di quelli a bassa temperatura (<100°C), sottoponendo i campioni di fango di supero a diverse combinazioni di temperatura e tempi di detenzione prima di essere poi avviati alla successiva fase di digestione in batch. I risultati sono stati positivi in ogni condizione di trattamento, mostrando sempre un aumento nella produzione specifica di biogas, il cui incremento massimo, pari al 26,2 %, si è registrato per il trattamento a 90°C per 3 ore.

Per quanto riguarda la fattibilità a piena scala (De Nardo C., 2013; Campo G., 2013), l'applicazione del preispessimento dinamico può rendere termicamente autosufficiente l'intero processo di digestione se esso è applicato ai fanghi di supero fino ad ottenere in uscita un tenore di secco di poco inferiore al 4%; d'altra parte gli ispessitori a gravità in uso per i fanghi di supero potrebbero essere impiegati tutti o in parte per i fanghi primari, portando il loro tenore di secco al 3,5%. In questo modo, nella nuova configurazione i digestori necessari passerebbero da 5 a 4 con evidente riduzione dei costi.

La reale fattibilità tecnico-economica deve comunque essere valutata tenendo in considerazione il costo degli ispessitori dinamici, i loro consumi energetici così come la quantità di polielettrolita necessario per rendere il processo di preispessimento efficiente.

Per quanto riguarda i pretrattamenti termici a bassa temperatura, sono state fatte due proposte: in un caso è previsto l'uso di scambiatori di calore, nell'altro quello di vapore surriscaldato. La loro reale applicabilità deve essere valutata sia su base tecnica che rispetto ai benefici conseguibili.

### 2.3.2. Bilancio energetico dell'impianto

Primo scopo del lavoro di Di Rosa A. (2017) è stato quello di fornire una panoramica della letteratura riguardo i consumi energetici degli impianti di depurazione, in modo da effettuare un confronto dell'impianto di Castiglione Torinese con altri casi italiani e internazionali. In tal senso è stata riportata una ricerca di letteratura in merito agli indicatori di performance degli impianti di depurazione (Longo et al., 2016), che è basata sull'analisi approfondita di una grande mole di materiale, presente su riviste, libri di ricerca, pubblicazioni on-line e relazioni tecniche riguardo il rendimento energetico negli impianti di trattamento delle acque reflue ed i relativi metodi di benchmarking.

Per questo studio sono stati infatti raccolti i dati sui consumi energetici, sulle caratteristiche degli influenti e degli effluenti ed importanti dati di funzionamento quali ad esempio il numero di abitanti equivalenti (PE), portata, COD, BOD, TSS (total suspended solids) e fosforo totale (TP). Il campione finale su cui è stata effettuata l'analisi è consistito di 388 impianti di depurazione distribuiti tra Europa, Nord America e Asia ed è stato diviso nelle seguenti cinque classi dimensionali:  $PE < 2000$ ,  $2000 < PE < 10000$ ,  $10000 < PE < 50000$ ,  $50000 < PE < 100000$  e  $PE > 100000$  (modificato da Di Rosa A., 2017).

I dati energetici ricavati dalla ricerca provengono in genere da analisi comparative energetiche, da audit energetici o da studi LCA effettuati negli impianti di depurazione. Tali dati sono molto eterogenei e nel 90% dei casi si tratta di dati aggregati, cioè riferiti al solo consumo elettrico totale, espresso in KWh o riferito al volume delle acque reflue trattate (in  $KWh/m^3$ ) od ancora, in rari casi, alla quantità di inquinamento rimosso (COD o BOD). I dati disaggregati, cioè riferiti al singolo processo o comparto, sono molto rari e riportati in genere in KWh o  $KWh/m^3$  (modificato da Di Rosa A., 2017).

Sulla base dei dati raccolti, sono stati individuati tre indicatori di prestazione energetica (KPIs), riferiti al volume delle acque trattate [ $KWh/m^3$ ], alla popolazione equivalente [ $KWh \cdot AE^{-1} \cdot a^{-1}$ ] e ai kg di COD rimosso [ $KWh/Kg_{COD}$ ]. Tuttavia è risultato evidente che esprimere il consumo di energia in  $KWh/m^3$  di refluo trattato, conduce a valori che risultano influenzati in maniera rilevante dal grado di diluizione, mentre considerare il consumo in funzione della popolazione equivalente servita, può creare difficoltà di confronto per il fatto che le definizioni di PE possono differire da paese a paese.

L'approccio migliore, è apparso quindi quello di riportare il consumo energetico in funzione dell'inquinamento rimosso ( $KWh/Kg$  TSS<sub>removed</sub>,  $KWh/Kg$  BOD<sub>removed</sub>, ecc.), anche perché quest'ultimo è legato strettamente alla richiesta energetica. In base a queste considerazioni, l'analisi dei dati raccolti è stata effettuata considerando come indicatore il valore di energia riferito al COD rimosso (KPI<sub>3</sub>) ed effettuando un'analisi in base alla scala, al paese, al tipo di trattamento e alla classe dimensionale dell'impianto (modificato da Di Rosa A., 2017).

Per quanto riguarda la scala, ad esempio, dallo studio è emerso che il consumo di energia diminuisce con l'incremento del numero di abitanti equivalenti ed infatti gli indici KP<sub>3</sub> medi, per le cinque classi dimensionali prima citate, sono risultati rispettivamente pari a 3,01, 1,54, 1,02, 0,82 e 0,69  $KWh/Kg_{COD_{removed}}$ . Ciò è dovuto a diversi fattori tra cui lo sfruttamento delle cosiddette economie di scala (l'utilizzo di grosse apparecchiature più efficienti), la maggiore stabilità delle condizioni di processo, la possibilità di una maggiore automazione ed infine la presenza generalmente di personale più esperto (modificato da Di Rosa A., 2017).

Dallo studio è emerso che il tipo di trattamento influenza il consumo energetico: gli impianti che svolgono processi Conventional Activated Sludge (CAS) e Aerobic Pond (AP) mostrano

il più basso valore di consumo elettrico, mentre i sistemi Membrane Bio-Reactor (MBR) sono i più energivori, circa 2-3 volte i sistemi Biological Nutrient Reactor (BNR).

Per quanto riguarda il paese, invece, gli impianti a minor consumo energetico sono in ordine quelli spagnoli, tedeschi e italiani, con valori rispettivamente di 0,97, 0,95 e 0,85 KW/KgCOD<sub>removed</sub> mentre quelli francesi presentano un consumo di energia particolarmente alto, pari in media a 3,3 KW/KgCOD<sub>removed</sub>. Tale situazione è dovuta principalmente a ragioni economiche e ambientali, che influenzano le tecnologie di trattamento adottate, e dal prezzo unitario dell'energia, che può incentivare o meno l'attivazione di misure rivolte all'efficientamento energetico (modificato da Di Rosa A., 2017).

Lo stesso studio ha messo in evidenza che il consumo di energia dipende anche dal fattore di diluizione DF, definito come rapporto tra la portata giornaliera influente e la popolazione equivalente servita, ed il fattore di carico LF ossia il rapporto tra la popolazione effettivamente servita e quella di progetto. In particolare risulta che un aumento nella diluizione dei reflui provoca un incremento del consumo energetico, dall'altra parte invece gli impianti che lavorano con un fattore di carico vicino a quello di progetto risultano essere energeticamente più efficienti. Infatti, gli impianti spagnoli e tedeschi sono caratterizzati da un valore del fattore di diluizione molto basso, tale da renderli più efficienti indipendentemente dal tipo di trattamento (modificato da Di Rosa A., 2017).

Di Rosa A. (2017) ha quindi effettuato un confronto (tabella 2.6) tra gli indici di consumo energetico degli impianti presenti nel precedente studio, e quelli relativi all'impianto di Castiglione Torinese, calcolati da De Nardo C. (2013). I risultati mostrano che gli indici specifici per l'impianto Smat sono in linea con i valori riportati.

**Tabella 2.6 Confronto indici di consumo (Di Rosa A., 2017).**

| <b>Consumo di energia rispetto alla scala</b>             | <b>kWh/Kg COD</b> |
|---|-------------------|
| PE>2K   | 3,01              |
| 2K<PE<10K   | 1,54              |
| 10K<PE<50K  | 1,02              |
| 50K<PE<100K   | 0,82              |
| PE>100K   | 0,69              |
| <b>SMAT (TO)</b>  | <b>0,92</b>       |
| <b>Consumo di energia rispetto al tipo di trattamento</b> | <b>kWh/Kg COD</b> |
| Membrane Bio-Reactor                                      | 2,91              |
| Extended Aeration   | 1,3               |
| biologic Nutrient Removal                                 | 1,2               |
| Unspecified Secondary Treatment                           | 1,0               |
| Aerobic Pond  | 0,74              |
| Conventional Activated Sludge                             | 0,57              |
| <b>SMAT (TO)</b>  | <b>0,92</b>       |
| <b>Consumo di energia rispetto al Paese</b>               | <b>kWh/Kg COD</b> |
| France  | 3,33              |
| Canada  | 1,65              |
| USA   | 1,31              |
| Spain   | 0,97              |
| Germany   | 0,95              |
| Italy   | 0,85              |
| <b>SMAT (TO)</b>  | <b>0,92</b>       |

Nella seconda parte del lavoro è stato realizzato un modello di calcolo in Excel che restituisce il numero di aeratori e la portata d'aria strettamente richiesta dalla biomassa per l'ossidazione biologica del BOD e dell'ammoniaca. Il confronto di tale portata con quella realmente mandata in vasca, estratta dal sistema di telecontrollo SCADA, permette di valutare i possibili margini di miglioramento energetico in questo comparto.

Come sarà più avanti ampiamente discusso (Capitolo 3), tale modello consente il calcolo della portata d'aria da mandare in vasca in uno specifico scenario di carico, a partire da un lato dal fabbisogno di ossigeno da parte della biomassa e dall'altro dalla capacità di trasferimento dell'ossigeno da parte dello specifico sistema di aerazione presente in impianto. Si riportano brevemente le formule utilizzate, senza entrare nel dettaglio in quanto esse saranno riportate e descritte nel capitolo 3.

Il fabbisogno di ossigeno si ricava con la formula riportata di seguito, i cui termini sono stati già descritti al precedente sottoparagrafo 2.3.1:

$$R_{O_2}[Kg_{O_2}/d] = a \cdot Kg_{BOD}/d + b \cdot Kg_{Namm}/d + c \cdot Kg_{biomassa}/d$$

La capacità di aerazione reale si determina invece con la seguente formula:

$$(O.C.) = (O.C.)_{st} \left[ \alpha \cdot 1,024^{T-20} \left( \frac{\beta \cdot C_s^* - C}{C^*} \right) \right] \left( \frac{h_1}{h_2} \right)^{0.7}$$

dove  $(O.C.)_{st}$  è la capacità di ossigenazione in condizioni standard ( $T=20^\circ C$ ,  $P=1$  atm, acqua pulita e con bassa concentrazione di sali disciolti) calcolata come:

$$(O.C.)_{st} = SOTE \cdot Q_{diff} \cdot kg_{O_2}/m_{air}^3$$

dove il SOTE (Standard Oxygen Transfer Efficiency) rappresenta il rendimento di solubilizzazione e si calcola dalla curva caratteristica dei diffusori in funzione della portata per singolo diffusore  $Q_{diff}$ , mentre l'ultimo termine,  $m_{O_2}/m_{air}^3$  rappresenta la massa di ossigeno presente in un metro cubo di aria nelle condizioni normali ( $T=20^\circ C$  e  $P=1$  atm) pari a  $0,28 \text{ kg}_{O_2}/m_{air}^3$ .

Gli altri termini nella formula di (O.C) tengono conto delle variazioni rispetto alle condizioni standard. Infatti  $\alpha$  rappresenta il rapporto tra il coefficiente di trasferimento relativo al liquido reale a  $20^\circ C$  e quello relativo ad acqua pulita e si determina da una curva in funzione della concentrazione di biomassa nella miscela aerata,  $T$  è la temperatura reale del liquido,  $\beta$  tiene conto della presenza di cloruri (posto pari ad 1),  $C_s^*$  è la concentrazione a saturazione dell'ossigeno nelle condizioni reali,  $C$  è la concentrazione di ossigeno disciolto in vasca nelle condizioni reali e  $C^*$  è la concentrazione a saturazione dell'ossigeno nelle condizioni normali ( $T=20^\circ C$  e  $P=1$  atm). Infine l'ultimo termine,  $(h_1/h_2)^{0.7}$ , tiene conto della profondità di installazione dei diffusori  $h_1$  rispetto a quella di riferimento della curva caratteristica  $h_2$ .

Il calcolo della portata necessaria è effettuata passando prima per il numero di diffusori:

$$N_{diff,nec} = \frac{R_{O_2}}{(O.C.)}$$

$$Q_{air\ necessaria} = N_{diff,nec} \cdot Q_{diff}$$

In seguito ad un'analisi statistica (ANOVA) sui dati del 2015, si è deciso di applicare il modello proposto al modulo 3 in quanto è quello che, dei primi 3 moduli, ha funzionato meglio durante l'anno 2015, mentre il modulo 4 è stato scelto in quanto rappresentativo di una modalità impiantistica differente.

Per la raccolta dei dati aggiornati sulla situazione dell'impianto (Di Rosa A., 2017), sono state effettuate due campagne di misura, una primaverile-estiva e l'altra autunnale-invernale sui due moduli sopraccitati, misurando o determinando una serie di parametri quali principalmente l'ossigeno disciolto nelle vasche di ossidazione mediante sonda portatile e i parametri rappresentativi del carico inquinante del refluo (BOD, COD, SST, NH<sub>4</sub>) mediante analisi chimico-fisiche effettuate dai laboratori di Smat.

Per il modulo 3 è stata scelta la vasca di aerazione CA 3015B come rappresentativa del processo di ossidazione mentre per il modulo 4, a causa del suo particolare schema a serpentina, è stato deciso di applicare il modello a tutto il semi-modulo CA 4008-4016.

I campionamenti sono stati effettuati in due diversi momenti della giornata, alle 8:00 di mattina e alle 13:00 del pomeriggio per avere una panoramica delle condizioni operative dell'impianto nei due periodi di picco dei carichi inquinanti.

Nella campagna estiva le misure di ossigeno disciolto sono state effettuate, per entrambi i moduli, nei giorni 24-27 maggio 2016 mentre i campioni per le analisi chimico-fisiche sono stati prelevati nel periodo 27 giugno - 1 luglio 2016 per il modulo 3 e 18-22 luglio 2016 per il modulo 4. Diversamente, nella campagna invernale le misurazioni dell'ossigeno disciolto sono state effettuate contestualmente ai campionamenti, nel periodo 12-16 dicembre 2016 per il modulo 3 e 6-10 febbraio 2017 per il modulo 4.

L'ossigeno disciolto è stato misurato a 3 diverse profondità (1 m, 3 m e 5 m) e in diversi punti delle vasche: in particolare in 6 punti nella vasca 3015/B del modulo 3 e 12 punti complessivi per quanto riguarda il semi-modulo 4008-4016 del modulo 4.

L'analisi dei valori di ossigeno disciolto ha evidenziato come, nonostante i diffusori siano installati sul fondo delle vasche, il valore di ossigeno disciolto è più alto in superficie che in profondità.

Contestualmente alle due campagne di misura, è stato necessario estrarre da SCADA tutta una serie di dati relativi a portate liquide, portate d'aria insufflate per ogni modulo nonché i valori di ossigeno disciolto e di inquinanti misurati dalle sonde di linea, negli stessi giorni del campionamento, sia perché alcuni di questi parametri entrano come input nel modello di calcolo, sia perché servono per effettuare un confronto tra i dati ottenuti dalle campagne di misura e quelli registrati dal sistema di telecontrollo, in modo da verificare l'affidabilità di quest'ultimo.

Un importante confronto (tabella 2.7) è stato fatto tra i valori di ossigeno disciolto estratti da SCADA e quelli registrati dalla sonda portatile, mostrando che le sonde di linea del sistema di controllo misurano sempre un valore più alto, con una differenza media del 45%.

**Tabella 2.7 Variazione percentuale fra valori DO acquisiti da SCADA e valori campionati (Di Rosa A., 2017).**

| Variazione ossigeno disciolto      |     |     |
|------------------------------------|-----|-----|
|                                    | AM  | PM  |
| <i>modulo 3-sessione estiva</i>    | 57% | 69% |
| <i>modulo 3-sessione invernale</i> | 36% | 42% |
| <i>modulo 4-sessione invernale</i> | 30% | 36% |
| media indicativa                   | 45% |     |

Confrontando i valori di NH<sub>4</sub> ottenuti in laboratorio con i relativi valori acquisiti da SCADA, è risultata anche in questo caso una discrepanza importante, con una differenza media tra i valori del 54% (tabella 2.8).

**Tabella 2.8 Variazione percentuale fra valori DO acquisiti da SCADA e valori campionati (Di Rosa A., 2017).**

| Variazione NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> |     |     |
|---|-----|-----|
|   | AM  | PM  |
| <i>modulo 3-sessione estiva*</i>        | 65% | 88% |
| <i>modulo 3-sessione invernale**</i>    | 50% | 14% |
| media indicativa                        | 54% |     |

\*>Campionamenti ; \*\*>SCADA

Successivamente è stato applicato il modello descritto in precedenza, per ogni giorno di campionamento nel solo scenario pomeridiano, in quanto in esso si registrano i valori di carico maggiori. Per il modulo 4, le analisi chimico-fisiche hanno restituito valori troppo bassi, tale per cui non si riesce ad apprezzare il funzionamento ottimale di tale configurazione. Pertanto, ai fini dell'applicazione del modello, le tre vasche di ossidazione del semi-modulo sono state configurate come un'unica vasca complessiva (modificato da Di Rosa A., 2017).

Per quanto riguarda i risultati della campagna primaverile-estiva, nel modulo 3 è stato evidenziato che le portate d'aria necessarie all'ossidazione biologica sono sempre inferiori a quelle effettivamente insufflate, con una differenza sempre inferiore al 20% tranne nell'ultimo giorno (tabella 2.9) (Di Rosa A., 2017).

**Tabella 2.9 Portate d'aria necessarie ed effettive – sessione estiva modulo 3 (Di Rosa A., 2017).**

| Parametro                             | Giorno 1 | Giorno 2 | Giorno 3 | Giorno 4 | Giorno 5 |
|---------------------------------------|----------|----------|----------|----------|----------|
|                                       | PM       | PM       | PM       | PM       | PM       |
| m <sup>3</sup> aria/(h*diffusore)     | 1,1      | 1,1      | 1,1      | 1,1      | 1,3      |
| m <sup>3</sup> aria/h vasca effettivi | 2475     | 2522     | 2507     | 2499     | 3070     |
| m <sup>3</sup> aria/h vasca necessari | 2133     | 2066     | 2305     | 2010     | 2181     |
| m <sup>3</sup> / aria/d vasca         | 50704    | 49575    | 55328    | 48229    | 52337    |
| percentuale risparmio aria            | 15%      | 18%      | 8%       | 20%      | 29%      |
| risparmio d'aria medio                | 18%      |          |          |          |          |

Anche per il modulo 4 (tabella 2.10), le portate d'aria richieste sono minori di quelle insufflate di una percentuale che non supera mai il 20% per cui vale lo stesso già detto per il modulo 3.

Per quanto riguarda invece la campagna autunnale-invernale, nel modulo 3 si è riscontrata una situazione più critica del periodo estivo, con eccessi d'aria superiori al 20% e prossimi in molti casi al 50%, con una media del 42% (tabella 2.11).

Anche per il modulo 4 (tabella 2.12), la situazione risulta essere critica, con eccessi di aria vicini al 50% e una media del 46%.

**Tabella 2.10 Portate d'aria necessarie ed effettive - sessione estiva modulo 4 (Di Rosa A., 2017).**

| Parametro                             | Giorno 1 | Giorno 2 | Giorno 3 | Giorno 4 | Giorno 5 |
|---------------------------------------|----------|----------|----------|----------|----------|
|                                       | PM       | PM       | PM       | PM       | PM       |
| m <sup>3</sup> aria/(h*diffusore)     | 1,3      | 1,2      | 1,2      | 1,1      | 1,1      |
| m <sup>3</sup> aria/h vasca effettivi | 15617    | 15311    | 15028    | 13893    | 12934    |
| m <sup>3</sup> aria/h vasca necessari | 15409    | 14738    | 11864    | 11700    | 10170    |
| m <sup>3</sup> / aria/d vasca         | 369817   | 353712   | 284731   | 280805   | 244080   |
| percentuale risparmio aria            | 1%       | 4%       | 21%      | 16%      | 21%      |
| risparmio d'aria medio                | 13%      |          |          |          |          |

**Tabella 2.11 Portate d'aria necessarie ed effettive - sessione invernale modulo 3 (Di Rosa A., 2017).**

| Parametro                             | Giorno 1 | Giorno 2 | Giorno 3 | Giorno 4 | Giorno 5 |
|---------------------------------------|----------|----------|----------|----------|----------|
|                                       | PM       | PM       | PM       | PM       | PM       |
| m <sup>3</sup> aria/(h*diffusore)     | 1,0      | 1,4      | 1,5      | 1,5      | 1,4      |
| m <sup>3</sup> aria/h vasca effettivi | 2225     | 3225     | 3433     | 3370     | 3096     |
| m <sup>3</sup> aria/h vasca necessari | 1781     | 1694     | 1782     | 1726     | 1753     |
| m <sup>3</sup> / aria/d vasca         | 42747    | 40654    | 42762    | 41412    | 42068    |
| percentuale risparmio aria            | 20%      | 47%      | 48%      | 49%      | 43%      |
| risparmio d'aria medio                | 42%      |          |          |          |          |

**Tabella 2.12 Portate d'aria necessarie ed effettive – sessione invernale modulo 4 (Di Rosa A., 2017).**

| Parametro                             | Giorno 1 | Giorno 2 | Giorno 3 | Giorno 4 | Giorno 5 |
|---------------------------------------|----------|----------|----------|----------|----------|
|                                       | PM       | PM       | PM       | PM       | PM       |
| m <sup>3</sup> aria/(h*diffusore)     | 0,8      | 0,8      | 1,0      | 0,9      | 0,8      |
| m <sup>3</sup> aria/h vasca effettivi | 10377    | 9681     | 12113    | 11241    | 10299    |
| m <sup>3</sup> aria/h vasca necessari | 5353     | 6325     | 6232     | 5361     | 5702     |
| m <sup>3</sup> / aria/d vasca         | 128540   | 151804   | 149574   | 128656   | 136856   |
| percentuale risparmio aria            | 48%      | 35%      | 49%      | 52%      | 45%      |
| risparmio d'aria medio                | 46%      |          |          |          |          |

In generale quindi il regime di funzionamento estivo è risultato il più efficiente dal punto di vista energetico con eccessi di aria vicini al 20%, contro il 50% dello scenario invernale. È da notare comunque che in linea di massima i maggiori eccessi di aria si registrano con i giorni di monitoraggio a maggiore carico inquinante in ingresso, ulteriore indice di una non perfetta regolazione d'aria al variare del carico (Di Rosa A., 2017).

## **2.4. Obiettivo della seguente tesi**

La tesi seguente si ricollega al lavoro svolto in precedenza, il quale è servito a definire una baseline di partenza per quanto riguarda il consumo energetico dell'impianto e a mettere in evidenza in quali comparti è possibile concentrare gli sforzi per la riduzione dei consumi energetici e parallelamente garantire l'ottimizzazione gestionale dei processi.

Gli indici di consumo energetici dell'impianto Smat rientrano negli intervalli definiti dalla letteratura e dai casi di impianti in cui sono state effettuate misure di efficientamento energetico, per cui è possibile perseguibile una strategia di riduzione energetica senza la necessità interventi di tipo strutturale sull'impianto.

Dal momento che l'impianto di Castiglione Torinese concentra la maggior parte del suo consumo energetico (51,7%) nel comparto di aerazione, e date le oggettive discrepanze rilevate tra i valori di ossigeno disciolto e di ione ammonio dei campionamenti e i valori invece registrati dal sistema SCADA, risulta necessario approfondire questo aspetto con una nuova campagna di misure. Questa sarà in grado di fare luce su questi aspetti e renderà anche possibile una maggiore comprensione del funzionamento dei processi di depurazione biologica in impianto e le possibilità di ottimizzazione gestionale ed eventualmente energetica.

Utilizzando i risultati delle ultime due campagne di misura del 2017 (estiva ed invernale), verrà applicata una versione più dettagliata e completa del modello diagnostico già descritto brevemente in precedenza, che permetterà di valutare se siano possibili margini di miglioramento nel comparto di ossidazione sia a livello gestionale che energetico.

Il modello di calcolo diagnostico si basa sul presupposto che per aumentare l'efficienza energetica nel comparto di ossidazione/nitrificazione sia necessario minimizzare la differenza tra le portate d'aria insufflate in vasca e quelle richieste dall'attività batterica.



### 3. Modello di calcolo diagnostico delle vasche di ossidazione

#### 3.1. Basi teoriche

Al fine di comprendere a fondo il funzionamento del modello di calcolo messo a punto e perfezionato in questo lavoro di tesi, risulta necessario introdurre i principi teorici sui processi biologici che avvengono in un tipico impianto a fanghi attivi, sul meccanismo di trasferimento dell'ossigeno nella miscela aerata, sul fabbisogno di ossigeno nel comparto di ossidazione/nitrificazione e su come questo venga reso disponibile in vasca mediante l'utilizzo di sistemi di aerazione.

Per questa prima parte teorica si è fatto riferimento alle seguenti fonti:

- Bonomo L. - *Trattamenti delle acque reflue*, Milano, McGraw – Hill, 2008;
- Vismara R., Butelli P. – *La gestione degli impianti a fanghi attivi: manuale operativo e guida alla diagnosi*, C.I.P.A. Editore, Milano, 1999;
- Viviani G. *Trattamenti Biologici*, Corso di Ingegneria Sanitaria-Ambientale, Università degli studi di Palermo, maggio 2005;

##### 3.1.1. Rimozione biologica della sostanza organica e dell'azoto

I processi biologici rappresentano la base dei trattamenti impiegati per la depurazione delle acque reflue caratterizzate da un inquinamento prevalentemente di natura biodegradabile, permettendo la trasformazione della sostanza organica biodegradabile disciolta e sospesa in materiale inerte (Bonomo L., 2008).

I trattamenti di tipo biologico negli impianti di depurazione ottimizzano e accelerano i normali fenomeni di autodepurazione biologica che avvengono in natura, dove il materiale organico subisce una progressiva azione di demolizione, con formazione di composti via via più stabili ed ecocompatibili, fino alla completa mineralizzazione. In questi sistemi (Belchior C.A.C. et al., 2012) i microrganismi sono coltivati nelle acque reflue sotto particolari condizioni che ottimizzano il consumo della sostanza organica biodegradabile influente. In molti casi è altresì richiesta la conversione o rimozione dei nutrienti come l'azoto e il fosforo.

Nei primi tre moduli dell'impianto Smat si opera il trattamento per la rimozione del BOD e dei nutrienti mediante il tipico schema a fanghi attivi (vasca di ossidazione, sedimentazione secondaria e sistema di ricircolo fanghi) a cui è stata integrata la fase di pre-denitrificazione (vasca anossica e ricircolo della miscela aerata) per la rimozione completa dell'azoto. Nel quarto modulo il comparto biologico è invece costituito da vasche di ossidazione e nitrificazione in serie, secondo un tipico schema a "serpentina".

La rimozione dei contaminanti dalle acque si basa sia su di un fenomeno di tipo fisico-biologico, la bioflocculazione per i sistemi a biomassa sospesa o il bioadsorbimento per i sistemi a biomassa adesa, che su di un fenomeno prettamente biologico quale il metabolismo batterico. La bioflocculazione rappresenta un'aggregazione di solidi finemente sospesi nel refluo che formano dei fiocchi (o pellicole) aventi peso specifico e dimensioni sufficienti da poter essere separate dal refluo per decantazione. Questo fenomeno agisce quindi nei confronti della componente sospesa che originariamente non è sedimentabile, senza apportare alcuna modifica chimica, ed è garantito dalla turbolenza che favorisce il contatto tra le particelle.

Il secondo fenomeno invece, il metabolismo batterico, è rappresentato da una serie di reazioni biochimiche operate dai microrganismi, i quali utilizzano i substrati solubili presenti nel refluo, sia per ottenere energia, mediante la degradazione degli inquinanti in molecole più semplici (catabolismo), sia per la sintesi di nuova materia cellulare (anabolismo). I batteri necessitano infatti di energia e di substrati esterni (carbonio, azoto, fosforo ecc.) per crescere e sostenere le proprie funzioni vitali.

La rimozione delle sostanze carboniose e dell'ammoniaca deve essere effettuata per rendere compatibile l'effluente finale al corpo idrico recettore, salvaguardandone lo stato di qualità e la capacità di autodepurazione. La presenza di questi contaminanti oltre una certa soglia, comporterebbe infatti una riduzione della concentrazione di ossigeno disciolto, il deterioramento della vita acquatica e possibili problemi sanitari per l'uomo.

#### ➤ *Rimozione della sostanza organica (BOD)*

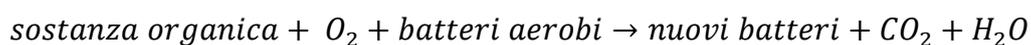
Il carbonio rappresenta il componente principale del materiale cellulare. I microrganismi vengono classificati in base alla fonte di carbonio in organismi *autotrofi*, che utilizzano i composti inorganici (anidride carbonica), e in organismi *eterotrofi* che ottengono il carbonio da composti organici, quali ad esempio zuccheri, proteine, lipidi, ecc. Un'altra classificazione possibile è basata sulla fonte energetica impiegata: si distinguono gli organismi *fototrofi* i quali ricavano l'energia dalla luce solare, e quelli *chemiotrofi* che utilizzano come fonte energetica le reazioni di ossidoriduzione.

Le reazioni di ossidoriduzione implicano il trasferimento di elettroni da un composto donatore che si ossida ad un composto accettore (ossidante) che si riduce. A seconda di quale sia l'accettore di elettroni, si possono distinguere tre tipi di metabolismo: *aerobico*, *anossico* e *anaerobico*. Nel metabolismo aerobico l'accettore di elettroni è rappresentato dall'ossigeno disciolto, in quello anossico l'ossigeno combinato con l'azoto (nitrati) ed infine nel metabolismo anaerobico gli accettori finali sono costituiti da una possibile serie di composti tra cui solfati, carbonati, nitrati, ferro, zinco e manganese.

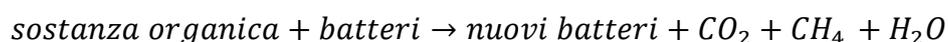
Nelle reazioni biochimiche i batteri utilizzano in modo preferenziale, o talvolta in modo esclusivo, uno specifico accettore di elettroni, che ne determina il metabolismo. Nel primo caso i microrganismi si dicono *facoltativi* mentre nel secondo caso *obbligati* e si distinguono in aerobi obbligati ed anaerobi obbligati.

Le specie di microrganismi che si possono sviluppare e diventare attivi in un determinato ambiente, dipende sia dalla disponibilità dei substrati sia da quella degli accettori di elettroni.

I batteri aerobi utilizzano l'ossigeno libero presente nel refluo come accettori di elettroni per l'ossidazione della sostanza organica, dalla quale ricavano energia e nuovo materiale di sintesi cellulare; in termini qualitativi, la reazione che ne deriva è la seguente:



I batteri anaerobi invece si sviluppano in assenza di ossigeno libero e utilizzano come accettore di elettroni l'ossigeno combinato nelle molecole organiche, il carbonio, l'azoto e lo zolfo. Anche in questo caso in forma qualitativa può scriversi:



Per la rimozione della sostanza organica biodegradabile presente in concentrazioni limitate nei reflui (centinaia di mg/l), come nel caso dei reflui urbani, la depurazione per via aerobica costituisce la sola alternativa concretamente utilizzabile, sia per la velocità e la completezza

delle reazioni, sia per la versatilità del processo nei confronti della variabilità dei carichi in ingresso.

Il sistema più utilizzato per questa finalità è il processo a fanghi attivi, ossia un processo aerobico a biomassa sospesa con ricircolo cellulare, che originariamente era stato concepito per la rimozione del solo inquinamento organico ed è stato poi adattato per favorire anche il controllo dei nutrienti. Tali processi vengono effettuati in vasche aerobiche nelle quali i reflui, sottoposti ad un'aerazione più o meno prolungata, vengono mantenuti a contatto con una numerosa comunità batterica che si presenta sotto forma di agglomerati di natura fioccosa, detti appunto fanghi attivi. Questi ultimi sono mantenuti in sospensione nel reattore per mezzo della turbolenza prodotta dai sistemi di aerazione, necessari a garantire l'aerobicità del sistema.

I fiocchi di fango sono agglomerati gelatinosi della grandezza di qualche millimetro, costituiti da un gran numero di microrganismi tra cui batteri, protozoi, metazoi e larve di insetti nonché un'importante componente di materiale, sia organico sia inorganico, dovuto ai fenomeni di flocculazione e conglobamento meccanico che si determinano nei confronti dei solidi dispersi nel refluo.

Lo schema tipico di un processo a fanghi attivi (figura 3.1) è costituito da una vasca aerobica nella quale avviene il contatto tra biomassa e il refluo da trattare, da una vasca di sedimentazione, in cui i fanghi attivi sono separati dall'effluente trattato, ed infine da un circuito di ricircolo dei fanghi che permette di garantire una concentrazione sufficiente di biomassa all'interno della vasca di ossidazione. Quota parte del fango prodotto, viene invece estratto ed inviato alla linea fanghi (fango di supero) per la stabilizzazione, al fine di mantenere costante la concentrazione di biomassa nel sistema.

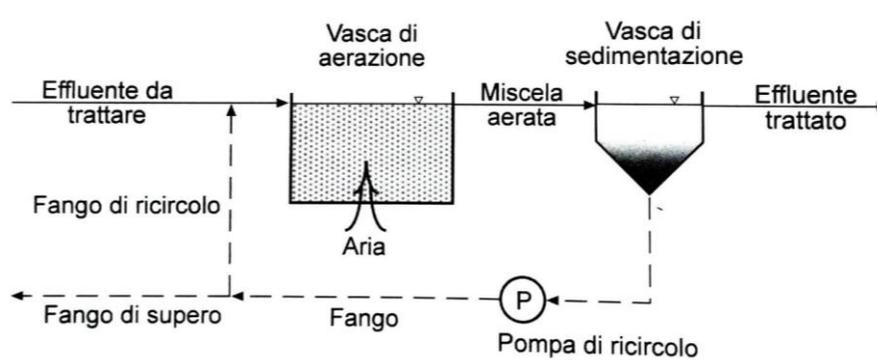


Figura 3.1 Rappresentazione schematica di un processo a fanghi attivi (Bonomo L.,2008).

Per le reazioni di ossidazione della sostanza organica, si fa riferimento alla seguente formula generale:



In questa reazione i microrganismi ricavano l'energia e il carbonio per la sintesi batterica dalla reazione esotermica di ossidazione del BOD, mentre l'ossigeno funge da composto riducente.

➤ *Rimozione dell'azoto*

Analogamente alla sostanza organica, anche l'azoto ammoniacale che viene rilasciato in un corpo idrico naturale, esercita un'azione tossica in quanto, per via dei fenomeni di depurazione biologica, esso viene ossidato a nitrato, consumando una notevole quantità di ossigeno disciolto e causando quindi un certo deficit di ossigeno nel corpo idrico: per evitare questo problema è necessario far avvenire tale processo in un impianto di depurazione (Vismara R., Butelli P., 1999).

Inoltre l'azoto è insieme al fosforo tra i responsabili principali del fenomeno di eutrofizzazione delle acque, che rappresenta da diversi decenni uno dei maggiori problemi di inquinamento idrico per il fatto che gli effetti negativi che esso produce possono compromettere l'uso dell'acqua per svariati scopi e provocare conseguenze economiche importanti.

La normativa italiana in materia ambientale (Dlgs. 152/2006), per evitare ripercussioni negative sull'ambiente idrico, prescrive di sottoporre le acque reflue urbane a trattamento appropriato e pone dei limiti di emissione allo scarico in termini di abbattimento percentuale e di concentrazione in uscita per una serie di contaminanti (tabella 3.1).

Nelle aree dichiarate sensibili, tra cui la cosiddetta area "Delta del Po", nel quale anche l'impianto Smat rilascia i suoi effluenti, tali trattamenti devono essere più spinti per conseguire l'abbattimento dei cosiddetti nutrienti (azoto e fosforo) ritenuti la causa principale dei suddetti fenomeni di eutrofizzazione. Per questo motivo l'impianto di depurazione municipalizzato di Torino, deve rispettare dei limiti allo scarico anche per il fosforo totale e l'azoto totale (tabella 3.2).

**Tabella 3.1 Limiti di emissione per gli impianti di acque reflue urbane (Dlgs. 152/2006).**

| Potenzialità impianto in A.E.<br>(abitanti equivalenti) | 2.000 - 10.000 |                | > 10.000       |                |
|---|----------------|----------------|----------------|----------------|
|   | Concentrazione | % di riduzione | Concentrazione | % di riduzione |
| Parametri (media giornaliera)                           |                |                |                |                |
| BOD5 (senza nitrificazione)<br>mg/L                     | ≤25            | 70-90          | ≤25            | 80             |
| COD mg/L  | ≤125           | 75             | ≤125           | 75             |
| Solidi Sospesi mg/L                                     | ≤35            | 90             | ≤35            | 90             |

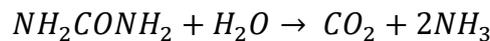
**Tabella 3.2 Limiti di emissione per gli impianti di acque reflue urbane recapitanti in aree sensibili (Dlgs. 152/2006).**

| Parametri (media annua) | Potenzialità impianto in A.E. |                |                |                |
|-------------------------|-------------------------------|----------------|----------------|----------------|
|                         | 10.000 - 100.000              |                | > 100.000      |                |
|                         | Concentrazione                | % di riduzione | Concentrazione | % di riduzione |
| Fosforo totale (P mg/L) | ≤ 2                           | 80             | ≤ 1            | 80             |
| Azoto totale (N mg/L)   | ≤ 15                          | 70-80          | ≤ 10           | 70-80          |

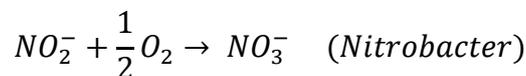
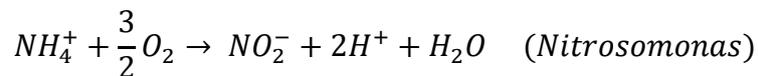
Nei reflui urbani l'azoto è presente prevalentemente sotto forma organica ed ammoniacale, due forme comprese globalmente nella determinazione dell'azoto Kjeldahl (TKN). La sua rimozione nella sedimentazione primaria è limitata alla sola parte sedimentabile, pari circa al

10%, mentre nei processi di depurazione biologica rivolti alla rimozione del solo inquinamento organico, viene comunque eliminata una quantità di azoto pari al 5% del BOD per effetto della sintesi cellulare, ed è allontanata nei fanghi di supero. Un migliore rendimento depurativo può essere conseguito, sempre per via biologica, mediante l'utilizzo di due processi in serie: un primo stadio ossidativo di nitrificazione con formazione di ossidi di azoto, seguito da un secondo stadio riduttivo di denitrificazione il cui risultato è l'azoto molecolare, che abbandona il sistema come gas.

È da notare che l'azoto presente sotto forma di azoto organico (urea, albumina) nei reflui urbani è pari al solo 25% dell'azoto totale in quanto esso subisce una rapida idrolisi ad azoto ammoniacale nelle reti di collettamento ad opera dei batteri. Per questo motivo la reazione di ammonificazione riportata di seguito, con la quale l'azoto organico è convertito ad azoto ammoniacale, viene spesso trascurata.



La nitrificazione biologica rappresenta l'ossidazione dell'azoto ammoniacale prima a nitriti e successivamente a nitrati, per azione di popolazioni batteriche autotrofe nitrificanti che utilizzano il carbonio inorganico ( $CO_2$  o bicarbonati) per la sintesi cellulare e ricavano l'energia dalle reazioni di ossidazione stesse. Si tratta di batteri aerobici obbligati, per i quali l'ossigeno disciolto in acqua funge da accettore di elettroni e sono principalmente appartenenti ai generi *Nitrosomonas*, per quanto riguarda l'ossidazione dell'ammoniaca a nitriti, e *Nitrobacter* per la successiva ossidazione da nitriti a nitrati. Nel seguito si riportano le due reazioni di ossidazione che avvengono in serie:



La reazione di nitrificazione complessiva è la seguente:



Da valutazioni più approfondite sulla stechiometria delle reazioni di ossidazione e di sintesi e prendendo in considerazione i tassi di crescita cellulare, si possono fare le seguenti considerazioni in merito al processo di nitrificazione:

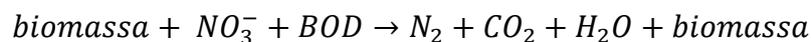
- la sintesi di batteri nitrificanti è limitata, pari a soli 0,16 g di nuove cellule batteriche per ogni grammo di azoto ammoniacale ossidato;
- il consumo di ossigeno per la respirazione è rilevante, pari a 4,2 gO<sub>2</sub> per ogni grammo di NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N ossidato;
- si ha una richiesta significativa di alcalinità, pari a 7,14 gCaCO<sub>3</sub> per ogni grammo di NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N ossidato, che tende a determinare un abbassamento del pH.

I processi di denitrificazione biologica sono invece compiuti da popolazioni batteriche eterotrofe che usano gli ossidi di azoto (nitrati e nitriti) come accettori di elettroni per l'ossidazione degli inquinanti organici biodegradabili, ottenendo la trasformazione dell'azoto in azoto gassoso, che si libera in atmosfera. Tali batteri, tra cui i più diffusi sono gli *Pseudomonas*, sono aerobi facoltativi per cui preferiscono l'ossigeno disciolto come accettore di elettroni, mentre in sua assenza, utilizzano l'ossigeno legato sotto forma di nitrati e nitriti (metabolismo anossico). C'è da dire che la biomassa eterotrofa presente normalmente negli impianti biologici a fanghi attivi è per la maggior parte (75%), in grado di effettuare sia la

nitrificazione che la denitrificazione a seconda delle condizioni in cui si trova. Per sfruttare questa versatilità di comportamento dei batteri, il sistema presenta il ricircolo della miscela aerata e dei fanghi attivi nella vasca anossica, in modo che in quest'ultima, oltre alla sostanza organica già presente normalmente nel refluo, ci sia anche la presenza di nitrati e di biomassa; quest'ultima si adegua rapidamente alle condizioni in vasca, convertendo il metabolismo da aerobico ad anossico.

Anche i processi di denitrificazione necessitano di un substrato organico biodegradabile che fornisca ai batteri il carbonio necessario alla sintesi cellulare e che si comporti inoltre da donatore di elettroni nelle reazioni dissimilative di respirazione. Nel caso tipico degli impianti di trattamento a fanghi attivi, il carbonio utilizzato è quello presente naturalmente nel refluo come BOD, per cui la denitrificazione ha il vantaggio ulteriore di rimuovere una parte significativa dell'inquinamento organico, senza necessitare di consumi aggiuntivi di ossigeno rispetto a quelli per la nitrificazione.

Il processo di denitrificazione può essere espresso dalla seguente reazione:

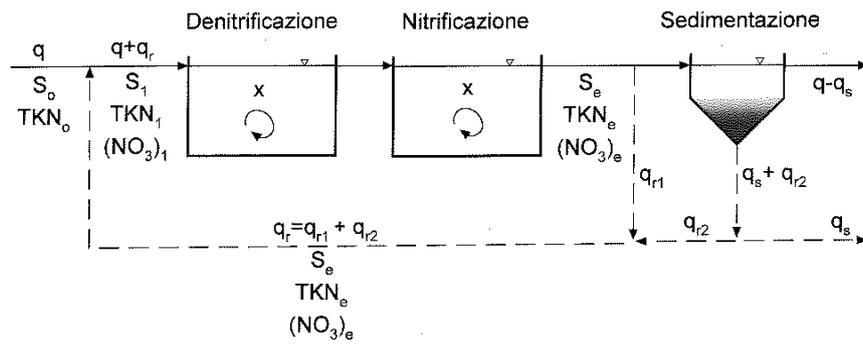


Un ulteriore vantaggio della denitrificazione è la produzione di alcalinità per un valore di 3,57 g CaCO<sub>3</sub> per ogni g di NO<sub>3</sub>-N ridotto, pari a circa la metà di quella consumata nel processo di nitrificazione.

Mentre un trattamento biologico classico (fanghi attivi) ha un'efficienza di rimozione dell'azoto totale dell'ordine del 10-40%, la denitrificazione, accoppiata alla nitrificazione, è in grado di rimuovere il 90%, ed oltre, dell'azoto totale presente nel liquame.

In definitiva lo schema di impianto più usuale per la rimozione delle sostanze carboniose e dell'azoto, che viene utilizzato anche nell'impianto Smat, è costituito da due reattori biologici (denitrificazione e ossidazione/nitrificazione) in serie, seguiti da un'unica vasca di sedimentazione e due sistemi di ricircolo, della miscela aerata e dei fanghi attivi: ciò significa che uno stesso fango opera, in due momenti diversi, la rimozione del substrato carbonioso e azotato.

Nel primo reattore anossico, che si trova in condizione di miscelazione (mixer sommersi), arriva la miscela aerata di ricircolo proveniente dal reattore aerobico e ricca di nitrati. In tale reattore, avviene la denitrificazione con conseguente eliminazione dei nitrati dalla fase acquosa ed anche di una parte di sostanza carboniosa in quanto viene anch'essa utilizzata dal processo di denitrificazione. Successivamente nel secondo reattore, miscelato ed aerato, avviene sia la restante rimozione della sostanza carboniosa (BOD) sia la trasformazione dell'azoto in forma di nitrato: una buona parte della miscela aerata che esce da tale reattore viene ricircolata nella vasca anossica di denitrificazione, per conseguire la rimozione totale dell'azoto. La restante parte di miscela aerata viene invece avviata al sedimentatore, nel quale avviene la separazione tra la fase acquosa e il fango; di quest'ultimo infine una parte viene ricircolato in testa alla vasca anossica e la restante parte allontanato come fango di supero.



$q$  = portata in alimentazione  
 $q_s$  = portata fango di supero

$q_{r1}$  = portata di ricircolo miscela aerata  
 $q_{r2}$  = portata di ricircolo fanghi  
 $q_r$  = portata complessiva di ricircolo

**Figura 3.2 Schema di un processo a fanghi attivi con pre-denitrificazione (Bonomo L., 2008).**

### 3.1.2. Fabbisogno di ossigeno nel comparto di ossidazione/nitrificazione

Il metabolismo dei batteri aerobi necessita di un quantitativo di ossigeno libero che dipende dall'attività e dalla concentrazione di batteri aerobi, e quindi indirettamente, dalla quantità di sostanza organica biodegradabile presente.

Le trasformazioni che avvengono nella vasca di ossidazione/nitrificazione richiedono quindi la disponibilità di ossigeno in forma disciolta e di conseguenza comportano la necessità di una sua fornitura per bilanciare i consumi legati alla respirazione dei batteri carbonio-ossidanti e di quelli nitrificanti.

In generale la respirazione batterica è distinta in due contributi diversi:

- *Respirazione attiva*: connessa alle reazioni ossidative e di sintesi con le quali viene resa disponibile l'energia necessaria ai microrganismi per il proprio metabolismo e per la sintesi di nuove cellule. Tale componente è quindi proporzionale alla quantità di substrato rimosso (carbonio o azoto ammoniacale), secondo un coefficiente detto di respirazione attiva ( $a$  e  $b$ ).
- *Respirazione endogena*: corrispondente al metabolismo base dei batteri (sempre presente) ed è relativo all'utilizzo del substrato disponibile dai rilasci conseguenti ai fenomeni di mortalità e lisi batterica.

Il fabbisogno di ossigeno per i processi di ossidazione e nitrificazione risulta:

$$R_{O_2}[Kg_{O_2}/d] = a \cdot Kg_{BOD}/d + b \cdot Kg_{Namm}/d + c \cdot Kg_{biomassa}/d$$

dove:

- $R_{O_2} \left[ \frac{Kg_{O_2}}{d} \right]$  = consumo di ossigeno (Kg) nell'unità di tempo (giorni);
- $\Delta Kg_{BOD} = Kg_{BOD,in} - Kg_{BOD,out}$  = differenza tra la portata massica di BOD in entrata e quella in uscita, calcolate come prodotto tra portata influente e concentrazione;
- $Kg_{biomassa} = V_{oss} \cdot SSV$  = prodotto del volume del reattore di ossidazione per la concentrazione di biomassa valutata come solidi sospesi volatili;
- $a, b$  = coefficienti di respirazione attiva, che rappresentano rispettivamente il consumo di ossigeno per la demolizione della sostanza organica e per l'ossidazione dell'ammoniaca.
- $c$  = coefficiente di respirazione endogena.

Il coefficiente  $c$ , a differenza dei primi due ( $a, b$ ), varia fortemente in funzione della temperatura secondo la seguente legge:

$$c_T = c_{20} \cdot 1,084^{T-20}$$

Dove  $c_{20} = 0,13 Kg_{O_2} Kg_{SSV}^{-1} d^{-1}$

Da ciò si può notare che, se non esistono importanti variazioni stagionali dei carichi, il fabbisogno di ossigeno risulta maggiore nella condizione estiva, per via dell'aumento del coefficiente  $c$  al crescere della temperatura.

I coefficienti di respirazione attiva variano da impianto ad impianto. In mancanza di determinazioni dirette, possono assumersi i seguenti valori:

$$a = 0,65 Kg_{O_2} Kg_{BOD}^{-1}$$

$$b = 4,2 Kg_{O_2} Kg_{Namm}^{-1}$$

### 3.1.3. Trasferimento dell'ossigeno nella fase liquida

L'aerazione rappresenta un processo largamente impiegato nel trattamento dei reflui, sia con applicazioni autonome sia soprattutto a supporto di trattamenti di tipo biologico, meccanico o chimico di maggiore complessità ed è finalizzata principalmente alla solubilizzazione dell'ossigeno nei reflui e secondariamente al mantenimento di un adeguato livello di turbolenza in vasca.

È ad esempio utilizzata nel comparto di dissabbiatura per consentire una sedimentazione selettiva di solidi, con separazione di quelli di maggiore densità (sabbie) e il mantenimento in sospensione di quelli più leggeri, di origine organica (oli e grassi).

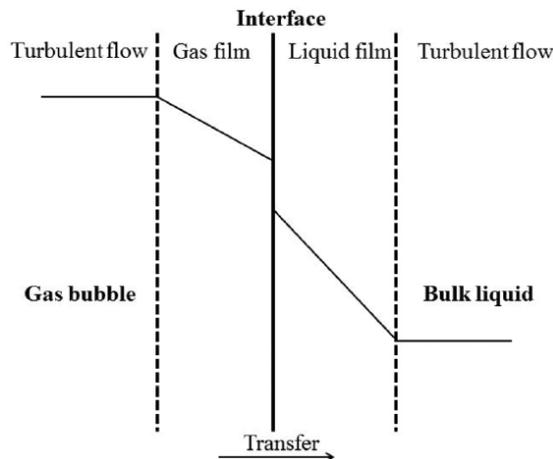
La principale applicazione dell'aerazione rimane comunque quella connessa alla fornitura di ossigeno nel comparto biologico necessaria per assicurare l'aerobicità dei processi biologici, compensando i consumi dovuti alla respirazione batterica.

Nell'ambito di tale tesi, si è posta l'attenzione al trasferimento di ossigeno nelle vasche di ossidazione/nitrificazione del comparto biologico, necessario ai microrganismi per la degradazione del BOD e la trasformazione della sostanza azotata in ossidi di azoto.

Il trasferimento di un gas per diffusione molecolare in un liquido è interpretato mediante teoria del doppio film (figura 3.3), assumendo che all'interfaccia tra le due fasi si mantengano due film sottili in regime laminare, di cui uno costituito dal gas e l'altro dal liquido.

Affinché il gas si solubilizzi nel liquido, esso deve attraversare entrambi i film per diffusione molecolare. Il processo è regolato dalle resistenze diffusive del gas e del liquido, che possono essere considerate in serie, cosicché la solubilizzazione del gas risulta limitata da film che presenta maggiore resistenza alla diffusione.

Nel caso di gas poco solubili, il fattore limitante è rappresentato dal film liquido.



**Figura 3.3 Rappresentazione della teoria del doppio film per il trasferimento di un gas in un liquido (Pittoors E. et al., 2014)**

All'interfaccia tra i due film, la concentrazione di ossigeno è considerata in equilibrio e corrisponde alla saturazione, e può essere calcolata mediante la legge di Henry. Il meccanismo di trasferimento del gas quindi avviene per diffusione molecolare attraverso il film liquido e, in condizioni stazionarie, si può esprimere mediante la seguente legge:

$$\frac{dm}{dt} = -D_L \cdot A \frac{(C_S - C)}{L}$$

Dove:

$dm/dt$  = massa di gas trasferita nel tempo (tasso di trasferimento);

$D_L$  = coefficiente di diffusione molecolare [ $L^2T^{-1}$ ];

$C_S$  = concentrazione a saturazione del gas nel liquido, calcolata in base alle leggi di Dalton e di Henry;

$C$  = concentrazione del gas nel liquido al tempo  $t$ ;

$L$  = spessore del film;

$A$  = area di interfaccia.

Dividendo entrambi i membri per il volume interessato agli scambi di ossigeno ( $V$ ), risultando  $dm/V=dc$ , si ottiene:

$$\frac{dc}{dt} = -D_L \cdot A \frac{(C_S - C)}{L \cdot V}$$

e ponendo  $K_L \cdot a = -D_L \cdot A/(L \cdot V)$ , ottiene:

$$\frac{dc}{dt} = K_L \cdot a (C_S - C)$$

Il coefficiente  $K_L \cdot a$  è definito come *coefficiente globale di trasferimento di massa*. Esso ha le dimensioni di  $T^{-1}$  e dipende dalle modalità secondo cui il gas è introdotto nel liquido (turbolenza, miscelazione e soprattutto superficie specifica di scambio, essendo  $a$  inglobata in tale coefficiente), oltre che dalle caratteristiche del liquido stesso.

In base a tale formula, a parità di ogni altra condizione, la velocità di trasferimento è direttamente proporzionale al deficit di ossigeno disciolto rispetto alla concentrazione a saturazione nel liquido; la solubilizzazione è cioè tanto più facile quanto più bassa è la concentrazione del gas disciolto.

Nel caso di aerazione senza agitazione meccanica (impianto Smat), l'insufflazione di aria alla base delle vasche di ossidazione serve a due differenti scopi: fornire l'ossigeno necessario al metabolismo aerobico e garantire la completa miscelazione della sospensione liquame-fango attivo nel reattore, evitando la sedimentazione del fango. Generalmente, nelle condizioni di carico che si riscontrano più di frequente, garantire la richiesta biologica di ossigeno permette di soddisfare di conseguenza anche la seconda condizione.

### 3.1.4. Capacità di ossigenazione

Si definisce *capacità di ossigenazione (O.C.)* di un sistema di aerazione (in KgO<sub>2</sub>/h), la massa di ossigeno che esso è in grado di solubilizzare in acqua in un tempo unitario. Risulta:

$$(O.C.) = \frac{dc}{dt} \cdot V = K_L \cdot a \cdot (C_S - C) \cdot V$$

Il suo valore dipende dalle caratteristiche del sistema di aerazione attraverso  $K_L \cdot a$  e dal deficit di ossigeno disciolto mantenuto in vasca rispetto alla saturazione. Il trasferimento di ossigeno è quindi massimo quando la sua presenza nel refluo è vicina a zero e si annulla quando vengono raggiunte le condizioni di saturazione.

A parità di apparecchiature impiegate, la capacità di ossigenazione è largamente influenzata dalle condizioni operative tramite:

- la concentrazione a saturazione  $C_S$ , che è funzione della temperatura, della pressione, dell'umidità relativa e della salinità del liquido;
- la concentrazione  $C$ , stabilita in base a due esigenze di processo: mantenere alti valori di deficit per favorire il trasferimento e d'altra parte garantire sufficienti livelli di ossigeno per i microrganismi per non deprimere troppo le cinetiche biologiche;
- il coefficiente  $K_L \cdot a$  risente delle caratteristiche del liquido, soprattutto solidi sospesi e tensioattivi.

Data la grande variabilità di tale parametro, e per consentire confronti tra i diversi sistemi, è pertanto necessario fare riferimento a condizioni operative standard alle quali si rifanno i fornitori delle apparecchiature.

Le condizioni standard sono così definite:

- acqua pulita (bassa salinità, priva di solidi sospesi, tensioattivi, oli e grassi);
- temperatura dell'acqua pari a 20°C;
- concentrazione nulla di ossigeno disciolto ( $C=0$ );
- pressione barometrica pari ad 1 atm;
- umidità relativa dell'aria pari al 100%.

La *capacità di ossigenazione in condizioni standard* si esprime quindi come:

$$(O.C.)_{st} = (K_L \cdot a)_{st} \cdot C^* \cdot V$$

dove:

$(K_L \cdot a)_{st}$  = coefficiente globale di trasferimento in condizioni standard;

$C^*$  = concentrazione a saturazione in acqua pulita per condizioni standard, pari a 9,07 mg/l;

La capacità di ossigenazione per le condizioni reali di funzionamento (O.C.), rappresenta i grammi di ossigeno per m<sup>3</sup> di aria forniti in condizioni operative e viene definita come:

$$(O.C.) = (K_L \cdot a)_T \cdot (C_S - C) \cdot V$$

dove:

$C_S$  = concentrazione a saturazione nel liquido reale per le condizioni di esercizio;

$C$  = concentrazione di esercizio nel liquido reale;

Tale espressione può essere riscritta in base alla capacità di ossigenazione in condizioni standard  $(O.C.)_{st}$  come segue:

$$(O.C.) = (O.C.)_{st} \cdot \left[ \alpha \cdot 1,024^{(T-20)} \cdot \frac{(\beta \cdot C_S^* - C)}{C^*} \right]$$

dove:

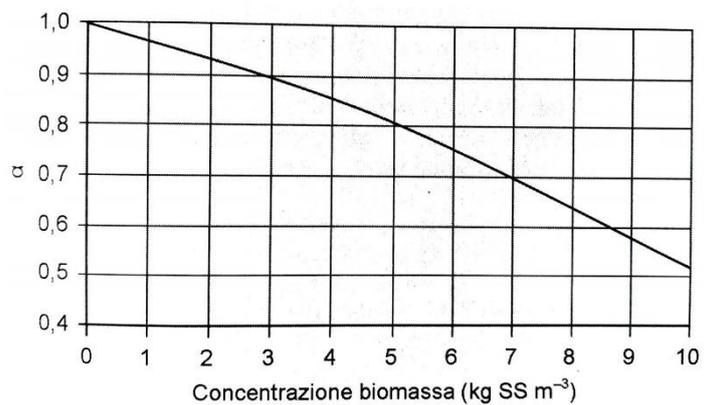
- $C_S^*$  = concentrazione a saturazione in acqua pulita per condizioni di esercizio;
- $\alpha = (K_L \cdot a)_{20} / (K_L \cdot a)_{st}$  = coefficiente di trasferimento di ossigeno, definito dal rapporto tra il coefficiente di trasferimento relativo al liquido reale a 20°C e quello relativo alle condizioni standard; è <1.
- $1,024^{(T-20)}$  = fattore di correzione del coefficiente  $K_L \cdot a$  per il liquido reale tra la temperatura di esercizio T e la temperatura standard di 20 °C determinato sperimentalmente. Tiene conto del fatto che un aumento di temperatura, incrementa la diffusione molecolare e quindi la velocità di trasferimento. Tale coefficiente è quindi maggiore di 1 per  $T > 20^\circ\text{C}$  e minore nell'altro caso.
- $\beta = C_S / C_S^*$  , tiene conto della variazione della concentrazione a saturazione dell'ossigeno dal passaggio da acqua pulita ad acqua reflua, in cui la salinità non è nulla. Un aumento di salinità, soprattutto di cloruri, infatti si traduce in una riduzione della solubilità del gas nel liquido. Nei casi di pratico interesse, si considera  $\beta=1$ , se non nel caso di acque salmastre o salate.
- $h_1, h_2$  rappresentano rispettivamente la profondità di installazione dei diffusori in vasca e la profondità a cui è riferita la curva caratteristica del SOTE, come sarà più chiaro in seguito.

Si deve osservare che nei sistemi ad insufflazione, le bolle d'aria sono introdotte in profondità ad una pressione inizialmente più elevata di quella esterna alla vasca, in ragione del battente idrico sovrastate, ma man mano essa diminuisce lungo il percorso di risalita verso la superficie. Ciò comporta che la concentrazione a saturazione dell'ossigeno assume i valori corrispondenti alla pressione barometrica esterna solo in superficie, risultando negli altri casi maggiore. Di questa situazione, tuttavia, non si tiene conto al fine di garantire un franco di sicurezza utile a compensare le perdite di rendimento che i diffusori subiscono nel tempo, a causa dell'invecchiamento dei materiali o di fenomeni di intasamento, non rimossi completamente durante le periodiche operazioni di manutenzione (Bonomo L., 2008).

I parametri presenti tra parentesi quadre permettono di passare dalla capacità di ossigenazione in condizioni standard a quella nelle condizioni operative, risultando quest'ultima in genere minore della prima.

Il coefficiente  $\alpha$  è influenzato da molte variabili (geometria e condizioni idrodinamiche del reattore, tipologia di aeratori, fattori di scala ecc.), ma principalmente dalle caratteristiche del refluo ed in particolar modo dalla concentrazione di solidi sospesi, tensioattivi, oli e grassi. Questi ultimi tre infatti interessano la superficie di contatto tra la fase liquida e quella solida, determinando un aumento della resistenza alla diffusione molecolare dell'ossigeno nel film liquido. D'altra parte, provocano anche la riduzione della dimensione delle bolle d'aria, a cui consegue un aumento della superficie specifica di trasferimento gas-liquido. Il loro effetto complessivo sul coefficiente di trasferimento dipende comunque dalla modalità di aerazione, che determina il prevalere di uno dei due contributi.

Nel caso dei reattori a fanghi attivi, il parametro che influenza maggiormente il valore di  $\alpha$  è rappresentato dalla concentrazione dei solidi sospesi di natura fioccosa. In questi casi il coefficiente  $\alpha$  si determina quindi da una curva di letteratura (figura 3.4) in funzione della concentrazione di biomassa espressa in Kg SST/m<sup>3</sup>.



**Figura 3.4 Valori del coefficiente  $\alpha$  in funzione della concentrazione di biomassa sospesa nella miscela aerata (Bonomo L., 2008).**

### 3.1.5. Dispositivi di aerazione

La fornitura di ossigeno alle vasche di aerazione può essere effettuata mediante un gran numero di apparecchiature che possono essere raggruppate in due tipologie fondamentali:

- 1) *sistemi a diffusione d'aria*: viene insufflata aria in pressione all'interno della massa d'acqua;
- 2) *aeratori meccanici*: il trasferimento di ossigeno avviene principalmente alla superficie della vasca per effetto del movimento prodotto da un rotore che crea una rilevante superficie di contatto tra l'aria e l'acqua, favorendo la diffusione dell'ossigeno.

I sistemi più utilizzati sono quelli a diffusione, in quanto consentono elevati rendimenti energetici e di solubilizzazione, limitata rumorosità e ridotta formazione di aerosol. D'altro canto, la loro gestione è più impegnativa e la messa in opera più costosa, per il fatto che necessitano di compressori e di un sistema di distribuzione dell'aria.

L'aerazione delle vasche di ossidazione ha diversi obiettivi tra i quali quello di garantire l'omogeneizzazione dell'ossigeno nel refluo, il mantenimento in sospensione dei fiocchi di biomassa (nel caso di sistemi a biomassa sospesa) e la fornitura dell'ossigeno richiesto dal metabolismo batterico. Generalmente nei processi a fanghi attivi, assicurando il fabbisogno di ossigeno ai microrganismi, vengono automaticamente garantite anche le altre due condizioni, essendo queste ultime meno stringenti della prima.

Nei sistemi ad insufflazione, l'aria viene mandata in vasca ad una pressione adeguata, necessaria a vincere le resistenze del battente idraulico e le perdite di carico nel sistema di distribuzione. L'immissione viene effettuata mediante l'utilizzo di diffusori che a seconda della tipologia, condizionano la dimensione delle bolle (Bonomo L., 2008).

In funzione delle dimensioni delle bolle, si possono distinguere tre situazioni (Viviani G., 2005):

- a) sistemi a *bolle fini*: la dimensione media delle bolle è inferiore ai 3 mm; queste sono ottenute mediante insufflazione d'aria attraverso corpi posti, a forma di candele o di dischi, in materiale plastico o in ossidi di alluminio o di silicio sintetizzati in una matrice ceramica.

Al fine del loro corretto funzionamento, è necessario che l'aria alimentata dal sistema di distribuzione sia esente da polvere o da altre impurità che potrebbe provocare intasamenti. È comunque buona norma garantire che essi siano installati in una modalità che ne consente la facile estrazione durante le operazioni di pulizia ordinaria;

- b) Sistemi a *bolle medie*: la dimensione media delle bolle è compresa tra i 3 e i 5 mm e i diffusori sono di solito costituiti da elementi che vengono posti in vibrazione dalla portata d'aria in uscita e consentono una buona ripartizione dell'aria, seppure i fori di passaggio sono di dimensioni considerevoli. La superficie specifica delle bolle è minore rispetto al caso dei sistemi a bolle fini per cui i rendimenti di ossigenazione sono più bassi. D'altra parte essi non richiedono la filtrazione dell'aria e possono essere utilizzati nel caso di funzionamento discontinuo dell'aerazione
- c) Sistemi a *bolle grosse*: la dimensione media delle bolle è superiore ai 5 mm e l'immissione di aria viene in genere ottenuta mediante l'utilizzo di tubi forati.

Nei reattori a miscelazione completa, la richiesta di ossigeno è uniforme in tutta la vasca di ossidazione quindi la disposizione dei diffusori deve essere realizzata a tappeto, al fine di interessare in modo omogeneo tutto il fondo del bacino.



**Figura 3.5 Vasca di aerazione con disposizione di diffusori a disco.**

Attualmente esiste un gran numero di diffusori in commercio che possiamo distinguere in (Bonomo L., 2008):

- *Diffusori porosi in materiale rigido*: sono costituiti in materiale a base minerale (silice, allumina sinterizzata ecc.) di porosità costante in modo da consentire un passaggio uniforme delle bolle d'aria, la cui grandezza dipende dalla dimensione dei pori. Oggigiorno sono largamente utilizzati anche diffusori in plastica rigida, principalmente polietilene ad alta densità (PEAD o HDPE). La presenza di una valvola di non ritorno impedisce l'intrusione di liquido nella rete di distribuzione quando il sistema di aerazione è in stato di arresto. Questi diffusori, soprattutto quelli ceramici, sono soggetti ad intasamento per via di diversi fattori: polvere presente nell'aria alimentata, penetrazione di materiale dall'esterno durante i periodi di arresto dell'aerazione ed infine la crescita di film biologici sulla loro superficie. È quindi necessario prevedere sistemi di monitoraggio dell'intasamento con la misura delle perdite di carico e prevedere interventi periodici di pulizia, realizzabili senza la necessità di svuotamento della vasca, mediante l'aggiunta nella corrente d'aria alimentata, di sostanze ad hoc (detergenti, acido formico, gas anidro ecc.) in base alla natura dei depositi e del materiale dei diffusori. I diffusori porosi più diffusi sono realizzati a forma di disco con diametro di 20-25 cm e fissati su un corpo di alloggiamento, direttamente collegato al sistema di aerazione. Soprattutto per i diffusori in ceramica si trovano modelli di forma cilindrica di 50-60 cm di lunghezza e 6-8 cm di diametro;
- *Diffusori a membrana*: sono costituiti da una membrana di spessore ridotto e molto flessibile, di tipo elastomerica o termoplastica. La membrana presenta dei piccoli fori che si espandono quando l'aerazione è attiva, per poi richiudersi in assenza di flusso, evitando che il refluo entri nella rete di distribuzione dell'aria ed intasi il sistema. I fenomeni di intasamento risultano quindi limitati in quanto il materiale eventualmente depositatosi sulla membrana viene rimosso per effetto dei fenomeni di trascinalimento che si producono nelle condizioni di massima alimentazione. Questi diffusori presentano elevati rendimenti di ossigenazione e ridotti fenomeni di invecchiamento per via della loro elevata elasticità;
- *Diffusori a frammentazione di bolle*: sono sistemi nei quali l'aria è alimentata in bolle di elevate dimensioni mediante ugelli o tubi forati, e c'è la presenza di un dispositivo di frammentazione del flusso gassoso che permette la formazione di bolle di dimensione più piccola. Presentano minori rendimenti di ossigenazione ma d'altra parte richiedono meno esigenze di manutenzione per pulizia e in genere non necessitano della filtrazione preventiva dell'aria.

Le prestazioni dei sistemi ad aria diffusa dipendono sia dalla dimensione delle bolle che dalla profondità di insufflazione, cui sono rispettivamente collegati la superficie di scambio e il tempo di contatto aria-liquido. È d'altronde noto che l'aumento del battente idrico richiede una maggiore prevalenza; dal punto di vista energetico, la soluzione ottimale è definita da vasche della profondità di 4-5 m.

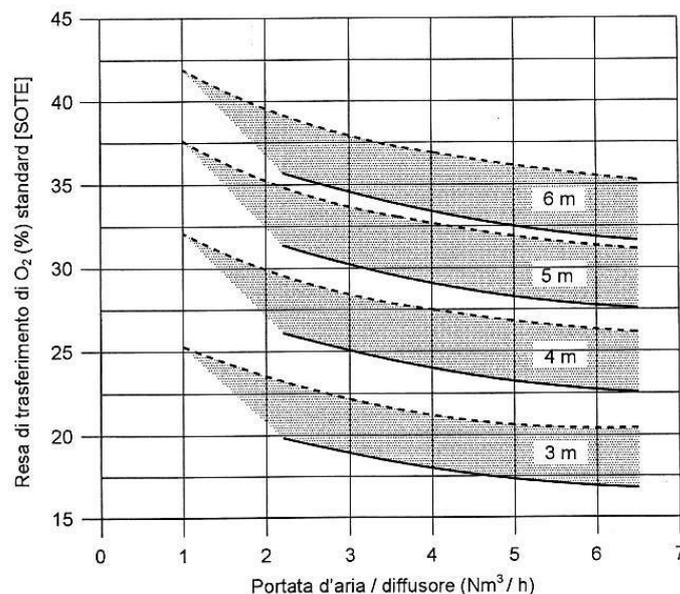
I cataloghi dei costruttori riportano, per condizioni standard, la curva caratteristica del rendimento di ossigenazione, il SOTE (Standard Oxygen Transfer Efficiency), inteso come rapporto tra la quantità di ossigeno solubilizzata e quella immessa. In formule:

$$S.O.T.E. [\%] = \frac{\text{portata massica ossigeno solubilizzato}}{\text{portata massica ossigeno alimentato}} = \left[ \frac{O_2 \dot{in} - O_2 \dot{out}}{O_2 \dot{in}} \right]$$

Esso è funzione della portata specifica d'aria alimentata attraverso ciascun diffusore: quando essa aumenta, infatti, cresce il fenomeno di agglomerazione tra le bolle nell'acqua, con perdite in termini di superficie specifica.

Noto il SOTE, il valore della capacità di ossigenazione in condizioni standard  $(O.C.)_{st}$  relativo ad un singolo diffusore può essere calcolato, come sarà descritto più chiaramente in seguito (paragrafo 3.4), ricordando che un  $m^3$  di aria, in condizioni normali, contiene 0,280 kg di  $O_2$ .

Un esempio di curve del S.O.T.E. è riportato in figura 3.6, nella quale la linea piena si riferisce ad un singolo diffusore al metro quadro, mentre la linea tratteggiata si riferisce ad un gruppo di 6 diffusori al metro quadro.



**Figura 3.6 Rendimento di solubilizzazione, in funzione della profondità di installazione e della portata specifica (Bonomo L., 2008).**

Il S.O.T.E. può essere incrementato (Leoncavallo M., 2009) mediante:

- *aumento della sommergenza*: equivale ad un tempo di ritenzione maggiore delle bolle e ad una maggiore pressione;
- *sistema a bolle fini*: l'efficienza di trasferimento aumenta al crescere della superficie specifica di contatto aria-liquido. Le bolle fini si ottengono mediante l'utilizzo di una membrana meno elastiche o fori più piccoli;
- *alta densità dei diffusori in vasca*: la copertura a tutto fondo regolare e densa controbilancia l'effetto di accelerazione delle bolle e riduce la loro velocità di risalita;

- *distribuzione omogenea dei diffusori in vasca*: i diffusori devono essere spazati omogeneamente, indicativamente non bisogna superare 1,2 m di distanza tra le linee porta-diffusori e possedere superficie ridotta. I diffusori di diametro minore infatti garantiscono una migliore distribuzione dell'aria in vasca (>resa), minore innalzamento centrale della membrana ed effetti di coalescenza leggermente ridotti (>resa) ed infine limitano gli effetti di riduzione di elasticità delle membrane nel tempo perché comportano minori dilazioni e restringimenti (>durata e resa nel tempo).

Il SOTE dipende in modo rilevante dalle condizioni di funzionamento ed in particolare modo dalla profondità di immersione dei diffusori. In mancanza di più precise indicazioni, l'influenza di tale parametro sulle prestazioni dei diffusori, può essere così determinata:

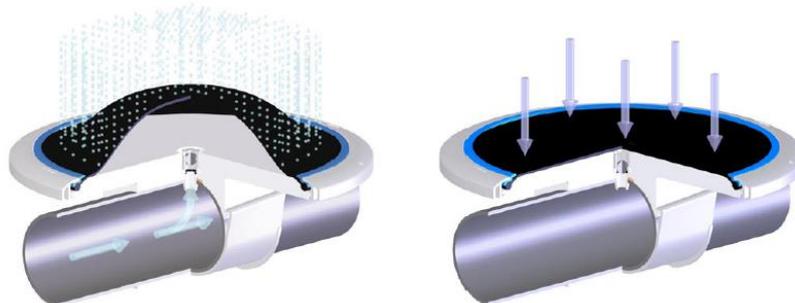
$$\frac{(O.C.)_i}{(O.C.)_{rif}} = \left( \frac{h_i}{h_{rif}} \right)^{0.7}$$

dove il pedice *rif* è relativo a prestazioni di riferimento note e il pedice *i* ad una generica profondità di installazione. Si può notare quindi che a parità di tutte le altre condizioni, ad un aumento della sommergenza dei diffusori segue un incremento della capacità di aerazione.

Il sistema di aerazione lavora insufflando aria ad una pressione che è determinata da diversi fattori tra cui la profondità di installazione dei diffusori (sommergenza), le perdite di carico della rete di distribuzione (valvole, tubazioni) dalla D.W.P. (Dynamic Wet Pressure) di attraversamento della membrana, misurata in KPa o mH<sub>2</sub>O. Quest'ultima assume valori crescenti al diminuire della dimensione dei fori, al diminuire dell'elasticità della membrana e all'aumentare del suo spessore. Inoltre ogni diffusore è soggetto ad un aumento della D.W.P. nel tempo, causato dalla perdita di elasticità per deformazioni permanenti, dal fouling interno legato alla inefficiente filtrazione dell'aria e dal fouling esterno di tipo biologico (biomassa) e chimico (precipitazione di sostanze inorganiche) (Leoncavallo M., 2009).

Nell'impianto Smat oggetto di studio, l'aria viene erogata in vasca mediante l'utilizzo di 12 turbocompressori (3 per ogni modulo), della capacità unitaria di 25.000 Nm<sup>3</sup>/h, i quali alimentano un sistema di distribuzione a bolle fini costituito da un gran numero di diffusori a membrana a forma di disco (figura 3.7) alloggiati ad una profondità di 5,7 m.

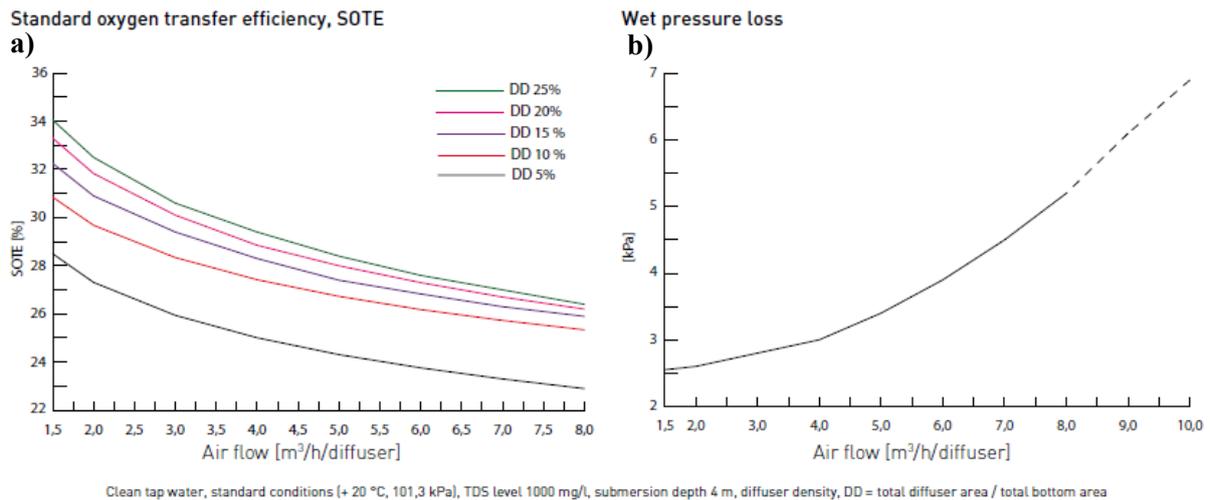
Nella scheda tecnica del costruttore, viene descritto il loro funzionamento: durante l'aerazione (figura a sinistra) la membrana si gonfia e i pori si aprono a causa della pressione dell'aria compressa. Il corpo principale distribuisce l'aria in modo uniforme su tutta la superficie della membrana. Dopo aver attraversato la membrana, l'aria si diffonde in piccole bolle. Quando invece il flusso d'aria è spento (figura a destra), la pressione dell'acqua preme saldamente sulla superficie del disco producendo la chiusura dei pori sulla membrana. La valvola di non ritorno costituita da una sfera d'acciaio spinta saldamente contro una guarnizione interna, assicura che l'acqua non entri nella condotta.



**Figura 3.7 Diffusori a membrana installati nell'impianto Smat. A sinistra il funzionamento durante l'aerazione e a destra il funzionamento a sistema spento (da catalogo costruttore).**

Nella scheda tecnica del costruttore (figura 3.8) dei diffusori installati in impianto Smat, sono riportate le due curve che permettono di valutare la loro efficienza in funzione dei parametri di funzionamento:

- la curva del S.O.T.E. in funzione della portata d'aria per singolo diffusore e della total diffuser area. Quest'ultima, calcolata come rapporto tra la superficie totale dei diffusori e la superficie in pianta della vasca, tiene conto indirettamente della densità di installazione dei diffusori;
- La curva della wet pressure loss in funzione della portata d'aria per singolo diffusore, dalla quale si ricava la pressione richiesta affinché l'aria attraversi i pori della membrana.



**Figura 3.8 a) SOTE [%] in funzione della portata d'aria per singolo diffusore e della total diffuser area b) Wet pressure loss [KPa] in funzione della portata d'aria per singolo diffusore (da catalogo costruttore).**

Nel paragrafo che segue si presenta una panoramica delle possibilità di automazione dei processi biologici a fanghi attivi mediante il controllo di una serie di parametri nei bioreattori e la conseguente regolazione della portata d'aria fornita. Una parte di queste strutture di controllo sono già state validate in campo da diverso tempo, altre sono tuttora utilizzate per la loro semplicità ma non sono certamente efficienti dal punto di vista energetico ed infine altre sono ancora in fase di sperimentazione. Oggigiorno la ricerca in questo settore è molto ampia grazie alle possibilità offerte dalla tecnologia e dalla modellizzazione matematica dei bioprocessi che permette lo studio e la previsione del comportamento di un sistema senza necessità di effettuare sperimentazioni sul campo, con evidente risparmio di risorse, soprattutto economiche.

### 3.2. La regolazione dell'aerazione

La regolazione della portata d'aria insufflata nelle vasche di ossidazione è uno degli aspetti più interessanti e studiati per quanto riguarda l'automazione degli impianti di depurazione sia perché i processi che si verificano in esse dipendono in gran parte dall'ossigeno disciolto (parametro tecnico), sia perché la sua ottimizzazione permette il rispetto dei limiti normativi allo scarico in una modalità mirata all'efficienza energetica (parametro economico).

La situazione più comune utilizzata negli impianti fino a qualche anno fa era quella di fornire in vasca una quantità costante di aria, valutata sulla base del carico massimo di progetto dell'impianto. Questa situazione non risulta tuttavia ottimale in quanto si traduce, nell'arco delle 24 ore, in una concentrazione di ossigeno disciolto in vasca che passa da valori minimi durante le ore di picco del carico inquinante, a valori massimi in corrispondenza invece delle ore di minimo carico, di solito di notte. Questa situazione è da evitare poiché comporta, nel primo caso inadeguatezza verso le richieste biologiche mentre nel secondo spreco energetico, non costituendo ulteriore vantaggio per il metabolismo batterico (modificato da Vismara R., Butelli P., 1999).

Risulta necessario quindi controllare la quantità di aria insufflata in base all'effettivo fabbisogno di ossigeno, funzione delle condizioni operative e delle variazioni orarie, giornaliere e stagionali dei carichi, ottenendo vantaggi in termini di controllo del processo, riduzione dei costi e dei consumi energetici, nonché di resa di abbattimento degli inquinanti.

L'aerazione inoltre è un aspetto di notevole importanza negli impianti di depurazione in quanto oltre a dover garantire il funzionamento dei processi biologici, è anche uno dei fenomeni con i quali è possibile scongiurare il problema di sedimentabilità dei fanghi che va sotto il nome di bulking filamentoso. Inoltre essa è da sola generalmente in grado di garantire l'assenza di materiale sedimentato in vasca di ossidazione e la completa miscelazione del refluo. Dal punto di vista energetico infine la sola aerazione consuma la maggior parte dell'energia elettrica dell'impianto, indicativamente tra il 40 e il 60% di totale (modificato da Leoncavallo M., 2009). Si rende quindi necessario studiare e comprendere al fondo le dinamiche del processo e individuare le strategie di controllo più efficaci.

Al fine di garantire la miscelazione del fango attivo nella vasca di ossidazione ed evitare di far sedimentare i fanghi, in una qualsiasi strategia di controllo (Campanelli M. et al., 2013) si deve garantire innanzitutto una portata d'aria minima, che la letteratura tecnica stabilisce in base alla tipologia del sistema di aerazione installato in impianto: per un sistema a diffusione a bolle fini ad esempio è proposto il valore di  $0,42-0,6 \text{ Nm}^3_{\text{aria}} \text{ h}^{-1} \text{ m}^{-3}_{\text{vasca}}$  (Bolles, 2010; Campanelli et al., 2013). Generalmente comunque tale limite minimo di aria è garantito in quanto le richieste di ossigeno da parte della biomassa aerobica sono di gran lunga superiori.

Comunemente (Campanelli M. et al., 2013), negli impianti di depurazione biologica, la regolazione dell'aerazione viene effettuata in modo elementare ossia essa è manuale o temporizzata od infine è basata su set-point di parametri facilmente misurabili come l'ossigeno disciolto (DO) o l'ammoniaca. Un esempio è dato dall'utilizzo di controllori on/off mediante i quali l'aerazione si attiva solo nel momento in cui l'ossigeno disciolto scende al di sotto di una certa soglia e si spegne quando si raggiunge la concentrazione di ossigeno disciolto desiderato (set point).

Questa semplificazione è sicuramente una soluzione economica in quanto comporta l'adozione di una strumentazione e di dispositivi di controllo più semplici e ciò si traduce in minori costi di realizzazione dell'impianto. D'altro canto, tale situazione non garantisce

l'ottimizzazione delle condizioni di funzionamento, incidendo sulla stabilità del processo biologico e sui consumi energetici. L'efficienza energetica legata all'aerazione infatti si raggiunge minimizzando la differenza tra la quantità di ossigeno trasferito dal sistema di aerazione e il fabbisogno reale del processo biologico (Campanelli M. et al., 2013).

Le possibilità di controllo a piena scala dell'aerazione sono state incentivate negli scorsi anni dal perfezionamento della tecnologia dei sensori di misura on-line e dall'introduzione dei sistemi SCADA negli impianti di depurazione, che permettono una gestione completa e continua dell'intero processo, con la possibilità di intervenire da remoto. Dall'altra parte, lo sviluppo dei modelli di simulazione per i processi a fanghi attivi (ASM) e i modelli di riferimento IWA/COST (BSM) ha reso possibile la comparazione tra differenti strategie di controllo mediante simulazione dell'impianto in un gran numero di scenari (modificato da Amand L, Carlsson B., 2012).

Tuttavia (Ozturk et al., 2016), l'applicazione di strategie di controllo avanzate negli impianti di depurazione delle acque reflue è ancora limitato globalmente, per via della complessità del processo e dell'elevato costo di investimento richiesto per la messa in opera di tali sistemi.

I sistemi di controllo dell'aerazione nelle vasche biologiche possono basarsi su molteplici architetture e logiche di funzionamento, ma vengono principalmente distinte in base alla tipologia dei parametri controllati quali ad esempio l'ossigeno, lo ione ammonio oppure il potenziale di ossido-riduzione (ORP) e rispetto al tipo di logica di funzionamento del controllore (PID, logica fuzzy o reti neurali). Il compito del controllore è in parole semplici, quello di mantenere il valore di una variabile misurata in continuo attorno al valore di set-point (fissato o variabile nel tempo) agendo sulla variabile manipolata, generalmente la portata d'aria. In architetture più complesse come sarà più chiaro in seguito, possono essere abbinati due o più tipi di controllori secondo uno schema di tipo gerarchico, dove l'uscita del primo controllore decide il valore della variabile di set-point in ingresso al secondo controllore, sempre nell'ottica di un'ottimizzazione sempre più spinta del processo.

Dal punto di vista pratico (Vismara R., Butelli P., 1999), nei casi più usuali si utilizza la concentrazione di ossigeno disciolto registrato in continuo nelle vasche di ossidazione come parametro di regolazione, in base al quale il sistema di controllo invia dei segnali del tipo aumenta/diminuisce ai turbocompressori cosicché si abbia la variazione della quantità di ossigeno trasferita e di conseguenza il controllo dell'ossigeno disciolto in vasca. Quando la regolazione è molto frequente o addirittura continua nel tempo, nel caso delle soffianti centrifughe si può operare semplicemente agendo sulla valvola di mandata, mentre negli altri casi si ritiene necessaria l'adozione di motori dotati di inverter, più complessi e costosi.

Il valore di ossigeno da mantenere in vasca può essere fissato manualmente oppure essere calcolato da un controllore sulla base della misura di un altro parametro di processo, quale principalmente l'azoto ammoniacale, come sarà più chiaro nel seguito.

Normalmente (Campanelli M. et al., 2013), per la regolazione della quantità d'aria si utilizzano i controllori di tipo Proporzionale-Integrativo-Derivativo, comunemente abbreviati con il termine PID. Per quanto riguarda il funzionamento, il controllore acquisisce in input il valore del parametro da controllare (in genere DO o  $\text{NH}_4$ ) da uno strumento di misura on-line installato in vasca, e lo confronta con un valore di riferimento (set-point). La differenza tra i due valori costituisce il cosiddetto segnale di errore e quest'ultimo viene usato per determinare il valore della variabile di uscita dal controllore, la quale corrisponde alla variabile manipolabile del processo (portata d'aria). Il controllore PID regola il segnale di uscita in base a tre diversi parametri: il valore del segnale di errore (azione proporzionale), i valori passati del segnale di errore (azione integrale) e la velocità con la quale il segnale di

errore varia (azione derivativa). La parte proporzionale reagisce agli errori di controllo attuale, la parte integrativa riassume gli errori di controllo precedenti e la parte derivativa predice gli errori di controllo futuri.

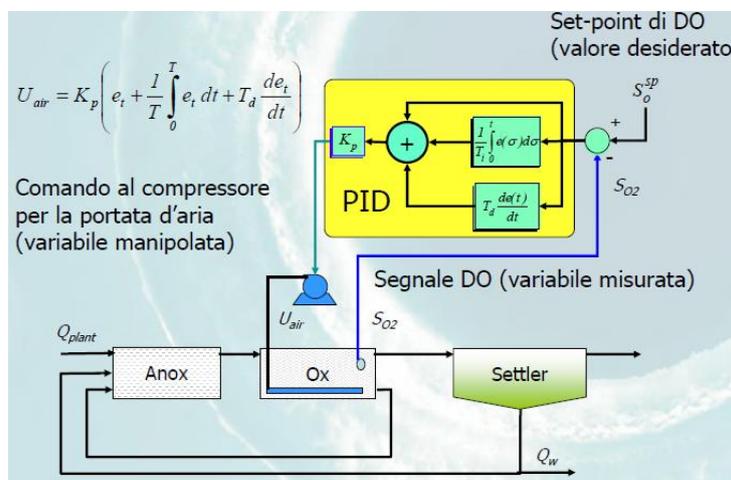
Si guardi a questo punto la figura 3.9 riportata di seguito, nella quale la struttura di controllo fa uso di un controllore di tipo PID per la regolazione del solo parametro di ossigeno disciolto in vasca rispetto al valore di set-point fissato  $OD_{sp}$ .

Il valore in uscita dal controllore sarà la portata d'aria richiesta in vasca al fine di mantenere l'ossigeno disciolto costante e pari in valore al set-point desiderato. Essa rappresenta la variabile manipolata e dipende dalla concentrazione di ossigeno disciolto in vasca al tempo  $t$  ( $S_0$ ), dalla concentrazione di ossigeno disciolto desiderato ( $S_0^{sp}$ ) e dal consumo di ossigeno della biomassa (OUR).

La variabile in uscita viene calcolata dal controllore PID mediante la logica di funzionamento descritta in precedenza e il risultato è rappresentabile dalla seguente formula generica detta legge di controllo:

$$U_{air} = K_p \left( e_t + \frac{1}{T} \int_0^T e_t dt + T_d \frac{de_t}{dt} \right)$$

dove  $e_t$  è l'errore, ossia la differenza tra il valore del set-point di ossigeno (valore di riferimento) e quello misurato dalla sonda fissa in vasca (variabile da modificare). I tre termini tra parentesi tonde rappresentano rispettivamente l'azione proporzionale, integrale e derivativa mentre  $K_p$ ,  $T$  e  $T_d$  sono le tre costanti del controllore e rappresentano rispettivamente il guadagno proporzionale, il tempo integrale e il tempo derivativo. Queste tre sono stabilite in fase di design in base alle specifiche del sistema da controllare.



**Figura 3.9: Rappresentazione del sistema di controllo dell'ossigeno disciolto in vasca di ossidazione mediante controllore di tipo PID (Marsili-Libelli S., 2006)**

Alla misurazione dell'ossigeno disciolto possono essere affiancate, come già anticipato precedentemente, altre misurazioni (Campanelli M. et al., 2013) come ad esempio il potenziale redox, soprattutto nei processi con alternanza di fasi, oppure quella dei nutrienti, principalmente ammoniaca e nitrati. I segnali rilevati in campo devono poi essere processati con logiche di controllo utilizzando o sistemi PID o sistemi non convenzionali, come le reti neurali o la logica fuzzy, al fine di produrre i segnali di comando agli attuatori (valvole, inverter ecc.).

È utile aggiungere inoltre che la direttiva quadro Comunitaria n.60/2000, poi recepita nel Dlgs. 152/2006, ha posto un limite all'azoto totale (e al fosforo) in uscita dagli impianti di depurazione al fine di ridurre i fenomeni di eutrofizzazione delle acque. Gli impianti di depurazione, quindi, si sono adeguati per rimuovere anche i nutrienti dalle acque reflue mediante processi generalmente di tipo biologico.

Per perseguire tali limiti ed ottimizzare il processo (Marsili-Libelli, 2006), risulta quindi necessario controllare anche il processo di rimozione dell'azoto ed in particolare la conversione  $\text{NH}_4$  a  $\text{NO}_3^-$  che avviene nella vasca di aerazione, per due principali motivi:

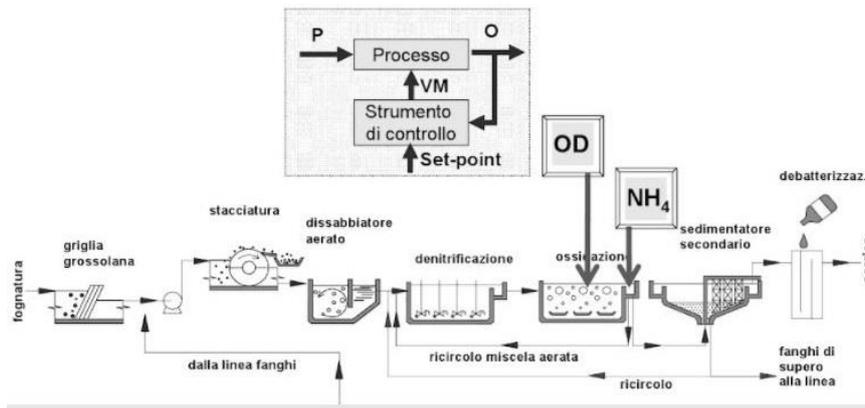
1. se è eccessiva, crea un carico elevato per la denitrificazione ed una operazione antieconomica dell'aerazione;
2. se è insufficiente può produrre  $\text{NO}_2^-$  nell'effluente ed una quantità insufficiente di azoto ossidato disponibile per la successiva fase di denitrificazione.

In passato la capacità di aerazione era dimensionata sul carico carbonioso mentre attualmente viene effettuata principalmente sul fabbisogno per la nitrificazione, sia perché tale reazione richiede una quantità di ossigeno per Kg di substrato rimosso molto più elevata che per il BOD, sia perché una parte considerevole di BOD viene già rimosso nelle vasche anossiche senza consumo di ossigeno.

In una situazione di questo tipo (Campanelli M. et al., 2013), un sistema di largo impiego prevede l'utilizzo di una sonda fissa di  $\text{NH}_4$  posizionata generalmente in corrispondenza della sezione finale della vasca di ossidazione e di un sistema di controllo dell'ossigeno disciolto in vasca (figura 3.10). La logica si basa sul fatto che quando la concentrazione di  $\text{NH}_4$  in uscita dalla vasca è alta, si rende necessario aumentare l'ossigeno disciolto con la finalità di incrementare la velocità di nitrificazione e di conseguenza ridurre la concentrazione di ammoniaca fino al valore desiderato, stabilito in base ai limiti normativi. D'altra parte, per valori ridotti di  $\text{NH}_4$  in uscita, il valore di ossigeno disciolto in vasca può essere abbassato perché la richiesta del processo è minore, ottenendo in questo modo un risparmio energetico. Quando, tuttavia, nei periodi di picco del carico, il valore di  $\text{NH}_4$  torna a salire oltre un valore soglia, è necessario allora aumentare la fornitura d'aria (e quindi l'OD in vasca) per riportare tale valore alla soglia desiderata in uscita.

Nel caso in cui lo schema impiantistico comprende anche la sezione di pre-denitrificazione, il valore di ossigeno disciolto nella vasca di ossidazione non deve tuttavia mai superare un certo valore massimo in quanto, valori troppo elevati di ossigeno nella miscela aerata di ricircolo, possono comportare problemi nella rimozione dell'azoto nella vasca anossica (Hamilton R., 2006).

Per il controllo della concentrazione di ossigeno (Olsson, 2012; Campanelli M. et al., 2013) può essere sufficiente un controllore di tipo Proporzionale-Integrativo (PI) per il quale il set-point di confronto è la concentrazione di  $\text{NH}_4$  desiderata in uscita dalla vasca. Questo primo controllore produce un segnale corrispondente ad un set-point di OD che varia nel tempo, il quale è poi inviato ad un secondo sistema di controllo, quello per l'OD, per la modificazione della fornitura d'aria. Quest'ultimo controllore funziona così come descritto in precedenza, con l'unica differenza che nel caso di figura 3.9, la concentrazione di set-point era costante e fissa, mentre in questo caso viene calcolata con regolarità dal primo controllore in base alle condizioni di processo, secondo una strategia di controllo gerarchizzato. In questi casi si parla anche di sistema a set point di OD dinamico. Un'altra alternativa, che verrà descritta nel seguito, è quella di utilizzare un controllore in logica fuzzy per regolare il valore di ammoniaca in uscita, in sostituzione del più comune controllore PID.



**Figura 3.10** Rappresentazione schematica delle sonde on-line per il controllo dell'aerazione in vasca di ossidazione mediante misura di  $\text{NH}_4$  e logica di controllo. Legenda: P=perturbazione; O=output; VM=variabile manipolata (Campanelli M. et al., 2013).

I controllori di tipo PID descritti fino ad ora sono largamente utilizzati in molteplici processi industriali perché sono standardizzati, facili da realizzare e da tarare ed inoltre funzionano ottimamente in un'ampia serie di applicazioni. I PID hanno successo perché rappresentano una soluzione non facilmente superabile, in generale, nel rapporto efficacia/costo (Secchi C., 2010).

Essi d'altronde sono controllori di tipo lineare e il loro utilizzo comporta delle evidenti limitazioni quando ad esempio vengono applicati al controllo dei processi biologici di depurazione, in quanto questi ultimi si basano su dinamiche non lineari.

La non linearità delle dinamiche di processo nel comparto di aerazione sono dovute principalmente a tre fattori (Åmand L., Carlsson B., 2012; Åmand L. et al., 2013):

1. la portata d'aria immessa in vasca causa la dissoluzione di ossigeno dalla fase gas alla fase liquida. L'efficienza di trasferimento è decisa dal SOTE, il quale decresce in modo non lineare con l'incremento della portata d'aria per via dell'aggregazione delle bolle che riduce la superficie specifica di scambio e aumenta il loro tempo di risalita;
2. l'aerazione in vasca comporta la variazione della concentrazione di ossigeno disciolto nel liquido e quest'ultimo influenza l'efficienza di trasferimento stessa, la quale dipende dal gap tra l'ossigeno disciolto e la concentrazione a saturazione; un aumento nel valore di ossigeno disciolto comporta quindi una riduzione di efficienza;
3. la crescita dei batteri aerobi non è lineare rispetto alla concentrazione di ossigeno disciolto secondo la tipica cinetica di Monod. Inoltre un aumento nella concentrazione di ossigeno incrementa la velocità di nitrificazione con conseguente riduzione di azoto ammoniacale, che a sua volta contrasta parzialmente il fenomeno di nitrificazione stesso.

Oltre a questi tre aspetti, è necessario anche considerare che gli impianti di depurazione sono di per sé dei complessi sistemi non lineari per via delle elevate perturbazioni temporali nelle portate influenti e nei carichi inquinanti, insieme alle incertezze riguardo la composizione dei reflui in entrata (Belchior C. A. C. et al., 2012).

Inoltre è da sottolineare il fatto che le dinamiche di solubilizzazione dell'ossigeno in vasca sono generalmente 5-20 volte più veloci delle dinamiche di utilizzo dell'ossigeno da parte della biomassa. Ciò vuol dire che a partire dall'attivazione dell'aerazione in vasca o dalla modifica della portata d'aria insufflata, la variazione di concentrazione di ossigeno in vasca si registra dopo qualche minuto, mentre affinché l'ossigeno disciolto sia realmente utilizzato dalla biomassa per metabolizzare il substrato, occorrono mediamente 15-20 minuti (modificato da Mappa G., 2014).

Attualmente si stanno diffondendo una serie di controllori basati sulla logica fuzzy, la quale permette di superare una serie di limitazioni imposte dai controllori tradizionali di tipo PID, i quali non sono in grado da soli di adattare la portata d'aria alle condizioni non stazionarie del sistema.

La logica fuzzy è basata su una serie di predicati implicanti del tipo “IF <antecedente> THEN <conseguente>” dove il grado di verità delle condizioni, ossia la definizione della percentuale di veridicità, non vale solo 0 o 1 come nella tipica logica booleana, ma può assumere tutti i possibili valori entro tale intervallo. Questo tipo di logica permette di incorporare la conoscenza del processo disponibile anche in forma qualitativa, utile soprattutto per quelle condizioni per cui non esiste un valore di appartenenza ad una classe pari a 0 o ad 1 (modificato da Marsili-Libelli S., 2006).

Un tecnico con una buona esperienza di campo è generalmente in grado di controllare e gestire un impianto di depurazione biologico in modo soddisfacente usando apparentemente poche osservazioni mirate e una serie di regole pratiche. Per incrementare la sicurezza e migliorare le prestazioni operative e l'autonomia dei processi, è necessario sviluppare sistemi a intelligenza computazionale in grado di simulare il ruolo dell'esperto nell'attività giornaliera. La logica fuzzy in questo senso consente di sviluppare dei controllori in grado di funzionare sulla base della preziosa conoscenza acquisita negli anni dagli operatori mediante le osservazioni empiriche sul funzionamento dei processi (Belchior C. A. C. et al., 2012).

Nel concetto tradizionale (Bonarini A., 2003), un insieme è composto da tutti gli elementi del discorso che soddisfano una data funzione di appartenenza. Nella logica booleana questa funzione associa ad ogni elemento  $x$  dell'universo del discorso un valore “vero” o “falso” a seconda che  $x$  appartenga o meno all'insieme. Questo tipo di logica però dimostra la sua inapplicabilità ai concetti più qualitativi quali ad esempio caldo, freddo, giovane, chiaro, scuro, vicino ecc., che di per sé sono concetti imprecisi e sfumati e vengono definiti col termine di variabili linguistiche. La logica fuzzy invece permette di definire quanto un elemento possiede una certa qualità, ossia quanto esso appartenga ad un dato insieme, mediante una funzione di appartenenza che può assumere una qualsiasi forma. Per fare un esempio semplice, se abbiamo due insiemi dove il primo individua le persone “giovani” e il secondo quelle “anziane” e si voglia collocare all'interno di questi due una persona di 50 anni, la logica fuzzy permette di definire un grado di appartenenza (o verità) ad entrambi gli insiemi (figura 3.11). L'appartenenza ad entrambe le classi può sembrare una contraddizione nella normale logica booleana, ma è invece possibile mediante questo tipo di logica in quanto le due funzioni di appartenenza definite per le persone giovani e anziane sono in parte sovrapposte.

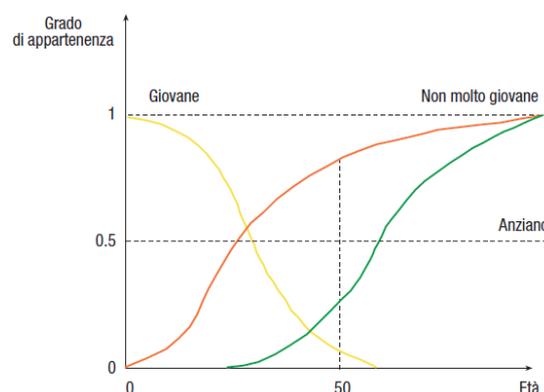


Figura 3.11 Esempi di alcune funzioni di appartenenza (Bonarini A., 2003)

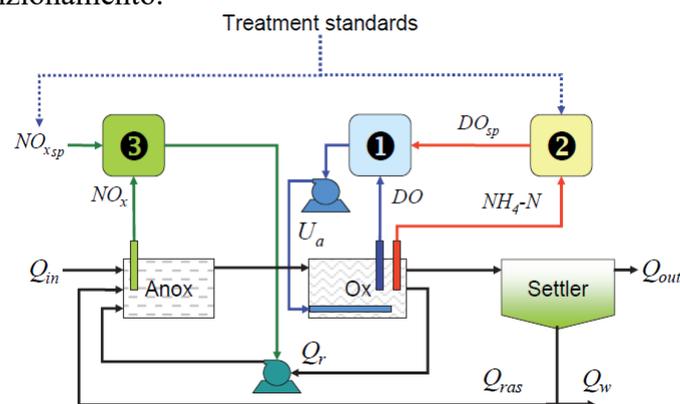
Per quanto riguarda l'applicazione della logica fuzzy al controllo dei processi di depurazione ed in particolare al comparto biologico, sono stati studiati e progettati una serie di sistemi di controllo tra cui si ricordi il sistema brevettato OxyFuzzy che è stato descritto da De Nardo nella sua tesi di laurea del 2013 come possibile soluzione per l'ottimizzazione del sistema di aerazione nell'impianto Smat.

Nel seguito si riprende il discorso legato alle possibilità di controllo del comparto biologico, riportando per prima cosa la sintesi di uno studio scientifico effettuato dai ricercatori dell'università di Firenze (Dainotto A. et al., 2012) nel quale vengono descritte tre possibili soluzioni di controllo in un tipico impianto con trattamento a fanghi attivi con denitrificazione. Queste diverse soluzioni sono state quindi implementate per step successivi nel modello di simulazione dinamico del comparto biologico, permettendo il confronto dei risultati ottenuti in termini di stabilità del processo di depurazione e di consumo energetico.

Lo schema del comparto biologico (Dainotto A. et al., 2012) con le tre possibili strutture di controllo è riportato in figura 3.12:

- 1) controllo a set-point dell'ossigeno disciolto tramite il controllore 1, il quale determina il valore della portata d'aria  $U_a$ ;
- 2) controllo gerarchico dell'ossigeno, dove il set-point ( $DO_{sp}$ ) è aggiustando in funzione della concentrazione di ammoniaca nella vasca di ossidazione (controllori 1 e 2);
- 3) controllo coordinato dell'ossigeno disciolto e degli ossidi di azoto residui nella vasca anossica (controllori 1+2+3).

Come già detto questi schemi di controllo rappresentano 3 step a complessità crescente per cui verranno applicati in serie, al fine di valutare i risultati ottenuti confrontandoli con la soluzione più semplice e con il caso limite di portata d'aria costante in vasca. Il primo sistema è stato già descritto in precedenza ma qui verrà ripreso con una maggiore attenzione alle equazioni in gioco e ai parametri utilizzati per valutarne l'efficienza rispetto alle altre tipologie di controllo. Per quanto riguarda il secondo tipo di controllo, anch'esso è stato già descritto ma in questo studio viene proposta una soluzione nella quale il controllore dell'ammoniaca (controllore 2) funziona in logica fuzzy, per cui saranno riportate le leggi su cui si basa il suo funzionamento.



**Figura 3.12** Schema generale del trattamento biologico e dei controllori. Il controllore low-level numero 1 può operare sia in modalità stand-alone che in combinazione master/slave col controllore 2. I set-point dei controllori 2 e 3 sono determinati dagli standard richiesti dal trattamento (Dainotto A. et al., 2012).

La simulazione del comparto biologico è stata effettuata considerando il modello ASM3\_2N, mentre la valutazione di performance ha fatto riferimento l'approccio proposto da COST ossia il quadro intergovernativo per la cooperazione europea nel campo della ricerca tecnica e scientifica. Secondo questo approccio la performance dipende dalla qualità dell'effluente

(EQ), valutata in funzione dei carichi da rimuovere e dal consumo energetico (AE) costituito dai costi di pompaggi (PE) e da quelli per l'aerazione (AE).

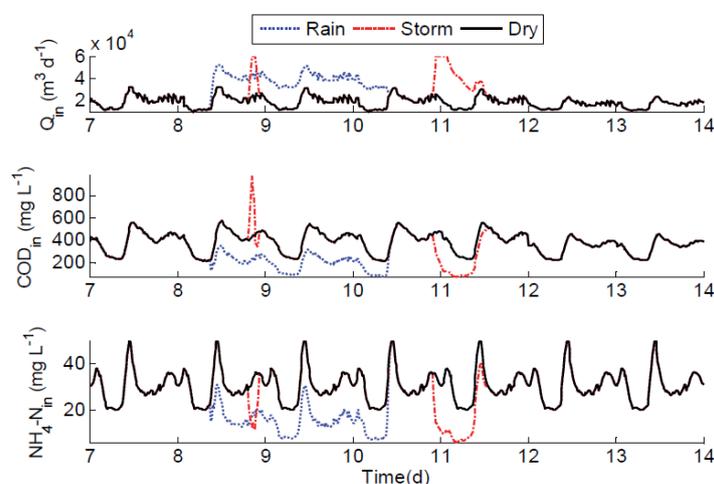
I limiti sulla qualità dell'effluente (tabella 3.3) sono stati stabiliti facendo riferimento alla Direttiva Europea 2000/60 che è stata poi recepita nella direttiva italiana (Dlgs. 152/2006).

**Tabella 3.3 Limiti normativi allo scarico (Dlgs. 152/2006) (Dainotto A. et al., 2012).**

| Inquinanti e unità                                  | Valore limite |
|---|---------------|
| Ammonio-N ( $\text{mg-N L}^{-1}$ )                  | $\leq 15$     |
| Nitriti-N ( $\text{mg-N L}^{-1}$ )                  | $\leq 0.6$    |
| Nitrati-N ( $\text{mg-N L}^{-1}$ )                  | $\leq 20$     |
| BOD <sub>5</sub> ( $\text{mg O}_2 \text{ L}^{-1}$ ) | $\leq 25$     |
| COD ( $\text{mg O}_2 \text{ L}^{-1}$ )              | $\leq 125$    |

Secondo il protocollo di riferimento, la simulazione del sistema (Dainotto A. et al., 2012) deve essere effettuata considerando in ingresso al modello tre serie di dati bisettimanali di portata influente (Q), COD e NH<sub>4</sub>-N, ognuna delle quali deve essere valutata per tre differenti condizioni meteo ossia dry, rain e storm (figura 3.13), per garantire la rappresentatività di tutte le condizioni che si possono verificare in impianto e delle variazioni giornaliere e settimanali dei carichi.

L'implementazione del modello è stata effettuata considerando una sola vasca anossica e una di ossidazione le cui caratteristiche geometriche e di funzionamento sono riportate in tabella 3.4.



**Figura 3.13 Serie temporali dei parametri di ingresso al modello nelle condizioni dry, rain e storm (Dainotto A. et al., 2012).**

**Tabella 3.4 Parametri di processo per simulazione comparto biologico (modificato da Dainotto A. et al., 2012).**

| Parametri di processo   | Valore |
|---|--------|
| Volume vasca anossica (m <sup>3</sup> )                               | 2000   |
| Volume vasca di ossidazione (m <sup>3</sup> )                         | 4000   |
| Volume del sedimentatore secondario (m <sup>3</sup> )                 | 6000   |
| Portata influente Q <sub>in</sub> (m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup> )   | 18443  |
| Portata scaricata Q <sub>ras</sub> (m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup> )  | 18443  |
| Portata di ricircolo Q <sub>e</sub> (m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup> ) | 55338  |
| Portata persa Q <sub>w</sub> (m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup> )        | 385    |

Per prima cosa è stata valutata l'efficienza di funzionamento del controllore 1 rispetto al caso di impianto funzionante mediante insufflazione di una portata d'aria costante.

Il controllore di tipo PID (Dainotto A. et al., 2012) è il requisito necessario per un controllo di processo più avanzato e permette di regolare l'ossigeno in vasca producendo un segnale di portata incrementale  $\delta u_a(t)$  che a seguito di integrazione, produce il comando completo dell'aerazione  $U_a(t)$ :

$$\delta u_a(t) = DO_{sp} - \{\Gamma_t DO_t - \Gamma_2 DO_{t-1} + DO_{t-2}\}$$

$$U_a(t) = U_a(t-1) + \delta u_a(t)$$

dove i coefficienti presenti nelle due equazioni precedenti sono calcolati come:

$$\Gamma_{sp} = K_p K_i T_s$$

$$\Gamma_1 = K_p \left( 1 + K_i T_s + \frac{K_d}{T_s} \right)$$

$$\Gamma_2 = K_p \left( 1 + 2 \frac{K_d}{T_s} \right)$$

$$\Gamma_3 = K_p \frac{K_d}{T_s}$$

dove  $T_s$  è il tempo di campionamento, e  $P=[K_p, K_i, K_d]^T$  è il vettore dei parametri del controllore PID. Questi ultimi sono stati calcolati dalla minimizzazione della seguente funzione:

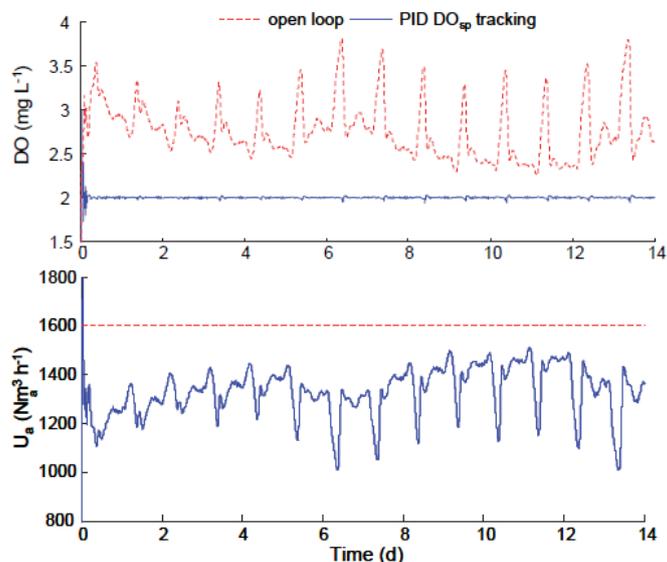
$$ITAEU = \frac{1}{T} \int_0^t (|e(t)| + \lambda |\delta u_a(t)|) dt$$

Dove  $e(t) = DO_{sp} - DO(t)$  e  $\lambda=10^{-3}$  è il fattore di ponderazione per la portata d'aria incrementale  $\delta u_a(t)$ .

Una volta ricavati i parametri ottimali del PID, è stata effettuata la simulazione che ha permesso di confrontare i risultati del controllo con PID autonomo (stand-alone) su set-point fisso di 2 mg/l con quelli di un sistema a circuito aperto corrispondente al caso di aerazione a portata costante.

L'andamento del processo nell'arco delle due settimane analizzate ha mostrato come il controllore riesce a garantire in modo ottimale il livello di ossigeno di set-point fissato per il processo e garantisce al contempo un effluente con caratteristiche idonee, adattandosi alle

variazioni dei carichi influenti. Si registra una riduzione drastica dei consumi energetici di circa il 26% mediante insufflazione di una portata d'aria variabile in funzione delle condizioni di processo (tabella 3.5).



**Figura 3.14** Risultati del controllo del livello di ossigeno mediante PID con set-point di DO di 2 mg/l a confronto con sistema a portata d'aria costante (Dainotto A. et al., 2012).

**Tabella 3.5** Confronto tra controllo con PID autonomo e sistema a portata d'aria costante (Dainotto A. et al., 2012).

| Parametri di valutazione della performance      | Circuito aperto | PID autonomo |
|---|-----------------|--------------|
| ITAEU   | -               | 1344,80      |
| EQ (Kg BOD d <sup>-1</sup> )                    | 6775,82         | 6753,18      |
| Costi per l'aerazione AE (kWh d <sup>-1</sup> ) | 7532,13         | 5552,26      |
| Risparmio energetico (%)                        | -               | 26,28        |

Il prossimo step di controllo consiste nel far lavorare i due controllori 1 e 2 in modalità master/slave ossia rendendo il livello di ossigeno di set-point in entrata al controllore 1 dipendente dalla concentrazione di azoto ammoniacale residuo richiesto nella vasca di ossidazione. Il controllore numero 2 ha quindi il compito di stabilire la relazione tra l' $\text{NH}_4$  residuo e l'ossigeno disciolto di set-point  $\text{DO}_{\text{sp}}$ . Questo processo è stato già descritto in precedenza, ma in questo caso il secondo controllore lavora in logica fuzzy.

La logica si basa sul fatto che un aumento della concentrazione residua di  $\text{NH}_4$  al di sopra di un intervallo operativo denota una nitrificazione carente per cui si richiede un aumento dell'aerazione, la quale è realizzata mediante l'aumento del set-point di ossigeno al controllore 1. Se l' $\text{NH}_4$  rientra nell'intervallo operativo il set-point di ossigeno non cambia, mentre una riduzione di  $\text{NH}_4$  implica un'eccessiva aerazione quindi il set-point va ridotto in modo da consentire un risparmio energetico.

Queste regole vengono implementate nella logica fuzzy mediante una serie di implicazioni del tipo *if*  $\text{NH}_4$  *then*  $\text{DO}_{\text{sp}}$ , ossia in base ai valori di ammoniaca misurata regola il set-point di

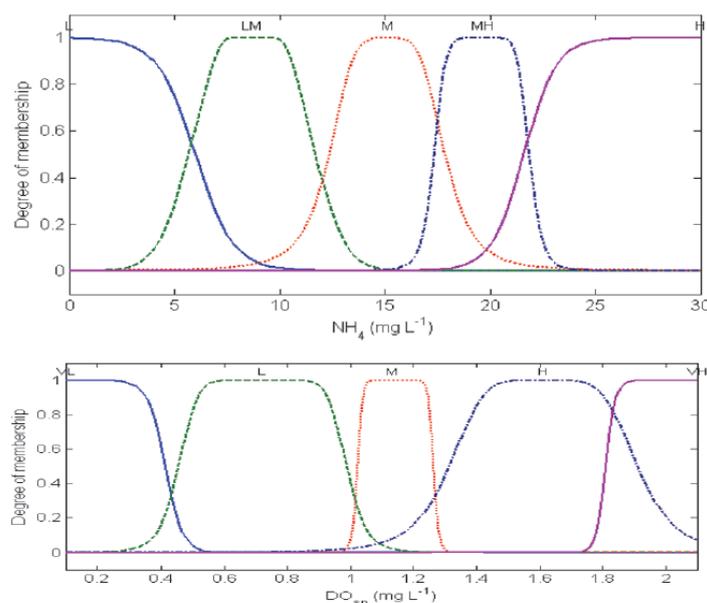
ossigeno su di un certo valore. Queste regole (Belchior C.A.C. et al., 2012) sono in parte arbitrarie e in parte possono essere fornite dagli operatori esperti dell'impianto. Nel caso in esame le regole implementate sono riportate nella tabella 3.6 che segue.

**Tabella 3.6 Regole fuzzy per il controllore 2 (Dainotto A. et al., 2012).**

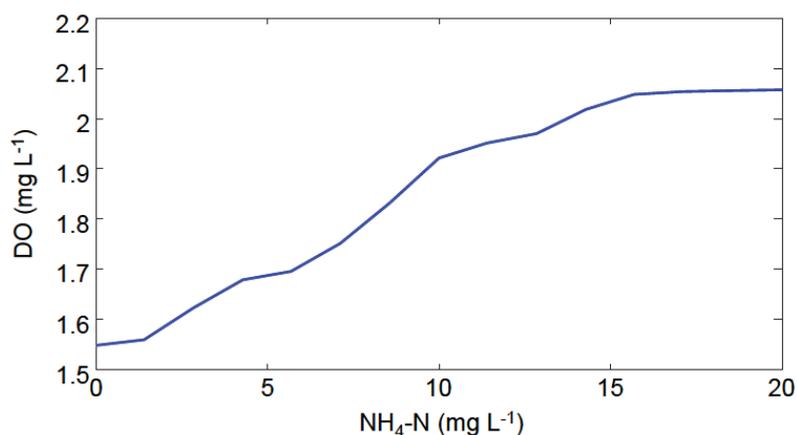
| Regola n. | Antecedente (NH <sub>4</sub> -N) | Consequente (DO <sub>sp</sub> ) |
|-----------|----------------------------------|---------------------------------|
| 1         | Low (L)                          | Very Low (VL)                   |
| 2         | Low Medium (LM)                  | Low (L)                         |
| 3         | Medium (M)                       | Medium (M)                      |
| 4         | Medium High (MH)                 | High (H)                        |
| 5         | High (H)                         | Very High (VH)                  |

In base alla concentrazione di ammonio in vasca infatti il controllore 2 (master) determina un set-point variabile nel tempo di DO, il quale è utilizzato dal controllore 1 per determinare il segnale di portata d'aria richiesta in vasca U<sub>a</sub>.

Le funzioni di appartenenza per l'antecedente (NH<sub>4</sub>) e il conseguente sono mostrate in figura 3.15. In figura 3.16 è invece rappresentata la funzione di trasferimento del controllore in logica fuzzy, in cui è stato considerato un valore massimo di ammoniacca pari a 20 mg/l e un massimo valore di set-point di ossigeno disciolto pari a 2 mg/l.



**Figura 3.15 Funzioni di appartenenza per l'antecedente (NH<sub>4</sub>) e il conseguente (DO<sub>sp</sub>) (Dainotto A. et al., 2012).**

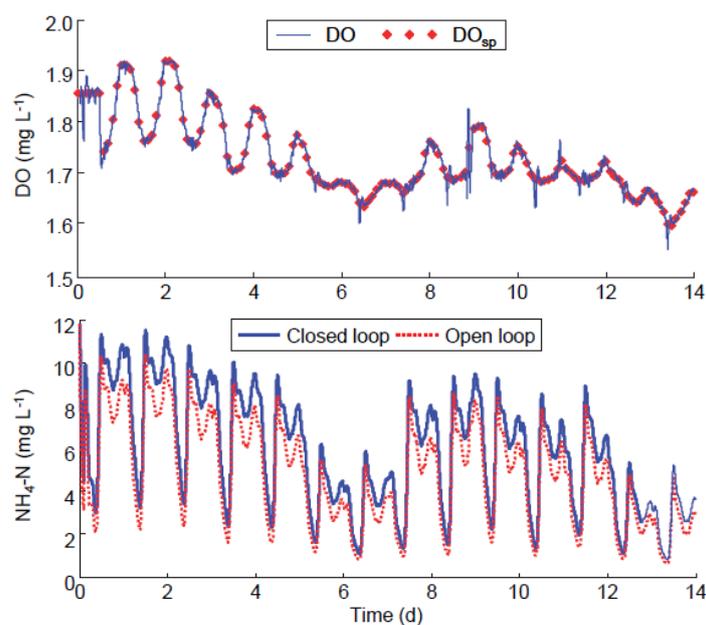


**Figura 3.16 Funzione di trasferimento per il controllore 2 (Dainotto A. et al., 2012).**

La simulazione del comparto biologico con il nuovo sistema di controllo, ha mostrato (tabella 3.7), rispetto al caso di portata d'aria costante, una riduzione dei consumi energetici per l'aerazione di circa il 36% mentre un aumento della concentrazione di  $\text{NH}_4$  (figura 3.17), comunque sempre al di sotto dei limiti di legge. La combinazione dei due controllori ha comportato un buon allineamento alla variazione temporale del  $\text{DO}_{\text{sp}}$ .

**Tabella 3.7 Performance del sistema master/slave con il PID autonomo e il sistema a circuito aperto (Dainotto A. et al., 2012).**

| Parametri di valutazione della performance      | Circuito aperto | PID(1) autonomo | PID (1) + fuzzy (2) |
|---|-----------------|-----------------|---------------------|
| ITAEU   | -               | 1344,80         | 1426,3              |
| EQ (kg BOD d <sup>-1</sup> )                    | 6775,82         | 6753,18         | 7601,88             |
| Costi per l'aerazione AE (kWh d <sup>-1</sup> ) | 7532,13         | 5552,26         | 4797,73             |
| Risparmio energetico (%)                        |                 | 26,28           | 36,30               |



**Figura 3.17 Andamento dei valori di  $\text{DO}_{\text{sp}}$  ottenuti con la combinazione master/slave dei controllori 1 e 2 (Dainotto A. et al., 2012).**

Il terzo schema di controllo proposto è affiancato ai controllori 1 e 2, il cui funzionamento è stato descritto in precedenza, ma non è legato direttamente all'aerazione delle vasche di ossidazione/nitrificazione. Esso infatti permette la regolazione della portata di ricircolo della miscela aerata in modo da assicurare la giusta quantità di  $\text{NO}_x$  nella vasca anossica, compatibilmente con la disponibilità di COD per le reazioni di denitrificazione e quindi la quantità effettivamente riducibile ad azoto gassoso.

Il controllo si basa sulla misura degli  $\text{NO}_x$  nella vasca anossica con l'obiettivo di mantenere il loro valore al di sotto di una certa soglia, fissata pari a 2 mg/l. Questo tipo di controllo è stato implementato sia mediante un controllore PID (controllore 3a), che da uno in logica fuzzy (controllore 3b), in modo da confrontarne le performance.

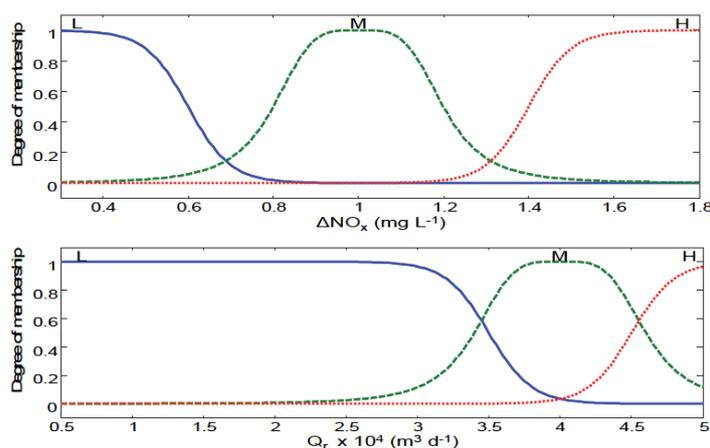
Il controllore fuzzy agisce per tenere la concentrazione di  $\text{NO}_x$  nella vasca anossica al di sotto di una certa soglia, posta nel caso in esame pari a 2 mg/l, agendo sulla portata di ricircolo  $Q_r$ . Questo comportamento è garantito da una serie di regole basate sull'errore  $\Delta\text{NO}_x = \text{NO}_{xsp} - \text{NO}_x$ , del tipo *if*  $\Delta\text{NO}_x$  *then*  $Q_r$ . Queste sono specificate in tabella 3.8.

Il funzionamento del sistema si basa sul fatto che quando l'errore è piccolo (alta concentrazione di  $\text{NO}_x$ ), la denitrificazione sta operando alla sua massima capacità per cui è necessario ricircolare una minore quantità di  $\text{NO}_x$  dalla vasca di ossidazione mentre vale il contrario quando la concentrazione di  $\text{NO}_x$  in vasca assume valori bassi. Quando infine  $\Delta\text{NO}_x$  si trova nel range operativo, la portata di ricircolo non deve essere cambiata.

**Tabella 3.8 Regole fuzzy per il controllo degli  $\text{NO}_x$  nella vasca anossica (Dainotto A. et al., 2012).**

| Regola n. | Antecedente ( $\Delta\text{NO}_x$ ) | Consequente ( $Q_r$ ) |
|-----------|-------------------------------------|-----------------------|
| 1         | Low (L)                             | Low (L)               |
| 2         | Medium (M)                          | Medium (M)            |
| 3         | High (H)                            | High (H)              |

In figura 3.18 sono riportate le funzioni di appartenenza per il rispetto delle regole fuzzy della tabella 3.7.

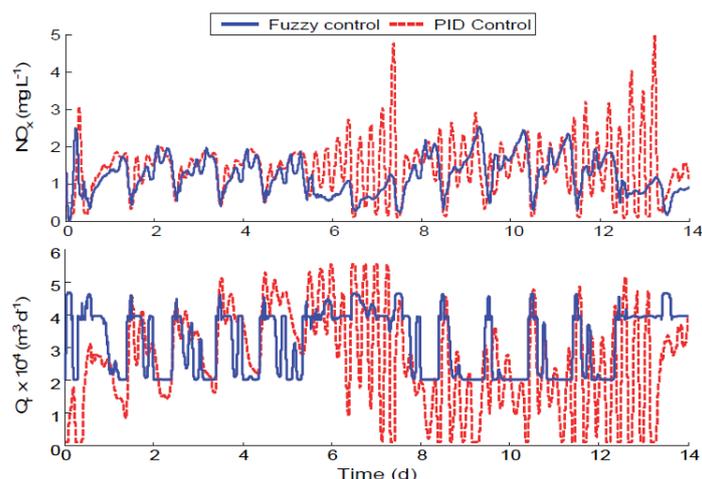


**Figura 3.18 Funzioni di appartenenza per la logica fuzzy per il controllo della portata di ricircolo  $Q_r$  (Dainotto A. et al., 2012).**

Infine in figura 3.19 viene confrontata la performance delle due tipologie di controllori. In generale i due controllori mostrano una risposta comparabile anche se ognuno dei due presenta dei propri pro o contro, infatti il controllore fuzzy permette di produrre un effluente

di migliore qualità (tabella 3.9) con minori oscillazioni, mentre il PID ha altri vantaggi legati al maggiore risparmio energetico raggiunto ed un minore valore della funzione ITAEU. Tuttavia, il suo comportamento oscillatorio potrebbe compromettere questi risultati quando viene implementato nella realtà in un impianto di depurazione.

La ragione del comportamento oscillatorio del controllore PID, che non è possibile rimuovere, può essere spiegata con la presenza di un ritardo nel circuito di controllo dovuto ai tempi “morti”. Questi ultimi sono legati al ritardo intrinseco delle attrezzature di misura e del controllo dei motori elettrici, dalla risposta non immediata delle reazioni di rimozione dell’azoto che impiegano molto tempo per adeguarsi alle variazioni di flusso.



**Figura 3.19 Performance dei controllori (PID e fuzzy) per il controllo degli NO<sub>x</sub> in vasca anossica (Dainotto A. et al., 2012).**

**Tabella 3.9 Confronto tra le performance dei controllori 3a e 3b rispetto al caso di circuito aperto (Dainotto A. et al., 2012).**

| Parametri di valutazione delle performance      | Circuito aperto | PID (3a) | Fuzzy (3b) |
|---|-----------------|----------|------------|
| ITAEU   | -               | 1513,4   | 1579,4     |
| EQ  | 6775,82         | 7944,53  | 7210,51    |
| Costi per l’aerazione AE (kWh d <sup>-1</sup> ) | 7532,13         | 4442,72  | 4595,11    |
| Costi per il pompaggio (PE)                     | 1764,93         | 1179,03  | 1472,22    |
| Risparmio energetico (%)                        |                 | 39,53    | 37,74      |
| Produzione di fanghi (ton y <sup>-1</sup> )     | 2524,606        | 2341,15  | 2474,49    |

Un’altra possibilità di regolazione dell’ossigeno in vasca è data dal controllo a multi-set point, in cui il funzionamento del controllore è basato su una serie di valori fissati di ossigeno. La portata d’aria insufflata dipende dalla concentrazione di ossigeno misurata dalla sonda on-line e dal range dei valori di set-point in cui essa rientra. In questo modo, la quantità di ossigeno fornito è in ogni momento il più possibile vicino all’effettiva richiesta, incrementando in questo modo la stabilità del processo di depurazione e riducendo nel contempo i costi. Al fine di rendere efficiente questo tipo di controllo, è necessario sintonizzare i set point di ossigeno in base alle specifiche dell’impianto nel quale deve essere implementato.

Nel seguito quindi si discute il procedimento necessario per la scelta dei valori ottimali di set-point e i risultati che si conseguono mediante la loro implementazione in un impianto reale. Si riporta uno studio effettuato nel 2011 da quattro ricercatori spagnoli (Fernández F.J. et al., 2011).

L'impianto oggetto di studio è un piccolo impianto di depurazione localizzato a Ciudad Real in Spagna ed ha una potenzialità di progetto di 20.000 abitanti equivalenti. Esso consta di un trattamento primario, un trattamento secondario operato in due vasche di ossidazione circolari da 4000 m<sup>3</sup> e un trattamento terziario. La portata media influente nell'impianto è pari a 4.400 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup> e i carichi medi di sostanza organica (COD) e di azoto totale giornalieri sono pari rispettivamente a 2552 e 335 Kg d<sup>-1</sup>.

L'aerazione delle vasche di ossidazione è garantita dall'utilizzo di 825 diffusori a bolle fini collocati sul fondo della vasca e collegati a tre compressori, di cui al massimo due possono lavorare in contemporanea. Essi possono essere regolati secondo tre livelli operativi ossia stop (S), low speed (LS) e high speed (HS) ed inoltre vengono controllati da un regolatore a multi set point di ossigeno (figura 3.20) con 5 livelli di aerazione.

Come si evince dalla figura 3.20, la risposta del sistema varia a seconda dell'ossigeno disciolto per assicurare la migliore risposta in ogni momento, secondo cinque livelli. L'implementazione di questo sistema di controllo nel suddetto impianto ha mostrato un'adeguata efficienza durante molti anni di funzionamento, nonostante i set point di ossigeno fossero stati fissati arbitrariamente all'avvio dell'impianto.

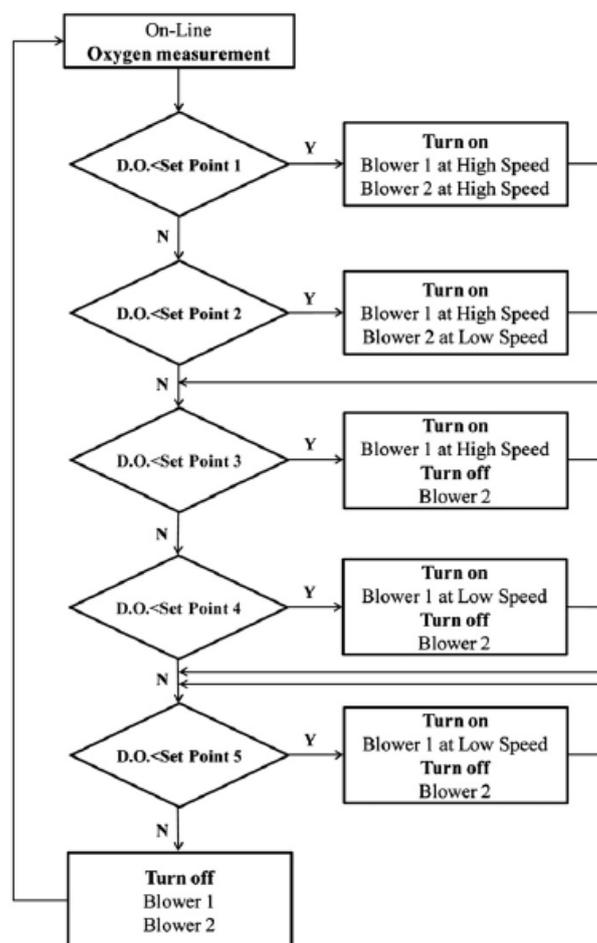


Figura 3.20 Schema del funzionamento di un controllore a multi-set point on/off (Fernández F.J. et al., 2011).

Nonostante quindi la regolazione sia adeguatamente efficiente, essa può essere ancora ulteriormente ottimizzata scegliendo in modo opportuno, per ognuno dei cinque livelli, i set point di ossigeno sulla base dei quali opera il controllore.

La procedura di ottimizzazione ha consistito di quattro fasi:

1. la definizione e la calibrazione del modello matematico per la descrizione dei principali processi che avvengono nel reattore biologico;
2. ottimizzazione matematica off-line dei valori di set-point di ossigeno del controllore;
3. integrazione del modello con i set point determinati;
4. implementazione full-scale del nuovo set point di ossigeno e valutazione dei risultati ottenuti.

Nel primo step si è reso necessario individuare un modello matematico capace di simulare adeguatamente l'impianto reale ed in particolar modo il comportamento del sistema di fornitura d'aria. La scelta è ricaduta sull'Activated Sludge Model n.1 (ASM1) in quanto prende in considerazione i processi di consumo dell'ossigeno più importanti.

Tale modello è stato calibrato con i dati reali registrati in impianto, dai quali sono stati simulati soltanto i parametri stechiometrici e cinetici più importanti che entrano nel modello, in base ad un'analisi di sensitività. La stima dei parametri ha visto la scelta di un set iniziale di parametri, la risoluzione le equazioni del modello e poi l'utilizzo del metodo di Gauss-Newton per minimizzare gli errori tra i valori teorici determinati dalle previsioni modello e i risultati attuali.

Successivamente (secondo step) l'ottimizzazione dei set point di ossigeno è stato effettuato utilizzando l'algoritmo di Rosenbrock e ha avuto come scopo la minimizzazione dell'aria fornita ai reattori biologici, provvedendo nel contempo ad assicurare l'ossigeno richiesto dalla biomassa e i limiti di qualità dell'effluente secondo la direttiva EU.

Per rappresentare adeguatamente il sistema reale, nell'algoritmo sono stati considerati i vincoli fisici del sistema di aerazione reale riguardo la minima e la massima portata d'aria e la massima durata dei periodi di accensione e spegnimento. Questi ultimi infatti a lungo andare causano il danneggiamento dei sistemi di aerazione. È stata impostata una portata d'aria massima per evitare l'usura del sistema, una portata minima per garantire la miscelazione del refluo ed è stato imposto infine un massimo tempo per i periodi di spegnimento per evitare la sedimentazione dei fanghi e le condizioni anaerobiche nel reattore.

L'ottimizzazione dei valori di set point è stata condotta considerando come valori di partenza per l'iterazione quelli utilizzati fino ad allora in impianto.

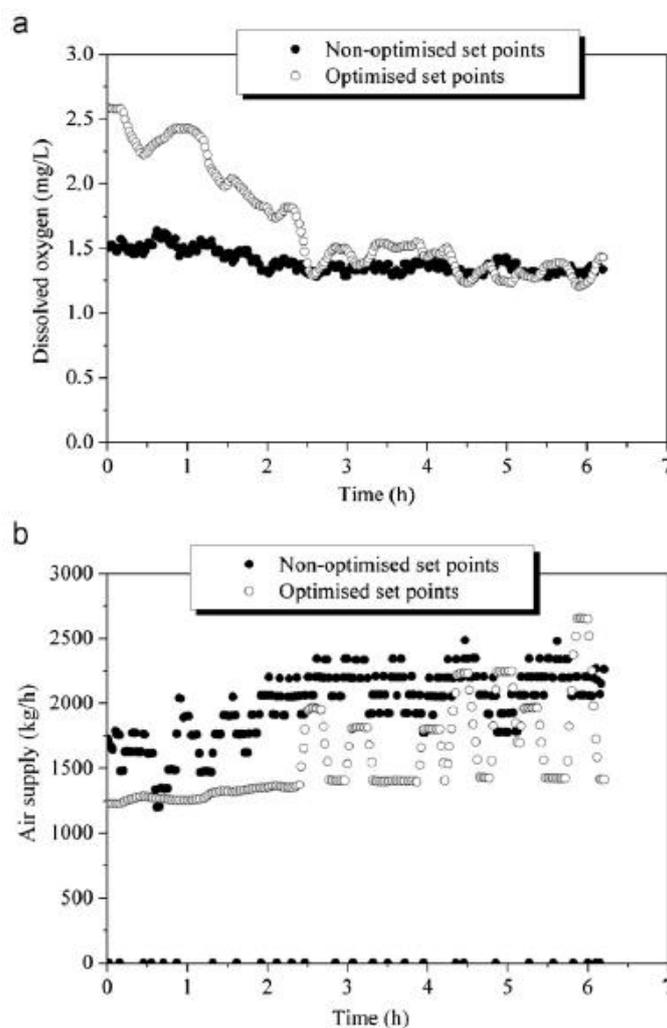
Nel terzo step è stato utilizzato il software commerciale ASIM v. 3.0 (Gujer & Larsen, 1995) per testare off-line i set point di ossigeno ottenuti in precedenza. Data l'impossibilità di aggiungere vasche anossiche all'interno del programma, il processo è stato simulato come una serie di quattro vasche a completa miscelazione. Per evitare possibili deviazioni, il modello è stato calibrato utilizzando i valori dei parametri ottenuti per il precedente modello ASM1.

Prima della calibrazione del modello matematico del processo biologico e dell'ottimizzazione dei set point, è stata richiesta l'effettuazione di una serie di prove nell'impianto per determinare il coefficiente globale di trasferimento di massa  $K_L$ , la capacità di ossigenazione (O.C.) e il tasso di consumo di ossigeno da parte della biomassa (OCR). Le sperimentazioni in campo sono state effettuate considerando tutti e tre i possibili livelli operativi dei compressori ossia high speed-high speed, high speed- low speed e high speed-stop e per ognuno di questi sono stati determinati i coefficienti suddetti.

Lo step finale ha consistito nell'applicazione dei nuovi valori di set point in campo e nel confronto, nelle stesse condizioni operative, del comportamento del sistema rispetto al funzionamento secondo i vecchi valori di set point fissati arbitrariamente. Per evitare disturbi legati a eventi di pioggia, variazioni stagionali dei flussi e altri eventi non ordinari, la sperimentazione è avvenuta in alcuni giorni della stagione secca.

I risultati (figura 3.21) mostrano che l'ossigeno disciolto nel caso di sistema a set point ottimizzati richiede una prima fase di adattamento della durata di circa 3 ore. Si può comunque notare che questo tipo di sistema permette di mantenere un valore più alto di ossigeno disciolto in vasca rispetto all'altro caso e inoltre la deviazione standard dei valori di ossigeno si attesta su valori minori, dimostrando una maggiore stabilità di processo.

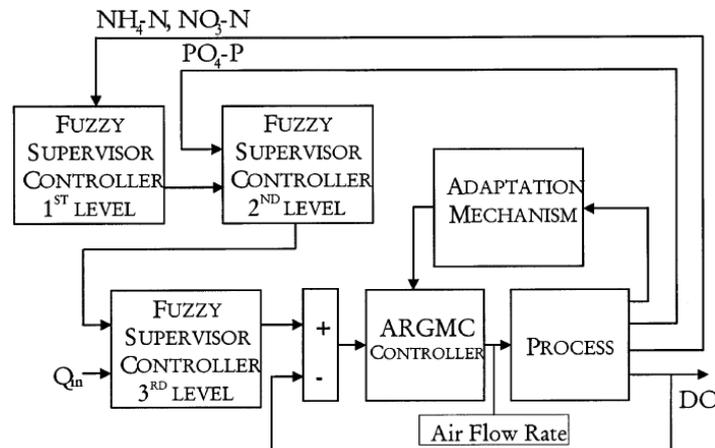
Infine il risultato degno di nota è legata alla riduzione nella portata d'aria fornita in vasca durante il periodo di sperimentazione, che ha permesso una riduzione energetica stimata pari al 17 % circa.



**Figura 3.21** Evoluzione della concentrazione di ossigeno disciolto (a) e di aria fornita in vasca di ossidazione nei casi di set point non ottimizzati (nero) e ottimizzati (grigio) (Fernández F.J. et al., 2011).

Una diversa modalità di applicazione della logica fuzzy è stata proposta da Galluzzo M. et al. (2001) per il controllo del comparto di aerazione di un impianto a fanghi attivi in cui si persegue anche la rimozione biologica del fosforo. In questo caso il sistema di controllo è costituito da un controllore di supervisione in logica fuzzy, che presenta una struttura

gerarchica su tre livelli e determina in continuo il set point di ossigeno ottimale, il quale viene poi utilizzato come input da un controllore di tipo ARGMC (Adaptive Robust Generic Model), che regola la portata d'aria da insufflare in vasca per adattare la concentrazione di ossigeno al valore desiderato. Quest'ultimo controllore opera sulla base di considerazioni sulla non linearità del processo di dissoluzione dell'ossigeno, di cui si può tenere in conto nel suo algoritmo di controllo. Lo schema di controllo completo è mostrato in figura 3.22.



**Figura 3.22** Struttura di controllo completa per il comparto biologico di un impianto a fanghi attivi con rimozione biologica del fosforo. Sono presenti tre livelli di controllori fuzzy e un controllore ARGMC per la regolazione della portata (Galluzzo M. et al., 2001).

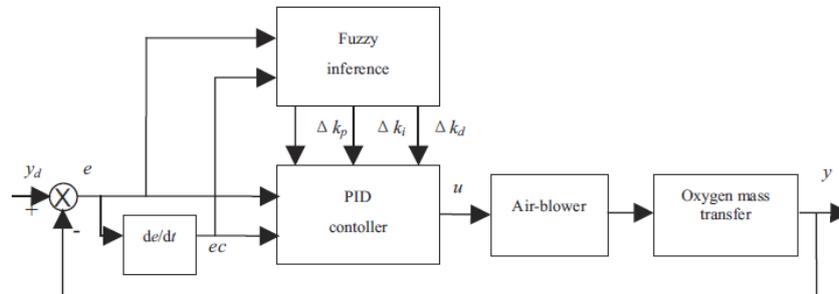
Per quanto riguarda il funzionamento, il primo controllore riceve come variabile di input la concentrazione di  $\text{NH}_4\text{-N}$  e  $\text{NO}_3\text{-N}$  nell'effluente della vasca di aerazione e determina in uscita il primo valore di approssimazione del set point di ossigeno. Il controllore di secondo livello usa come variabili in input l'uscita del precedente controllore e la concentrazione di  $\text{PO}_4\text{-P}$  nell'effluente della vasca di aerazione. Il suo compito è quello di correggere la concentrazione di set point di ossigeno per tenere in conto anche la rimozione del fosforo. Infine l'ultimo controllore riceve in ingresso la portata liquida e l'output del secondo controllore producendo un ulteriore fattore di correzione per adattare il processo di aerazione al cambiamento della portata influente, eliminando i disturbi ad esso legati.

I risultati della simulazione e degli esperimenti in impianto hanno mostrato che possono essere ottenute buone condizioni operative mediante lo schema descritto sia per quanto riguarda gli obiettivi di depurazione che dei costi di aerazione.

Un'altra possibilità di controllo in un tipico impianto di depurazione a fanghi attivi si basa sulla misura del potenziale di ossidoriduzione (ORP) e dell'ossigeno nel reattore di ossidazione/nitrificazione. Chiavola A. et al. (2017) hanno applicato un sistema di controllo basato su questi parametri in un impianto a fanghi attivi in provincia di Roma della capacità di 50.000 abitanti equivalenti, effettuando poi un confronto in termini di consumo energetico e di efficienza di rimozione di COD con un sistema Oxy-fuzzy implementato in un impianto da 75.000 abitanti equivalenti nella stessa provincia di Roma. I risultati hanno mostrato che il sistema Oxy-fuzzy ha una forte flessibilità di funzionamento e la sua adozione ha prodotto una riduzione del consumo energetico medio annuo del 13%, mentre il sistema basato sull'ORP ha prodotto una riduzione del solo 2%. Quest'ultimo infatti sembrerebbe essere più idoneo per gli impianti in cui i carichi influenti non variano significativamente e quindi possono essere meglio gestiti.

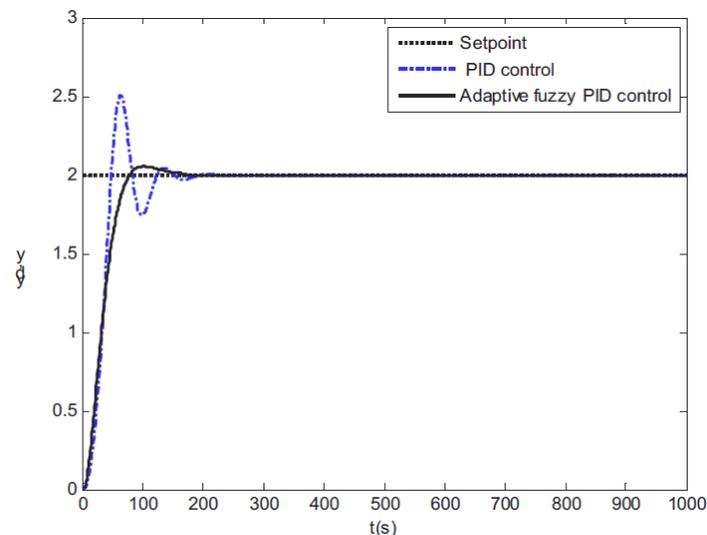
Hong-tao Y. et al. (2013) hanno mostrato che è possibile aumentare la capacità di tracciamento dell'ossigeno disciolto in vasca mediante l'adozione di una differente versione del tipico controllore lineare di tipo PID, che va sotto il nome di "adaptive fuzzy PID". Questi

controllori sono progettati per utilizzare una logica fuzzy per la sintonizzazione dei parametri del PID, sulla base di una serie di regole di controllo fuzzy. Lo schema del sistema è rappresentato in figura 3.23. Il sistema in logica fuzzy ad ogni step  $k$  acquisisce in ingresso l'errore tra le misure di ossigeno misurato e desiderato ( $e = y_d(k) - y(k)$ ) e la variazione dell'errore ( $ec = de/dt$ ) e restituisce i valori dei tre parametri del controllore PID, ossia il guadagno proporzionale ( $\Delta K_p$ ), integrale ( $\Delta K_i$ ) e derivativo ( $\Delta K_d$ ), con il quale poi il controllore PID calcola il segnale di portata d'aria da inviare ai compressori.



**Figura 3.23 Schema di controllo di un “adaptive fuzzy PID” (Hong-tao Y. et al., 2013)**

È stata a questo punto effettuata una simulazione al fine di confrontare le performance di un tipico controllore PID rispetto ad un controllore PID “adaptive fuzzy” per il controllo dell'ossigeno disciolto in vasca rispetto ad un valore di set point pari a 2 mg/l. I risultati (figura 3.24) mostrano come il controllore sopra descritto permette un controllo più efficiente nell'ossigeno disciolto, riducendo il comportamento oscillatorio tipico di un tipico controllore PID.



**Figura 3.24 Confronto tra il comportamento di un controllore PID e di un controllore PID adaptive fuzzy (Hong-tao Y. et al., 2013).**

In definitiva, la scelta del sistema di controllo da implementare in un determinato impianto, dipende oltre che dalle caratteristiche dell'impianto, dalle sue limitazioni e possibilità di investimento, anche dalle Normative ambientali nazionali e comunitarie. Queste ultime hanno un impatto importante in quanto definiscono gli obiettivi di qualità delle acque e il periodo di tempo rispetto al quale si valuta il rispetto dei limiti. Questi ultimi possono essere riferite a brevi periodi o a lunghi periodi (esempio concentrazioni medie mensili), con la conseguenza che sistemi più o meno complessi debbano essere implementati a seconda dei casi. Infatti in paesi differenti (Amand L., Carlsson B., 2012), una variazione ripetitiva dei carichi in ingresso

all'impianto può essere vista sia come un disturbo da rimuovere, nel caso i limiti si riferiscono a medie su breve periodo, sia semplicemente come una variazione rispetto al valore medio, quando il limite è su un periodo più lungo.

Per quanto riguarda l'impianto municipalizzato di Castiglione Torinese (Smat, 2016), ognuna delle 6 vasche che compongono il comparto di ossidazione/nitrificazione dei moduli 1, 2 e 3, presenta un controllo in continuo dell'ossigeno disciolto, dell'ammoniaca e dei nitrati. L'immissione di aria (Smat, 2016) nella singola vasca viene regolata da un sistema di controllo in base alla concentrazione di ammoniaca rilevata dalle sonde oppure, se necessario per motivi di processo, in base al valore di ossigeno disciolto. Il sistema di supervisione permette di impostare una concentrazione di set point di ossigeno per ogni vasca e regolare la portata d'aria fornita in vasca mediante l'apertura di valvole a farfalla in logica PID posizionate sulle condotte di mandata dell'aria. I compressori presenti in impianto non possiedono inverter per la variazione della velocità del motore, per cui l'unica soluzione risulta quella di regolare le valvole di mandata.

Più nel dettaglio, la regolazione dell'aria in vasca viene effettuata a step, in base alla concentrazione di ammoniaca misurata in vasca dalle sonde on-line del sistema di supervisione, in modo da fornire la portata di aria strettamente richiesta dal metabolismo batterico. In funzione del valore di azoto ammoniacale ( $\text{NH}_4$ ) misurato, viene determinato il set-point di ossigeno da mantenere in vasca secondo i livelli riportati in tabella 3.10.

**Tabella 3.10 Regolazione dell'aerazione a step per l'impianto di Castiglione Torinese (De Nardo C., 2013).**

| $\text{NH}_4$ [mg/l] | $\text{O}_2$ [mg/l] |
|----------------------|---------------------|
| <1.5                 | 0.8                 |
| 1.5<x<3.0            | 1.5                 |
| 3.0<x<5.0            | 3.0                 |
| 5.0<x<7.0            | 4.0                 |
| 7.0<x<9.0            | 5.0                 |
| >9.0                 | 7.0                 |

Il set point minimo di ossigeno in tabella 3.3 è atto a garantire la rimozione biologica del BOD, mentre quello massimo pone un limite all'aerazione delle vasche, evitando forniture eccessive non giustificate ed energeticamente dispendiose.

Gli step del valore di aria da insufflare in vasca (De Nardo C., 2013) vengono calcolati in funzione dello scarto tra il valore di ammoniaca misurata in campo dalle sonde fisse e il valore desiderato in uscita, legato ai limiti normativi. Questa differenza fornisce la correzione alla portata d'aria da applicare rispetto al set point minimo imposto, che può essere determinata dalla seguente formula:

$$\Delta OD = K(\text{NH}_4^{\text{medio}} - \text{NH}_4^{\text{set point}})$$

dove  $K$  è una costante di proporzionalità espressa in  $\text{mgO}_2/\text{mgNH}_4$  il cui valore è stabilito dal gestore del processo.

Nel modulo 4 invece, la portata d'aria viene regolata manualmente mediante l'utilizzo anche in questo caso di valvole a farfalla.

Studi più approfonditi dovrebbero essere condotti per valutare in primis l'efficienza e in secondo luogo la fattibilità tecnico-economica dell'adozione di un sistema innovativo di controllo dell'ossigeno disciolto nelle vasche di ossidazione, tra quelli presentati in precedenza. Modelli di simulazione dinamica del comparto biologico sono sicuramente un valido supporto alle decisioni in questo senso ma, come molti studi dimostrano, essi non riescono comunque a tenere conto di tutte le variabilità che si manifestano in campo.

Un altro aspetto degno di nota è il fatto che gli studi e i risultati presentati in precedenza fanno riferimento nella maggior parte dei casi a simulazioni o a sperimentazioni su impianti relativamente piccoli, per niente confrontabili con le dimensioni e la complessità dell'impianto Smat. Quest'ultimo infatti riceve i reflui per un carico complessivo di 2,5 milioni di abitanti equivalenti, ossia 500.000 AE per ciascun modulo. Il sistema di controllo attualmente implementato nei primi tre moduli dell'impianto consta di un grande numero di sensori on-line per via del gran numero di vasche di ossidazione presenti (6 per ogni modulo) e il malfunzionamento di una o più sonde di misura, nel caso di piena automazione dell'impianto, comporterebbero una regolazione errata e renderebbero il processo difficilmente gestibile.

Sulla base delle esperienze pregresse, si è giunti alla conclusione che non è possibile delegare il controllo totale del comparto biologico al sistema di telecontrollo, in quanto questo presenta intrinsecamente una minore flessibilità operativa rispetto al caso di controllo manuale, con il quale si possono risolvere anche situazioni particolari ed impreviste, grazie alla conoscenza approfondita dei processi acquisita nel tempo dai tecnici dell'impianto.

### 3.3. Campagne di misura del 2017

Per poter avere dei dati aggiornati sulle condizioni di funzionamento dell'impianto Smat di Castiglione Torinese, si è ritenuto opportuno programmare ed effettuare due nuove campagne di misura per il 2017, distinte nei periodi estivo ed invernale al fine di valutare il comportamento del comparto biologico sia durante il periodo caldo che durante quello freddo. Come per la precedente campagna del 2016, il campionamento è stato effettuato sui moduli 3 e 4 dell'impianto.

L'individuazione dei suddetti moduli è stata concordata con la direzione dell'impianto Smat a seguito di un riscontro oggettivo sul loro funzionamento. Il gestore dell'impianto aveva infatti indicato inizialmente i moduli 1 e 3 come quelli che operavano in maniera migliore, in quanto questi erano stati soggetti nell'anno 2015 ad un minor numero di interventi di manutenzione, sia a valle che a monte del comparto biologico, mostrando quindi un funzionamento più costante e non problematico.

Al fine di individuare il modulo che tra i due presentasse una migliore funzionalità riguardo alle vasche di ossidazione, è stata effettuata un'analisi statistica sui valori di pressione e portata d'aria insufflata nelle vasche aerobiche riferite all'anno 2015, condotta utilizzando i dati estratti dal sistema di controllo SCADA con un dettaglio temporale di un'ora. Le portate d'aria, prima di poter essere utilizzate analiticamente, sono state normalizzate e infine, tramite l'uso del software JMP, si è proceduto alla generazione delle analisi. Dai risultati è emerso che da un punto di vista statistico, i valori di portata d'aria del modulo 3 siano più affidabili del modulo 1 durante il periodo di riferimento considerato (anno 2015). Per questo motivo si è deciso di applicare il modello al modulo 3 ed in particolare al semi-modulo CA 3009-3015 che ha mostrato una funzionalità migliore dell'altro (CA 3008-3016).

Il modulo 4 è stato invece selezionato perché rappresentativo di uno schema di trattamento differente rispetto agli altri moduli. Il suo comparto biologico è infatti costituito da una serie di vasche anossiche e aerobiche in serie, che sottopongono il refluo alternativamente a step di denitrificazione e ossidazione/nitrificazione (sistema a serpentina) prima di essere inviato alla fase di sedimentazione secondaria. Durante la campagna di misura del 2016, il semi-modulo 4009-4016 era in stato di manutenzione per cui fu selezionato l'altro semi-modulo, ossia il 4008-4015. Nell'ultima campagna di misure 2017 si è deciso quindi di continuare l'analisi sugli stessi due moduli, in modo da valutare se il loro comportamento è in linea con quanto è già emerso nell'altra campagna.

Il modello di calcolo che verrà descritto in modo dettagliato nel successivo paragrafo 3.4., è stato applicato alla vasca di ossidazione 3015B del modulo 3 (figura 3.25), mentre per quanto riguarda il modulo 4, data la sua particolare geometria, è stato necessario implementarlo sull'intero semi-modulo CA 4008-4016, ossia considerare tutte e tre le vasche di aerazione 4016A, 4008B e 4016C (figura 3.26).

Durante entrambe le campagne stagionali del 2017, estiva ed invernale, i prelievi di acque e di fango sono stati effettuati sempre contestualmente alla misura in campo dell'ossigeno disciolto con sonda portatile (figura 3.27) nelle vasche di ossidazione scelte come riferimento. In particolare, per definire la distribuzione spaziale di tale parametro, è stata effettuata la misurazione a tre diverse profondità (1, 3 e 5 m), in sei punti della vasca di riferimento per il modulo 3 (3015 B) (figura 3.28) e in quattro punti per ciascuna delle tre vasche di aerazione che compongono il semi-modulo CA 4008-4016 (figura 3.29), per un totale di 18 punti e 54 misure. I valori di ossigeno misurati a 1, 3 e 5 m di profondità saranno indicati nel seguito con le abbreviazioni H1, H3 e H5.

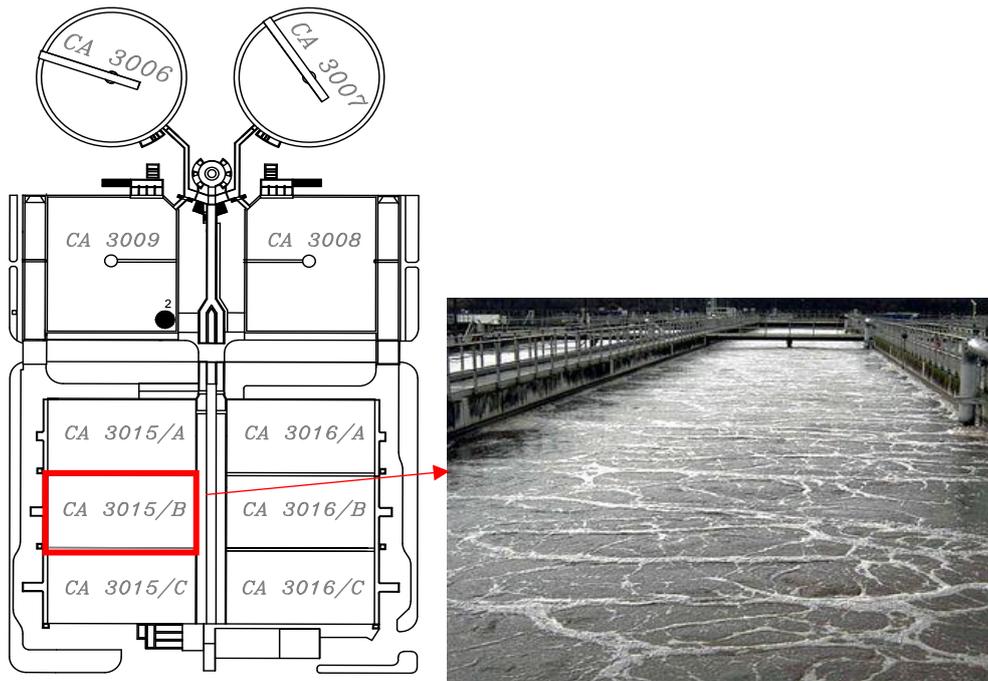


Figura 3.25 Individuazione vasca di ossidazione 3015B del modulo 3 oggetto di analisi.

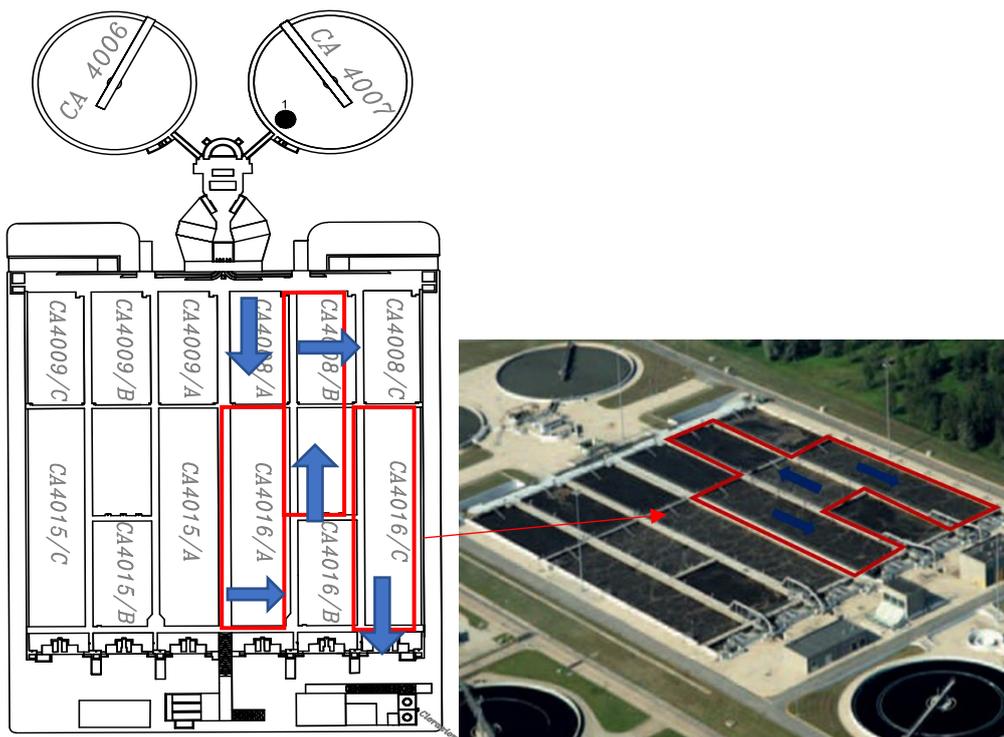


Figura 3.26 Individuazione del semi-modulo CA 4008/4016 oggetto di analisi.

Inoltre, nella nuova campagna di misura del 2017, rispetto alla precedente, è stato chiesto agli operatori incaricati dei campionamenti di registrare, in contemporanea col campionamento e su apposito registro, i valori misurati istantaneamente dalle sonde di linea. A monte vasca sono infatti presenti gli acquisitori delle sonde su cui vengono visionati i valori dei parametri misurati in continuo dai sensori on-line, tra cui il potenziale redox, l'ossigeno disciolto, l'azoto ammoniacale e l'azoto nitrico. Ai fini del seguente lavoro, sarà utile confrontare i valori di ossigeno disciolto e di ione ammonio misurati istantaneamente dalle sonde di linea, sia con quelli registrati su SCADA, sia con quelli misurati dalla sonda portatile (per l'OD) od ottenuti dalle analisi di laboratorio (per l' $\text{NH}_4$ ). È utile notare infatti che i valori disponibili nel sistema SCADA differiscono da quelli riportati a bordo vasca in quanto i primi rappresentano delle medie temporali e non valori istantanei. In particolare la media è calcolata su un intervallo di un'ora per i dati della campagna estiva 2017 e su un intervallo di 15 minuti per i dati della campagna invernale 2017. Questa differenza dipende dal fatto che tra le due campagne di misura c'è stato un aggiornamento del sistema di controllo.



**Figura 3.27 Sonda portatile di misura dell'ossigeno disciolto del tipo multimetro digitale a canale singolo HACH, model number HQ30D (Di Rosa A., 2017).**

I campioni di refluo e fango sono stati prelevati in uscita dalla sedimentazione primaria, dalla denitrificazione e dalla vasca aerobica per quanto riguarda il modulo 3 (figura 3.26) e uno schema di campionamento più complesso (figura 3.27) è stato invece predisposto per il modulo 4, per via della sua particolare struttura. I campioni sono stati successivamente analizzati nei laboratori di Smat secondo le procedure standard definite dai protocolli di analisi specifici. I parametri indagati sono stati i seguenti: BOD, COD, SST, Ntot e  $\text{NH}_4$ .

Si ricordi brevemente il significato di questi parametri:

- **BOD<sub>5</sub>**: la domanda biochimica di ossigeno (Biochemical Oxygen Demand) è una misura indiretta della sostanza organica biodegradabile presente in un refluo ed esprime la quantità di ossigeno necessaria per l'ossidazione biochimica delle sostanze contenute in un'acqua nelle condizioni in cui viene eseguito il saggio stesso. Detta determinazione tende a riprodurre, in laboratorio, le condizioni che si verificano normalmente nei corpi idrici e negli impianti di depurazione di tipo biologico, nei quali la sostanza organica biodegradabile viene utilizzata dai microrganismi che da essa traggono quanto necessario al loro metabolismo (carbonio ed energia) con conseguente consumo di ossigeno. Il metodo che si utilizza più di frequente è il cosiddetto *metodo per diluizione*, che si basa sulla misura dell'ossigeno disciolto nel campione da analizzare, opportunamente diluito, prima e dopo un'incubazione di 5 giorni al buio e alla temperatura di 20°C. La differenza tra le due determinazioni, moltiplicata per il fattore di diluizione, dà il valore del BOD<sub>5</sub> del campione in esame,

espresso in mg/l di ossigeno. La diluizione viene effettuata per campioni per i quali si prevedono valori >5 mg/l (APAT - IRSA/CNR, 2003).

- **COD:** la domanda chimica di ossigeno (Chemical Oxygen Demand) rappresenta la misura dell'ossigeno necessario ad ossidare chimicamente le sostanze presenti in un campione, per mezzo di un ossidante forte in ambiente acido a caldo. Il COD viene preferito al BOD, per il minor tempo richiesto dall'analisi, nel controllo frequente di liquami grezzi e depurati, soprattutto industriali, una volta che sia stato determinato su base statistica il rapporto COD/BOD. Esso permette infatti la valutazione globale della presenza di sostanze ossidabili, ma d'altronde non permette di simulare i processi di degradazione che avvengono in natura. Il metodo prevede l'ossidazione delle sostanze organiche e inorganiche presenti in un campione d'acqua, mediante una soluzione di dicromato di potassio in presenza di acido solforico concentrato e di solfato di argento, come catalizzatore dell'ossidazione. L'eccesso di dicromato viene titolato con una soluzione di solfato di ammonio e ferro (II). La concentrazione delle sostanze organiche ed inorganiche ossidabili, nelle condizioni del metodo, è proporzionale alla quantità di dicromato di potassio consumato (APAT - IRSA/CNR, 2003).
- **SST:** i solidi rappresentano il materiale disciolto o in sospensione di un'acqua naturale o di scarico e la loro analisi sono importanti nei processi di trattamento chimico-fisico e biologico delle acque di scarico. In particolare con il termine solidi sospesi totali si intendono tutte quelle sostanze non disciolte, sedimentabili e non, presenti nel campione di acqua da esaminare, che vengono trattenute da un filtro a membrana, di determinata porosità, quando il campione stesso viene sottoposto a filtrazione. I solidi sospesi totali presenti in un'aliquota di campione d'acqua, il cui volume è scelto in base alla torbidità del campione, vengono quindi raccolti per filtrazione su un apposito filtro a membrana della porosità pari a 0,45 µm e determinati per via gravimetrica dopo essiccamento del filtro ad una temperatura di 103-105°C fino a peso costante. Il valore di SST si calcola come rapporto tra la differenza di peso del filtro dopo e prima della filtrazione e il volume del campione (APAT - IRSA/CNR, 2003).
- **Azoto totale:** è insieme al fosforo, il principale responsabile del fenomeno di eutrofizzazione, ossia l'arricchimento delle acque dovuto ad un carico eccessivo di nutrienti, che provoca la proliferazione delle alghe e di altre forme vegetali con conseguenze dirette sugli equilibri della vita acquatica e sulla qualità delle acque interessate. Il fenomeno comporta infatti la deossigenazione delle acque e l'eventuale instaurarsi di condizioni anaerobiche con conseguente produzione di sostanze maleodoranti e tossiche, sia per gli organismi acquatici che per l'utilizzo idropotabile dell'acqua (Beccari M. et al., 1993). L'azoto totale rappresenta la somma dell'azoto organico e di quello ammoniacale.
- **NH<sub>4</sub>:** lo ione ammonio deriva da fenomeni di demolizione dell'azoto organico da parte dei batteri e nei reflui urbani ha origine prevalentemente animale o vegetale. L'azoto organico costituisce il 25% dell'azoto totale ed è presente principalmente sotto forma di proteine, aminoacidi, urea e polipeptidi. Questo può essere utilizzato direttamente dai vegetali o può subire un'azione ossidativa in ambiente aerobico in presenza di batteri nitrificanti autotrofi (Bonomo L., 2008).

Di questi valori, quelli che effettivamente entrano come parametri all'interno del modello sono il BOD, l'azoto ammoniacale e i solidi sospesi; questi ultimi saranno convertiti in SSV e rappresenteranno una misura della concentrazione di biomassa nella miscela aerata.

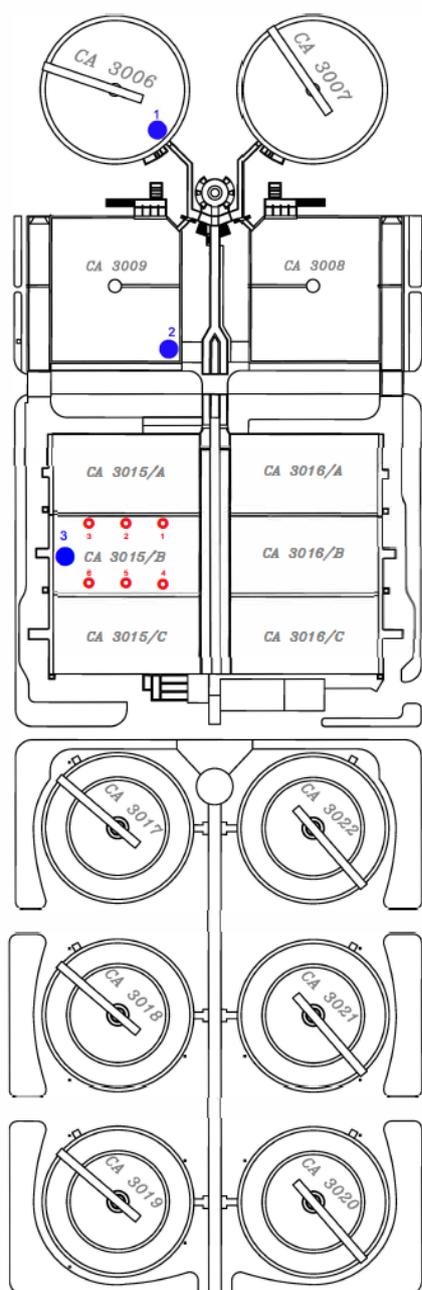
I metodi di analisi utilizzati nei laboratori Smat sono riportati in tabella 3.11.

**Tabella 3.11 Metodi di determinazione dei parametri di qualità delle acque (fonte laboratorio Smat).**

| <b>matrice</b>                 | <b>denominazione della prova</b>        | <b>metodo di prova</b>  | <b>tipo</b>      | <b>tecnica</b>                |
|--------------------------------|---|---|------------------|-------------------------------|
| acque (1)                      | azoto totale                            | M.U. 2441:12  | Metodo ufficiale | Spettrofotometria UV Visibile |
| acque (1)                      | azoto ammoniacale                       | UNI 11669:17 escluso par. B   | Metodo ufficiale | Spettrofotometria UV Visibile |
| acque (1)                      | richiesta chimica di ossigeno (COD)     | ISO 15705:2002  | Metodo ufficiale | Spettrofotometria UV Visibile |
| acque (1)                      | richiesta biochimica di ossigeno (BOD5) | LRC_FDMI0004 2016 rev. Q  | Metodo interno   | Spettrofotometria UV Visibile |
| acque (1)                      | solidi sospesi totali (SST)             | APAT CNR IRSA 2090 B Man 29 2003  | Metodo ufficiale | Gravimetria                   |
| fanghi, rifiuti da depurazione | solidi sospesi totali (SST)             | APHA Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, ed 22nd 2012, 2540 D | Metodo ufficiale | Gravimetria                   |
| fanghi, rifiuti da depurazione | azoto totale                            | M.U. 2441:12  | Metodo ufficiale | Spettrofotometria UV Visibile |
| fanghi, rifiuti da depurazione | azoto ammoniacale                       | M.U. 2363:09 Met. A (escluso par 3)   | Metodo ufficiale | Spettrofotometria UV Visibile |
| fanghi, rifiuti da depurazione | COD                                     | ISO 15705:2002  | Metodo ufficiale | Spettrofotometria UV Visibile |

Lo schema rappresentativo delle misure di ossigeno e dei prelievi per le analisi chimico-fisiche è risultato inalterato rispetto alla precedente campagna di misura del 2016 e lo si riporta in figura 3.26 per il modulo 3 e in figura 3.27 per quanto riguarda il modulo 4. In quest'ultima figura, le frecce in rosso indicano il percorso del refluo nel circuito "a serpentina".

## MODALITA' DI CAMPIONAMENTO PER IL MODULO 3



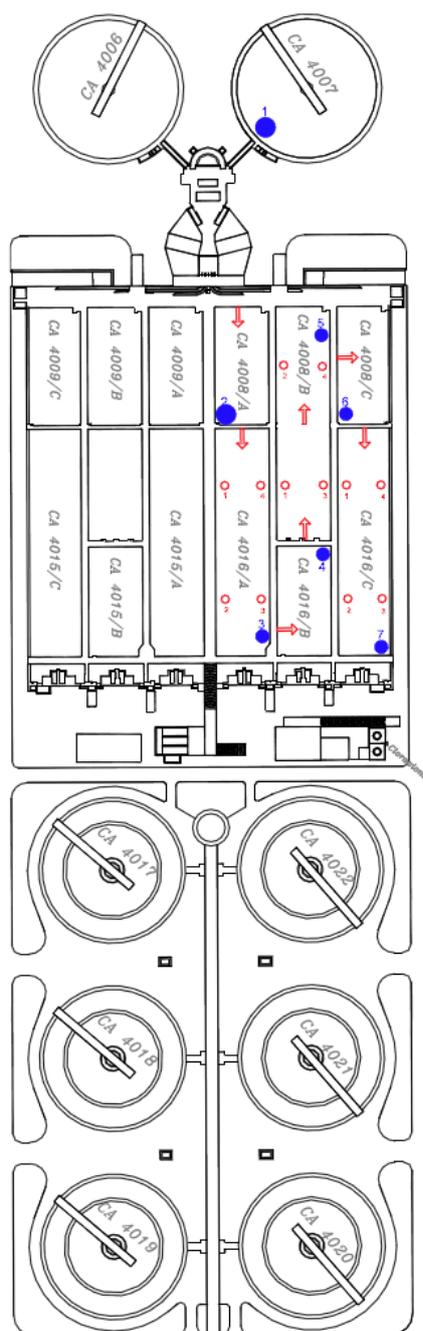
### Modulo 3

CA 3006-3007 Sedimentazione primaria  
CA 3008-3009 Denitrificazione  
CA 3015-3016 Ossidazione biologica  
CA 3017-3022 Sedimentazione secondaria

- Campionamenti ossigeno disciolto DO
- Campionamento BOD, COD, N, NH<sub>4</sub>, SSV
- 1 ● Uscita dal sedimentatore primario
- 2 ● Canale uscita dentro
- 3 ● Uscita stramazzo vasca di ossidazione

**Figura 3.28** Schema di campionamento per il modulo 3 dell'impianto. In rosso i punti di misura dell'ossigeno disciolto con sonda portatile, in blu i punti di prelievo dei campioni per le analisi chimico-fisiche (Di Rosa A., 2017).

## MODALITA' DI CAMPIONAMENTO PER IL MODULO 4



### Modulo 4

CA 4006-4007 Sedimentazione primaria  
 CA 4008A-4016B-4008C Denitrificazione  
 CA 4009A-4015B-4009C Denitrificazione  
 CA 4015A-4009B-4015C Ossidazione biologica  
 CA 4016A-4008B-4016C Ossidazione biologica  
 CA 4017-4022 Sedimentazione secondaria

- Campionamenti ossigeno disciolto DO
- Campionamento BOD, COD, N, NH<sub>4</sub>, SSV
- 1 ● Uscita dal sedimentatore primario
- 2 ● Uscita vasca anossica
- 3 ● Uscita vasca di ossidazione
- 4 ● Uscita vasca anossica
- 5 ● Uscita vasca di ossidazione
- 6 ● Uscita vasca anossica
- 7 ● Uscita stramazzo vasca di ossidazione

**Figura 3.29** Schema di campionamento per il modulo 4 dell'impianto. In rosso i punti di misura dell'ossigeno disciolto con sonda portatile, in blu i punti di prelievo dei campioni per le analisi chimico-fisiche (Di Rosa A., 2017).

Nella campagna di misura 2017 è stato chiesto di effettuare in contemporanea la misurazione dell'ossigeno disciolto in vasca e il prelievo dei campioni di acque reflue destinati ai laboratori Smat, indicativamente alle 9:00 di mattina e alle 14:00 di pomeriggio lungo un arco temporale di 5 giorni (da lunedì a venerdì) per ognuno dei due moduli. Il campionamento nei moduli 3 e 4, per questioni logistiche e temporali, è avvenuta in settimane differenti.

Molti dei dati utilizzati in questo lavoro di tesi sono stati estratti dal sistema di telecontrollo SCADA, mediante l'utilizzo di uno dei PC dell'impianto di Castiglione Torinese.

Su questo è presente un'interfaccia grafica del sistema con l'indicazione di tutti i comparti e le apparecchiature presenti e con una serie di etichette che rappresentano i parametri misurati dalle oltre 5.000 sonde di diverso tipo presenti nell'impianto. Questo sistema permette sia di ottenere informazioni in tempo reale sul funzionamento del sistema controllato, sia estrarre i dati storici presenti in archivio, andando a selezionare un parametro alla volta ed indicando il periodo di riferimento, che nel caso in esame è rappresentato dai giorni in cui è stato effettuato il campionamento.

Alcuni dei parametri estratti sono utili per comprendere il funzionamento del comparto biologico, in base a valutazioni circa l'andamento giornaliero dei carichi, delle portate liquide trattate e delle portate d'aria insufflate in vasca, mentre altri parametri sono invece necessari perché entrano come input nel modello di calcolo. Infine l'estrazione di una serie di parametri quali l'ossigeno disciolto e l'ammoniaca è servita anche a far luce sulle discrepanze rilevate nella scorsa campagna tra i valori campionati e quelli rilevati dalle sonde on-line

Ai dati di campo sono stati affiancati anche i dati relativi all'ora, reperibili dai dati della sonda portatile di ossigeno, in modo tale da estrarre i dati estratti da SCADA siano il più possibile allineati temporalmente a quelli dei campionamenti. Questo permette di ricostruire fedelmente la situazione reale a cui il modello viene applicato.

A proposito di questo aspetto, ho effettuato un'analisi degli orari mattutini e pomeridiani in cui sono stati effettuati i campionamenti e da ciò ho individuato gli intervalli temporali da utilizzare per l'estrazione dei dati SCADA, sia quelli che entrano nel modello (portate liquide, portate d'aria) sia quelli per i confronti (DO, NH<sub>4</sub>). Gli intervalli selezionati per la campagna estiva e per quella invernale sono differenti in quanto nella seconda campagna è possibile un'estrazione temporale più precisa. Nella stessa campagna estiva c'è differenza tra modulo 3 e modulo 4 in quanto in quest'ultimo il campionamento ha richiesto in genere più tempo (più punti di prelievo e di misura dell'ossigeno). Di seguito si riportano gli intervalli scelti:

- *Campagna estiva:*

modulo 3 → AM (10); PM (15)

modulo 4 → AM (10-11); PM (15)

- *Campagna invernale:*

modulo 3 → AM (9:30-10:00); PM(14:00-15:00)

modulo 4 → AM (9:30-11:00); PM (14:00-15:00)

La campagna di misura estiva si è protratta nella settimana del 12-16 giugno nel modulo 3, mentre nel modulo 4 è stata effettuata nella settimana successiva, dal 19 al 22 giugno.

Nella campagna estiva le misurazioni di ossigeno disciolto e il prelievo dei campioni per le analisi chimico-fisiche sono state effettuate nei giorni dal 27 novembre al 1 dicembre per quanto riguarda il modulo 3 e nei giorni 4-5 dicembre (lunedì e martedì) e dal 13 al 15 dicembre (mercoledì, giovedì e venerdì).

### 3.4. Flow chart del modello e descrizione

Per ridurre i consumi energetici nel comparto di aerazione, che sono pari al 51,6 % del totale, secondo le misurazioni effettuate nel 2013, è necessario alimentare in vasca la portata d'aria strettamente necessaria a garantire un adeguato livello di ossigeno ai microrganismi e il rispetto dei limiti degli inquinanti allo scarico.

Il modello di calcolo implementato in Excel permette di valutare la portata d'aria strettamente necessaria al processo biologico e di effettuare una valutazione energetica delle vasche di ossidazione, confrontando questa portata con quella effettivamente insufflata in vasca, il cui valore è estraibile dal sistema di controllo SCADA. Si tratta di un modello molto robusto e richiede in ingresso una grande quantità di dati:

- Caratteristiche geometriche della vasca di ossidazione;
- Dati acquisiti dal sistema SCADA (portate d'aria, portate liquide, temperatura)
- Dati acquisiti sul campo nelle campagne di misura;
- Parametri chimico-fisici delle acque;
- Numero di diffusori installati in vasca;
- Dati tecnici dei diffusori;

e tutta un'altra serie di altri dati che verranno richiamati e discussi in seguito.

La complessità del modello, dovuta non tanto alle equazioni utilizzate, quanto principalmente all'elevato numero di dati in input richiesti, potrebbe creare confusione ed incomprensione. È stato quindi ritenuto utile realizzare un diagramma di flusso in Microsoft Visio che rappresenta graficamente i diversi step di acquisizione dati e riporta in sequenza le formule di calcolo da utilizzare. Chiunque voglia applicare questo modello in un altro impianto, trova in questo paragrafo tutti gli strumenti e le informazioni utili a tal fine.

Il modello è stato utilizzato per valutare il funzionamento del comparto biologico dei due diversi moduli 3 e 4, in diverse scenari: estivo ed invernale, mattutino e pomeridiano e nei diversi giorni della settimana, dal lunedì al venerdì. Per questo motivo, sono state predisposte le due campagne di misura annuali per il 2017, quella estiva e quella invernale, come descritte in precedenza al paragrafo 3.3.

È rispetto a questi scenari che il modello ci permette di calcolare quali sono i margini di miglioramento energetici possibili nel comparto, confrontando le portate calcolate con quelle effettivamente insufflate in vasca, estratte dal sistema di telecontrollo SCADA.

Operativamente, nell'applicare il modello all'impianto Smat di Castiglione Torinese, per ognuno dei due moduli (3 e 4) e per ognuna delle due campagne di misura (estiva e invernale), è stato predisposto un foglio di lavoro in Excel, costituito da una serie di fogli di numero pari al doppio dei giorni di campionamento, in quanto il modello è stato applicate nelle due versioni "teorico" e "reale"; ognuno di questi fogli Excel è stato inoltre diviso in due sezioni, per tenere in conto delle due scenari giornalieri, AM e PM.

Le due versioni del modello applicato hanno in comune il valore della portata liquida e la richiesta di ossigeno da parte della biomassa, mentre differiscono per il valore della portata d'aria per singolo diffusore, dell'ossigeno disciolto e per il numero di aeratori funzionanti. Nel modello reale i primi due parametri sono calcolati in base ai dati estratti dal sistema SCADA (per la portata d'aria) e dai valori della sonda portatile (per l'ossigeno disciolto) e sono variabili, mentre il numero degli aeratori funzionanti è stato ricavato da una precedente analisi di sensitività ed è pari al 50% di quelli installati. Nel modello teorico invece i primi due parametri assumono valori fissi: 2,1 m<sup>3</sup>/h per la portata d'aria per singolo diffusore e per

l'ossigeno disciolto 1,5 mg/l (modulo 3) e 2,0 mg/l (modulo 4). Il numero dei diffusori infine, è posto pari al totale di quelli installati in vasca.

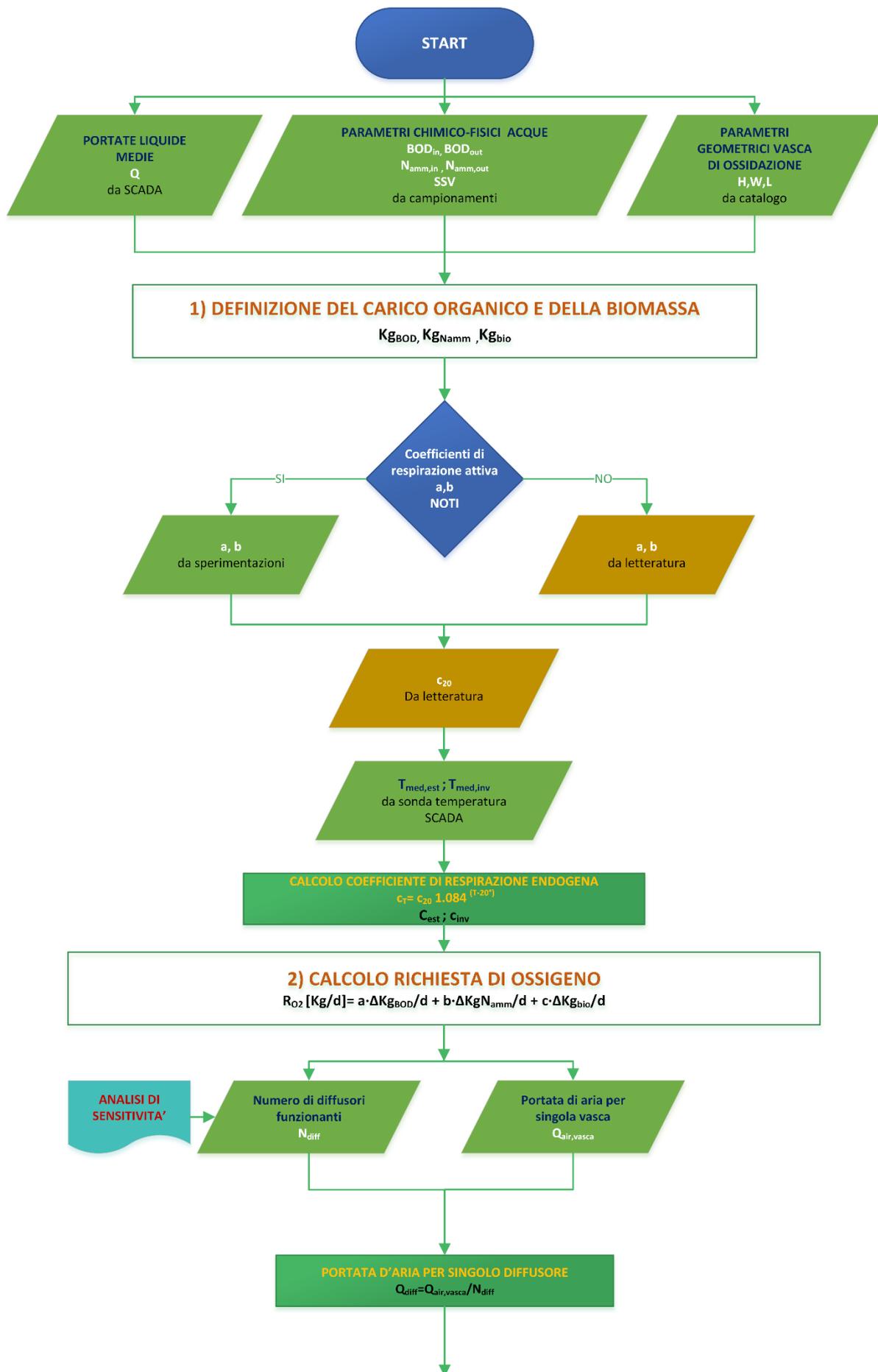
Il modello messo a punto in Excel è un modello statico, ossia fa riferimento ad un particolare scenario in impianto senza considerare la sua evoluzione nel tempo, ma può essere utilizzato in modo efficace unitamente ad un modello di simulazione del comparto biologico, che oggi giorno sono di largo impiego.

Detto questo, la portata d'aria strettamente necessaria da inviare in vasca può essere calcolata da un lato dal fabbisogno di ossigeno per mantenere le condizioni per il metabolismo aerobico (0,5 mg/l), dall'altro dalla capacità di ossigenazione del sistema di aerazione nelle condizioni reali. Il modello può essere schematizzato secondo 7 step principali di calcolo:

- 1) Definizione del carico organico e della biomassa
- 2) Calcolo della richiesta di ossigeno
- 3) Calcolo della capacità di aerazione in condizioni standard
- 4) Calcolo della capacità di aerazione reale
- 5) Calcolo del numero di aeratori necessari
- 6) Calcolo della portata d'aria necessaria
- 7) Analisi energetica

Nel seguito si riporta per prima cosa il diagramma di flusso del modello diagnostico e successivamente verranno discussi in modo rigoroso i diversi passaggi di calcolo. In alcuni casi si rimanderà alla teoria al paragrafo 3.1 per maggiori dettagli sul significato dei singoli termini delle formule riportate.

Il diagramma di flusso costituisce una rappresentazione grafica delle operazioni da svolgere in sequenza per risolvere un problema e fa uso di una serie di simboli standard. Nel seguito i blocchi trapezoidali rappresentano delle fasi di acquisizione dati, necessari per le successive fasi di calcolo, mentre queste ultime sono rappresentate da blocchi di forma rettangolare. I rombi di colore oro indicano valori fissi che non variano da impianto ad impianto mentre i blocchi di forma romboidale rappresentano infine dei blocchi di controllo vero/falso in cui il flusso si biforca e segue strade differenti a seconda che la condizione sia verificata o meno.



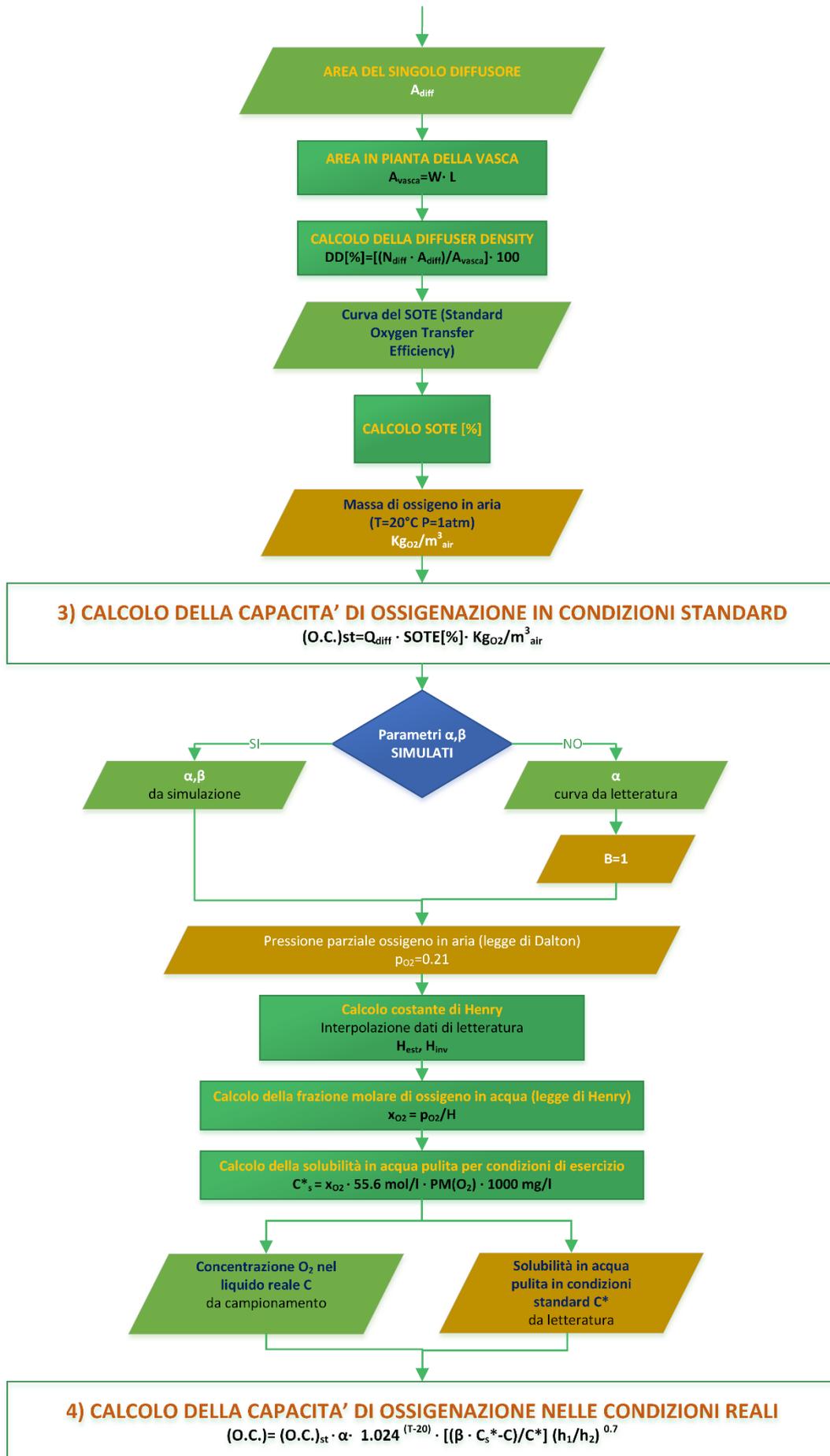




Figura 3.30 Diagramma di flusso del modello di calcolo messo a punto per la verifica energetica delle vasche di aerazione.

## STEP 1: Definizione del carico organico



Figura 3.31 Rappresentazione grafica del primo step di calcolo.

Il carico organico è rappresentato dalla quantità di sostanza organica biodegradabile (BOD) e di azoto ammoniacale che devono essere ossidati nel comparto biologico, definiti come differenza tra la condizione di ingresso e quella di uscita.

Per poter calcolare questi parametri bisogna conoscere la portata liquida in entrata nella vasca, dei parametri di qualità delle acque e delle caratteristiche geometriche delle vasche di ossidazione. Per quanto il calcolo della quantità di biomassa presente in vasca è necessario conoscere la concentrazione di SSV in vasca e il volume delle vasche (ricavabile dal catalogo dell'impianto).

Nel caso specifico dell'impianto Smat, è stata utilizzata la portata liquida estratta dal sistema SCADA per il giorno specifico a cui il modello viene applicato, considerando gli intervalli temporali definiti al paragrafo 3.3 precedente.

E' stato chiesto alla conduzione Smat di chiudere il sistema di ricircolo dei fanghi nelle vasche di analisi durante il periodo di campionamento, tuttavia nel modulo 4 questo non è stato possibile, per cui la portata influente è stata calcolata come somma di quella liquida più quella dei fanghi. Non avendo a disposizione le analisi chimico-fisiche sui fanghi di ricircolo, si è fatta l'ipotesi che questi abbiano le stesse concentrazioni inquinanti delle portate liquide.

Seguendo lo schema di campionamento per la campagna di misure 2017, i valori di BOD e  $N_{amm}$  in ingresso e uscita dalla vasca di ossidazione, sono rappresentati dai valori ottenuti in laboratorio dall'analisi dei campioni prelevati rispettivamente in uscita dalla denitrificazione biologica e in uscita dalla vasca di ossidazione oggetto di analisi. Per il modulo 4, avendo modellizzato le tre vasche aerobiche come un'unica vasca complessiva, come valori in ingresso sono stati considerati quelli campionati in uscita dalla prima vasca di denitrificazione, mentre come valori in uscita si è fatto riferimento ai campioni di refluo in uscita dall'ultima vasca di ossidazione, la CA 4016C.

I carichi si determinano per ognuno degli scenari con le seguenti formule:

$$Kg_{BOD} = Q \cdot (BOD_{in} - BOD_{out})$$

$$Kg_{Namm} = Q \cdot (Namm_{in} - Namm_{out})$$

$$Kg_{bio} = V_{oss} \cdot SSV = H \cdot W \cdot L \cdot SSV$$

Dove col pedice *in* e *out* vengono definiti rispettivamente i valori in entrata e in uscita dalla vasca di ossidazione, Q rappresenta la porta liquida,  $V_{oss}$  il volume della vasca di ossidazione ,

H l'altezza della vasca, W la larghezza ed L la lunghezza ed infine gli SSV sono i solidi sospesi volatili misurati in vasca, considerati come rappresentativi della biomassa. Per quest'ultimo parametro, assumendo condizioni di perfetta miscelazione all'interno della vasca, il valore all'interno della vasca di ossidazione è pari al valore campionato in uscita dalla stessa vasca.

Il parametro SSV inoltre non è stato determinato in laboratorio, per cui per il suo valore è stato calcolato a partire dal valore degli SST.

Il rapporto SSV/SST è in genere posto pari a 0,75 come indicato dalla letteratura tecnica, ma nel caso in esame erano a disposizione i dati dei campionamenti della scorsa campagna di misura del 2016, durante la quale era stata effettuata la determinazione di entrambi i parametri. Dall'analisi di questi dati è risultato un rapporto SSV/SST pari a 0,743.

Per ognuno degli scenari è possibile costruire una tabella come la seguente (tabella 3.12) che permette di sintetizzare i parametri di ingresso per questo primo step di calcolo.

**Tabella 3.12 Parametri in ingresso per calcolo dei carichi.**

|                  | IN                    | OUT  | IN-OUT         |                   |
|------------------|-----------------------|------|----------------|-------------------|
|                  | mg/l                  | mg/l | mg/l           | Kg/m <sup>3</sup> |
| <b>BOD (AM)</b>  | 5,0                   | 1,8  | 3,2            | 0,0032            |
| <b>Namm (AM)</b> | 6,2                   | 1,3  | 4,9            | 0,0049            |
| <b>BOD (PM)</b>  | 5.0                   | 1.8  | 3.2            | 0,0032            |
| <b>Namm (PM)</b> | 15.0                  | 2.7  | 12.3           | 0,0123            |
|                  | g/l=Kg/m <sup>3</sup> |      | -              |                   |
| <b>SSV (AM)</b>  | 4,5                   |      | <b>SSV/SST</b> |                   |
| <b>SSV (PM)</b>  | 4,6                   |      | 0,743          |                   |

I carichi finali così calcolati possono poi essere organizzati secondo la tabella 3.13 seguente.

**Tabella 3.13 Calcolo del carico organico.**

|                       |         |                   |
|-----------------------|---------|-------------------|
| <b>Qliq_AM=</b>       | 16783,0 | m <sup>3</sup> /d |
| <b>Qliq_PM=</b>       | 32802,7 | m <sup>3</sup> /d |
| <b>Vtot=</b>          | 8736,0  | m <sup>3</sup>    |
| <b>KgBOD/d (AM)=</b>  | 53,7    | Kg/d              |
| <b>KgNamm/d (AM)=</b> | 82,2    | Kg/d              |
| <b>Kgbiom (AM)=</b>   | 39555,2 | Kg                |
| <b>KgBOD/d (PM)=</b>  | 105,0   | Kg/d              |
| <b>KgNamm/d (PM)=</b> | 403,5   | Kg/d              |
| <b>Kgbiom (PM)=</b>   | 40373,1 | Kg                |

## STEP 2: Calcolo della richiesta di ossigeno

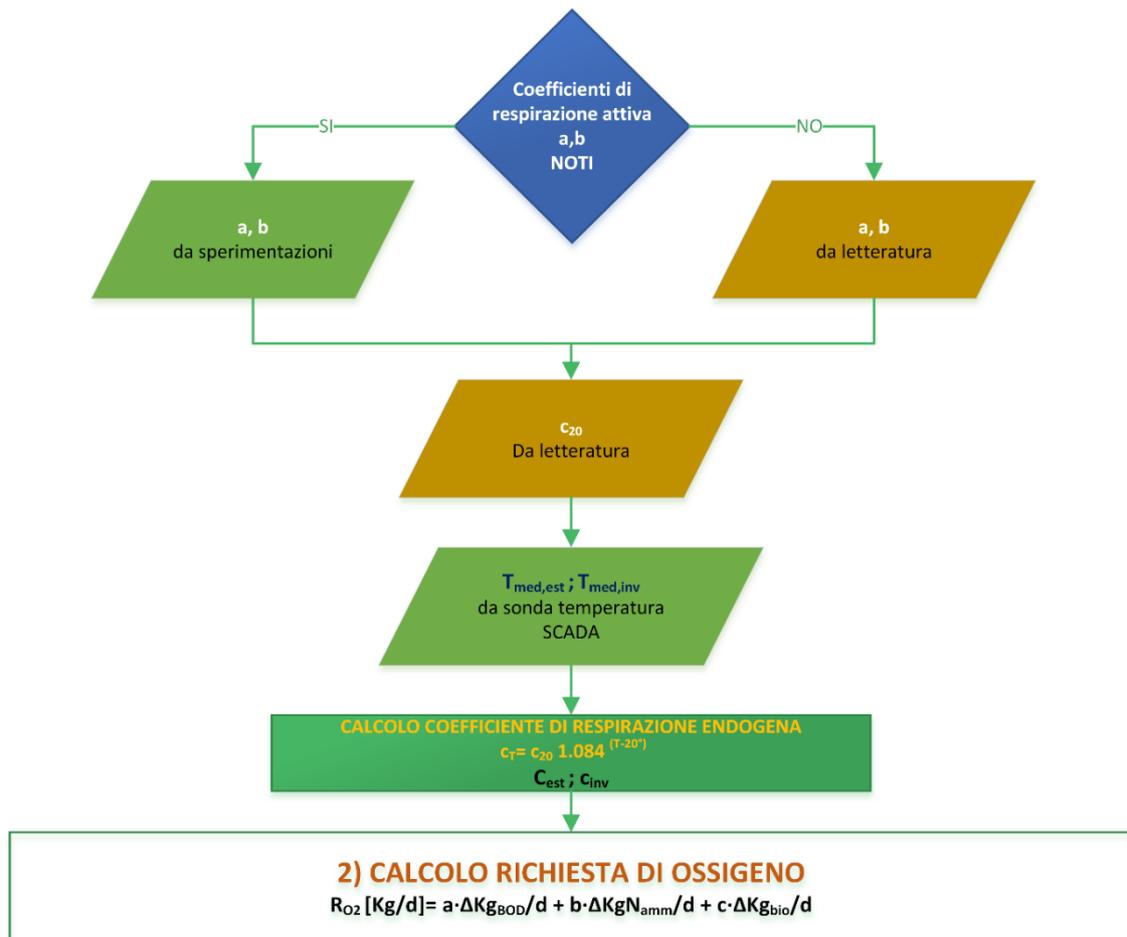


Figura 3.32 Rappresentazione grafica del secondo step di calcolo.

Come già descritto dettagliatamente nel sottoparagrafo 3.1.2., il consumo di ossigeno da parte della biomassa aerobica, per i processi di demolizione della sostanza organica e di ossidazione dell'azoto ammoniacale a  $\text{NO}_3^-$  e per la respirazione endogena, si determina attraverso la seguente formula:

$$R_{O_2} [Kg_{O_2}/d] = a \cdot Kg_{BOD}/d + b \cdot Kg_{Namm}/d + c \cdot Kg_{biomassa}/d$$

Dove  $a$  e  $b$  sono i coefficienti di respirazione attiva che possono essere determinati sperimentalmente per lo specifico impianto oppure essere prelevati dalla letteratura. Nel nostro caso sono stati considerati i valori dalla letteratura tecnica, non avendo a disposizione i valori simulati. I valori utilizzati sono i seguenti:

$$a = 0,65 \text{ Kg}_{O_2} \text{ Kg}_{BOD}^{-1}$$

$$b = 4,2 \text{ Kg}_{O_2} \text{ Kg}_{Namm}^{-1}$$

Il coefficiente di respirazione endogena  $c$ , è influenzato fortemente dalla temperatura del refluo secondo la relazione seguente:

$$c_T = c_{20} \cdot 1.084^{T-20}$$

Dove  $T$  è la temperatura media del refluo e  $c_{20}$  è il valore del coefficiente a  $20^\circ\text{C}$ , pari a:

$$c_{20} = 0,13 \text{ Kg}_{O_2} \text{ Kg}_{SSV}^{-1} \text{ d}^{-1}$$

La temperatura media del refluo è stata calcolata dai valori estratti da SCADA dalla sonda di temperatura presente prima dell'immissione del refluo nel comparto biologico del modulo 4 e mediati lungo i giorni di campionamento, al fine di ottenere un valore il più possibile coincidente con le condizioni reali al momento del campionamento.

Nel caso in esame, è stata determinata una temperatura media invernale di circa 17 °C ( $T_{med,inv}$ ) ed una media estiva di circa 23,5 °C ( $T_{med,est}$ ) a cui corrispondono i due valori di  $c$  ( $c_{est}$ ,  $c_{inv}$ ) riportati nella tabella 3.14 che segue.

**Tabella 3.14 Coefficienti di respirazione utilizzati.**

|               |                           |           |
|---------------|---------------------------|-----------|
|               | <b>a [-]</b>              | 0.65      |
|               | <b>b [-]</b>              | 4.2       |
| <b>T [°C]</b> | <b>c [d<sup>-1</sup>]</b> |           |
| 20            | 0.13                      | $c_{20}$  |
| 23.5          | 0.17                      | $c_{est}$ |
| 17.0          | 0.102                     | $c_{inv}$ |

A questo punto si può passare al calcolo della richiesta di ossigeno moltiplicando i carichi per i rispettivi coefficienti di respirazione.

### STEP 3: Calcolo della capacità di aerazione standard

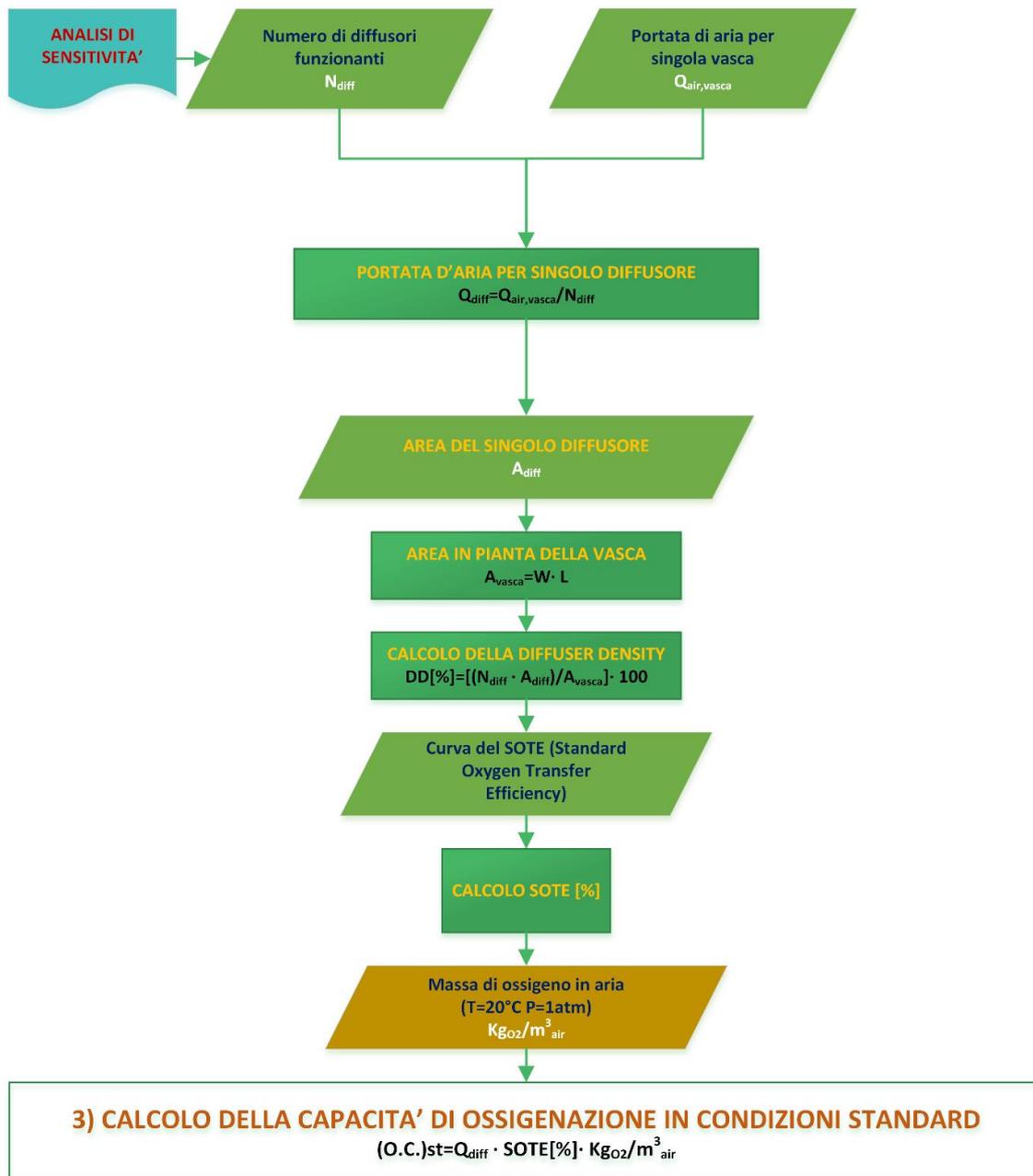


Figura 3.33 Rappresentazione grafica del terzo step di calcolo.

Il calcolo della capacità di ossigenazione standard fa riferimento a condizioni di acqua pulita, temperatura di 20°C, concentrazione di ossigeno disciolto nullo, pressione barometrica pari ad 1 atm e umidità relativa del 100%. La teoria di base è stata ampiamente discussa al sottoparagrafo 3.1.4. per cui si riporteranno soltanto le informazioni principali.

La capacità di ossigenazione standard per singolo diffusore è espressa dalla seguente relazione:

$$(O.C.)_{st} = (K_L \cdot a)_{st} \cdot C^* \cdot V$$

Nel caso in esame, si ha a disposizione la curva caratteristica dei diffusori installati in impianto, che ci permette di determinare direttamente il rendimento di solubilizzazione in

condizioni standard (SOTE) in funzione dalla portata per singolo diffusore  $Q_{diff}$  e della diffuser density DD[%]. In questo modo l'espressione precedente diventa:

$$(O.C.)_{st} = Q_{diff} \cdot SOTE[\%] \cdot Kg_{O_2}/m_{air}^3$$

Nel caso di modello teorico, la portata per singolo diffusore  $Q_{diff}$  è fissata pari a  $2,1 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$  unità<sup>-1</sup> in base alle informazioni ottenute dalla direzione dell'impianto Smat sul normale funzionamento dei diffusori (tra  $1,8$  e  $2,2 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$  unità<sup>-1</sup>). Il modello reale, invece, dovendo simulare in modo più realistico il processo, calcola la portata d'aria come rapporto tra la portata media di aria misurata in testa alla vasca nel giorno considerato ( $Q_{air,vasca}$ ) e il numero di diffusori funzionanti in vasca ( $N_{diff}$ ).

Il numero dei diffusori installati nella vasca di ossidazione 3015B del modulo 3 è pari a 2280, mentre quelli installati nel semi-modulo 4 sono pari a 4860 per le vasche 4016A, 2250 per la vasca 4008B ed infine 5184 per la vasca 4016C per un numero complessivo per le 3 vasche di 12294 diffusori.

$$Q_{diff} = \frac{Q_{air,vasca}}{N_{diff}}$$

I valori di portata considerati sono stati calcolati, per i diversi giorni di analisi, come media in un intervallo temporale pari a quello definito nel paragrafo 3.3 precedente.

Nel caso del modello reale quindi, il valore di portata cambia in ogni scenario in base ai diversi valori di portata insufflata. I valori di portata utilizzati sono stati estratti da SCADA: quelli della campagna estiva sono medie orarie mentre quelli invernali sono medie su 15 minuti.

In base ad un'analisi di sensitività effettuata sui risultati ottenuti dall'applicazione del metodo alla scorsa campagna di misura del 2016, è emerso che solo il 50% circa dei diffusori è realmente funzionante. Per questo motivo, nel modello reale il numero di aeratori considerati ai fini dei calcoli è stato posto pari alla metà di quelli installati in vasca. Nel modello teorico invece il numero di aeratori funzionanti è stato fissato pari a quello totale.

Nel paragrafo 4.6 è spiegata la procedura e i risultati di un'ulteriore analisi di sensitività effettuata sulla base dei valori ottenuti dall'ultima campagna di misura del 2017.

Il parametro  $Kg_{O_2}/m_{air}^3$  presente nella formula riportata in precedenza, rappresenta invece la massa di ossigeno in Kg presente in condizioni normali ( $T=20^\circ\text{C}$ ,  $P=1\text{atm}$ ) in  $1 \text{ m}^3$  di aria, pari a  $0,28 \text{ Kg}_{O_2}/m_{air}^3$ . Essa può essere determinata mediante la legge dei gas ideali come segue:

$$\frac{Kg_{O_2}}{m_{air}^3} = n_{O_2} \cdot PM(O_2) = \frac{P V}{R T} \cdot PM(O_2) = \frac{1 \text{ atm} \cdot 210 \text{ l}}{0,0821 \frac{\text{atm} \cdot \text{l}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \cdot 293,15 \text{ K}} \cdot 32 \frac{\text{g}}{\text{mol}} = 0,28 \text{ Kg}_{O_2}/m_{air}^3$$

dove  $n_{O_2}$  è il numero di moli di ossigeno in  $1 \text{ m}^3$  di aria,  $P=1\text{atm}$ ,  $V$  è il volume di ossigeno in  $1 \text{ m}^3$  di aria (210 litri),  $R$  è la costante universale dei gas pari a  $0,0821 \text{ atm l mol}^{-1} \text{ K}^{-1}$ ,  $T=20^\circ\text{C}=273,15 \text{ K}$  ed infine  $PM(O_2)$  il peso molecolare di  $O_2$ .

Per poter calcolare il SOTE dalla curva caratteristica dei diffusori (figura 3.34) è necessario entrare con la portata d'aria per singolo diffusore ( $Q_{diff}$ ) e col valore della diffuser density definita come segue:

$$DD[\%] = \frac{\text{total diffuser area}}{\text{total bottom area}} = \frac{N_{diff} \cdot A_{diff}}{A_{vasca}}$$

Dove  $A_{diff}$  è la superficie della membrana del singolo diffusore e  $A_{vasca}$  l'area in pianta della vasca di ossidazione, ottenuta come prodotto della larghezza  $W$  per la lunghezza  $L$ . Una volta impostato il numero di aeratori, il valore di  $DD$  non varia.

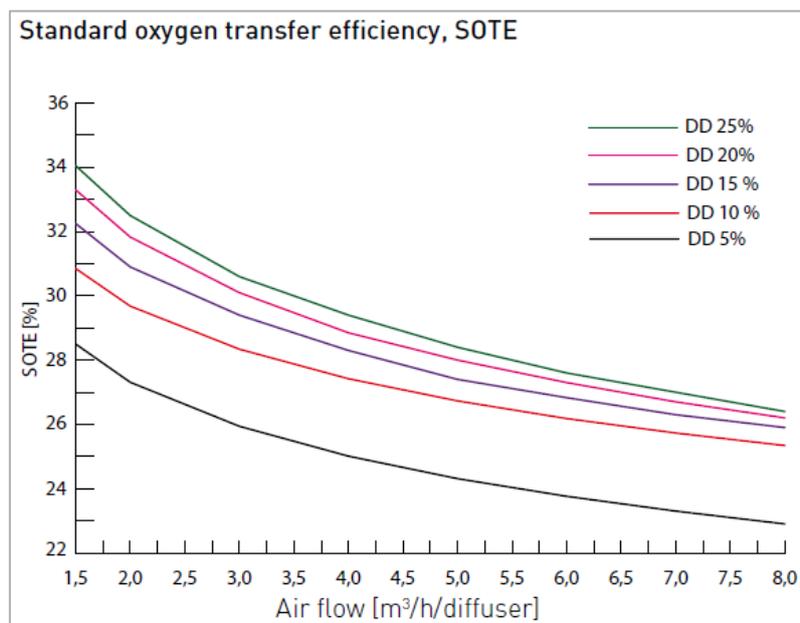
Nel caso specifico l'area del singolo diffusore e della vasca ha assunto i seguenti valori:

$$A_{diff} = 0,06 \text{ m}^2$$

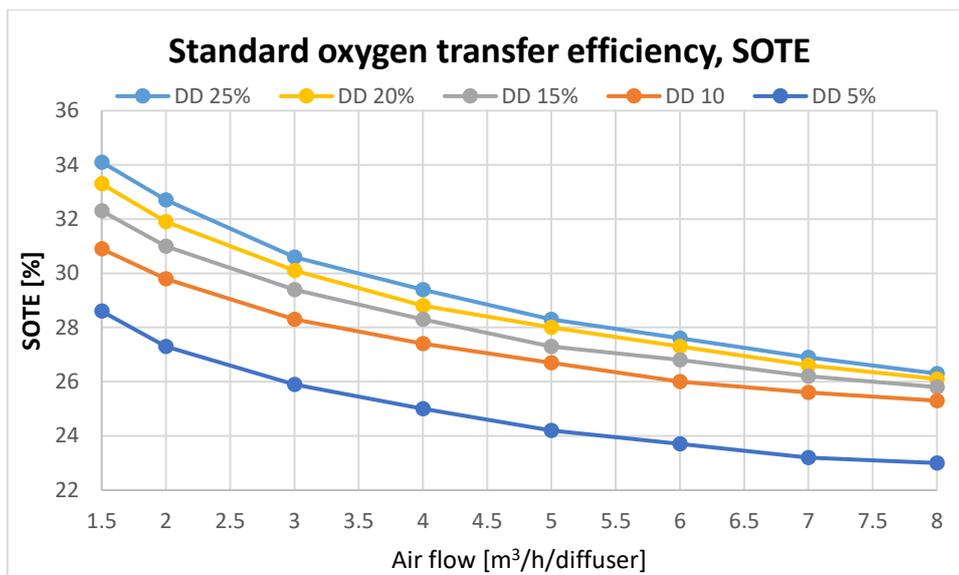
$$A_{vasca} = 1456 \text{ m}^2 \text{ (modulo 3); } 4980 \text{ m}^2 \text{ (modulo 4)}$$

È ora possibile calcolare lo standard oxygen transfer efficiency (SOTE) mediante le curve caratteristiche di funzionamento dei diffusori fornite dal costruttore e riportate in figura 3.34.

Nel caso di modello teorico, il valore del SOTE è un valore fisso per la vasca analizzata, in quanto è fissata sia la portata d'aria che la  $DD$ . Nel modello reale, invece, il  $DD$  rimane costante, ossia si fa riferimento sempre alla stessa curva tra quelle riportate, ma cambia il valore di  $Q_{diff}$ . Per quest'ultimo caso, per rendere agevole i calcoli, sono state riprodotte analiticamente le curve mediante l'interpolazione polinomiale di secondo grado dei punti noti delle curve del costruttore. Tali curve (figura 3.35) sono state utilizzate per il calcolo del SOTE nel modello reale.



**Figura 3.34** Curve dello Standard oxygen transfer efficiency dei diffusori installati in impianto, dove diffuser density  $DD[\%] = (\text{total diffuser area} / \text{total bottom area}) * 100$ .



**Figura 3.35** Curve dello Standard oxygen transfer efficiency ottenute mediante interpolazione polinomiale di secondo grado dei punti noti delle curve del costruttore.

Le equazioni analitiche delle curve di interpolazione sono riportate nella tabella 3.15 riportata di seguito.

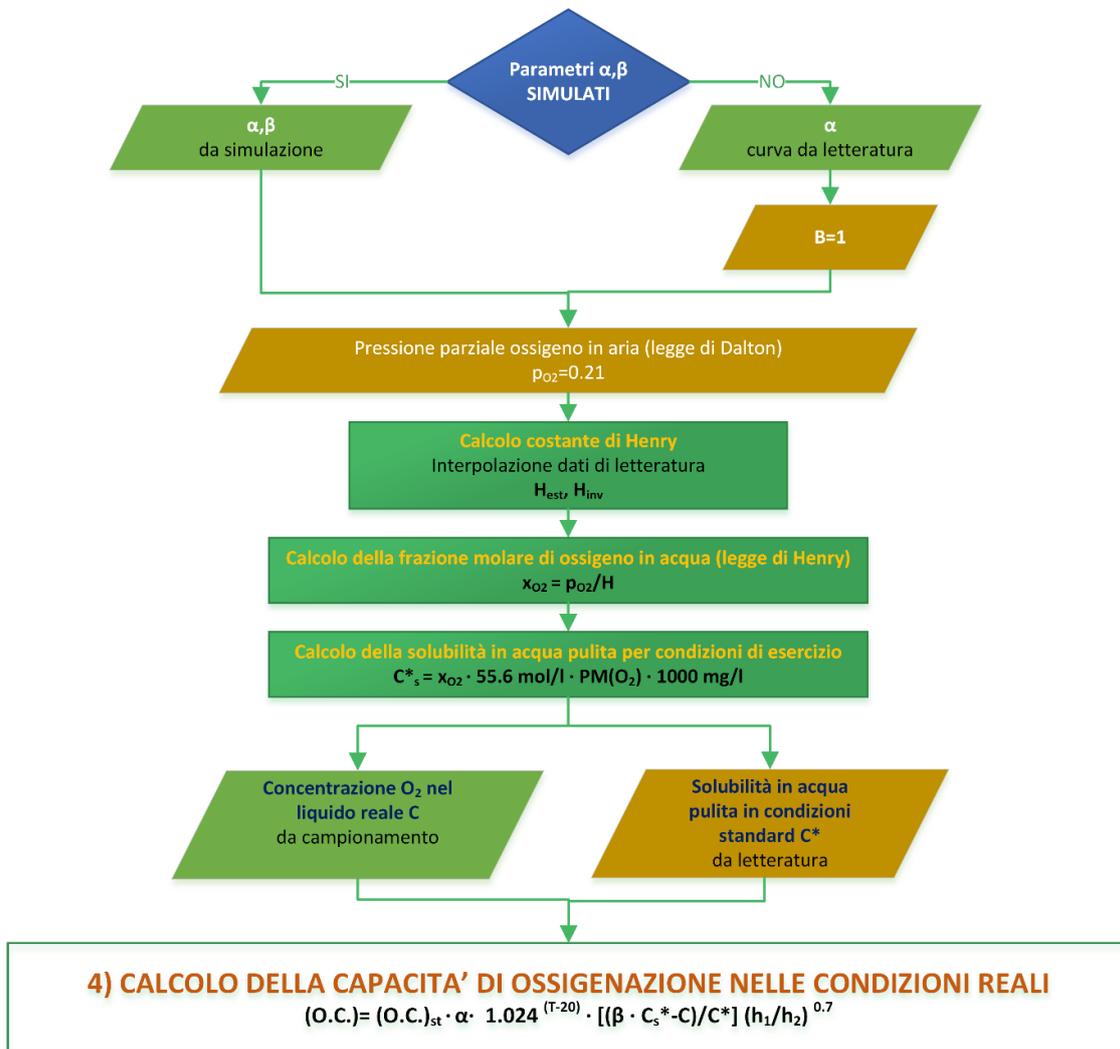
**Tabella 3.15** Interpolazione delle curve del SOTE dei diffusori nell'impianto di Castiglione T.se.

| DD[%] | Equazione della curva                                 |
|-------|---|
| 25    | $SOTE = 0,1557 Q_{diff}^2 - 2,606 Q_{diff} + 37,382$  |
| 20    | $SOTE = 0,1446 Q_{diff}^2 - 2,4085 Q_{diff} + 36,29$  |
| 15    | $SOTE = 0,1378 Q_{diff}^2 - 2,2485 Q_{diff} + 35,111$ |
| 10    | $SOTE = 0,2223 Q_{diff}^2 - 1,9747 Q_{diff} + 33,372$ |
| 5     | $SOTE = 0,1308 Q_{diff}^2 - 2,0439 Q_{diff} + 31,082$ |

Nel modello teorico, la capacità di ossigenazione in condizioni standard è sempre la stessa in quanto tutti i parametri sono costanti. Infatti i  $Kg_{O_2}/m^3_{air}$  sono una costante,  $Q_{diff}$  è fissato pari a 1,5 m³/h per diffusore e il SOTE[%] dipende oltre che da  $Q_{diff}$ (fisso), da DD[%] anch'esso costante una volta fissato il numero di aeratori. Nel modello reale invece, la variazione della  $Q_{diff}$  fa variare anche la capacità di ossigenazione standard (O.C.)<sub>st</sub>.

Una volta determinati tutti i parametri necessari, si può passare al calcolo della capacità di ossigenazione nelle condizioni reali, la cui variazione è tanto maggiore quanto più il sistema si allontana dalle condizioni standard citate all'inizio del paragrafo 3.4.

**STEP 4: Calcolo della capacità di aerazione reale**



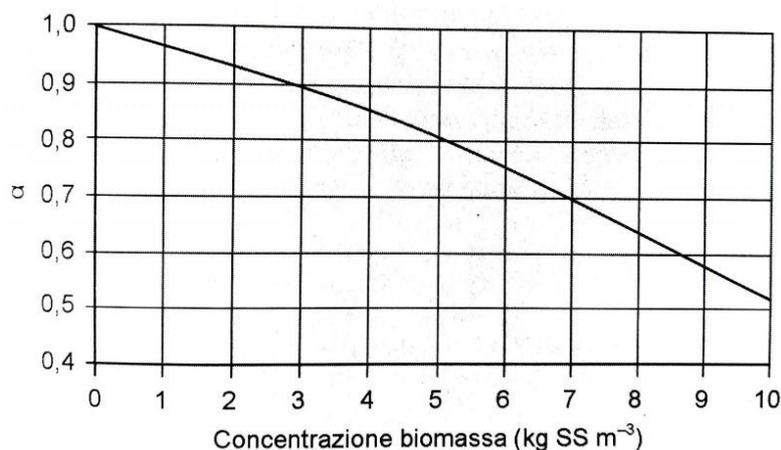
**Figura 3.36 Rappresentazione grafica del quarto step di calcolo.**

La formula per passare dalla capacità in condizione standard a quella nelle condizioni reali, è la seguente:

$$(O.C.) = (O.C.)_{st} \cdot \left[ \alpha \cdot 1.024^{(T-20)} \cdot \frac{(\beta \cdot C_s^* - C)}{C^*} \right] \left( \frac{h_1}{h_2} \right)^{0.7}$$

Dove  $(O.C.)_{st}$  è la capacità di aerazione in condizioni standard calcolata in precedenza e gli altri termini tra parentesi quadre sono dei parametri di correzione dalle condizioni ideali a quelle reali.

I parametri  $\alpha$  e  $\beta$  possono essere sia ricavati tramite simulazione dinamica dell'impianto oppure da valori di letteratura. Come descritto già nel sottoparagrafo 3.1.4,  $\beta$  è fissato pari ad 1, considerando che sia presente una concentrazione di cloruri ridotti, mentre  $\alpha$  si determina tramite la curva di letteratura riportata di seguito (figura 3.37).



**Figura 3.37 Valori del coefficiente  $\alpha$  in funzione della concentrazione di biomassa sospesa nella miscela aerata (Bonomo L., 2008).**

Nella formula,  $T$  rappresenta la temperatura,  $C^*$  la concentrazione a saturazione dell'ossigeno nelle condizioni standard, pari al valore 9,07 mg/l,  $C$  la concentrazione effettiva in vasca nelle condizioni di esercizio e  $C_S^*$  rappresenta la concentrazione di ossigeno a saturazione nelle condizioni di esercizio. Infine,  $h_1$  e  $h_2$  rappresentano rispettivamente la profondità di installazione dei diffusori in vasca, pari a 5,7 m, e la profondità di riferimento a cui sono state ricavate le curve del SOTE da parte del costruttore dei diffusori, nel caso in esame pari a 4 m.

Il valore di  $C$  viene fissato pari a 1,5 mg/l nel caso di utilizzo del modello teorico, mentre nel modello reale si ottiene come media dei valori di ossigeno disciolto misurati dalla sonda portatile in tutti i punti della vasca, nel giorno di campionamento e nella specifica condizione AM o PM rispetto alla quale il modello è applicato. In particolare tra le misure a diversa profondità ( $H_1$ ,  $H_3$  e  $H_5$ ), sono state utilizzate quelle a 5 m, in quanto più rappresentative del valore di ossigeno in corrispondenza del punto di installazione dei diffusori (5,7 m).

Il valore di  $C_S^*$  viene calcolato in entrambi i modelli utilizzando le leggi di Dalton e di Henry, secondo il ragionamento che segue.

La legge di Dalton (Bonomo L., 2008) afferma che la pressione totale di una miscela di gas è pari alla somma delle pressioni parziali dei suoi componenti, definite come le pressioni che ciascun componente eserciterebbe se da solo occupasse l'intero volume della miscela. Essa è rigorosamente valida per i gas ideali ma può essere applicata anche alle miscele di gas reali sufficientemente lontane dalle condizioni di saturazione.

La pressione parziale di un gas, nel nostro caso l'ossigeno, può calcolarsi con riferimento alla formula di Boyle come:

$$p_{tot} \cdot V_{O_2} = p_{O_2} \cdot V_{tot}$$

e quindi:

$$p_{O_2} = p_{tot} \cdot v$$

ove  $p_{O_2}$  e  $p_{tot}$  esprimono rispettivamente la pressione parziale dell'ossigeno nella miscela e la pressione totale della miscela mentre  $v = V_g/V_{tot}$  rappresenta la percentuale in volume del costituente nella miscela.

La legge di Henry afferma che per gas poco solubili, la concentrazione a saturazione in un liquido è proporzionale alla pressione parziale del gas nella miscela gassosa sovrastante la soluzione. Facendo riferimento all'ossigeno in acqua, la legge si esprime come:

$$p_{O_2} = H \cdot x_{O_2}$$

ove  $p_{O_2}$  è la pressione parziale dell'ossigeno nella miscela,  $x_{O_2}$  è la frazione molare dell'ossigeno a saturazione ed  $H$  è la costante di Henry, dipendente dalla temperatura e dalla natura del liquido e del gas. Tale costante ha le dimensioni di una pressione e i suoi valori sono riportati nella tabella 3.16 seguente.

Nel caso di acqua a contatto con l'atmosfera, secondo la formula di Boyle, la  $p_{O_2}$  è pari alla pressione atmosferica per la frazione in volume di ossigeno in aria (21%=0,21) per cui si ottiene  $p_{O_2}=0,21$  atm. Nota la pressione parziale, invertendo la relazione di Henry, si ricava la frazione molare dell'ossigeno a saturazione:  $x_{O_2} = \frac{p_{O_2}}{H}$ .

**Tabella 3.16 Valori della costante di Henry relativi all'ossigeno in acqua distillata, a diverse temperature (Bonomo L., 2008).**

| T [°C] | H [atm]           |
|--------|-------------------|
| 0      | $2,55 \cdot 10^4$ |
| 10     | $3,27 \cdot 10^4$ |
| 20     | $4,01 \cdot 10^4$ |
| 30     | $4,75 \cdot 10^4$ |
| 40     | $5,35 \cdot 10^4$ |
| 50     | $5,88 \cdot 10^4$ |

Per calcolare la costante di Henry ad una temperatura generica, si ipotizza una variazione lineare del parametro tra due punti successivi noti e si applica la formula seguente:

$$H(T) = H(T_1) + \frac{H(T_2) - H(T_1)}{T_2 - T_1} (T - T_1)$$

Tale espressione permette di calcolare la costante di Henry ad una temperatura generica  $T$ , conoscendo i valori che essa assume in corrispondenza delle temperature  $T_1$  e  $T_2$ .

Nel caso specifico, è stato determinato il valore assunto dalla costante di Henry alla temperatura corrispondente allo scenario estivo ed invernale. I valori sono risultati i seguenti:

$$H(T_{med,est} = 23,5^\circ C) = H_{est} = 4,26 \cdot 10^4 \text{ atm}$$

$$H(T_{med,inv} = 17,0^\circ C) = H_{inv} = 3,79 \cdot 10^4 \text{ atm}$$

La frazione molare  $x_{O_2}$  di ossigeno in acqua è esprimibile come:

$$x_{O_2} = \frac{n_{O_2}}{n_{H_2O} + \sum n_{g,i}}$$

ove  $n_{O_2}$  e  $n_{H_2O}$  rappresentano le moli di ossigeno e di acqua presenti in un litro di soluzione, mentre  $\sum n_{g,i}$  è la sommatoria delle moli per litro di soluzione di tutte le specie gassose. Quest'ultimo termine può essere trascurato e ricordando che il peso molecolare dell'acqua è 18 g/mol, risultano 55,6 mol/l di acqua per litro di soluzione. La formula può essere semplificata come segue:

$$x_{O_2} = n_{O_2}/55,6$$

La solubilità in acqua per condizioni standard si determina come:

$$C_S^* = n_{O_2} \cdot PM(O_2) \cdot 1000 \text{ mg/g}$$

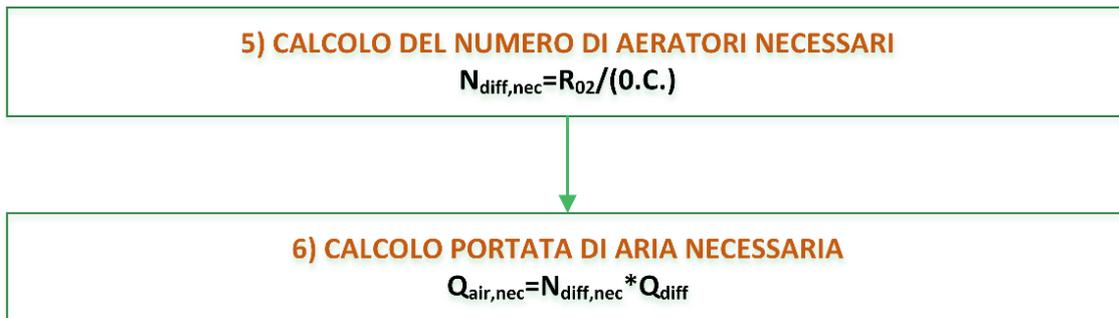
Dove  $PM(O_2)$  è il peso molecolare di  $O_2$  pari a 32 g/mol, mentre l'ultimo termine ci permette di passare da una concentrazione in g/l ad una in mg/l.

In conclusione il procedimento è il seguente: si parte da  $p_{O_2}=0,21$ , si calcola  $x_{O_2}$  e quindi  $n_{O_2}$ , e con quest'ultimo valore si ricava  $C_S^*$  mediante l'ultima equazione riportata sopra. Sono risultati i seguenti valori:

$$C_S^*(T = 23,5^\circ C) = 8,77 \text{ mg/l}$$

$$C_S^*(T = 17,0^\circ C) = 9,86 \text{ mg/l}$$

**STEP 5: Calcolo del numero di aeratori necessari**



**Figura 3.38 Rappresentazione grafica del quinto e sesto step di calcolo.**

Il numero di aeratori (o diffusori) necessari in vasca si determina da un lato dalla quantità di ossigeno richiesto in vasca e dall'altra dalla capacità di aerazione in condizioni reali del sistema di diffusione presente in vasca.

La formula utilizzata è quindi la seguente:

$$N_{diff,nec} = \frac{R_{O_2}}{(O. C.)}$$

**STEP 6: Calcolo della portata d'aria necessaria**

Calcolato il numero di aeratori necessari si può passare alla determinazione della portata d'aria strettamente richiesta in vasca per il sostentamento delle reazioni di ossidazione della sostanza organica e dell'azoto ammoniacale.

$$Q_{air,nec} = N_{diff,nec} \cdot Q_{diff}$$

## STEP 7: Analisi energetica

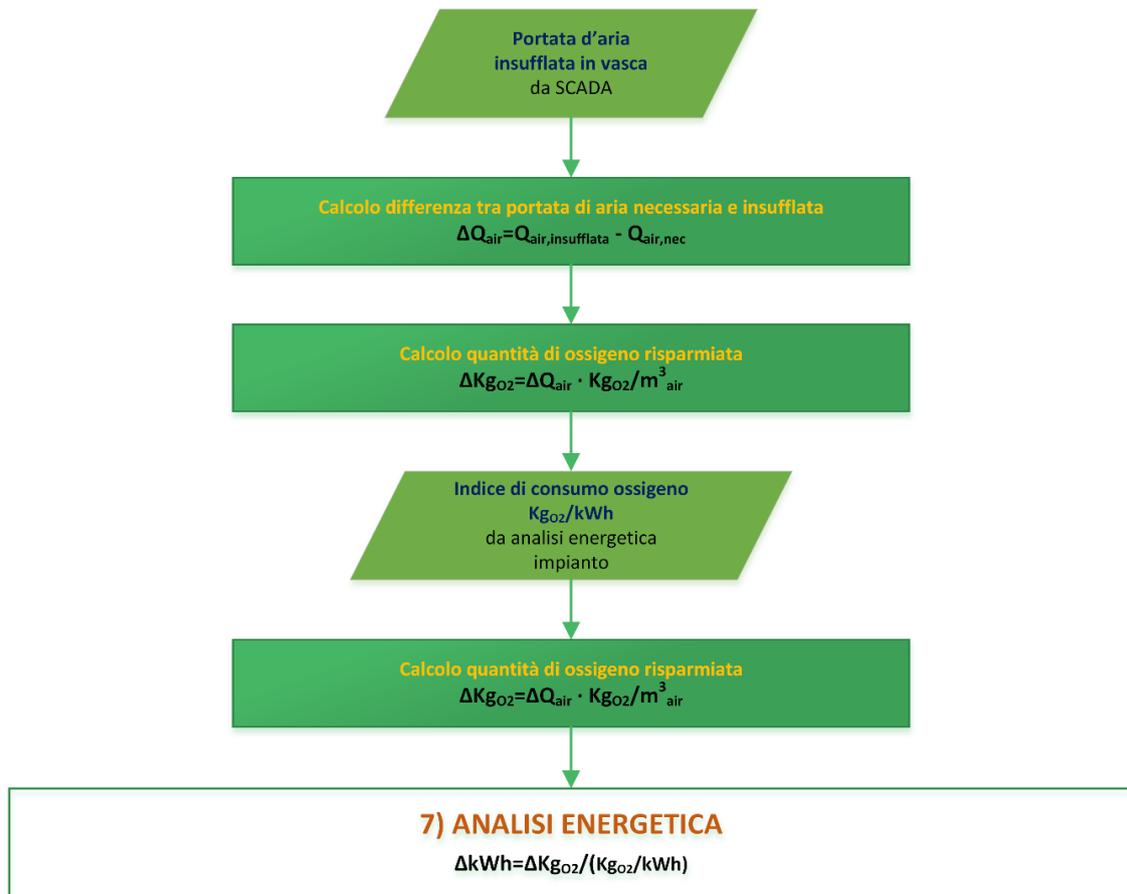


Figura 3.39 Rappresentazione grafica del settimo step di calcolo.

L'ultimo step del modello di calcolo consiste nella determinazione della differenza tra la portata di aria necessaria, calcolata col modello di calcolo, e quella insufflata in vasca nel medesimo giorno e orario a cui fa riferimento il modello ed estratta dal sistema di controllo SCADA. Quest'ultima è la stessa che è stata utilizzata per il calcolo della portata d'aria per singolo diffusore allo step 5.

Per prima cosa si calcola la quantità di aria risparmiata come segue:

$$\Delta Q_{air} = Q_{air,insufflata} - Q_{air,nec}$$

A questo punto ricaviamo la quantità di ossigeno risparmiata:

$$\Delta Kg_{O2}/d = \Delta Q_{air} \cdot Kg_{O2}/m^3_{air}$$

Dopodiché, conoscendo l'indice di consumo dell'impianto Smat relativo alla fornitura di ossigeno nelle vasche di ossidazione, si può ricavare il risparmio energetico come segue:

$$\Delta kWh = \frac{\Delta Kg_{O2}/d}{Kg_{O2}/kWh}$$

L'indice di consumo energetico è stato ricavato da De Nardo nel suo lavoro di tesi del 2013 e vale  $2,1 Kg_{O2}/kWh$  per il modulo 4 e  $1,3 Kg_{O2}/kWh$  per il modulo 3.



## 4. Analisi dei dati e risultati

Nel precedente capitolo è stata discussa la teoria di base utile alla comprensione dei processi che avvengono nel comparto biologico e alla necessità di garantire un'adeguata quantità di ossigeno disciolto in vasca. È altresì stato presentato e descritto il modello di calcolo e le campagne di misura effettuate nel periodo estivo ed invernale del 2017 per la determinazione di parametri da utilizzare nel modello.

Sulla base dei dati raccolti è stato applicato il modello nelle sue due versioni, “teorico” e “reale”, per tutti i giorni di campionamento sia della campagna estiva sia di quella invernale e per i diversi scenari giornalieri, mattutino (AM) e pomeridiano (PM).

In questo capitolo sono presentati i risultati del modello diagnostico (paragrafo 4.4) e una serie di elaborazioni effettuate sulla base dei dati in possesso.

### 4.1. Scenari analizzati

Per avere un'idea del funzionamento dei moduli analizzati, si riporta di seguito l'andamento temporale di una serie di parametri estratti dal sistema di telecontrollo SCADA nei giorni corrispondenti alle campagne di misura. I parametri scelti sono stati la portata liquida totale del modulo, la portata d'aria complessiva insufflata nelle vasche di ossidazione del modulo, l'ossigeno disciolto e l'azoto ammoniacale nelle vasche di analisi. Si riporta inoltre il valore di portata d'aria massima erogabile da un singolo turbocompressore e pari a 25.000 m<sup>3</sup>/h. I dati sono stati ottenuti come media dei valori registrati su SCADA nei diversi giorni di campionamento: nella campagna estiva i dati di partenza sono medie orarie, mentre in quella invernale sono medie su 15 minuti. In quest'ultimo caso, la ristrettezza dell'intervallo temporale permette un maggiore controllo delle variabilità temporale dei parametri sopracitati.

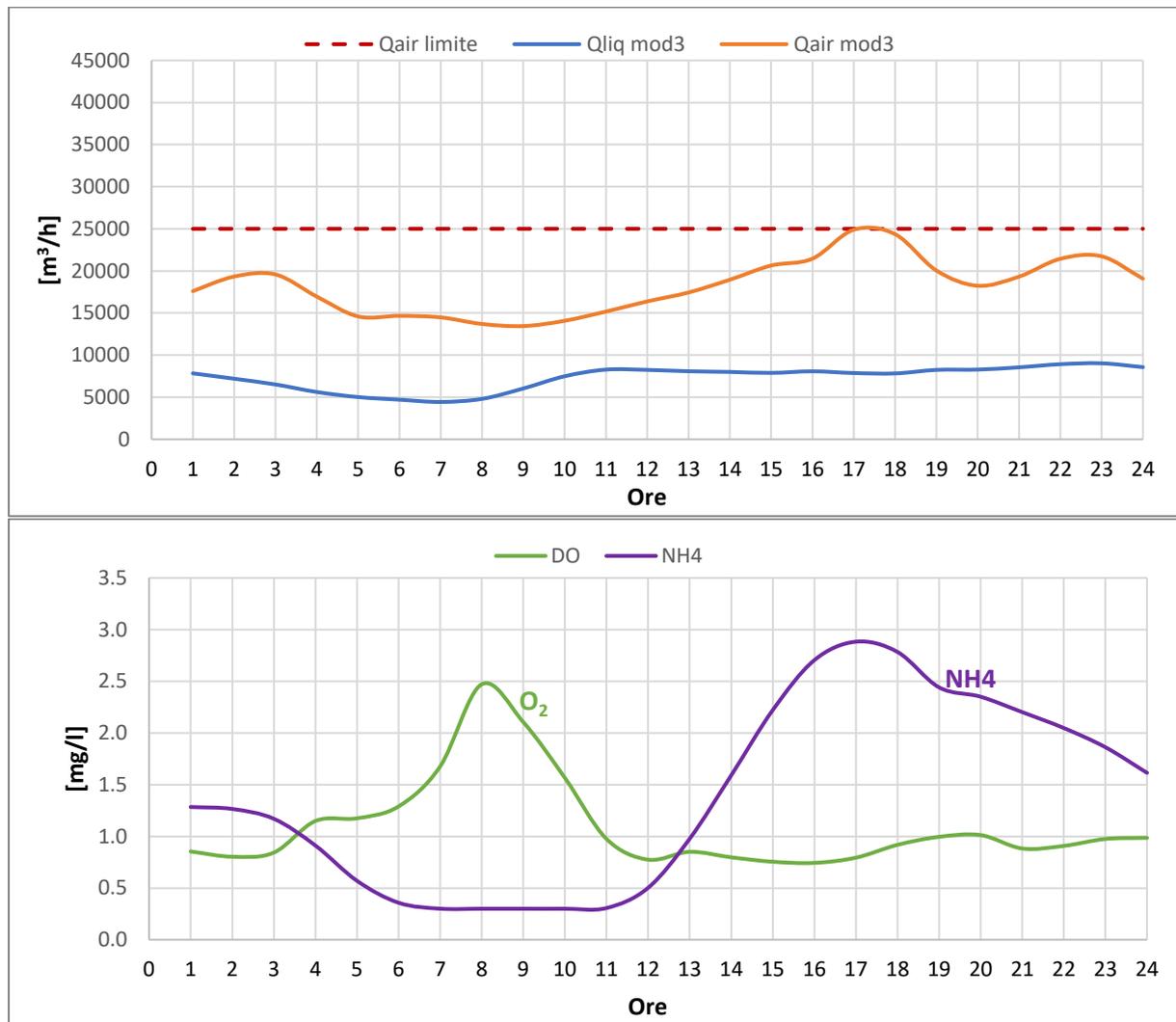
I grafici così ottenuti ci danno un'idea dell'evoluzione giornaliera dei parametri principali nei giorni di analisi.

La portata liquida totale del modulo è misurata subito a monte dell'immissione del refluo nelle vasche di sedimentazione primaria, mentre la portata d'aria totale per modulo è stata calcolata come somma delle portate singole estratte da SCADA per ciascuna delle sei vasche di aerazione del modulo 3 e del modulo 4. La singola portata d'aria è misurata da un sensore posto sulla condotta di mandata dell'aria in vasca: le portate d'aria del modulo 4 sono normalizzate mentre nel modulo 3 sono riferite alle condizioni reali. I valori di ossigeno disciolto e di ammoniaca infine sono stati estratti dalle sole vasche analizzate ossia la vasca CA 3015B per il modulo 3 e le tre vasche del semi-modulo CA 4008/4016 per quanto riguarda il modulo 4. Si precisa inoltre che non è stato possibile reperire i dati di NH<sub>4</sub> per il modulo 4.

Nelle figure 4.1, 4.2, 4.3 e 4.4 seguenti si riporta l'andamento dei parametri sopracitati per i quattro scenari: modulo 3 estivo, modulo 4 estivo, modulo 3 invernale e modulo 4 invernale.

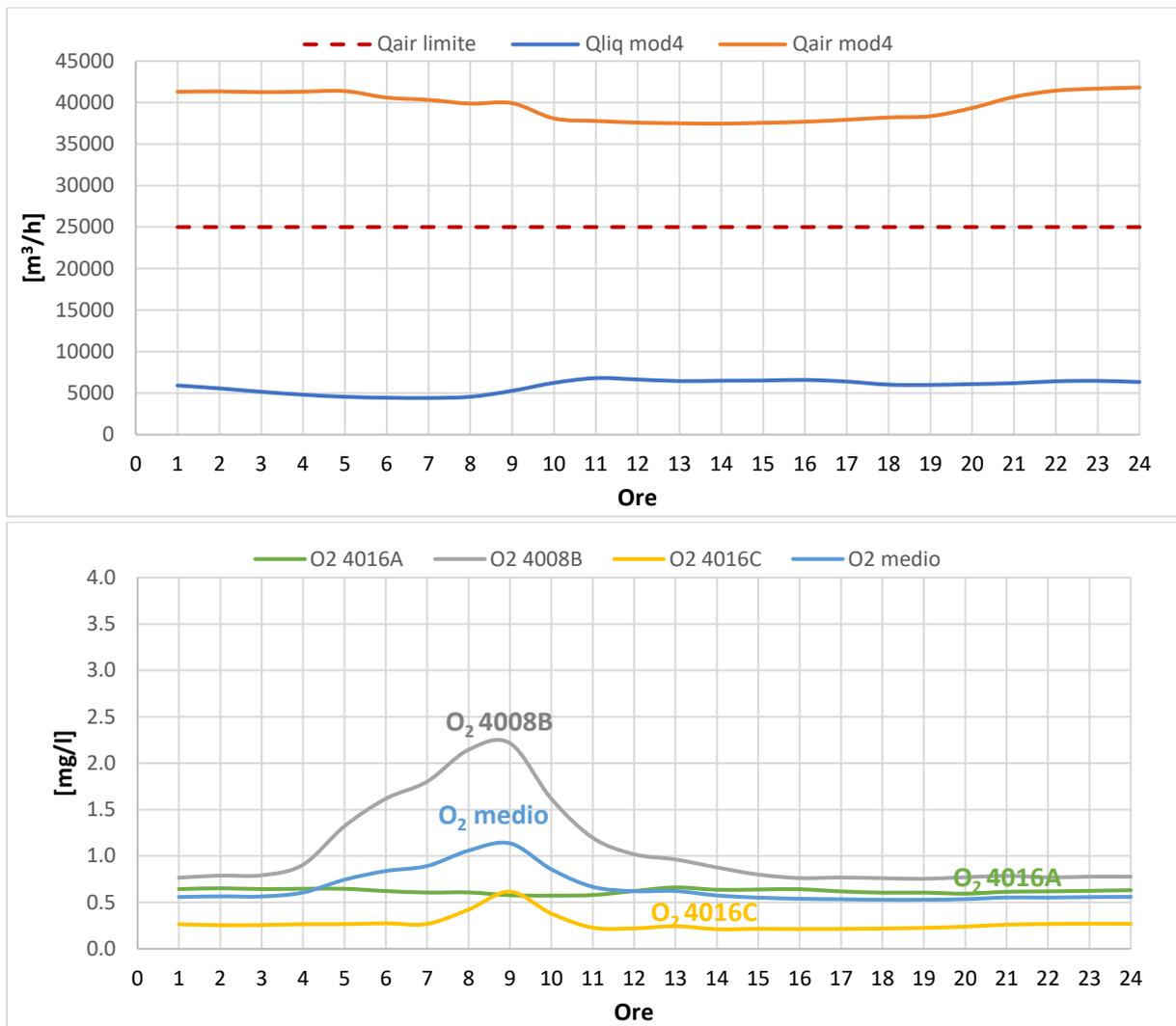
Per quanto riguarda lo scenario estivo, i valori di portata d'aria nel modulo 3 (figura 4.1) sono sempre inferiori al valore massimo per singolo compressore e si attestano intorno al valore medio di circa 18.000 m<sup>3</sup>/h, con un picco alle ore 17 di valore pari a circa 24.900 m<sup>3</sup>/h; inoltre si registrano forti differenze (fino a 10.000 m<sup>3</sup>/h) tra i valori massimi e quelli minimi. La portata liquida presenta un valore medio di circa 7300 m<sup>3</sup>/h e si mantiene circa costante per tutte le ore successive alle 11:00, su un valore di 8000 m<sup>3</sup>/h. I valori di ossigeno disciolto e

ammoniaca in vasca presentano valori medi rispettivamente pari a 1,0 mg/l e 1,4 mg/l e dei picchi sfasati di circa 9 ore: l'ossigeno raggiunge infatti il suo massimo alle ore 8 del mattino (2,5 mg/l) e l'ammoniaca alle ore 5 del pomeriggio (2,9 mg/l).



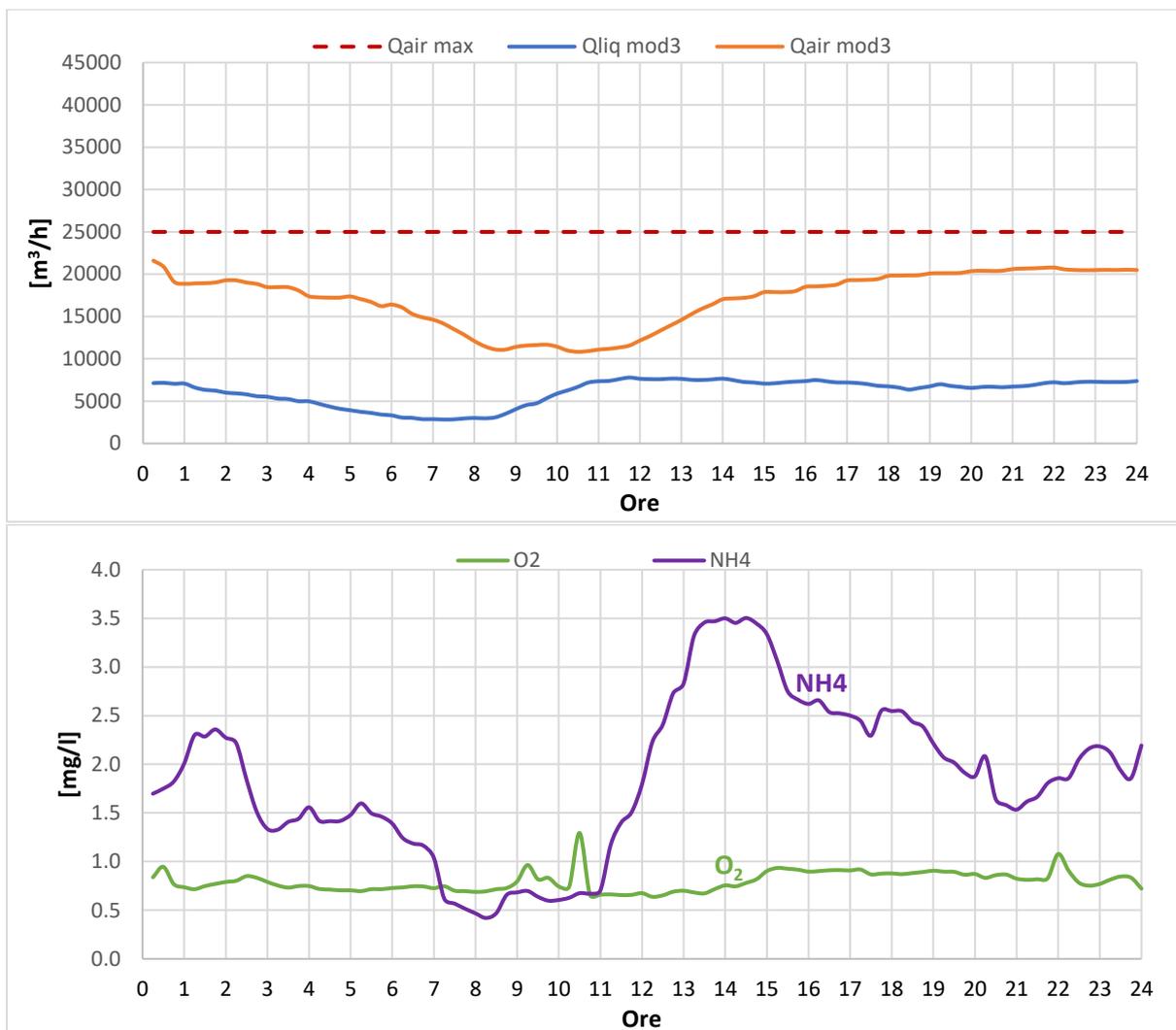
**Figura 4.1** Andamento giornaliero dei valori di ossigeno disciolto, azoto ammoniacale, portata liquida totale per modulo e portata d'aria totale per modulo nei giorni di campionamento, misurati dalle sonde di linea di SCADA– *Scenario estivo Modulo 3*.

Passando al modulo 4 estivo (figura 4.2), si nota subito che le portate d'aria mostrano una minore variabilità rispetto al modulo 3 ed inoltre sono sempre maggiori di 25.000  $\text{Nm}^3/\text{h}$ . Le portate liquide si mantengono costanti su un valore di circa 6000  $\text{m}^3/\text{h}$  mentre i valori di ossigeno disciolto differiscono da una vasca all'altra, presentando comunque sempre un picco alle ore 9:00. È da notare comunque che nell'ultima vasca di ossidazione (4016C) si registrano quasi per tutto il giorno valori di ossigeno minori della soglia minima consigliata in letteratura per l'attività dei batteri aerobi, pari a 0,5 mg/l.

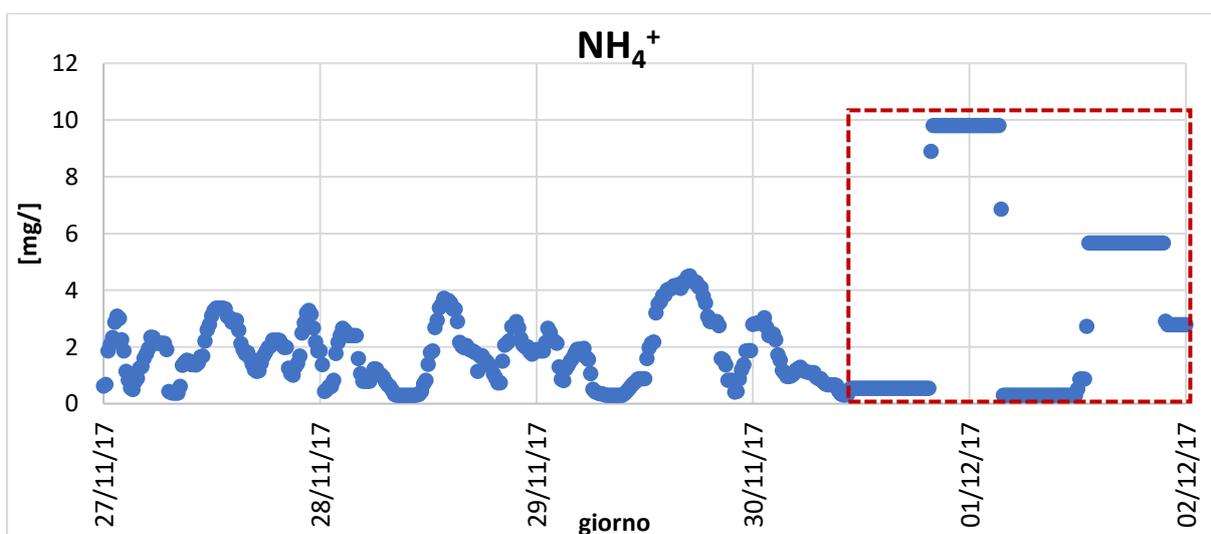


**Figura 4.2** Andamento giornaliero dei valori di ossigeno disciolto, portata liquida totale per modulo e portata d'aria totale per modulo nei giorni di campionamento, misurati dalle sonde di linea di SCADA– *Scenario estivo Modulo 4*.

Nello scenario invernale, rispetto al periodo estivo, le portate d'aria insufflate nel modulo 3 (figura 4.3) assumono valori minori (media di  $17.000 m^3/h$ ) e presentano un minimo tra le 9 e le 11 AM, mentre le portate liquide rimangono praticamente le stesse. Inoltre la variabilità dell'ossigeno nel tempo è ridotta e si mantiene su una media di  $0,8 mg/l$ , con un piccolo contenuto alle ore 10:30 di mattina. L'ammoniaca invece presenta un comportamento oscillatorio durante il giorno, con un minimo assoluto intorno alle ore 9 ( $0,42 mg/l$ ) e un massimo assoluto intorno alle ore 14:00 ( $3,5 mg/l$ ). Per quest'ultimo parametro è stato inoltre riscontrato un comportamento particolare negli ultimi due giorni della settimana analizzata: esso infatti varia in modo anormale, passando da valori bassi a valori alti, ognuno dei quali si mantiene costante per diverse ore. Questo aspetto può essere notato nel grafico di figura 4.4 seguente, in cui i valori di azoto ammoniacale si attestano su un valore costante pari a  $0,55 mg/l$  dalle ore 11:00 alle 19:30 per poi improvvisamente salire al valore costante di  $9,81 mg/l$ , e successivamente riscendere ad un altro valore pari a  $5,67 mg/l$ , mantenendosi costante per molte ore. Alla luce di queste considerazioni, è evidente che il sensore di linea ha avuto problemi, per cui è stato ritenuto opportuno rimuovere tali valori da quelli utilizzati nei calcoli.

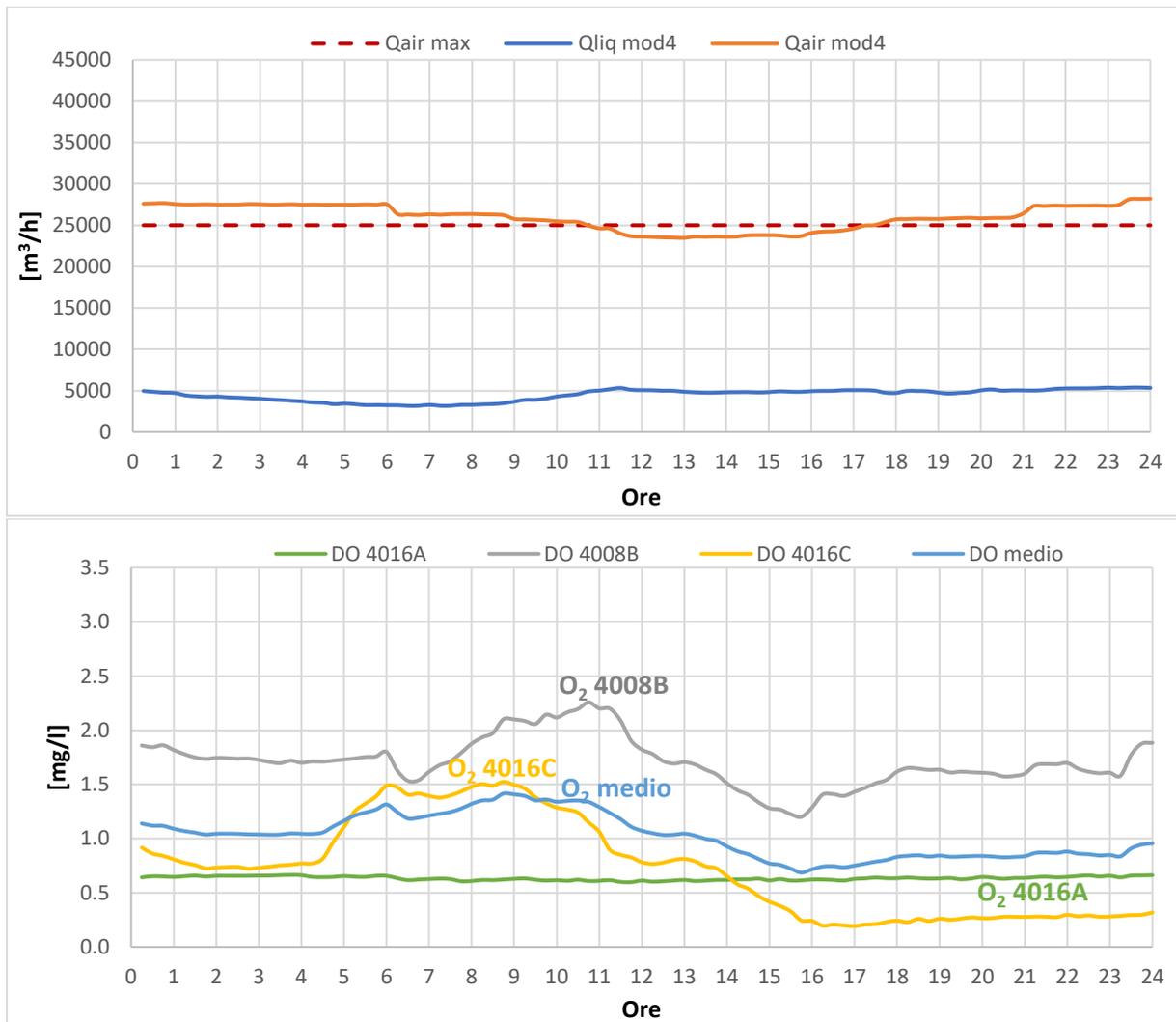


**Figura 4.3** Andamento giornaliero dei valori di ossigeno disciolto, azoto ammoniacale, portata liquida totale per modulo e portata d'aria totale per modulo nei giorni di campionamento, misurati dalle sonde in linea di SCADA – *Scenario invernale Modulo 3*.



**Figura 4.4** Variazione dello ione ammonio nella settimana di campionamento invernale – *Modulo 3*.

Anche nel caso del modulo 4, le portate d'aria registrate nella settimana invernale sono minori di quelle estive ed inoltre nelle prime ore del pomeriggio risultano anche inferiori al limite di 25.000 m<sup>3</sup>/h; le portate liquide si mantengono invece inalterate. Le curve dell'ossigeno disciolto presentano il loro massimo tra le ore 9 e le 11, tranne che nella vasca 4016 A, nella quale il valore si mantiene costante tutto il giorno su un valore medio di 0,63 mg/l.



**Figura 4.5** Andamento giornaliero dei valori di ossigeno disciolto, portata liquida totale per modulo e portata d'aria totale per modulo nei giorni di campionamento, misurati dalle sonde di linea di SCADA – *Scenario invernale Modulo 4.*

## 4.2. Confronto dati SCADA-campionamenti

In questo paragrafo, si presentano i risultati della comparazione dei dati di ossigeno disciolto e ammoniaca delle sonde di linea con i valori ottenuti nella campagna di misura del 2017 attraverso le misurazioni con sonda portatile per l'ossigeno e le analisi di laboratorio per l'ammoniaca.

Prima di ciò, è necessario riportare i risultati della misurazione dell'ossigeno disciolto mediante sonda portatile alle diverse profondità (5, 3, 1 m), i cui valori sono stati determinati come media nei diversi punti di misura in vasca, e nel modulo 4, come media ulteriore nelle tre vasche di aerazione. Questi dati sono fondamentali per comprendere la situazione reale (sonda preventivamente tarata) dell'ossigeno libero disponibile ai microrganismi e per valutare le fluttuazioni settimanali e stagionali di tal parametro. Inoltre essi rappresentano i veri valori di ossigeno disciolto in quanto determinati con una sonda di misura tarata e calibrata. In alcuni giorni mancano i dati in quanto il tecnico incaricato non ha potuto effettuare il campionamento.

Per quanto riguarda la settimana di campionamento estiva, nel modulo 3 (figura 4.6) i valori di ossigeno misurati la mattina del 16 giugno risultano circa doppi rispetto agli altri giorni di analisi mentre nel pomeriggio i valori sono dello stesso ordine e sempre inferiori a 0,5 mg/l.

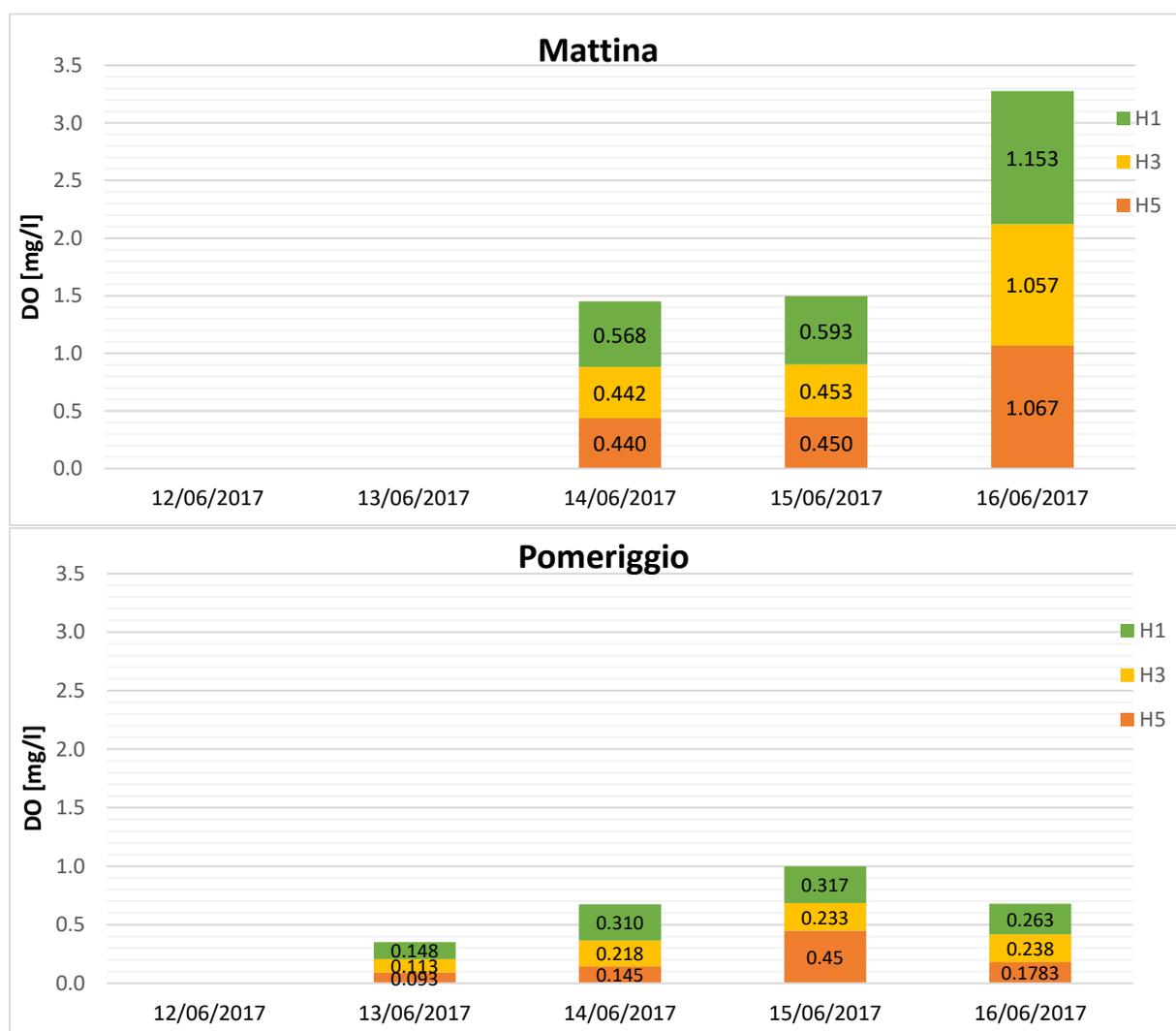
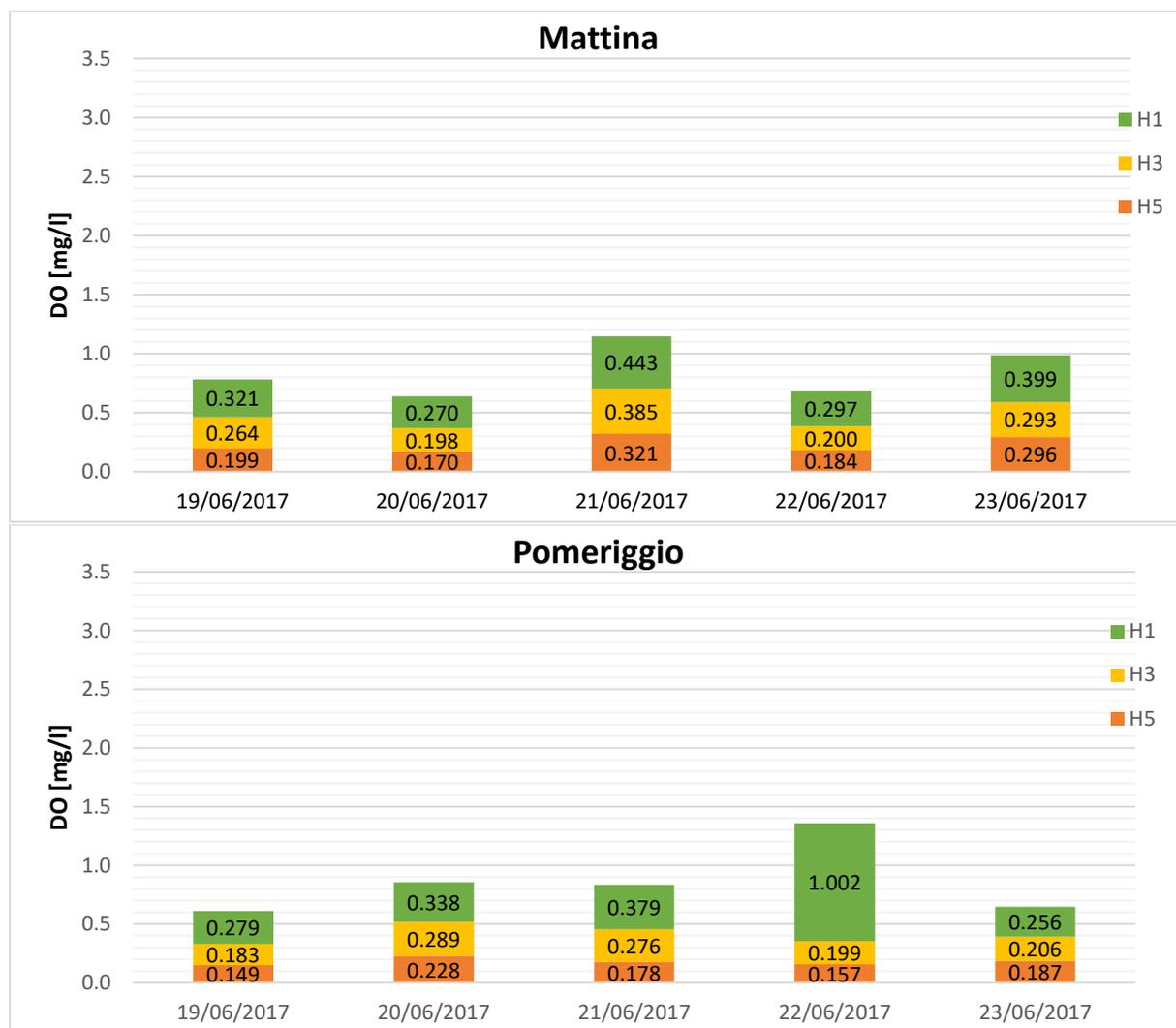


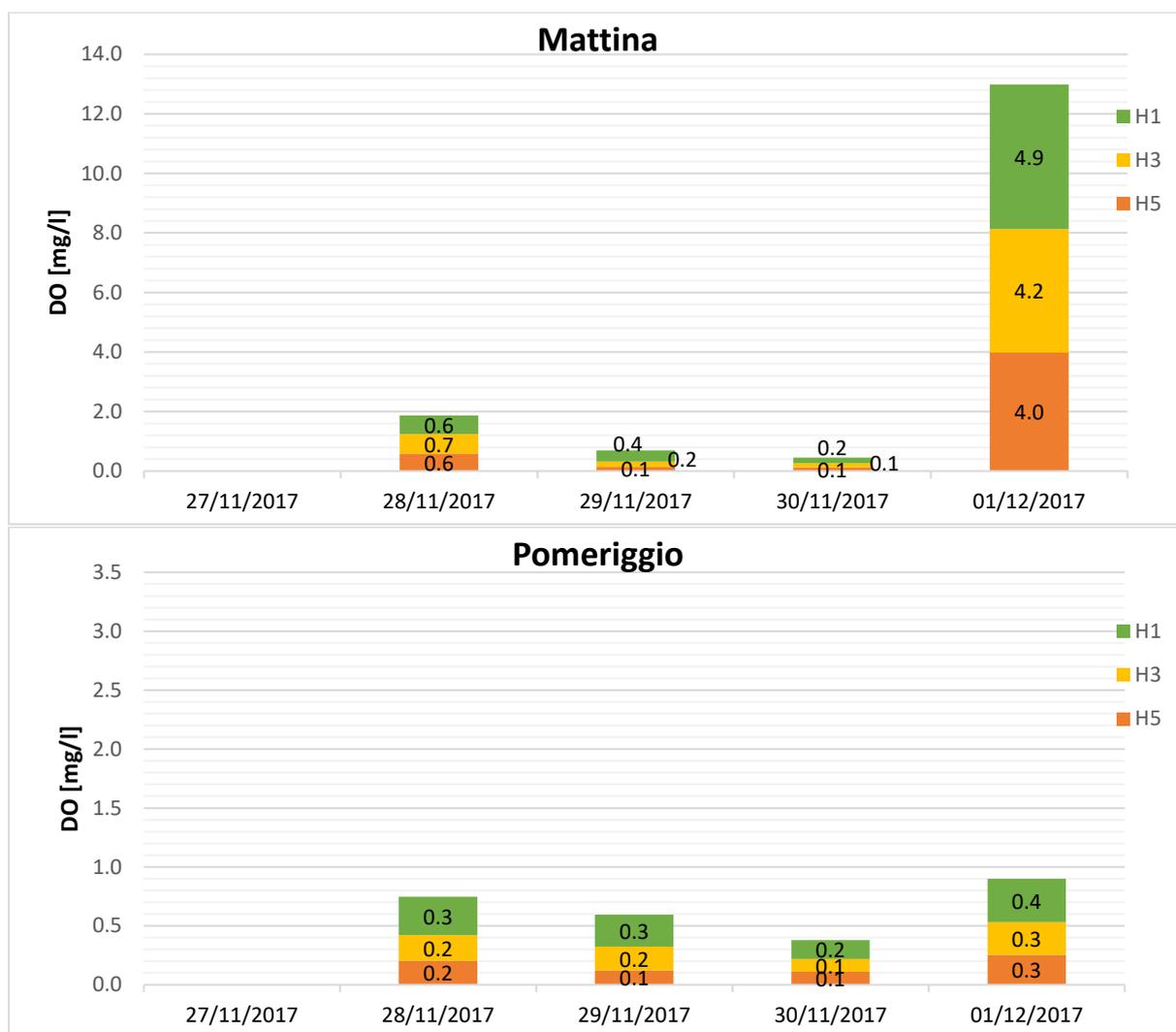
Figura 4.6 Valori di ossigeno misurati con la sonda portatile alle diverse profondità - Scenario estivo Modulo 3.

Nello stesso scenario, nel modulo 4 (figura 4.7) il 22 giugno di pomeriggio è stato misurato un valore ad 1 m di profondità circa tre volte maggiore di tutti gli altri valori pomeridiani della settimana, probabilmente dovuto ad un errore di misura. Inoltre i valori ottenuti di mattina risultano più bassi di quelli nel modulo 3, mentre la situazione si inverte di pomeriggio, con valori leggermente superiori nel modulo 4.



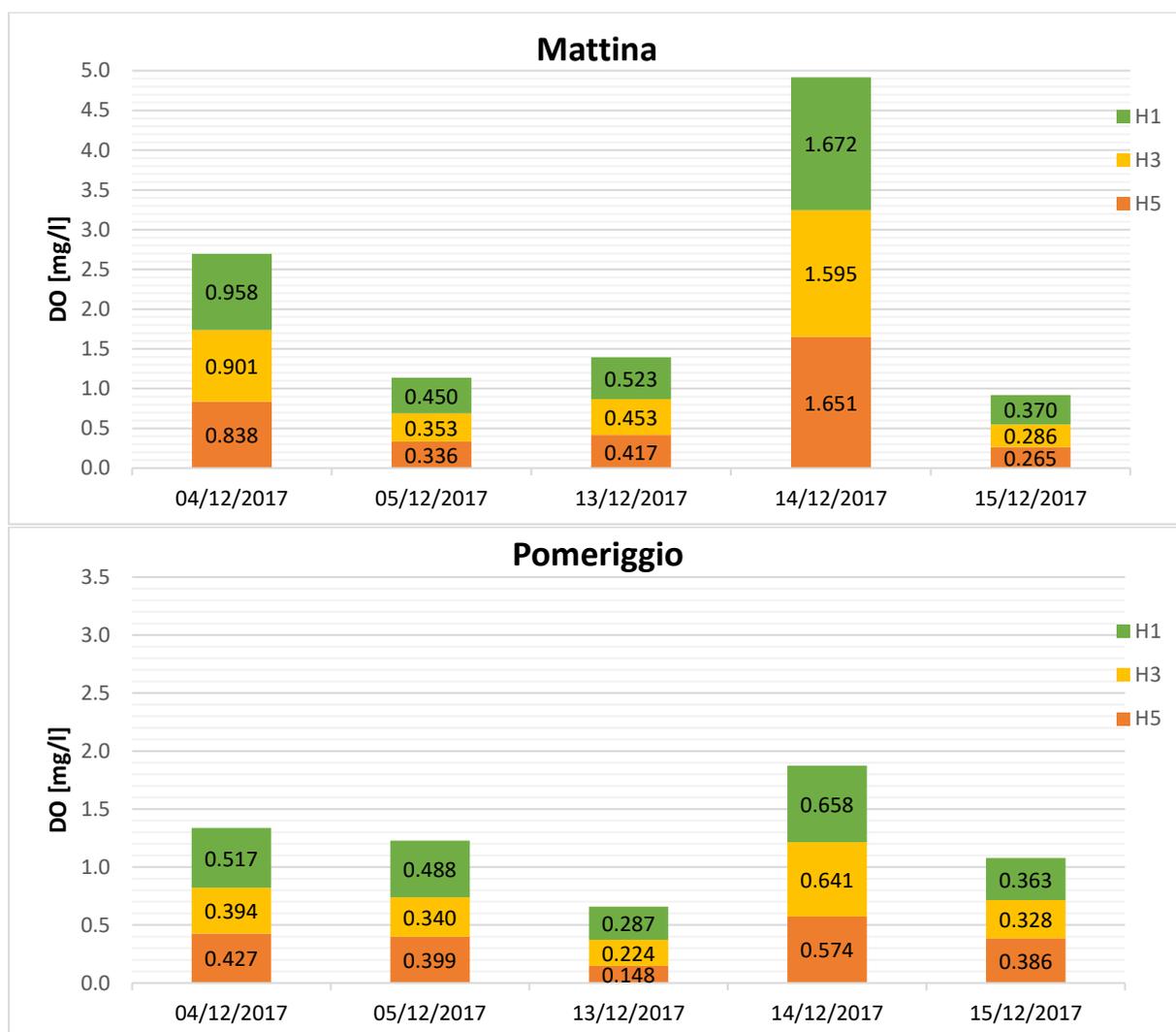
**Figura 4.7 Valori di ossigeno misurati con la sonda portatile alle diverse profondità - Scenario estivo Modulo 4.**

Nello scenario invernale del modulo 3 (figura 4.8) i valori misurati sono generalmente minori di quelli estivi tranne nella mattina del 1 dicembre, quando si riscontra una situazione particolare, con valori che raggiungono i 5 mg/l, tra le sette e le trenta volte i valori misurati negli altri giorni; questa situazione non è confermata dai valori di ossigeno registrati da SCADA, i quali sono sempre pari a 0,3 mg/l durante tutto il giorno (figura 4.13). Per questo motivo i valori di ossigeno utilizzato nel modello di calcolo per lo scenario AM del 1 dicembre derivano dalla media dei valori mattutini negli altri giorni.



**Figura 4.8 Valori di ossigeno misurati con la sonda portatile alle diverse profondità - Scenario invernale Modulo 3.**

Nel modulo 4, nella settimana invernale (figura 4.9) l'ossigeno disciolto ha assunto sempre valori più alti rispetto alla settimana estiva, con una differenza più marcata nello scenario mattutino. Inoltre, il 14 dicembre sono stati misurati dei valori più alti degli altri giorni, fino a sei volte, se si confrontano i valori mattutini del 14 con quelli del 15 dicembre, mentre di pomeriggio le differenze sono minori, con i valori del giorno 14 dicembre poco superiori agli altri.



**Figura 4.9 Valori di ossigeno misurati con la sonda portatile alle diverse profondità - Scenario invernale Modulo 4.**

L'analisi delle misure di ossigeno nei diversi scenari, permettono di evidenziare che:

- in tutti gli scenari analizzati, i dati concordano con la situazione già riscontrata nella scorsa campagna di campionamento del 2016, secondo cui i valori di ossigeno disciolto maggiori si registrano nei punti più alti della vasca (H1) e generalmente di mattina;
- la differenza tra i valori mattutini e quelli pomeridiani è più marcata nel modulo 3 e nello scenario invernale per il modulo 4, mentre nello scenario rimanente i valori sono confrontabili;
- i valori misurati nella campagna invernale sono visibilmente maggiori di quelli estivi nel modulo 4, mentre per il modulo 3, nello scenario pomeridiano non esiste una distinzione netta, mentre in quello mattutino, se si trascura il valore estremo del 1/12, la situazione si inverte;
- spesso il valore di ossigeno misurato è minore del limite di 0,5 mg/l, considerato in letteratura come la soglia minima consigliata per garantire un'adeguata attività ai batteri aerobi (Viviani G., 2005). Questa situazione si riscontra nello scenario pomeridiano del modulo 3, in tutta la campagna estiva per il modulo 4 e in alcuni giorni dei rimanenti scenari (in particolare nel modulo 3 invernale).

Si passa ora a descrivere i risultati del confronto tra i valori misurati, quelli estratti dal sistema di telecontrollo SCADA e quelli letti dall'acquisitore della sonda a bordo vasca, nei diversi scenari analizzati; questi ultimi valori verranno definiti nel seguito come valori istantanei di SCADA ed indicati come SCADA *ist*.

Si nota subito che in ogni scenario analizzato c'è una forte discrepanza tra i valori misurati dalle sonde di linea e quelli della sonda portatile e in molti casi anche tra gli stessi valori delle sonde di linea, ossia tra SCADA e SCADA *ist*.

Per quanto riguarda lo scenario estivo, nel modulo 3 (figura 4.10) i valori di ossigeno registrati su SCADA sono mediamente 4-5 volte superiori ai valori misurati dalla sonda portatile sia di mattina che di pomeriggio, mentre le discrepanze tra SCADA e SCADA *ist* sono più rilevanti di mattina, con i valori istantanei sempre maggiori fino a 2 volte (giorno 14/06 e 15/06).

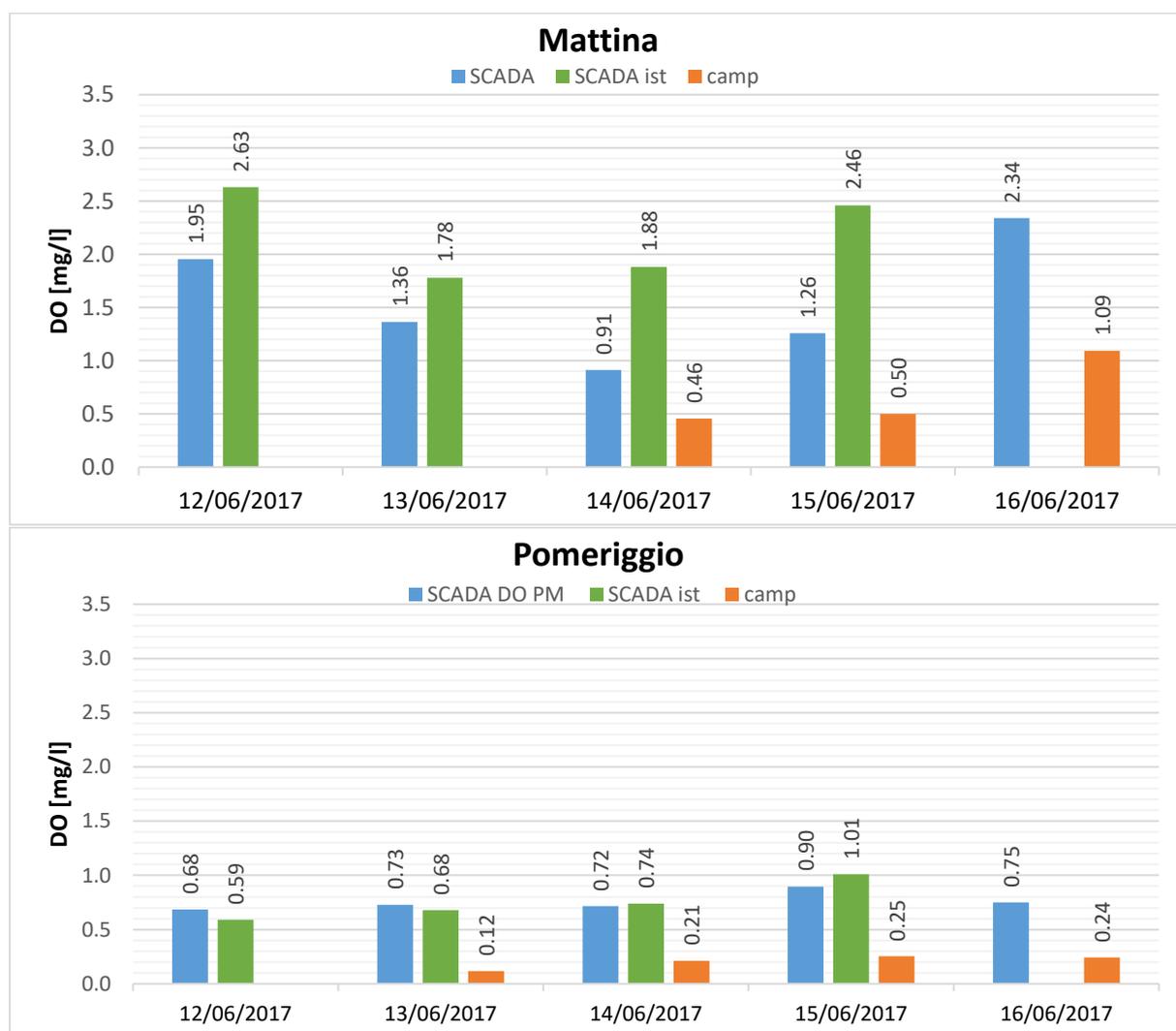
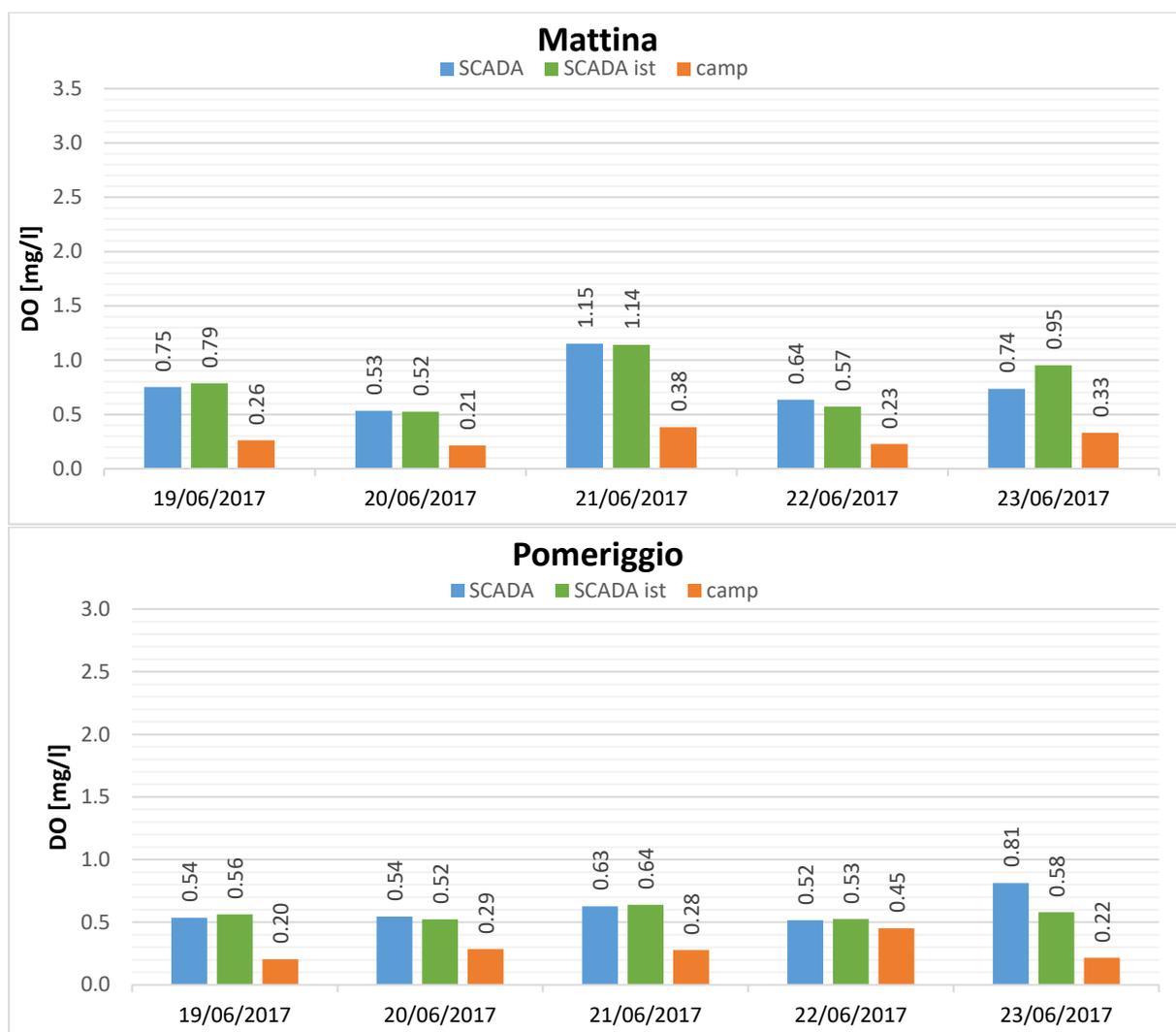


Figura 4.10 Serie di dati dell'ossigeno disciolto a confronto – Scenario estivo modulo 3.

Nel modulo 4 (figura 4.11), invece, la discrepanza tra i valori di SCADA e SCADA *ist* è più ridotta, mentre rimangono elevate le differenze con i valori misurati in campo, sia di mattina che di pomeriggio.



**Figura 4.11 Serie di dati dell'ossigeno disciolto a confronto – Scenario estivo modulo 4.**

Per quanto riguarda il campionamento invernale, per il modulo 3 (figura 4.12) i dati di SCADA sono allineati discretamente con quelli istantanei, mentre si rilevano forti discrepanze con i dati della sonda portatile. Le differenze maggiori si sono registrate la mattina del giorno 1 dicembre quando, come già detto in precedenza, la sonda ha misurato valori molto elevati e il giorno 30 novembre, quando su SCADA i dati si attestano su un valore di 9,81 mg/l per diverse ore (figura 4.13), trattandosi evidentemente di un errore di sensore fuori scala. Questi valori sono stati considerati entrambi errori di misura e non sono stati utilizzati nella determinazione delle differenze percentuali tra le serie di dati.

Nel modulo 4 non si registrano valori anomali come nel modulo 3, ma le discrepanze tra le tre serie di dati rimangono evidenti (figura 4.14).

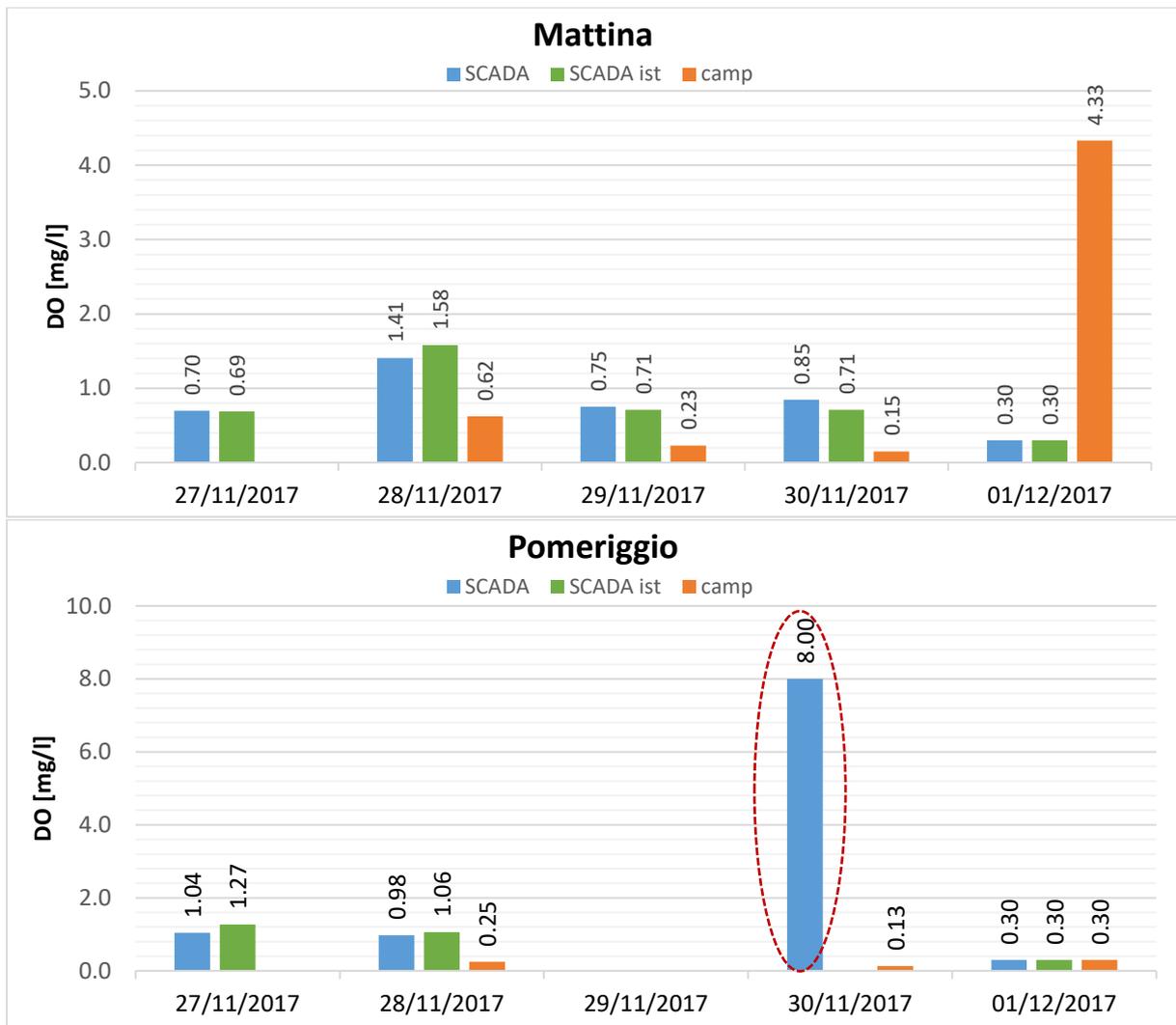


Figura 4.12 Serie di dati dell'ossigeno disciolto a confronto – *Scenario invernale modulo 3.*

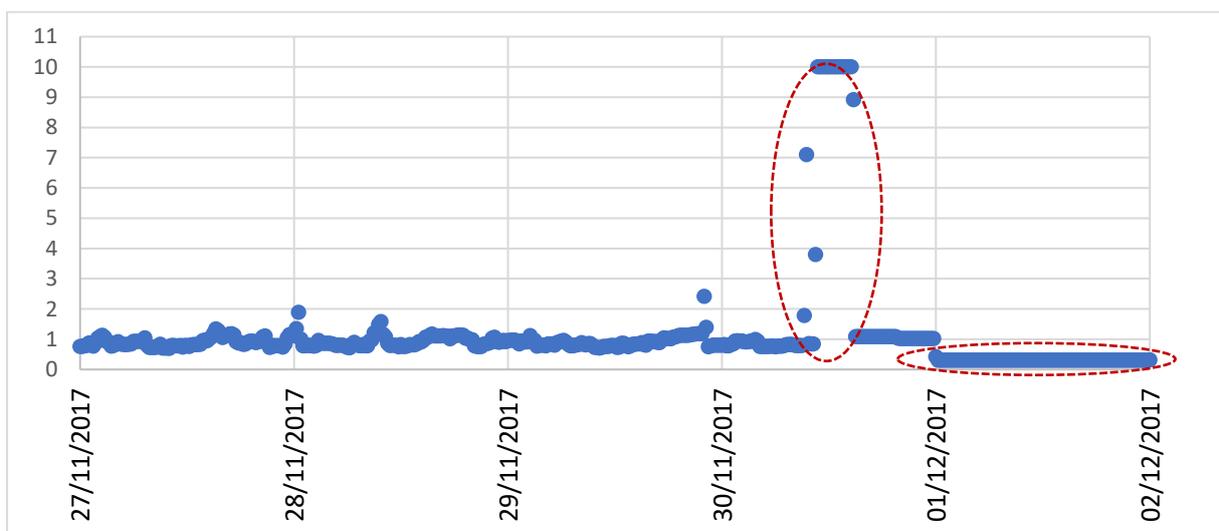


Figura 4.13 Variazione dell'ossigeno disciolto nella settimana invernale di analisi – *modulo 3.*

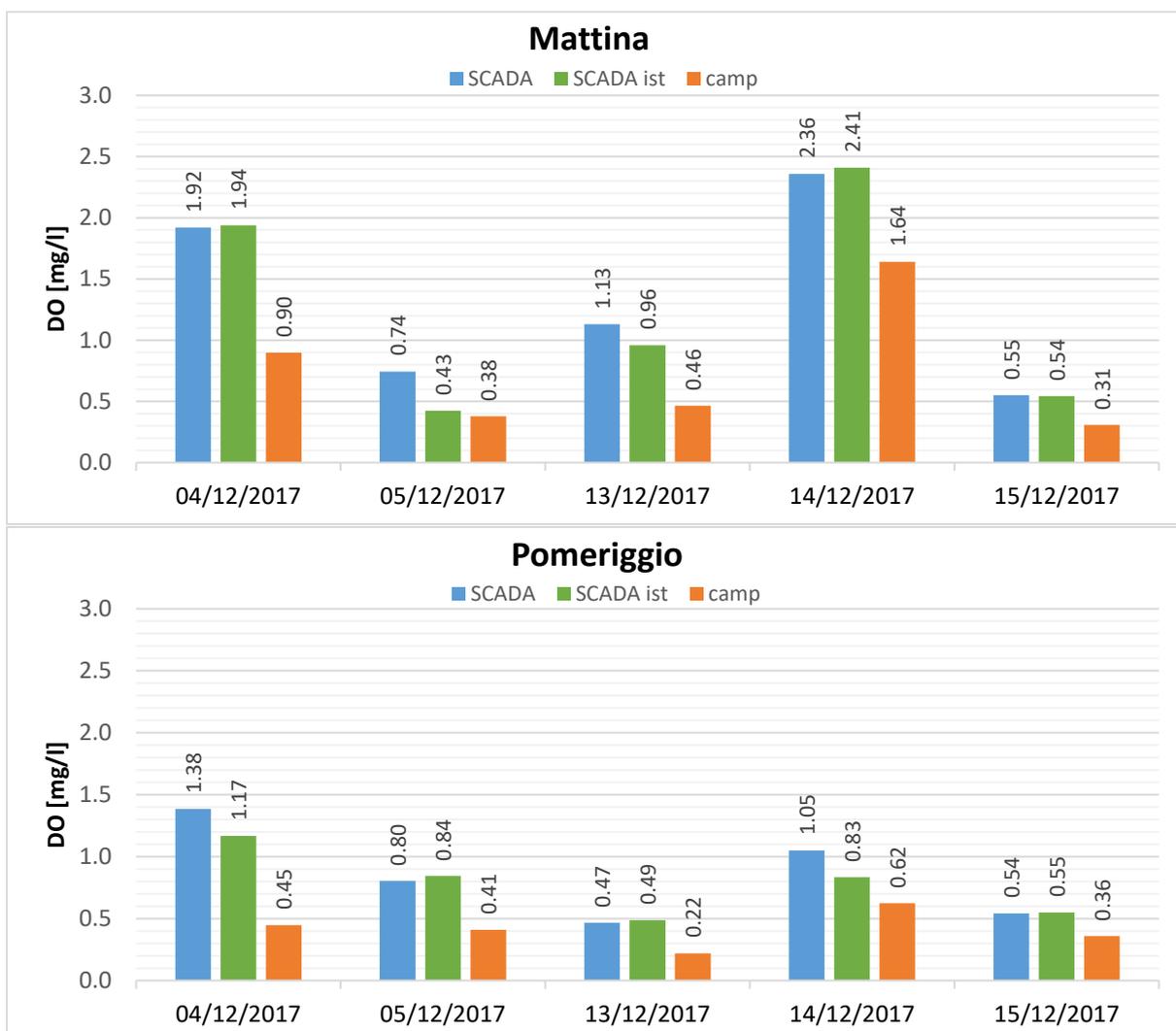


Figura 4.14 Serie di dati dell'ossigeno disciolto a confronto – Scenario invernale modulo 4.

Di seguito si riporta una tabella con i valori delle differenze percentuali tra i valori estratti da SCADA e le altre due serie di dati:

- 1) i valori campionati con la sonda portatile e
- 2) i valori misurati istantaneamente dalle sonde di linea.

Questi valori sono stati calcolati come media delle differenze percentuali giornaliere in modulo, in quanto, soprattutto nel confronto SCADA-SCADA *ist*, le differenze sono risultate in alcuni casi positive (valori di SCADA >) e in altri casi negativi. Ciascuna differenza è stata calcolata come segue:

$$diff\% = \frac{valore_{SCADA} - valore_{confronto}}{valore_{SCADA}} \cdot 100$$

Generalmente (tabella 4.1), i valori di ossigeno di SCADA sono risultati ampiamente superiori a quelli misurati con la sonda, circa del 58% nello scenario mattutino e del 56% nello scenario invernale. Dal confronto con i valori istantanei, invece, è emersa una

discrepanza percentuale media del 13%, con differenze maggiori al mattino. Nonostante nel periodo invernale i valori di SCADA siano medie su un intervallo più ristretto (15 minuti invece che 1 ora), le riduzioni del gap tra le due serie di dati è risultata evidente solo nel modulo 3, con una riduzione delle differenze del 30% al mattino, e non nel modulo 4, dove addirittura le differenze sono leggermente aumentate (mediamente del 2%).

**Tabella 4.1 Variazione percentuale dei valori di ossigeno disciolto disponibili sul sistema di telecontrollo SCADA rispetto ai valori misurati con sonda portatile e rispetto ai valori istantanei letti dall'acquisitore della sonda a bordo vasca (SCADA *ist*).**

| Variazione ossigeno disciolto        |                       |       |                          |      |
|--------------------------------------|-----------------------|-------|--------------------------|------|
|                                      | SCADA - campionamenti |       | SCADA - SCADA <i>ist</i> |      |
|                                      | AM                    | PM    | AM                       | PM   |
| <i>modulo 3 - sessione estiva</i>    | 54,6%                 | 73,5% | 39,6%                    | 9,4% |
| <i>modulo 3 - sessione invernale</i> | 69,1%                 | 50,5% | 6,9%                     | 7,7% |
| <i>modulo 4 - sessione estiva</i>    | 62,3%                 | 50,2% | 9,4%                     | 8,4% |
| <i>modulo 4 - sessione invernale</i> | 47,2%                 | 48,8% | 12,5%                    | 9,4% |
| media AM e PM                        | 58,3%                 | 55,7% | 17,1%                    | 8,7% |
| media indicativa                     | <b>57%</b>            |       | <b>13%</b>               |      |

Per quanto riguarda l'azoto ammoniacale, sono stati messi a confronto i valori di SCADA con i risultati delle analisi chimico-fisiche e con i valori istantanei letti dalle sonde di linea. In alcuni casi, tuttavia, mancano alcuni dati necessari per il confronto, per due motivi:

- 1) le analisi di laboratorio hanno restituito spesso valori <1,3 mg/l ossia minori della soglia di rilevabilità (esempio in tutti i giorni della settimana estiva del modulo 3).
- 2) non è stato possibile reperire i valori di ammoniaca di SCADA per il modulo 4.

I valori istantanei di ammoniaca (SCADA *ist*) per il modulo 4 sono stati calcolati come media dei valori nelle tre vasche di ossidazione di analisi, così come fatto già per l'ossigeno disciolto.

Generalmente i valori maggiori si registrano di pomeriggio e sono relativi ai risultati delle analisi chimico-fisiche, tranne nel caso dello scenario pomeridiano della sessione estiva per il modulo 4, dove risultano prevalenti i valori di SCADA istantanei. In alcune situazioni si ha che un valore è maggiore degli altri di 4-10 volte ed anche più, come nel caso della mattina del giorno 30/11 (figura 4.17), dove le analisi hanno restituito un valore di ammoniaca pari a 6,8 mg/l contro un valore di SCADA di 0,37 mg/l, con una proporzione di 13:1. Inoltre le discrepanze maggiori si registrano solitamente di mattina, quando le sonde di linee misurano i valori più bassi, mentre l'allineamento migliore tra le tre serie di dati si è registrata nel modulo 3 nello scenario invernale.

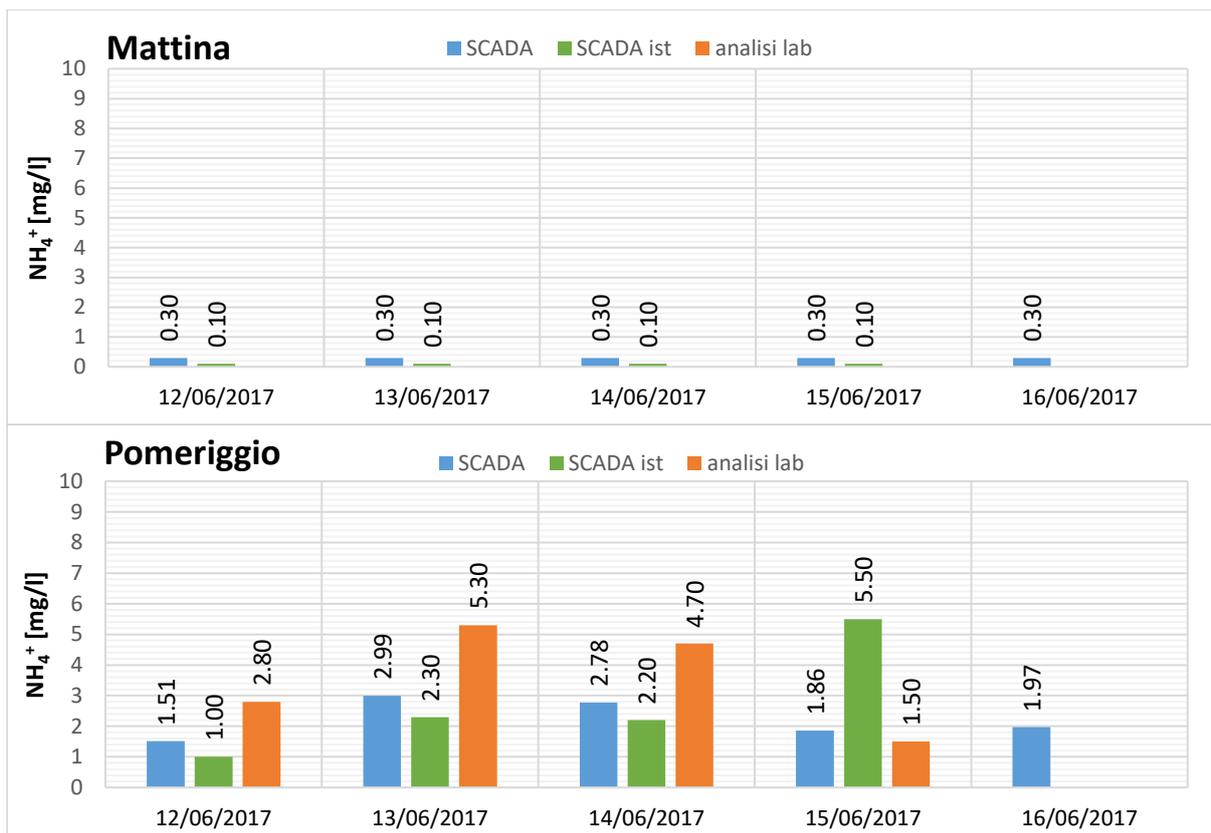


Figura 4.15 Confronto tra le tre serie di dati di ammoniaca – Scenario estivo Modulo 3.

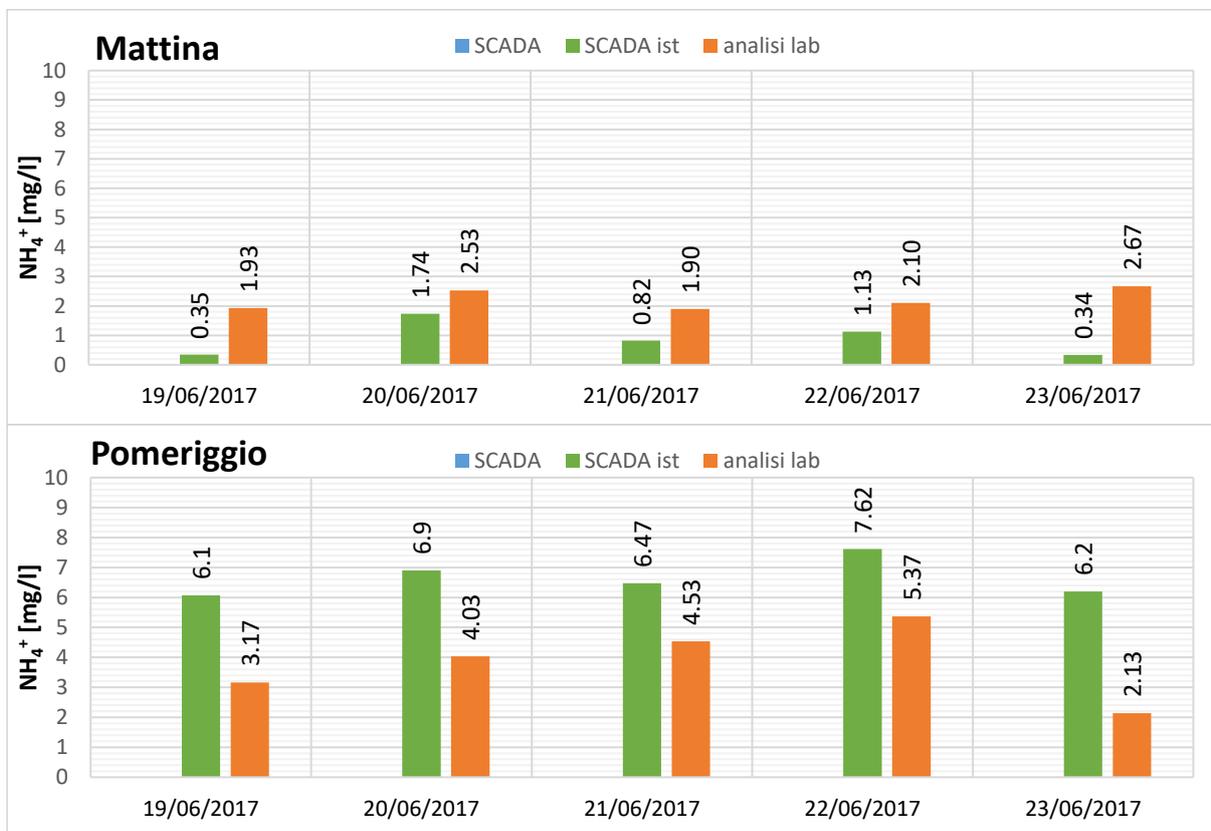


Figura 4.16 Confronto tra le tre serie di dati di ammoniaca – Scenario estivo Modulo 4

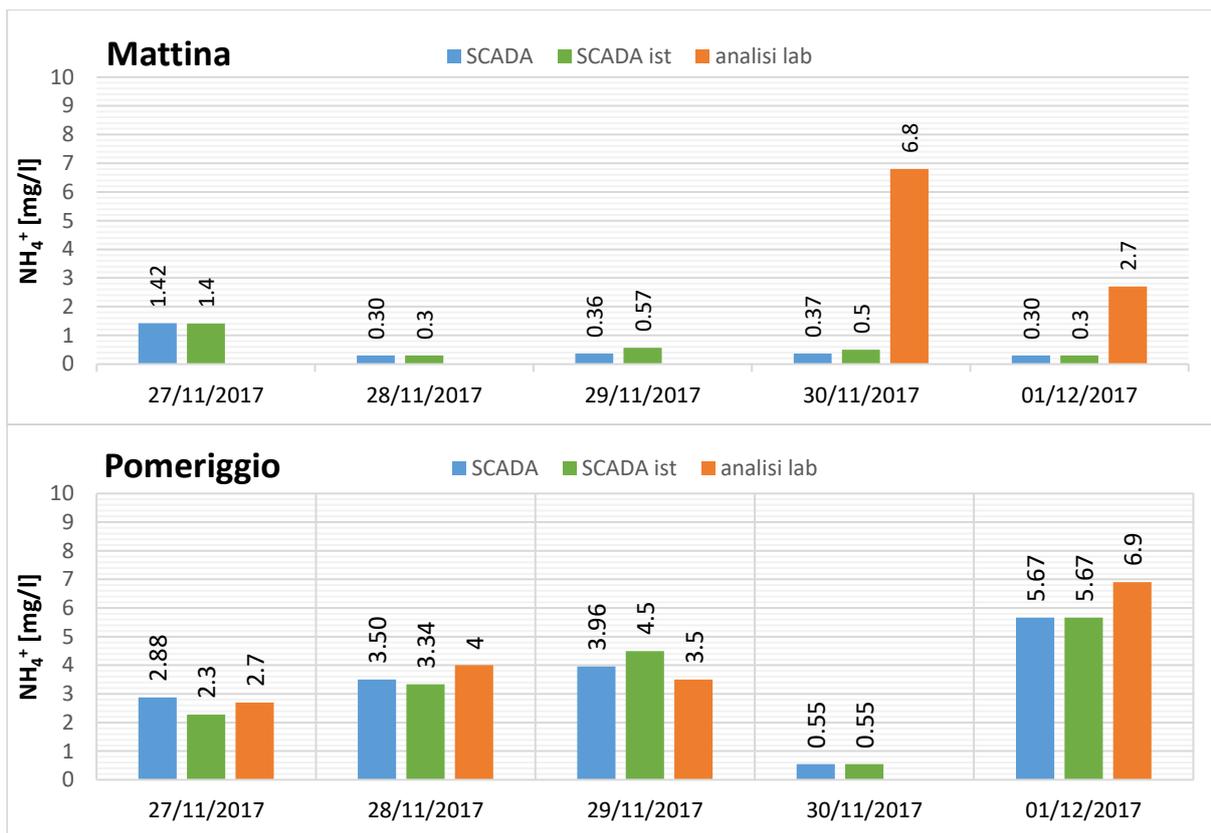


Figura 4.17 Confronto tra le tre serie di dati di ammoniaca – Scenario invernale Modulo 3.

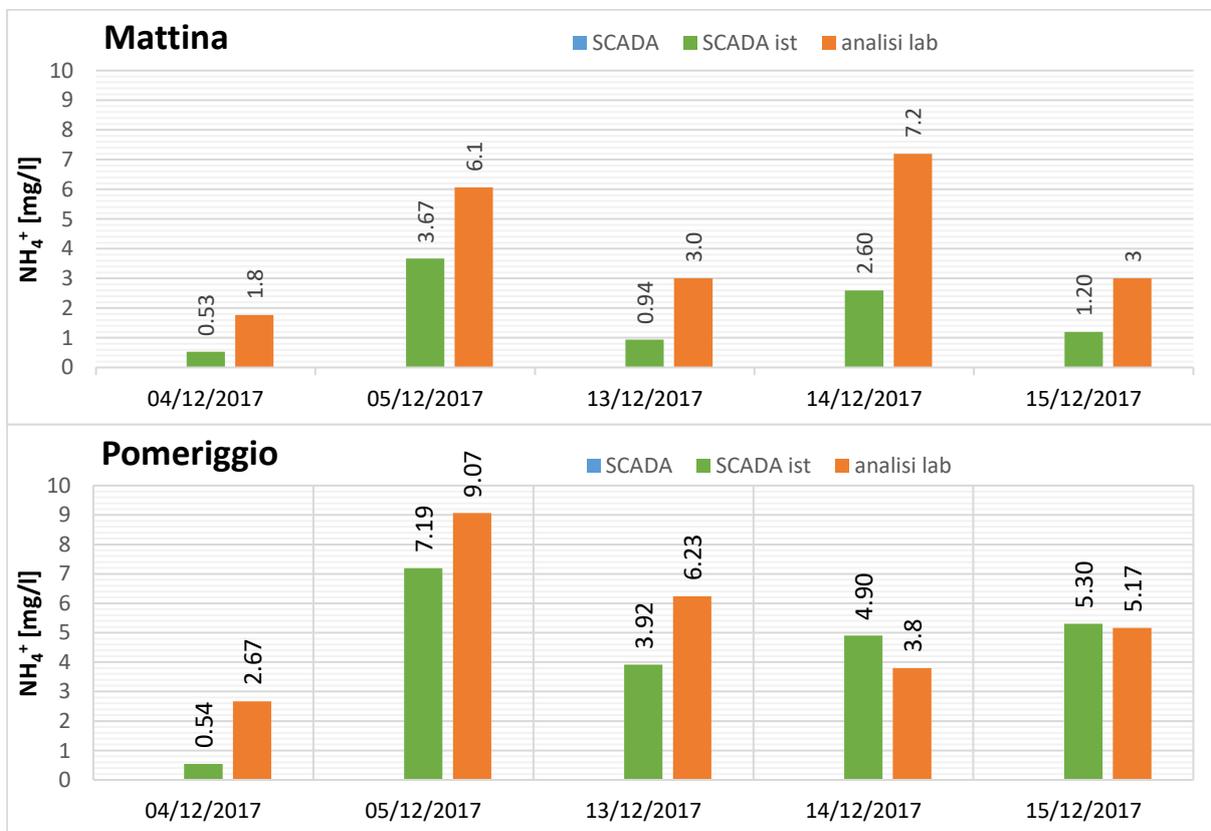


Figura 4.18 Confronto tra le tre serie di dati di ammoniaca – Scenario invernale Modulo 4.

Di seguito si riporta una sintesi delle differenze riscontrate (tabella 4.2): nel modulo 4 non avendo a disposizione i dati estratti dal sistema SCADA, il confronto è stato effettuato tra i valori istantanei delle sonde di linea e i risultati delle analisi di laboratorio.

**Tabella 4.2 Variazione percentuale dei valori di ammoniaca disponibili sul sistema di controllo SCADA rispetto ai risultati delle analisi di laboratorio e rispetto ai valori istantanei letti dall'acquisitore della sonda a bordo vasca (SCADA *ist*).**

| Variazione NH4 <sup>+</sup>   |                                       |            |                          |       |
|-------------------------------|---------------------------------------|------------|--------------------------|-------|
|                               | SCADA – analisi laboratorio           |            | SCADA - SCADA <i>ist</i> |       |
|                               | AM                                    | PM         | AM                       | PM    |
| modulo 3 - sessione estiva    | -                                     | 62.6%      | 66,7%                    | 25,9% |
| modulo 3 - sessione invernale | Oltre 100%                            | 13,4%      | 18,5%                    | 7,9%  |
| media AM e PM                 | Oltre 100%                            | 38.0%      | 43%                      | 17%   |
|                               | SCADA <i>ist</i> -analisi laboratorio |            |                          |       |
|                               | AM                                    | PM         |                          |       |
| modulo 4 - sessione estiva    | Oltre 100 %                           | 37,2%*     |                          |       |
| modulo 4 - sessione invernale | Oltre 100%                            | Oltre 100% |                          |       |
| media AM e PM                 | Oltre 100%                            | 69%        |                          |       |

\* valori di SCADA *ist* sempre > risultati delle analisi di laboratorio

Le differenze riscontrate tra i valori di SCADA e quelli ottenuti dalle campagne di misura sono maggiori di quelle per l'ossigeno disciolto. Tuttavia è utile precisare che rispetto alla misura dell'ossigeno, che avviene pressoché in modo istantaneo, il valore di azoto ammoniacale deriva da analisi effettuate in un tempo diverso e con condizioni al contorno differenti.

Le discrepanze emerse sono comunque rilevanti e rappresentano un aspetto che dovrà essere approfondito in futuro, ai fini di un'ottimizzazione gestione dei processi depurativi. Secondo Rosen C. et al. (2008) infatti la qualità delle misure on-line e quindi la strumentazione utilizzata rappresenta forse l'ostacolo maggiore nella determinazione del successo o del fallimento del controllo automatico in quanto rilevano lo stato del sistema, su cui si basa tutta la fase di regolazione delle variabili manipolabili. Oltre al rumore di fondo che dipende dalle specifiche del sensore, altri possibili fallimenti di un sensore sono dovuti ad un eccessivo drift, ossia una variazione importante nel tempo dell'output del sensore, quando il segnale in ingresso rimane costante, o all'errore di valore costante per cui il sensore è bloccato e misura sempre lo stesso valore (Rosen C. et al., 2008; De Tommasi G., 2012/2013). Per garantire buone performance del sistema, si rende dunque necessario effettuare la manutenzione ordinaria dei sensori di linea per garantire un'adeguata calibrazione. Questi ultimi (Vismara R., Butelli P., 1999) sono collocati all'interno del flusso a contatto col liquame per cui sono soggetti a sporco, che si manifesta con la formazione di incrostazioni o di ostruzioni parziali che comportano l'isolamento del sensore dal processo, restituendo di conseguenza dati analitici non più affidabili. È stato rilevato che i sensori per la misura on-line dell'ammoniaca del tipo elettrodo a membrana richiedono all'incirca due ore di manutenzione per settimana e per sensore, per rimuovere lo sporco attorno all'elettrodo, in particolare il film chimico che si forma sulla membrana (Åmand L. et al., 2013). Risulta dunque evidente che per mantenere in buone condizioni il sistema è necessario prevedere un'adeguata manutenzione, la quale comporta una serie di costi di cui si deve tenere conto nell'analisi dei costi-benefici quando si considera di implementare una nuova strategia di controllo (Campanelli et al., 2013).

### 4.3. Rese di abbattimento

Di seguito si riportano le rese di abbattimento della sostanza organica e dell'ammoniaca nelle vasche di ossidazione oggetto di analisi. I risultati sono stati determinati come media degli abbattimenti percentuali nei giorni di campionamento, considerando i valori dei carichi in ingresso e in uscita dalle vasche di ossidazione, in base ai risultanti dalle analisi di laboratorio. Si può notare (tabella 4.3) che le percentuali di abbattimento più alte si sono registrate nel modulo 4 nello scenario invernale.

È utile far notare che in alcuni casi le analisi chimico-fisiche hanno restituito valori al di sotto dei valori soglia di rilevabilità, ossia <5 mg/l per il BOD e <1,3 mg/l per l'azoto ammoniacale. Quando questi parametri erano riferiti ai valori in ingresso alla vasca, ci si è posti a vantaggio di sicurezza utilizzando nel modello i valori di soglia (5 mg/l e 1,3 mg/l) mentre quando questi erano riferiti ai valori in uscita, per l'azoto è stato considerato il valore di soglia (1,3 mg/l) mentre per il BOD il valore di 1,8 mg/l, ricavato da un lavoro di dottorato riguardo la simulazione dinamica del comparto biologico mediante il programma GPS-X.

I valori dei carichi maggiori in ingresso all'impianto sono stati registrati generalmente nello scenario pomeridiano.

**Tabella 4.3 Rese di abbattimento percentuali della sostanza organica e dell'ammoniaca nelle vasche di ossidazione dei moduli analizzati.**

|                           | BOD  |      | NH <sub>4</sub> |      |
|---------------------------|------|------|-----------------|------|
|                           | % AM | % PM | % AM            | % PM |
| <i>modulo 3 estivo</i>    | 48%  | 67%  | 66%             | 72%  |
| <i>modulo 3 invernale</i> | 64%  | 65%  | 70%             | 69%  |
| <i>modulo 4 invernale</i> | 64%  | 64%  | 78%             | 81%  |

#### 4.4. Risultati del modello

Di seguito si riportano i risultati ottenuti dall'applicazione del modello "teorico" e di quello "reale" al comparto di aerazione dei moduli oggetto di analisi, nella settimana di campionamento estivo ed invernale. Si ricorda che per ogni scenario il calcolo del carico organico e della biomassa è comune ad entrambe le versioni del modello, ed è stato calcolato rispetto al modulo complessivo (6 vasche), mentre i calcoli successivi differiscono in parte alla versione del modello ed inoltre si riferiscono alla sola porzione di modulo analizzata (vasca 3015B per il modulo 3 e semi-modulo 4008/4016 per il modulo 4) e non al modulo totale.

Nel modello reale, nei giorni in cui mancano i valori di ossigeno dalla sonda portatile, sono stati utilizzati i valori medi AM o PM nei restanti giorni di analisi.

- *Scenario estivo modulo 3*

**Tabella 4.4 Carico organico e biomassa complessivi per modulo - Scenario estivo modulo 3.**

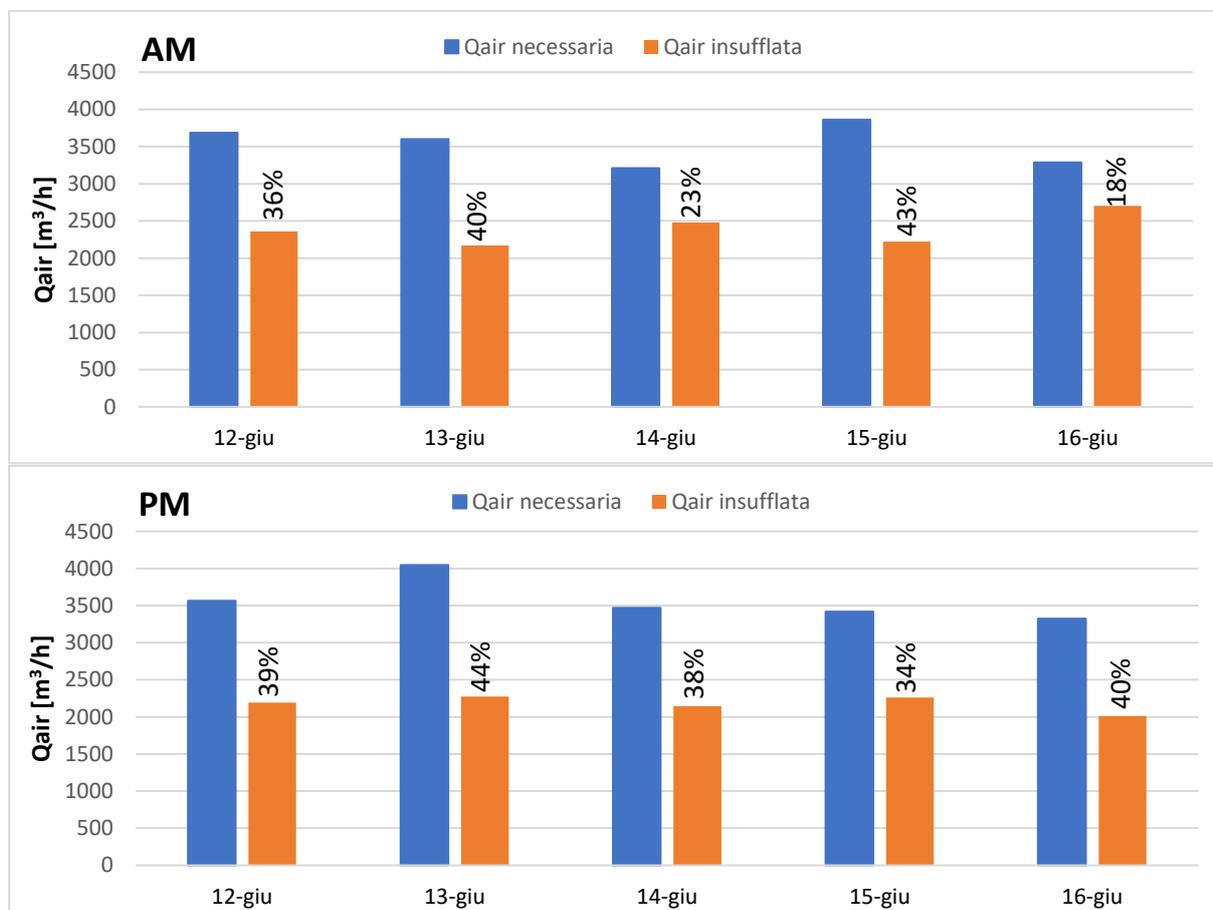
| CARICHI TOTALI MODULO 3 ESTIVO |          |          |          |          |          |
|--------------------------------|----------|----------|----------|----------|----------|
|                                | Giorno 1 | Giorno 2 | Giorno 3 | Giorno 4 | Giorno 5 |
| Kg BOD <sub>AM</sub> /d        | 1526     | 528      | 2457     | 797      | 707      |
| Kg BOD <sub>PM</sub> /d        | 534      | 1599     | 1223     | 2688     | 620      |
| Kg N <sub>AM</sub> /d          | 183      | 426      | 838      | 657      | 513      |
| Kg N <sub>PM</sub> /d          | 1203     | 1368     | 1284     | 1935     | 1319     |
| Kg biom <sub>AM</sub>          | 211004   | 206565   | 175253   | 214198   | 190831   |
| Kg biom <sub>PM</sub>          | 190792   | 206565   | 183042   | 163569   | 175253   |

**Tabella 4.5 Applicazione del modello teorico nello scenario estivo – modulo 3 AM.**

| MODELLO TEORICO - MODULO 3 ESTIVO                  |          |          |          |          |          |
|--|----------|----------|----------|----------|----------|
| AM   | 12-giu   | 13-giu   | 14-giu   | 15-giu   | 16-giu   |
| Parametro  | Giorno 1 | Giorno 2 | Giorno 3 | Giorno 4 | Giorno 5 |
| Diffusore PIK 300 [m <sup>3</sup> /h]              | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    |
| Numero diffusori                                   | 2288     | 2288     | 2288     | 2288     | 2288     |
| DD [%]   | 9,4      | 9,4      | 9,4      | 9,4      | 9,4      |
| O <sub>2</sub> da insufflare [Kg <sub>O2</sub> /h] | 263,8    | 261,1    | 244,5    | 278,2    | 245,7    |
| Ossigeno disciolto in vasca, C [mg/l]              | 1,50     | 1,50     | 1,50     | 1,50     | 1,50     |
| Q <sub>diff</sub> [m <sup>3</sup> /h*unità]        | 2,10     | 2,10     | 2,10     | 2,10     | 2,10     |
| α [-]  | 0,78     | 0,79     | 0,83     | 0,785    | 0,815    |
| β [-]  | 1        | 1        | 1        | 1        | 1        |
| SOTE [%]   | 0,294    | 0,294    | 0,294    | 0,294    | 0,294    |
| (O.C.)st [Kg <sub>O2</sub> /h * unità]             | 0,173    | 0,173    | 0,173    | 0,173    | 0,173    |
| (O.C.) [Kg <sub>O2</sub> /h * unità]               | 0,1503   | 0,1522   | 0,1600   | 0,1513   | 0,1571   |
| <b>Numero aeratori necessari</b>                   | 1755     | 1715     | 1529     | 1839     | 1564     |
| <b>Portata aria necessaria [m<sup>3</sup>/h]</b>   | 3686,1   | 3602,0   | 3210,2   | 3862,0   | 3285,4   |
| Portata aria insufflata [m <sup>3</sup> /h]        | 2360,6   | 2169,1   | 2481,0   | 2220,1   | 2704,2   |
| differenza %                                       | 36%      | 40%      | 23%      | 43%      | 18%      |

**Tabella 4.6** Applicazione del modello teorico nello *scenario estivo – modulo 3 PM*.

| MODELLO TEORICO - MODULO 3 ESTIVO                  |          |          |          |          |          |
|--|----------|----------|----------|----------|----------|
| PM   | 12-giu   | 13-giu   | 14-giu   | 15-giu   | 16-giu   |
| Parametro  | Giorno 1 | Giorno 2 | Giorno 3 | Giorno 4 | Giorno 5 |
| Diffusore PIK 300 [m <sup>3</sup> /h]              | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    |
| Numero diffusori                                   | 2288     | 2288     | 2288     | 2288     | 2288     |
| DD [%]   | 9,4      | 9,4      | 9,4      | 9,4      | 9,4      |
| O <sub>2</sub> da insufflare [Kg <sub>O2</sub> /h] | 265,0    | 293,5    | 261,3    | 263,6    | 250,3    |
| Ossigeno disciolto in vasca, C [mg/l]              | 1,50     | 1,50     | 1,50     | 1,50     | 1,50     |
| Q <sub>diff</sub> [m <sup>3</sup> /h*unità]        | 2,10     | 2,10     | 2,10     | 2,10     | 2,10     |
| α [-]  | 0,81     | 0,79     | 0,82     | 0,84     | 0,82     |
| β [-]  | 1        | 1        | 1        | 1        | 1        |
| SOTE [%]   | 0,294    | 0,294    | 0,294    | 0,294    | 0,294    |
| (O.C.) <sub>st</sub> [Kg <sub>O2</sub> /h * unità] | 0,173    | 0,173    | 0,173    | 0,173    | 0,173    |
| (O.C.) [Kg <sub>O2</sub> /h * unità]               | 0,1561   | 0,1522   | 0,1580   | 0,1619   | 0,1580   |
| <b>Numero areatori necessari</b>                   | 1698     | 1928     | 1653     | 1629     | 1584     |
| <b>Portata aria necessaria [m<sup>3</sup>/h]</b>   | 3565,3   | 4048,0   | 3471,8   | 3420,0   | 3325,6   |
| Portata aria insufflata [m <sup>3</sup> /h]        | 2190,7   | 2273,4   | 2145,3   | 2259,7   | 2011,7   |
| differenza %                                       | 39%      | 44%      | 38%      | 34%      | 40%      |



**Figura 4.19** Confronto tra le portate d'aria calcolate e quelle insufflate – *Modello teorico – scenario estivo modulo 3*.

**Tabella 4.7 Applicazione del modello reale nello scenario estivo – modulo 3 AM.**

| MODELLO REALE - MODULO 3 ESTIVO                    |          |          |          |          |          |
|--|----------|----------|----------|----------|----------|
| AM   | 12-giu   | 13-giu   | 14-giu   | 15-giu   | 16-giu   |
| Parametro  | Giorno 1 | Giorno 2 | Giorno 3 | Giorno 4 | Giorno 5 |
| Diffusore PIK 300 [m <sup>3</sup> /h]              | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    |
| Numero diffusori                                   | 1144     | 1144     | 1144     | 1144     | 1144     |
| DD [%]   | 4,7      | 4,7      | 4,7      | 4,7      | 4,7      |
| O <sub>2</sub> da insufflare [Kg <sub>O2</sub> /h] | 263,8    | 261,1    | 244,5    | 278,2    | 245,7    |
| Ossigeno disciolto in vasca, C [mg/l]              | 0,45     | 0,45     | 0,44     | 0,45     | 1,07     |
| Q <sub>diff</sub> [m <sup>3</sup> /h*unità]        | 2,1      | 1,9      | 2,2      | 1,9      | 2,4      |
| α [-]  | 0,78     | 0,79     | 0,83     | 0,785    | 0,815    |
| β [-]  | 1        | 1        | 1        | 1        | 1        |
| SOTE [%]   | 0,274    | 0,277    | 0,273    | 0,276    | 0,270    |
| <b>(O.C.)st</b> [Kg <sub>aria</sub> /h * unità]    | 0,158    | 0,147    | 0,166    | 0,150    | 0,179    |
| <b>(O.C.)</b> [Kg <sub>aria</sub> /h * unità]      | 0,158    | 0,148    | 0,176    | 0,150    | 0,172    |
| <b>Numero areatori necessari</b>                   | 1673     | 1762     | 1393     | 1852     | 1429     |
| <b>Portata aria richiesta</b> [m <sup>3</sup> /h]  | 3451,3   | 3341,4   | 3021,2   | 3593,7   | 3378,6   |
| Portata aria insufflata [m <sup>3</sup> /h]        | 2360,6   | 2169,1   | 2481,0   | 2220,1   | 2704,2   |
| differenza %                                       | 32%      | 35%      | 18%      | 38%      | 20%      |

**Tabella 4.8 Applicazione del modello reale nello scenario estivo – modulo 3 PM.**

| MODELLO REALE - MODULO 3 ESTIVO                    |          |          |          |          |          |
|--|----------|----------|----------|----------|----------|
| PM   | 12-giu   | 13-giu   | 14-giu   | 15-giu   | 16-giu   |
| Parametro  | Giorno 1 | Giorno 2 | Giorno 3 | Giorno 4 | Giorno 5 |
| Diffusore PIK 300 [m <sup>3</sup> /h]              | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    |
| Numero diffusori                                   | 1144     | 1144     | 1144     | 1144     | 1144     |
| DD [%]   | 4,7      | 4,7      | 4,7      | 4,7      | 4,7      |
| O <sub>2</sub> da insufflare [Kg <sub>O2</sub> /h] | 265,0    | 293,5    | 261,3    | 263,6    | 250,3    |
| Ossigeno disciolto in vasca, C [mg/l]              | 0,22     | 0,09     | 0,15     | 0,45     | 0,18     |
| Q <sub>diff</sub> [m <sup>3</sup> /h*unità]        | 1,9      | 2,0      | 1,9      | 2,0      | 1,8      |
| α [-]  | 0,81     | 0,79     | 0,82     | 0,84     | 0,82     |
| β [-]  | 1        | 1        | 1        | 1        | 1        |
| SOTE [%]   | 0,276    | 0,275    | 0,277    | 0,276    | 0,279    |
| <b>(O.C.)st</b> [Kg <sub>aria</sub> /h * unità]    | 0,148    | 0,153    | 0,145    | 0,152    | 0,137    |
| <b>(O.C.)</b> [Kg <sub>aria</sub> /h * unità]      | 0,157    | 0,161    | 0,158    | 0,163    | 0,148    |
| <b>Numero areatori necessari</b>                   | 1683     | 1822     | 1656     | 1614     | 1687     |
| <b>Portata aria richiesta</b> [m <sup>3</sup> /h]  | 3222,4   | 3620,9   | 3105,0   | 3188,5   | 2966,2   |
| Portata aria insufflata [m <sup>3</sup> /h]        | 2190,7   | 2273,4   | 2145,3   | 2259,7   | 2011,7   |
| differenza %                                       | 32%      | 37%      | 31%      | 29%      | 32%      |

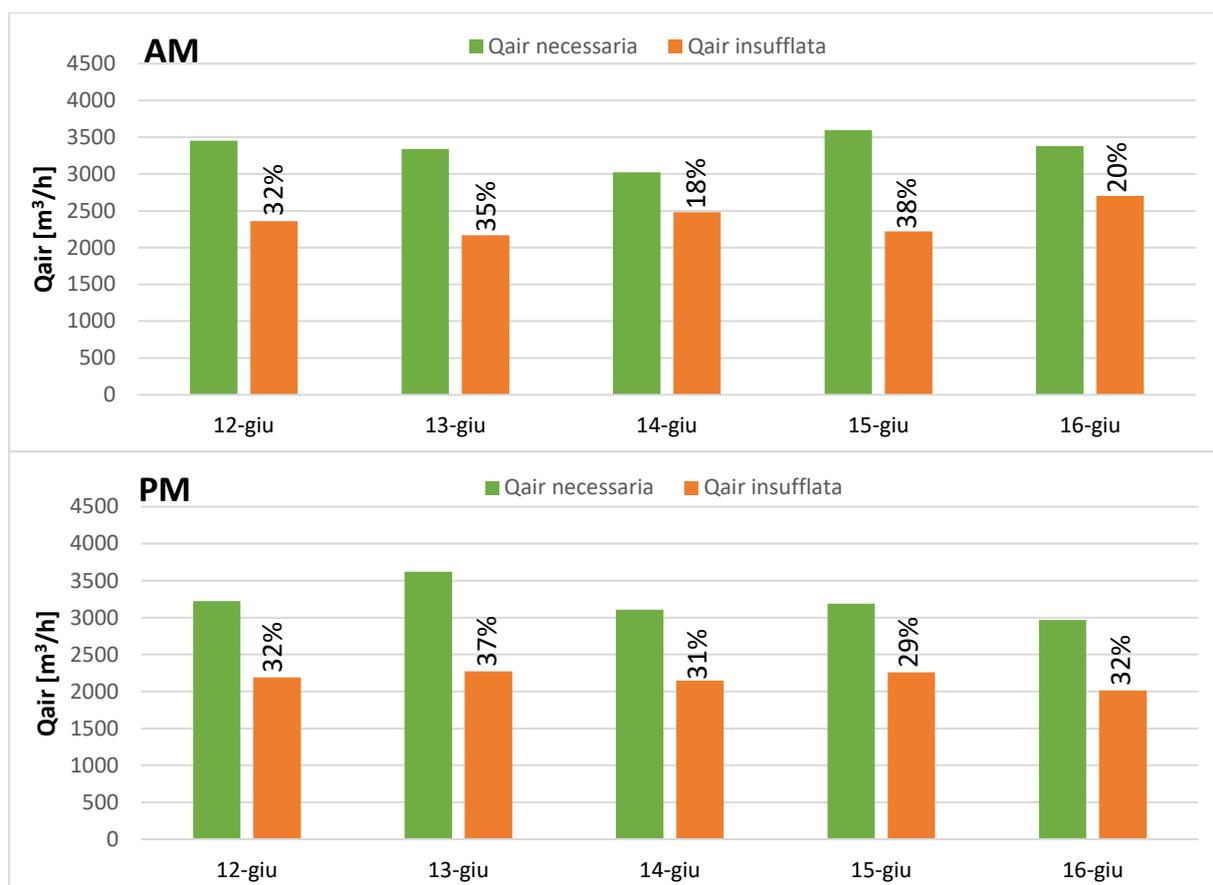


Figura 4.20 Confronto tra le portate d'aria calcolate e quelle insufflate – *Modello reale – scenario estivo modulo 3.*

Non è stato possibile applicare il modello di calcolo al modulo 4 nello scenario estivo, in quanto i valori di biomassa risultanti dalle analisi chimico-fisiche sono troppo elevati, circa pari a due volte i valori ottenuti nello stesso modulo nella campagna invernale. Tale situazione è stata dunque considerata come indice di un malfunzionamento temporaneo del comparto biologico.

- *Scenario invernale modulo 3*

Tabella 4.9 Carico organico e biomassa complessivi per modulo - *Scenario invernale modulo 3.*

| CARICHI TOTALI MODULO 3 INVERNALE |          |          |          |          |          |
|-----------------------------------|----------|----------|----------|----------|----------|
|                                   | Giorno 1 | Giorno 2 | Giorno 3 | Giorno 4 | Giorno 5 |
| Kg BOD <sub>AM</sub> /d           | 410      | 477      | 128      | 392      | 367      |
| Kg BOD <sub>PM</sub> /d           | 612      | 832      | 548      | 517      | 549      |
| Kg N <sub>AM</sub> /d             | 627      | 492      | 589      | 760      | 1295     |
| Kg N <sub>PM</sub> /d             | 2352     | 1848     | 1285     | 517      | 1218     |
| Kg biom <sub>AM</sub>             | 237331   | 247418   | 222727   | 234605   | 204501   |
| Kg biom <sub>PM</sub>             | 242238   | 221520   | 240291   | 285234   | 254818   |

**Tabella 4.10 Applicazione del modello teorico nello scenario invernale– modulo 3 AM.**

| MODELLO TEORICO - MODULO 3 INVERNALE               |          |          |          |          |          |
|--|----------|----------|----------|----------|----------|
| AM   | 27-nov   | 28-nov   | 29-nov   | 30-nov   | 01-dic   |
| Parametro  | Giorno 1 | Giorno 2 | Giorno 3 | Giorno 4 | Giorno 5 |
| Diffusore PIK 300 [m <sup>3</sup> /h]              | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    |
| Numero diffusori                                   | 2288     | 2288     | 2288     | 2288     | 2288     |
| DD [%]   | 9,4      | 9,4      | 9,4      | 9,4      | 9,4      |
| O <sub>2</sub> da insufflare [Kg <sub>O2</sub> /h] | 187,8    | 191,3    | 175,1    | 189,7    | 183,9    |
| Ossigeno disciolto in vasca, C [mg/l]              | 1,50     | 1,50     | 1,50     | 1,50     | 1,50     |
| Q <sub>diff</sub> [m <sup>3</sup> /h*unità]        | 2,10     | 2,10     | 2,10     | 2,10     | 2,10     |
| α [-]  | 0,74     | 0,735    | 0,765    | 0,75     | 0,73     |
| β [-]  | 1        | 1        | 1        | 1        | 1        |
| SOTE [%]   | 0,294    | 0,294    | 0,294    | 0,294    | 0,294    |
| <b>(O.C.)st</b> [Kg <sub>O2</sub> /h * unità]      | 0,173    | 0,173    | 0,173    | 0,173    | 0,173    |
| <b>(O.C.)</b> [Kg <sub>O2</sub> /h * unità]        | 0,164    | 0,140    | 0,145    | 0,166    | 0,150    |
| <b>Numero aeratori necessari</b>                   | 1145     | 1370     | 1205     | 1141     | 1225     |
| <b>Portata aria necessaria</b> [m <sup>3</sup> /h] | 2404,7   | 2876,1   | 2529,5   | 2396,3   | 2572,6   |
| Portata aria insufflata [m <sup>3</sup> /h]        | 1769,6   | 1886,9   | 1463,8   | 1742,9   | 2395,6   |
| differenza %                                       | 26%      | 34%      | 42%      | 27%      | 7%       |

**Tabella 4.11 Applicazione del modello teorico nello scenario invernale – modulo 3 PM.**

| MODELLO TEORICO - MODULO 3 INVERNALE               |          |          |          |          |          |
|--|----------|----------|----------|----------|----------|
| PM   | 27-nov   | 28-nov   | 29-nov   | 30-nov   | 01-dic   |
| Parametro  | Giorno 1 | Giorno 2 | Giorno 3 | Giorno 4 | Giorno 5 |
| Diffusore PIK 300 [m <sup>3</sup> /h]              | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    |
| Numero diffusori                                   | 2288     | 2288     | 2288     | 2288     | 2288     |
| DD [%]   | 9,4      | 9,4      | 9,4      | 9,4      | 9,4      |
| O <sub>2</sub> da insufflare [Kg <sub>O2</sub> /h] | 242,6    | 214,2    | 209,7    | 219,0    | 218,1    |
| Ossigeno disciolto in vasca, C [mg/l]              | 1,50     | 1,50     | 1,50     | 1,50     | 1,50     |
| Q <sub>diff</sub> [m <sup>3</sup> /h*unità]        | 2,10     | 2,10     | 2,10     | 2,10     | 2,10     |
| α [-]  | 0,73     | 0,765    | 0,73     | 0,68     | 0,73     |
| β [-]  | 1        | 1        | 1        | 1        | 1        |
| SOTE [%]   | 0,294    | 0,294    | 0,294    | 0,294    | 0,294    |
| <b>(O.C.)st</b> [Kg <sub>O2</sub> /h * unità]      | 0,173    | 0,173    | 0,173    | 0,173    | 0,173    |
| <b>(O.C.)</b> [Kg <sub>O2</sub> /h * unità]        | 0,139    | 0,145    | 0,139    | 0,129    | 0,139    |
| <b>Numero aeratori necessari</b>                   | 1748     | 1473     | 1512     | 1694     | 1572     |
| <b>Portata aria necessaria</b> [m <sup>3</sup> /h] | 3671,1   | 3093,7   | 3174,5   | 3557,9   | 3300,5   |
| Portata aria insufflata [m <sup>3</sup> /h]        | 3699,9   | 3385,6   | 2673,2   | 1344,8   | 3089,2   |
| differenza %                                       | -1%      | -9%      | 16%      | 62%      | 6%       |

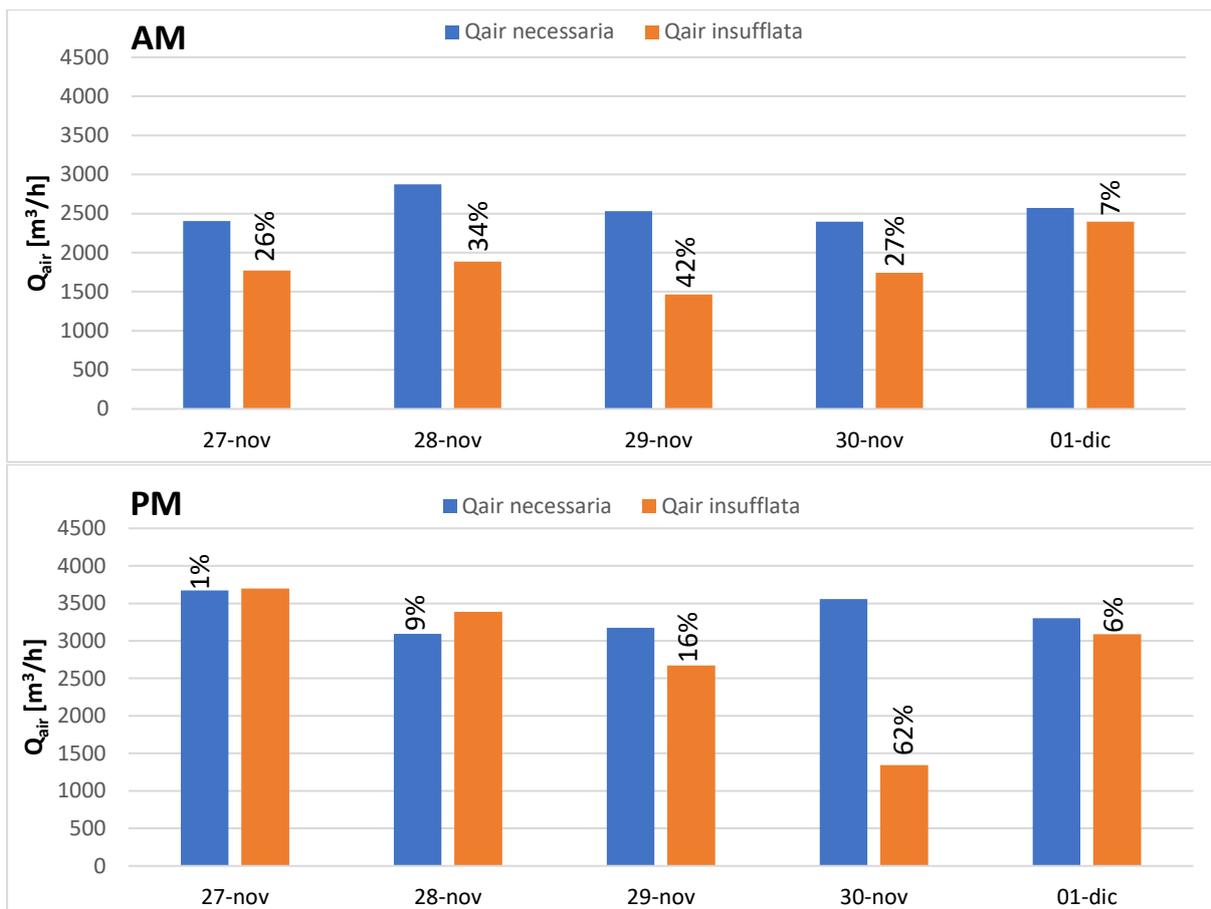


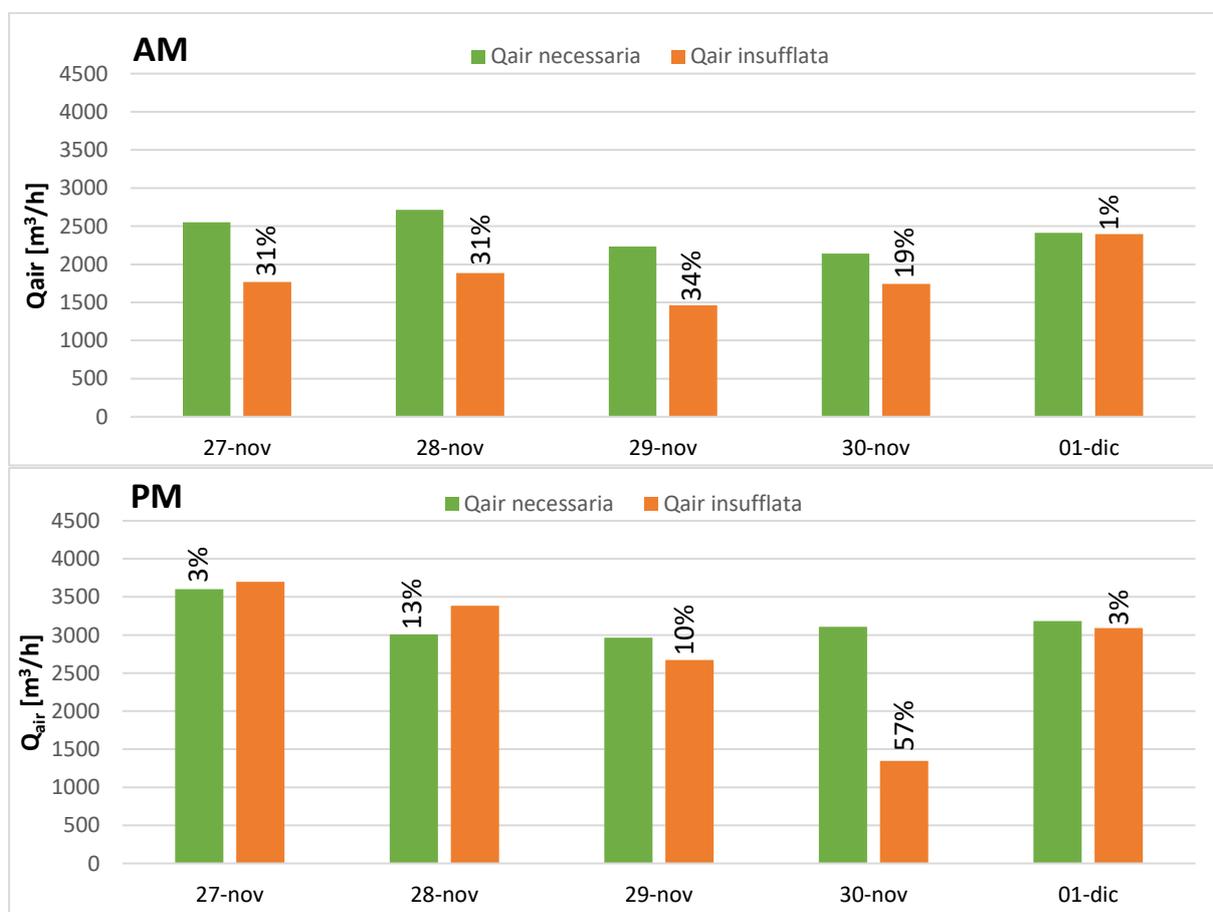
Figura 4.21 Confronto tra le portate d'aria calcolate e quelle insufflate – Modello teorico – scenario invernale modulo 3.

Tabella 4.12 Applicazione del modello reale nello scenario invernale– modulo 3 AM.

| MODELLO REALE - MODULO 3 INVERNALE                 |          |          |          |          |          |
|--|----------|----------|----------|----------|----------|
| AM   | 27-nov   | 28-nov   | 29-nov   | 30-nov   | 01-dic   |
| Parametro  | Giorno 1 | Giorno 2 | Giorno 3 | Giorno 4 | Giorno 5 |
| Diffusore PIK 300 [m³/h]                           | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    |
| Numero diffusori                                   | 1144     | 1144     | 1144     | 1144     | 1144     |
| DD [%]   | 4,71     | 4,71     | 4,71     | 4,71     | 4,71     |
| Ossigeno disciolto in vasca, C [mg/l]              | 0,28     | 0,58     | 0,14     | 0,12     | 0,28     |
| Q <sub>diff</sub> [m³/h*unità]                     | 1,55     | 1,65     | 1,28     | 1,52     | 2,09     |
| α [-]  | 0,74     | 0,735    | 0,765    | 0,75     | 0,79     |
| β [-]  | 1        | 1        | 1        | 1        | 1        |
| SOTE [%]   | 0,2823   | 0,2807   | 0,2868   | 0,2827   | 0,2738   |
| (O.C.) <sub>st</sub> [Kg <sub>O2</sub> /h * unità] | 0,122    | 0,130    | 0,103    | 0,121    | 0,161    |
| (O.C.) [Kg <sub>O2</sub> /h * unità]               | 0,114    | 0,116    | 0,100    | 0,135    | 0,160    |
| <b>Numero aeratori necessari</b>                   | 1648     | 1646     | 1743     | 1404     | 1152     |
| <b>Portata aria richiesta [m³/h]</b>               | 2549,5   | 2715,2   | 2230,7   | 2139,3   | 2411,7   |
| Portata aria insufflata [m³/h]                     | 1769,6   | 1886,9   | 1463,8   | 1742,9   | 2395,6   |
| differenza %                                       | 31%      | 31%      | 34%      | 19%      | 1%       |

**Tabella 4.13** Applicazione del modello reale nello *scenario invernale– modulo 3 PM*.

| MODELLO REALE MODULO 3 INVERNALE                   |          |          |          |          |          |
|--|----------|----------|----------|----------|----------|
| PM   | 27-nov   | 28-nov   | 29-nov   | 30-nov   | 01-dic   |
| Parametro  | Giorno 1 | Giorno 2 | Giorno 3 | Giorno 4 | Giorno 5 |
| Diffusore PIK 300 [m <sup>3</sup> /h]              | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    |
| Numero diffusori                                   | 1144     | 1144     | 1144     | 1144     | 1144     |
| DD [%]   | 4,71     | 4,71     | 4,71     | 4,71     | 4,71     |
| O <sub>2</sub> da insufflare [Kg <sub>O2</sub> /h] | 242,6    | 214,2    | 209,7    | 219,0    | 218,1    |
| Ossigeno disciolto in vasca, C [mg/l]              | 0,17     | 0,20     | 0,12     | 0,11     | 0,25     |
| Q <sub>diff</sub> [m <sup>3</sup> /h*unità]        | 3,23     | 2,96     | 2,34     | 1,18     | 2,70     |
| α [-]  | 0,73     | 0,765    | 0,73     | 0,68     | 0,73     |
| β [-]  | 1        | 1        | 1        | 1        | 1        |
| SOTE [%]   | 0,25840  | 0,26179  | 0,27020  | 0,28860  | 0,26517  |
| <b>(O.C.)st</b> [Kg <sub>O2</sub> /h * unità]      | 0,234    | 0,217    | 0,177    | 0,095    | 0,200    |
| <b>(O.C.)</b> [Kg <sub>O2</sub> /h * unità]        | 0,218    | 0,211    | 0,165    | 0,083    | 0,185    |
| <b>Numero aeratori necessari</b>                   | 1115     | 1016     | 1269     | 2644     | 1179     |
| <b>Portata aria richiesta</b> [m <sup>3</sup> /h]  | 3604,5   | 3007,6   | 2965,5   | 3107,9   | 3184,7   |
| Portata aria insufflata [m <sup>3</sup> /h]        | 3699,9   | 3385,6   | 2673,2   | 1344,8   | 3089,2   |
| differenza %                                       | -3%      | -13%     | 10%      | 57%      | 3%       |



**Figura 4.22** Confronto tra le portate d'aria calcolate e quelle insufflate – *Modello reale – scenario invernale modulo 3*.

- Scenario invernale modulo 4

**Tabella 4.14 Carico organico e biomassa complessivi per modulo - Scenario invernale modulo 4.**

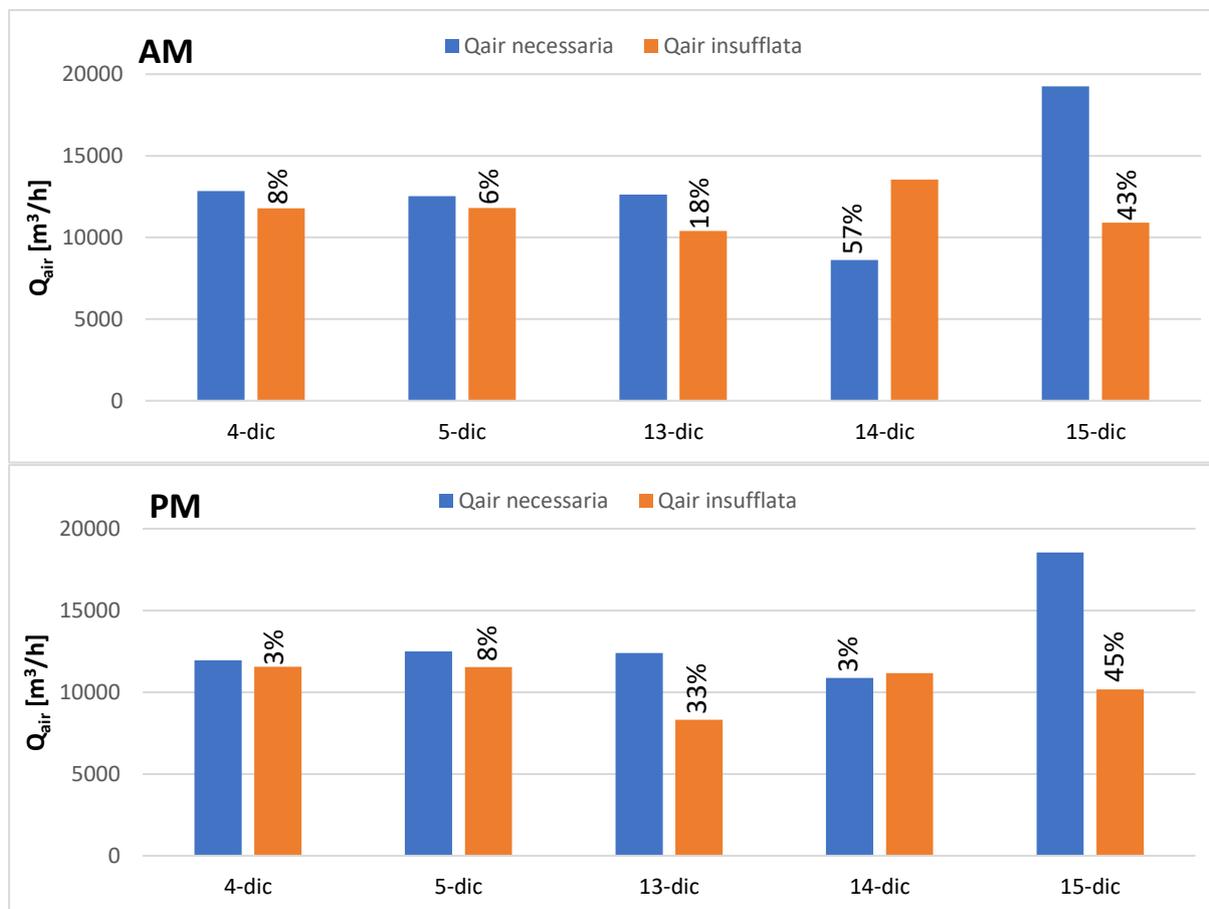
| CARICHI TOTALI MODULO 4 INVERNALE |          |          |          |          |          |
|-----------------------------------|----------|----------|----------|----------|----------|
|                                   | Giorno 1 | Giorno 2 | Giorno 3 | Giorno 4 | Giorno 5 |
| Kg BOD <sub>AM</sub> /d           | 427      | 548      | 522      | 515      | 531      |
| Kg BOD <sub>PM</sub> /d           | 462      | 729      | 556      | 546      | 574      |
| Kg N <sub>AM</sub> /d             | 1161     | 2260     | 1745     | 1560     | 1774     |
| Kg N <sub>PM</sub> /d             | 2265     | 3117     | 2188     | 1468     | 2908     |
| Kg biom <sub>AM</sub>             | 352357   | 287575   | 301783   | 253978   | 396936   |
| Kg biom <sub>PM</sub>             | 280767   | 265818   | 286983   | 278991   | 360098   |

**Tabella 4.15 Applicazione del modello teorico nello scenario invernale – modulo 4 AM.**

| MODELLO TEORICO - MODULO 4 INVERNALE               |          |          |          |          |          |
|--|----------|----------|----------|----------|----------|
| AM   | 04-dic   | 05-dic   | 13-dic   | 14-dic   | 15-dic   |
| Parametro  | Giorno 1 | Giorno 2 | Giorno 3 | Giorno 4 | Giorno 5 |
| Diffusore PIK 300 [m <sup>3</sup> /h]              | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    |
| Numero diffusori                                   | 12294    | 12294    | 12294    | 12294    | 12294    |
| DD [%]   | 14,8     | 14,8     | 14,8     | 14,8     | 14,8     |
| O <sub>2</sub> da insufflare [Kg <sub>O2</sub> /h] | 854,4    | 814,8    | 799,5    | 681,9    | 1003,9   |
| Ossigeno disciolto in vasca, C [mg/l]              | 2,0      | 2,0      | 2,0      | 2,0      | 2,0      |
| Q <sub>diff</sub> [m <sup>3</sup> /h*unità]        | 2,1      | 2,1      | 2,1      | 2,1      | 2,1      |
| α [-]  | 0,64     | 0,73     | 0,71     | 0,76     | 0,59     |
| β [-]  | 1        | 1        | 1        | 1        | 1        |
| SOTE [%]   | 0,308    | 0,308    | 0,308    | 0,308    | 0,308    |
| <b>(O.C.)st</b> [Kg <sub>O2</sub> /h * unità]      | 0,181    | 0,181    | 0,181    | 0,181    | 0,181    |
| <b>(O.C.)</b> [Kg <sub>O2</sub> /h * unità]        | 0,140    | 0,137    | 0,133    | 0,166    | 0,110    |
| <b>Numero aeratori necessari</b>                   | 6114     | 5962     | 6015     | 4109     | 9167     |
| <b>Portata aria necessaria</b> [m <sup>3</sup> /h] | 12838,9  | 12520,5  | 12631,6  | 8628,7   | 19250,0  |
| Portata aria insufflata [m <sup>3</sup> /h]        | 11792,4  | 11797,3  | 10391,7  | 13546,4  | 10900,2  |
| differenza %                                       | 8%       | 6%       | 18%      | -57%     | 43%      |

**Tabella 4.16** Applicazione del modello teorico nello *scenario invernale – modulo 4 PM*.

| MODELLO TEORICO - MODULO 4 INVERNALE               |          |          |          |          |          |
|--|----------|----------|----------|----------|----------|
| PM   | 04-dic   | 05-dic   | 13-dic   | 14-dic   | 15-dic   |
| Parametro  | Giorno 1 | Giorno 2 | Giorno 3 | Giorno 4 | Giorno 5 |
| Diffusore PIK 300 [m <sup>3</sup> /h]              | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    |
| Numero diffusori                                   | 12294    | 12294    | 12294    | 12294    | 12294    |
| DD [%]   | 14,8     | 14,8     | 14,8     | 14,8     | 14,8     |
| O <sub>2</sub> da insufflare [Kg <sub>o2</sub> /h] | 799,6    | 846,1    | 807,4    | 727,3    | 1025,6   |
| Ossigeno disciolto in vasca, C [mg/l]              | 2,0      | 2,0      | 2,0      | 2,0      | 2,0      |
| Q <sub>diff</sub> [m <sup>3</sup> /h*unità]        | 2,1      | 2,1      | 2,1      | 2,1      | 2,1      |
| α [-]  | 0,75     | 0,76     | 0,73     | 0,75     | 0,62     |
| β [-]  | 1        | 1        | 1        | 1        | 1        |
| SOTE [%]   | 0,308    | 0,308    | 0,308    | 0,308    | 0,308    |
| <b>(O.C.)st</b> [Kg <sub>o2</sub> /h * unità]      | 0,181    | 0,181    | 0,181    | 0,181    | 0,181    |
| <b>(O.C.)</b> [Kg <sub>o2</sub> /h * unità]        | 0,140    | 0,142    | 0,137    | 0,140    | 0,116    |
| <b>Numero aeratori necessari</b>                   | 5695     | 5947     | 5908     | 5180     | 8836     |
| <b>Portata aria necessaria</b> [m <sup>3</sup> /h] | 11959,1  | 12488,1  | 12406,6  | 10877,3  | 18555,2  |
| Portata aria insufflata [m <sup>3</sup> /h]        | 11569,3  | 11545,4  | 8311,8   | 11174,1  | 10175,3  |
| differenza %                                       | 3%       | 8%       | 33%      | -3%      | 45%      |



**Figura 4.23** Confronto tra le portate d'aria calcolate e quelle insufflate – *Modello teorico – scenario invernale modulo 4*.

**Tabella 4.17** Applicazione del modello reale nello *scenario invernale – modulo 4 AM*.

| MODELLO REALE - MODULO 4 INVERNALE                 |          |          |          |          |          |
|--|----------|----------|----------|----------|----------|
| AM   | 04-dic   | 05-dic   | 13-dic   | 14-dic   | 15-dic   |
| Parametro  | Giorno 1 | Giorno 2 | Giorno 3 | Giorno 4 | Giorno 5 |
| Diffusore PIK 300 [m <sup>3</sup> /h]              | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    |
| Numero diffusori                                   | 6147     | 6147     | 6147     | 6147     | 6147     |
| DD [%]   | 7,4      | 7,4      | 7,4      | 7,4      | 7,4      |
| O <sub>2</sub> da insufflare [Kg <sub>O2</sub> /h] | 854,4    | 814,8    | 799,5    | 681,9    | 1003,9   |
| Ossigeno disciolto in vasca, C [mg/l]              | 0,84     | 0,34     | 0,42     | 1,65     | 0,27     |
| Q <sub>diff</sub> [m <sup>3</sup> /h*unità]        | 1,92     | 1,92     | 1,69     | 2,20     | 1,77     |
| α [-]  | 0,64     | 0,73     | 0,71     | 0,76     | 0,59     |
| β [-]  | 1        | 1        | 1        | 1        | 1        |
| SOTE [%]   | 0,2902   | 0,2902   | 0,2933   | 0,2866   | 0,2922   |
| <b>(O.C.)st</b> [Kg <sub>O2</sub> /h * unità]      | 0,156    | 0,156    | 0,139    | 0,177    | 0,145    |
| <b>(O.C.)</b> [Kg <sub>O2</sub> /h * unità]        | 0,118    | 0,143    | 0,122    | 0,169    | 0,107    |
| <b>Numero aeratori necessari</b>                   | 7217     | 5714     | 6530     | 4029     | 9375     |
| <b>Portata aria necessaria</b> [m <sup>3</sup> /h] | 13845,2  | 10967,1  | 11039,7  | 8879,9   | 16623,7  |
| Portata aria insufflata [m <sup>3</sup> /h]        | 11792,4  | 11797,3  | 10391,7  | 13546,4  | 10900,2  |
| differenza %                                       | 15%      | -8%      | 6%       | -53%     | 34%      |

**Tabella 4.18** Applicazione del modello reale nello *scenario invernale – modulo 4 PM*.

| MODELLO REALE - MODULO 4 INVERNALE                 |          |          |          |          |          |
|--|----------|----------|----------|----------|----------|
| PM   | 04-dic   | 05-dic   | 13-dic   | 14-dic   | 15-dic   |
| Parametro  | Giorno 1 | Giorno 2 | Giorno 3 | Giorno 4 | Giorno 5 |
| Diffusore PIK 300 [m <sup>3</sup> /h]              | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    | 1,5-8    |
| Numero diffusori                                   | 6147     | 6147     | 6147     | 6147     | 6147     |
| DD [%]   | 7,4      | 7,4      | 7,4      | 7,4      | 7,4      |
| O <sub>2</sub> da insufflare [Kg <sub>O2</sub> /h] | 799,6    | 846,1    | 807,4    | 727,3    | 1025,6   |
| Ossigeno disciolto in vasca, C [mg/l]              | 0,43     | 0,40     | 0,15     | 0,57     | 0,39     |
| Q <sub>diff</sub> [m <sup>3</sup> /h*unità]        | 1,88     | 1,88     | 1,35     | 1,82     | 1,66     |
| α [-]  | 0,75     | 0,76     | 0,73     | 0,75     | 0,62     |
| β [-]  | 1        | 1        | 1        | 1        | 1        |
| SOTE [%]   | 0,29071  | 0,29076  | 0,29833  | 0,29158  | 0,29385  |
| <b>(O.C.)st</b> [Kg <sub>O2</sub> /h * unità]      | 0,153    | 0,153    | 0,113    | 0,148    | 0,136    |
| <b>(O.C.)</b> [Kg <sub>O2</sub> /h * unità]        | 0,143    | 0,145    | 0,105    | 0,136    | 0,105    |
| <b>Numero aeratori necessari</b>                   | 5610     | 5852     | 7667     | 5351     | 9748     |
| <b>Portata aria necessaria</b> [m <sup>3</sup> /h] | 10558,1  | 10990,9  | 10367,6  | 9726,3   | 16136,5  |
| Portata aria insufflata [m <sup>3</sup> /h]        | 11569,3  | 11545,4  | 8311,8   | 11174,1  | 10175,3  |
| differenza %                                       | -10%     | -5%      | 20%      | -15%     | 37%      |

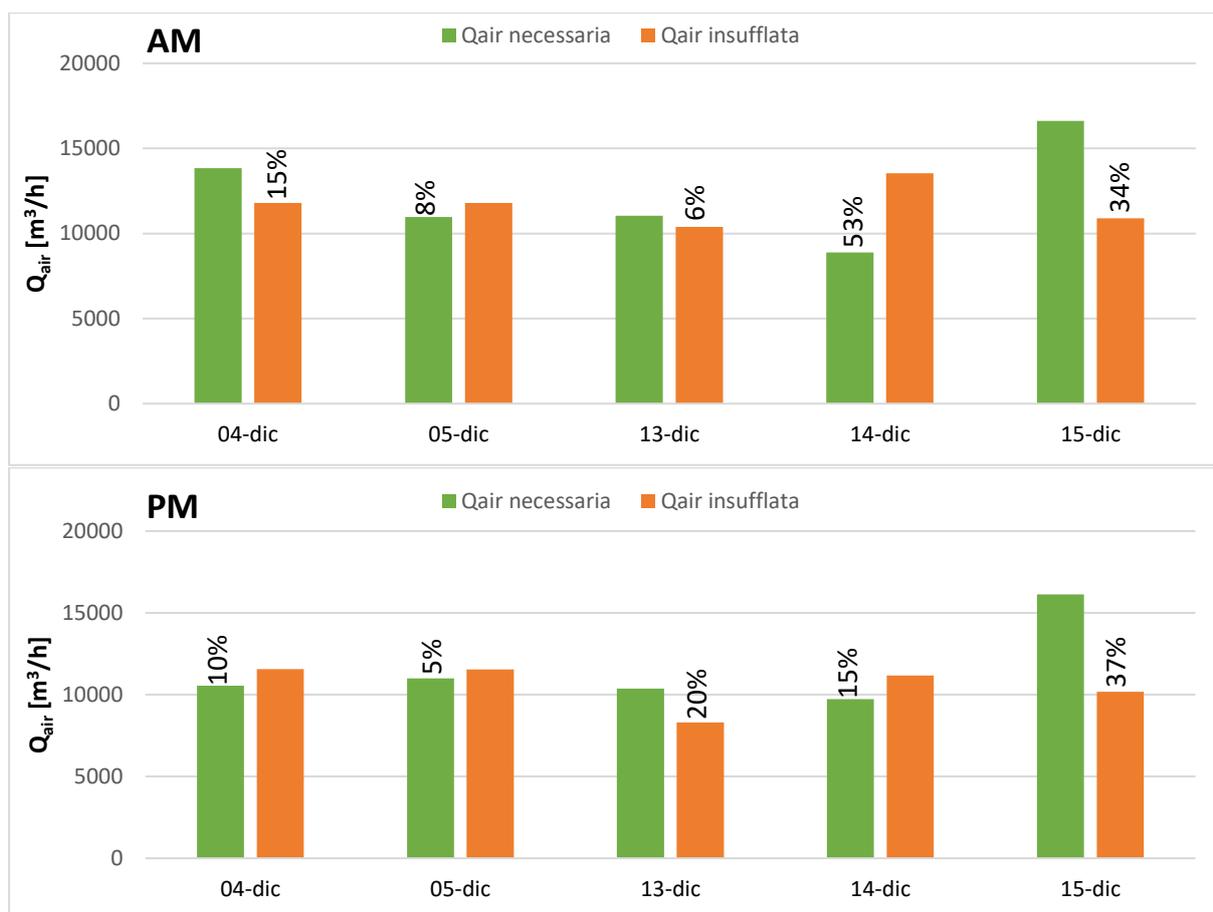


Figura 4.24 Confronto tra le portate d'aria calcolate e quelle insufflate – *Modello reale – scenario invernale modulo 4.*

Tabella 4.19 Percentuali di variazione medie mattutine e pomeridiane delle portate d'aria insufflate rispetto alle portate d'aria richieste dalla biomassa.

|   | Diff % media AM | Diff % media PM |
|---|-----------------|-----------------|
| <i>modello 3 estivo - modello teorico</i>   | 32,0%           | 39,0%           |
| <i>modello 3 estivo - modello reale</i>     | 26,3%           | 32,2%           |
| <i>modulo 3 invernale - modello teorico</i> | 27,2%           | 14,8%           |
| <i>modulo 3 invernale - modello reale</i>   | 23,2%           | 10,8%           |
| <i>modulo 4 invernale - modello teorico</i> | 3,6%            | 17,2%           |
| <i>modulo 4 invernale - modello reale</i>   | -1,2%*          | 5,4%            |

\*portata d'aria insufflata > portata d'aria necessaria

Dalla visione dei risultati del modello, è possibile fare le seguenti considerazioni:

- Le differenze percentuali tra le portate d'aria calcolate e quelle insufflate si riducono passando dal modello teorico a quello reale, in quanto in quest'ultimo caso tutti i parametri del modello vengono calcolati e non fissati a priori;
- Le discrepanze tra le portate d'aria nel modulo 3 risultano maggiori nello scenario estivo che in quello invernale;
- L'applicazione al modulo 4, in cui la regolazione delle portate d'aria avviene manualmente, ha dato risultati migliori del modulo 3;
- Le differenze percentuali più elevate si rilevano generalmente di pomeriggio, tranne nel caso dello scenario invernale per il modulo 3 nel quale la situazione si inverte.

In definitiva si può dire che i margini di risparmio energetico possibili in impianto non sono direttamente visibili nella maggior parte dei giorni analizzati, per via del divario tra le letture dei sensori on-line e i risultati delle misurazioni in campo. Tuttavia l'applicazione del modello ha permesso di mettere in evidenza una serie di criticità legate al controllo automatico dell'ossigeno in vasca. La regolazione della portata d'aria nelle vasche di ossidazione viene infatti effettuata sulla base della misura dell'ammoniaca e dell'ossigeno per cui se vengono rilevati valori più bassi di ammoniaca (minore carico da abbattere) e più alti di ossigeno (maggiore disponibilità) rispetto alla realtà, a ciò segue un'erogazione d'aria minore rispetto a quella effettivamente necessaria.

Se le discordanze dei valori di ammoniaca e ossigeno fossero minime, evidentemente i margini di risparmio energetici sarebbero visibili o comunque le portate d'aria confrontabili. Per ottimizzare il funzionamento del comparto di aerazione si rende quindi necessario prima di tutto effettuare la taratura periodica delle sonde di linea in modo avere delle misure attendibili su cui basare il controllo automatico.

## 4.5. Funzionamento dei turbocompressori

L'analisi del funzionamento temporale dei turbocompressori risulta fondamentale per conoscere l'utilizzo attuale del sistema di aerazione nell'impianto Smat ed individuare i margini di miglioramento possibili, in vista di una loro sostituzione. I compressori sono infatti un elemento fondamentale per garantire l'efficienza nel controllo dell'ossigeno disciolto in vasca e devono quindi essere dimensionati in modo corretto, considerando che il processo di depurazione richiede variazioni nella fornitura d'aria durante il giorno, la settimana e durante l'anno. In questo senso un parametro cruciale per la loro selezione risulta essere la loro flessibilità operativa, ossia la capacità di adattarsi alle fluttuazioni del processo.

L'impianto Smat dispone attualmente di tre turbocompressori per ogni modulo, di cui due in funzione e il terzo di emergenza.

Per comprendere in che modo i compressori funzionano attualmente, è necessario analizzare i valori delle percentuali di apertura delle valvole a farfalla posizionate sulla condotta di mandata dell'aria: nelle due figure di seguito (figura 4.25 e 4.26) si riportano le due interfacce del sistema SCADA dalle quali sono stati estratti i valori suddetti del modulo 3 e del modulo 4. Oltre al valore nullo, anche valori molto bassi della percentuale di apertura delle valvole (<3%) stanno ad indicare che il turbocompressore è spento.

La percentuale di apertura della valvola definisce la porzione di tubazione di mandata disponibile per l'erogazione dell'aria, ma non ci dà comunque la certezza che il turbocompressore è in funzione o è spento. Per questo motivo l'analisi è stata effettuata considerando come ulteriore parametro di stima, la portata d'aria complessiva per modulo. Ogni compressore infatti è contraddistinto da una portata d'aria massima erogabile indicativamente pari a 25.000 m<sup>3</sup>/h, per cui valori maggiori di questo indicano che è attivo più di un compressore.

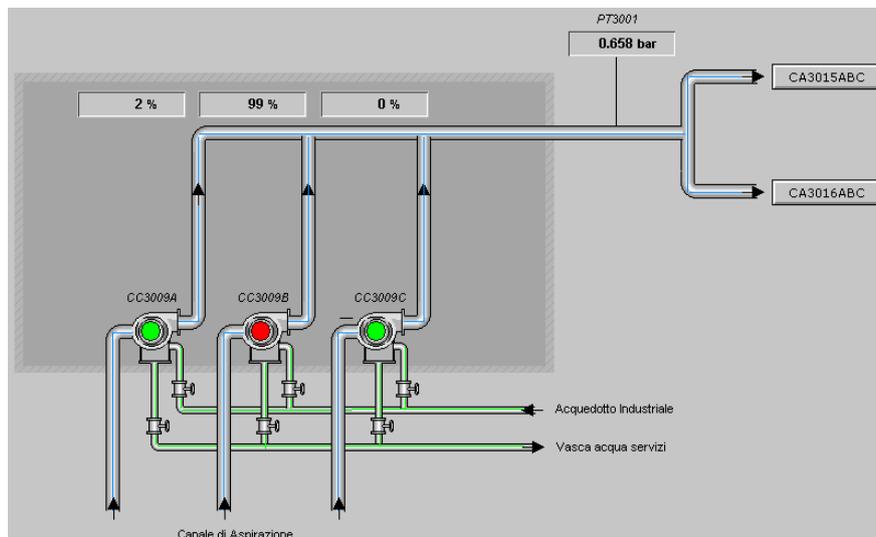
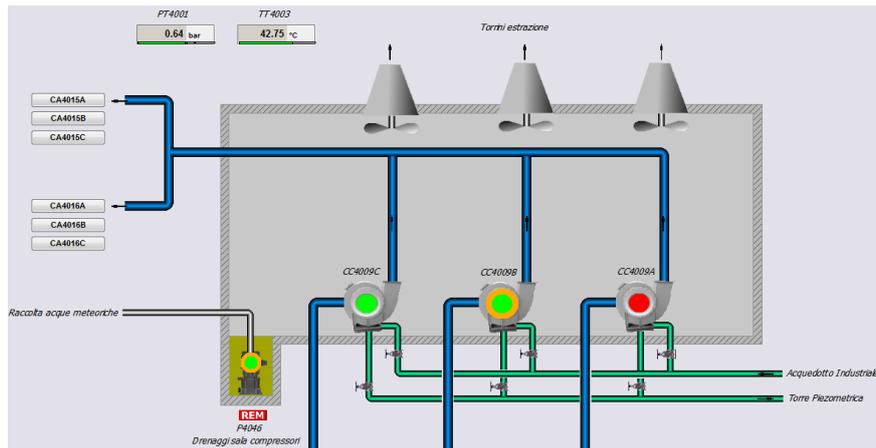


Figura 4.25 Schermata turbocompressori modulo 3 su SCADA.



**Figura 4.26 Schermata turbocompressori modulo 4 su SCADA.**

Sono stati analizzati i dati estratti delle settimane di campionamento estivo ed invernale per entrambi i moduli di interesse.

Per quanto riguarda il funzionamento estivo, nel modulo 3 (figura 4.27) il compressore A ha funzionato con una media del 7,8 %, il compressore B con una media del 63,6% ed infine il compressore C è risultato sempre spento (compressore di emergenza); in alcuni casi il compressore B raggiunge valori di apertura della valvola vicini al 100%, mentre l'altro rimane sempre al di sotto del 55%.

Nel modulo 4 invece (figura 4.16), il grado di apertura medio delle valvole dei compressori A, B e C è risultato rispettivamente pari a 62,6%, 0% e 61,6%, quindi il compressore B è quello di riserva. La percentuale di apertura delle valvole dei compressori in funzione si mantiene comunque al di sotto dell'80%.

Passando al periodo invernale, nel modulo 3 il grado di apertura medio è stato del solo 2,6 % per il compressore A, del 72,2% per il compressore B mentre il compressore C è risultato spento. In questo caso quindi un solo compressore lavora a pieno regime mentre gli altri due risultano praticamente spenti. Nel modulo 4 invece (figura 4.18), i compressori A, B e C, lavorano mediamente con un grado di apertura rispettivamente di 46,8%, 0% e 15,9 %.

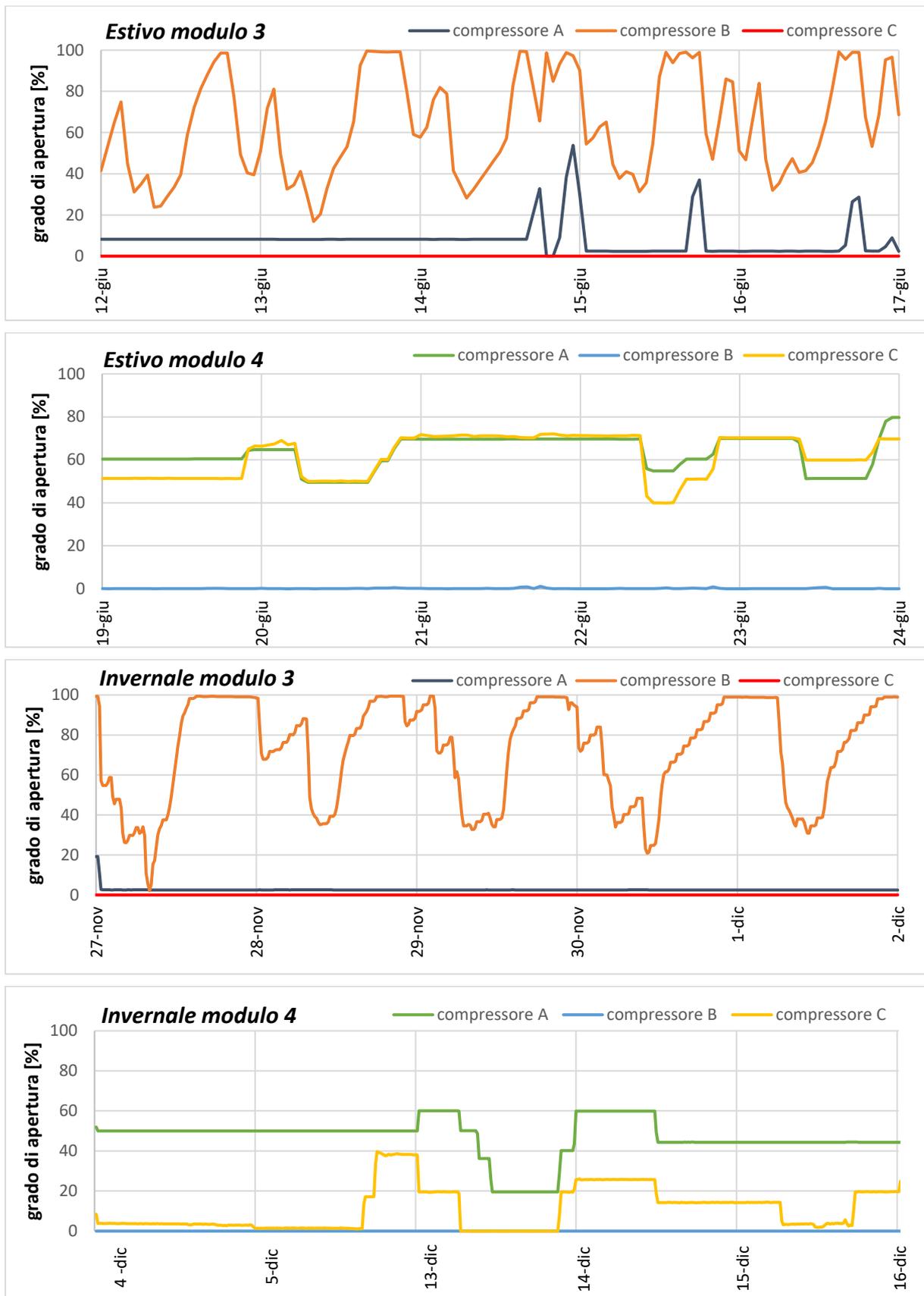


Figura 4.27 Grado di apertura valvola a farfalla sulla condotta di mandata dei turbocompressori in tutti gli scenari analizzati.

Di seguito si riporta una tabella riepilogativa delle percentuali di apertura delle valvole di mandata dell'aria a valle dei turbocompressori (tabella 4.20).

**Tabella 4.20 Percentuali medie di apertura delle valvole di mandata dei compressori.**

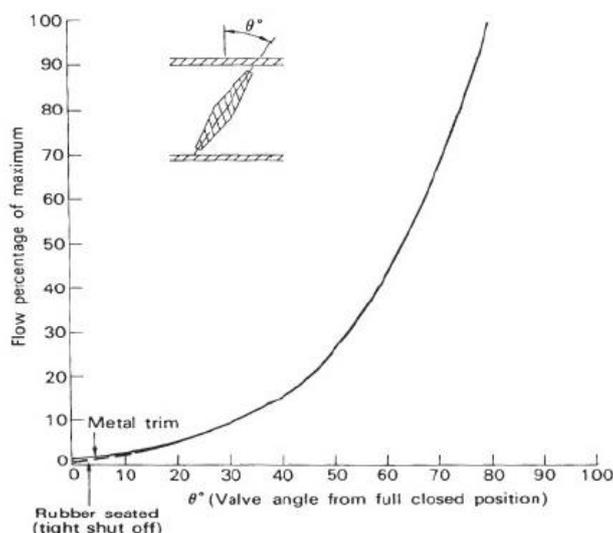
|                 |           | compressore A | compressore B | compressore C |
|-----------------|-----------|---------------|---------------|---------------|
| <b>MODULO 3</b> | estivo    | 7,8%          | 63,6%         | 0,0%          |
|                 | invernale | 2,6%          | 72,2%         | 0,0%          |
| <b>MODULO 4</b> | estivo    | 62,6%         | 0,0%          | 61,6%         |
|                 | invernale | 46,8%         | 0,0%          | 15,9%         |

Dalla tabella 4.1 emerge in sintesi che per il modulo 3, nello scenario estivo sono potenzialmente attivi due turbocompressori (A e B), di cui il primo lavora a pieno regime mentre il secondo su valori ridotti, mentre nello scenario invernale è praticamente attivo un solo compressore (B).

Passando al modulo 4, nello scenario estivo risulterebbero due compressori funzionanti sia nella settimana estiva che in quella invernale, anche se in quest'ultimo caso il funzionamento è ridotto soprattutto per il compressore C (16%).

Risulta a questo necessario, come confronto, considerare le portate d'aria effettive erogate nei due moduli nelle settimane di campionamento estivo ed invernale.

Il legame esistente tra la portata d'aria e l'apertura percentuale della singola valvola a farfalla non è lineare, ma è definita da una curva caratteristica di tipo equipercentuale, come quella riportata di seguito (figura 4.28).



**Figura 4.28 Curva caratteristica tipica per una valvola a farfalla.**

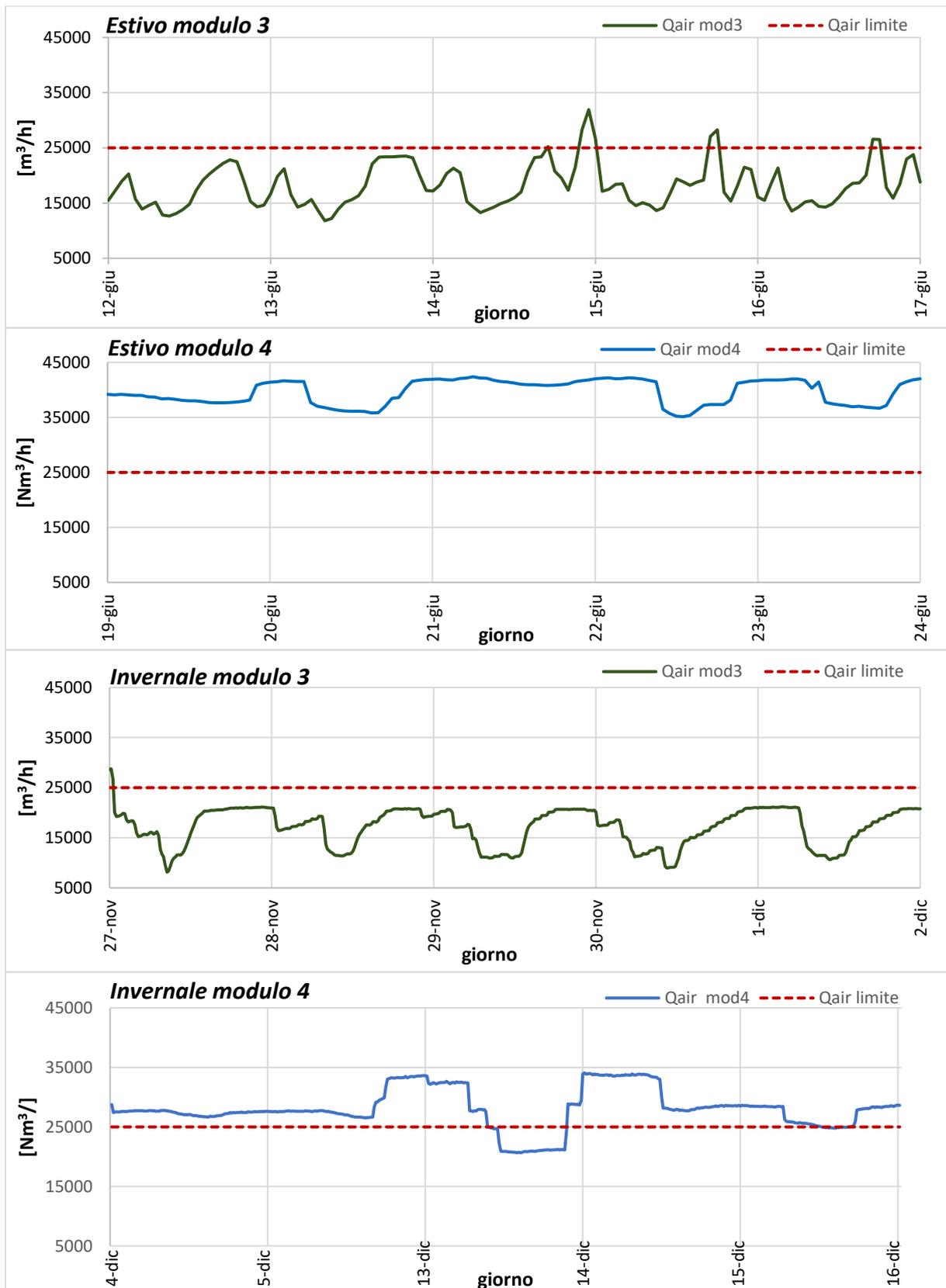
Per quanto riguarda il modulo 4 (figura 4.29), le portate d'aria sia nel periodo estivo che in quello invernale sono superiori al limite massimo per singolo compressore, per cui è confermata l'attivazione anche del secondo turbocompressore. In particolare in estate la portata media è pari a circa 39.600 Nm<sup>3</sup>/h, mentre in inverno scende a 28.100 Nm<sup>3</sup>/h, confermando il funzionamento dei due compressori ad un regime minore.

Per il modulo 3 invece, nella settimana invernale, in accordo con i valori di apertura della valvola, non risulta necessario l'attivazione del secondo compressore, mentre nel caso estivo è richiesto il suo funzionamento solo in alcune circostanze.

Si noti inoltre (tabella 4.21) che la portata d'aria erogata nelle vasche del modulo 4 è sempre maggiore di quella del modulo 3, con una differenza del 64,2% nello scenario invernale e risultando addirittura maggiore del doppio nello scenario estivo.

**Tabella 4.21 Portate d'aria medie insufflate nelle settimane di campionamento nei due moduli e differenze percentuali.**

| <b>Q<sub>air</sub> [m<sup>3</sup>/h]</b> | <b>Modulo 3</b> | <b>Modulo 4</b> | <b>Differenza %</b> |
|--|-----------------|-----------------|---------------------|
| <i>campagna estiva</i>                   | 18204,5         | 39585           | 117,4%              |
| <i>campagna invernale</i>                | 17095,3         | 28074,6         | 64,2%               |
| <u>MEDIA</u>                             | 17649,9         | 33829,8         | 90,8%               |

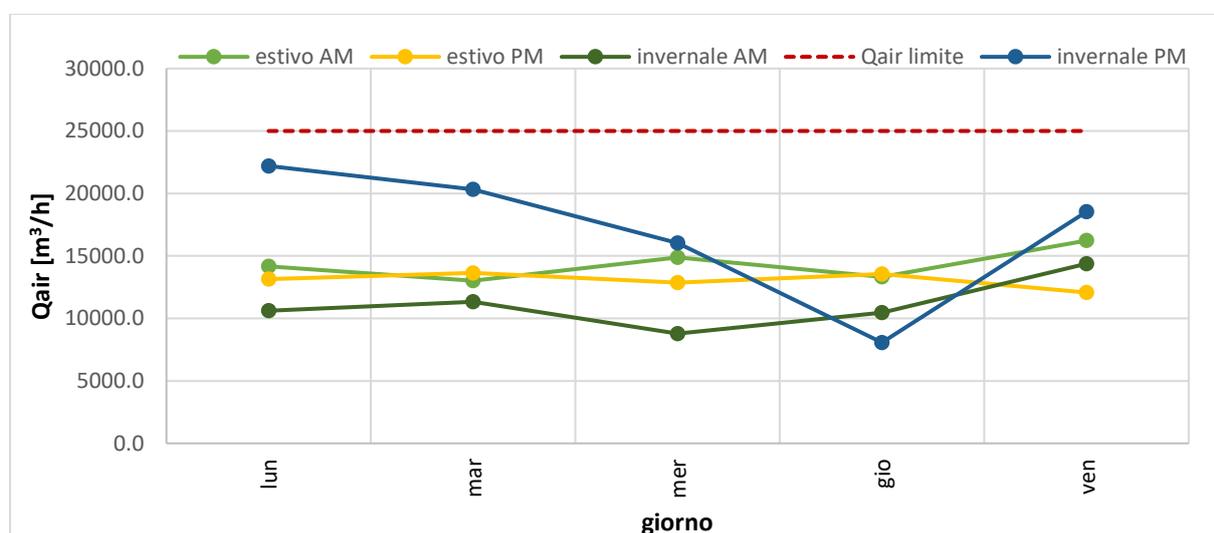


**Figura 4.29** Portata d'aria insufflata nelle settimane della campagna di misura estiva ed invernale nei moduli 3 e 4. In rosso la portata d'aria massima per singolo turbocompressore.

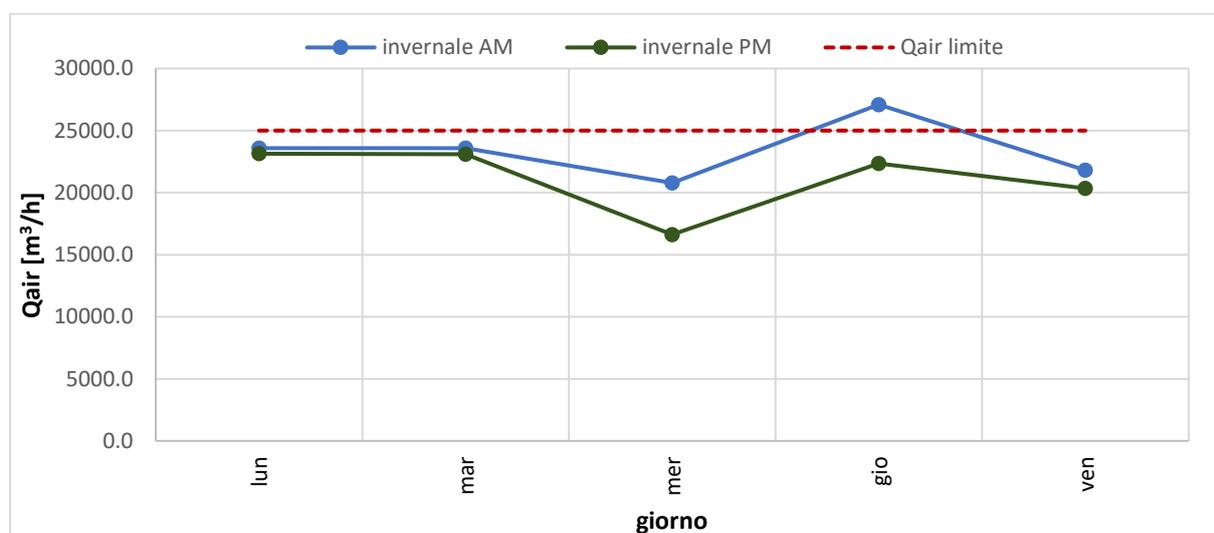
Considerando le portate realmente insufflate in vasca nel periodo considerato, risulta ovvio che la taglia dei turbocompressori per il modulo 3 sia sovradimensionata, in quanto le portate richieste si mantengono quasi sempre al di sotto del limite tranne rari casi. Si potrebbe quindi ridurre la taglia dei turbocompressori in modo da utilizzarli entrambi e ad un buon rendimento. Nel modello 4 invece le portate superano spesso il limite di 25.000 per cui si rende necessario un secondo compressore ma di una portata minore.

Inoltre il terzo turbocompressore, quello di emergenza, non risulta mai attivo. Si ritiene più opportuno alternare il funzionamento dei turbocompressori in modo che lavori alternativamente anche quello che attualmente risulta sempre spento.

Gli scenari fino ad ora analizzati sono riferiti al funzionamento dell'impianto in base al sistema di controllo presente, e non alle portate d'aria che effettivamente sarebbero richieste in impianto. È rispetto a queste che si vuole di seguito approfondire il problema della scelta della taglia idonea dei compressori, riportando quindi le quantità d'aria calcolate mediante il modello diagnostico utilizzato (figura 4.31). È necessario tuttavia puntualizzare che tali portate si riferiscano, per ogni giorno di analisi, a due soli scenari (mattutino e pomeridiano) e per due sole settimane annue, quindi non coprono tutti i possibili scenari di carico che possono verificarsi in impianto.



**Figura 4.30** Portate d'aria richieste risultanti dal modello di calcolo "reale" - *Modulo 3.*



**Figura 4.31** Portate d'aria richieste risultanti dal modello di calcolo "reale" - *Modulo 4.*

Dall'analisi delle portate d'aria suddette, risulta che per il modulo 3 sia sufficiente un solo turbocompressore di quelli presenti in impianto, mentre nel modulo 4 si richiede l'intervento del secondo compressore, per portate d'aria comunque ridotte.

Ai fini di un'ottimizzazione energetica, secondo Campanelli M. et al. (2013), è consigliabile installare un numero maggiore di macchine di dimensioni modeste piuttosto che meno macchine di elevata potenza. Questa opzione infatti permette di modulare le portate d'aria e di seguire le fluttuazioni di carico giornaliero in modo migliore, facendo funzionare un certo numero di macchine in parallelo in base alle necessità. Dal confronto dei due moduli, la situazione più critica è emersa nel modulo 3, dove conviene ridurre la taglia dei turbocompressori in modo che il secondo funzioni più di frequente a valori di carico che permettano rendimento elevati.

#### 4.6. Analisi di sensitività

L'analisi di sensitività consente di verificare come cambiano i risultati di un modello matematico se si modifica il valore di uno o più parametri in input. La sua applicazione in questo caso ha lo scopo di determinare quali sono i parametri più importanti del modello, ossia quelli che ne modificano sensibilmente la risposta. Le variabili che sono state prese in considerazione sono quelle dotate di una certa variabilità per i seguenti motivi:

- sono determinate da curve di letteratura in funzione di un numero limitato di parametri. È il caso del fattore  $\alpha$ , per cui l'effetto delle caratteristiche reali dell'acqua sul coefficiente di scambio gas-liquido dipende da numerosi fattori, ma generalmente si calcola in funzione della sola concentrazione di biomassa sospesa nella miscela aerata (SST) tramite la curva più volte citata in precedenza;
- si basano su assunzioni sul funzionamento del sistema che non possono essere verificate direttamente, come nel caso del numero di diffusori realmente funzionanti in vasca ( $N_{diff}$ ). Per questo parametro una precedente analisi di sensitività ha evidenziato il funzionamento del 50% circa dei diffusori installati;
- possono variare in un ampio range come nel caso della portata per singolo diffusore  $Q_{diff}$ ;
- variano nel tempo per via dell'invecchiamento del sistema. Nel modello ad esempio lo Standard Oxygen Transfer Efficiency (SOTE) è stato ricavato dalle curve dei diffusori, le quali si riferiscono ad un sistema nuovo, non tenendo quindi conto del contributo legato all'età, che comporta ad esempio la riduzione dell'elasticità delle membrane e i fenomeni di fouling non del tutto rimovibili, con conseguente riduzione prestazionale.

Verrà inoltre presa in considerazione la temperatura media del refluo che determina la variazione di una serie di parametri, tra cui principalmente il coefficiente di respirazione endogena  $c$ .

Nell'analisi di sensitività non verranno invece considerati i valori dei carichi da rimuovere (BOD,  $N_{amm}$ , SSV) poiché derivano da analisi di laboratorio su campioni prelevati in impianto, per cui sono rappresentativi dei carichi realmente rimossi.

La prima analisi ha riguardato la determinazione indiretta del numero di diffusori funzionanti nelle vasche di ossidazione dei moduli 3 e 4 e successivamente è stata valutata la risposta del modello di calcolo teorico alle variazioni dei parametri principali sopra citati, nel giorno 28 novembre (scenario invernale del modulo 3). Per ciascuna analisi, è stata costruita una tabella che mostra come si modificano in serie i termini del modello fino al risultato finale (portata d'aria necessaria). Sono state inoltre determinate le differenze percentuali di tali termini rispetto al valore assunto nel giorno in esame, in modo da rendere subito chiaro in che percentuale il risultato cambia se si considerano i due valori estremi dell'intervallo. In ogni tabella sono evidenziati in grassetto i valori dei parametri specifici per il giorno di analisi.

- *Determinazione del numero di diffusori funzionanti*

È stata effettuata un'analisi per determinare indirettamente il numero reale di diffusori funzionanti nei due moduli analizzati e il loro range di funzionamento in termini di portata specifica.

Il primo step ha visto l'analisi tutti i dati di portata d'aria insufflata nelle due settimane di campionamento (una estiva e una invernale) per determinarne il valore minimo, massimo e medio per ognuno dei due moduli.

A questo punto è stato fatto variare il numero dei diffusori attivi fin quando la portata d'aria per singolo aeratore non risultasse almeno pari a 1,5 m<sup>3</sup>/h nella condizione di minima portata insufflata; la scheda tecnica del costruttore indica infatti questo valore come il limite minimo di funzionamento dei diffusori.

Dai risultati è emerso che la percentuale dei diffusori funzionanti nella vasca CA 3015B del modulo 3 è del 34% (tabella 4.22) mentre nel semi-modulo CA 4008/4016 del modulo 4 la percentuale sale al 44% (tabella 4.23).

**Tabella 4.22 Determinazione del numero di aeratori funzionanti nella vasca 3015B del modulo 3.**

|      | Q <sub>diff</sub> | Q <sub>air</sub> [m <sup>3</sup> /h] |         |         |
|------|-------------------|--------------------------------------|---------|---------|
|      |                   | min                                  | media   | max     |
|      | N <sub>diff</sub> | 1157.58                              | 2582.90 | 6035.72 |
| 100% | 2280              | 0,51                                 | 1,13    | 2,65    |
| 95%  | 2166              | 0,53                                 | 1,19    | 2,79    |
| 90%  | 2052              | 0,56                                 | 1,26    | 2,94    |
| 85%  | 1938              | 0,60                                 | 1,33    | 3,11    |
| 80%  | 1824              | 0,63                                 | 1,42    | 3,31    |
| 75%  | 1710              | 0,68                                 | 1,51    | 3,53    |
| 70%  | 1596              | 0,73                                 | 1,62    | 3,78    |
| 65%  | 1482              | 0,78                                 | 1,74    | 4,07    |
| 60%  | 1368              | 0,85                                 | 1,89    | 4,41    |
| 55%  | 1254              | 0,92                                 | 2,06    | 4,81    |
| 50%  | 1140              | 1,02                                 | 2,27    | 5,29    |
| 45%  | 1026              | 1,13                                 | 2,52    | 5,88    |
| 40%  | 912               | 1,27                                 | 2,83    | 6,62    |
| 35%  | 798               | 1,45                                 | 3,24    | 7,56    |
| 34%  | 775               | 1,49                                 | 3,33    | 7,79    |

**Tabella 4.23 Determinazione del numero di aeratori funzionanti nel semi-modulo CA 4008/4016.**

|      | Q <sub>diff</sub> | Q <sub>air</sub> [Nm <sup>3</sup> /h] |         |         |
|------|-------------------|---------------------------------------|---------|---------|
|      |                   | min                                   | media   | max     |
|      | N <sub>diff</sub> | 8085,3                                | 14959,4 | 20633,0 |
| 100% | 12294             | 0,66                                  | 1,22    | 1,68    |
| 95%  | 11679,3           | 0,69                                  | 1,28    | 1,77    |
| 90%  | 11064,6           | 0,73                                  | 1,35    | 1,86    |
| 85%  | 10449,9           | 0,77                                  | 1,43    | 1,97    |
| 80%  | 9835,2            | 0,82                                  | 1,52    | 2,10    |
| 75%  | 9220,5            | 0,88                                  | 1,62    | 2,24    |
| 70%  | 8605,8            | 0,94                                  | 1,74    | 2,40    |
| 65%  | 7991,1            | 1,01                                  | 1,87    | 2,58    |
| 60%  | 7376,4            | 1,10                                  | 2,03    | 2,80    |
| 55%  | 6761,7            | 1,20                                  | 2,21    | 3,05    |
| 50%  | 6147              | 1,32                                  | 2,43    | 3,36    |
| 45%  | 5532,3            | 1,46                                  | 2,70    | 3,73    |
| 44%  | 5409,36           | 1,49                                  | 2,77    | 3,81    |

Come è stato già messo in evidenza in precedenza, nel periodo analizzato le portate d'aria nel modulo 3 variano in un intervallo più ampio rispetto a quelle del modulo 4, a cui segue il funzionamento in tutto l'intervallo utile (1,5-7,8 circa), mentre i diffusori nell'altro modulo lavorano con una portata specifica sempre minore di 4 m<sup>3</sup>/h.

- *Sensibilità alla variazione della temperatura*

Nelle due campagne di misura è risultata una temperatura media invernale pari a 16° nel 2016 e 17°C nel 2017. Per tenere in conto di un certo margine di sicurezza, si è deciso di far variare la temperatura nell'intervallo 15-18°C.

Come si può notare dalla tabella 4.24, l'aumento della temperatura media del refluo determinerebbe l'incremento del coefficiente di respirazione endogena  $c$  dell'8,4% passando dai 17°C di riferimento ai 18°C mentre il valore di  $c$  a 15°C è pari al 14,9% in meno di quello a 17°C. Di una percentuale simile cambierebbe anche la richiesta di ossigeno, in quanto la respirazione endogena è la componente che dà il maggiore contributo nel calcolo del fabbisogno di ossigeno: infatti  $R_{bio} = c \cdot kg_{biomassa}$  nel giorno considerato è pari al 91,3% della richiesta totale ( $R_{O_2}$ ) al mattino e del 73% al pomeriggio.

La temperatura influenza anche il valore della costante di Henry e quindi della solubilità dell'ossigeno, ed infine della capacità di aerazione (incremento limitato), nella cui formula compare sia direttamente la temperatura sia la solubilità. In conclusione, la portata d'aria necessaria crescerebbe con la temperatura: rispetto al valore a 17°C, quella richiesta a 15°C sarebbe del 13,6% minore al mattino e del 10,8% nel pomeriggio, mentre quella a 18°C sarebbe del 7,6% maggiore di mattina e del 6,1% maggiore di pomeriggio. Tali variazioni sono in linea con quelle della richiesta di ossigeno  $R_{O_2}$ .

**Tabella 4.24 Variazione della portata d'aria richiesta in funzione della temperatura del refluo. Scenario invernale modulo 3 - giorno 28/11.**

| T [°C]    | c [d <sup>-1</sup> ] | R <sub>O2</sub> AM [Kg <sub>O2</sub> /h] | R <sub>O2</sub> PM [Kg <sub>O2</sub> /h] | H [atm] | C <sub>s</sub> [mg/l] | O.C. [Kg <sub>O2</sub> /h·unità] |        | Q <sub>air</sub> [m <sup>3</sup> /h] |        |
|-----------|----------------------|--|--|---------|-----------------------|----------------------------------|--------|--------------------------------------|--------|
|           |                      |  |  |         |                       | AM                               | PM     | AM                                   | PM     |
| 15        | 0,087                | 165,7                                    | 191,3                                    | 36400   | 10,26                 | 0,1397                           | 0,1454 | 2490,6                               | 2761,8 |
| 15,5      | 0,090                | 171,9                                    | 196,8                                    | 36770   | 10,16                 | 0,1397                           | 0,1454 | 2582,8                               | 2841,2 |
| 16        | 0,094                | 178,3                                    | 202,5                                    | 37140   | 10,06                 | 0,1398                           | 0,1455 | 2678,7                               | 2923,6 |
| 16,5      | 0,098                | 184,9                                    | 208,5                                    | 37510   | 9,96                  | 0,1398                           | 0,1455 | 2778,1                               | 3009,0 |
| <b>17</b> | 0,102                | 191,8                                    | 214,7                                    | 37880   | 9,86                  | 0,1398                           | 0,1455 | 2881,4                               | 3097,7 |
| 17,5      | 0,106                | 199,1                                    | 221,1                                    | 38250   | 9,77                  | 0,1399                           | 0,1456 | 2988,7                               | 3189,7 |
| 18        | 0,111                | 206,6                                    | 227,9                                    | 38620   | 9,67                  | 0,1399                           | 0,1457 | 3100,0                               | 3285,2 |
| *         | -14,90%              | -13,6%                                   | -10,9%                                   | -3,9%   | 4,07%                 | -0,06%                           | -0,06% | -13,6%                               | -10,8% |
| **        | 8,40%                | 7,7%                                     | 6,1%                                     | 1,9%    | -1,9%                 | 0,09%                            | 0,09%  | 7,6%                                 | 6,1%   |

\*differenza % tra il valore assunto a 15°C e quello a 17°C ; \*\*differenza % tra il valore assunto a 18°C e quello a 17°C.

- *Sensibilità alla variazione del fattore  $\alpha$*

Nella lettura scientifica si trovano un gran numero di studi effettuati per la determinazione di questo parametro e per la comprensione dei fenomeni che ne determinano la variazione nel tempo. Secondo i dati reperiti in letteratura, per un sistema a diffusione a bolle fini in un impianto a fanghi attivi il parametro  $\alpha$  assume valori compresi nell'intervallo 0,5-0,75. Al fine di comprendere anche i valori calcolati per il giorno 28/11, è stato considerato di estendere l'intervallo suddetto fino a 0,8; sono stati evidenziati i valori AM e PM per quel giorno (tabella 4.25).

La modifica del valore di  $\alpha$  determina la variazione della capacità di ossigenazione nelle condizioni reali e di conseguenza anche la portata d'aria necessaria: la portata d'aria in corrispondenza di  $\alpha=0,5$  sarebbe infatti del 47% maggiore nello scenario mattutino e del 53% in quello pomeridiano. Il passaggio al valore di  $\alpha=0,8$  determinerebbe invece la riduzione dell'8% circa la mattina e del 4% il pomeriggio.

**Tabella 4.25 Variazione della portata d'aria in funzione del fattore  $\alpha$ . Scenario invernale modulo 3 - giorno 28/11.**

| $\alpha$ [-]      | O.C. [Kg <sub>O2</sub> /h· unità] | Q <sub>air</sub> AM [m <sup>3</sup> /h] | Q <sub>air</sub> PM [m <sup>3</sup> /h] |
|-------------------|-----------------------------------|---|---|
| 0,5               | 0,09503                           | 4227,9                                  | 4733,3                                  |
| 0,55              | 0,10453                           | 3843,5                                  | 4303,0                                  |
| 0,6               | 0,11404                           | 3523,2                                  | 3944,4                                  |
| 0,65              | 0,12354                           | 3252,2                                  | 3641,0                                  |
| 0,7               | 0,13304                           | 3019,9                                  | 3380,9                                  |
| <b>0,735 (AM)</b> | 0,13970                           | 2876,1                                  | 3220,0                                  |
| 0,75              | 0,14255                           | 2818,6                                  | 3155,6                                  |
| <b>0,765 (PM)</b> | 0,14540                           | 2763,3                                  | 3093,7                                  |
| 0,8               | 0,15205                           | 2642,4                                  | 2958,3                                  |
| *                 | -31,97%                           | 47,00%                                  | -                                       |
| **                | 8,84%                             | -8,12%                                  | -                                       |
| ***               | -34,64%                           | -                                       | 53,00%                                  |
| ****              | 4,58%                             | -                                       | -4,37%                                  |

\*differenza % tra valore ad  $\alpha=0,5$  e valore AM; \*\* differenza % tra valore ad  $\alpha=0,8$  e valore AM; \*\*\* differenza % tra valore ad  $\alpha=0,5$  e valore PM;\*\*\*\* differenza % tra valore ad  $\alpha=0,8$  e valore PM

- *Sensibilità alla variazione dello standard oxygen transfer efficiency*

I valori del rendimento di ossigenazione in condizioni standard si ricavano dalle curve del costruttore, diagrammate in funzione della portata specifica e per diversi valori della diffuser density [DD=5,10,15,20,25%]. Nel modello teorico è stata considerata una portata per singolo diffusore pari a 2,1 m<sup>3</sup>/h ed una percentuale di diffusori funzionanti pari al 100%, da cui segue una DD pari al 10%. Nel modello reale invece, la portata d'aria varia in funzione della portata effettivamente erogata e il numero dei diffusori attivi è fissato pari al 50% del totale, da cui deriva un valore di DD pari al 5%, corrispondente alla curva sperimentale più bassa. Dunque è scelto l'intervallo 5%-10% per la diffuser density e l'intervallo 1,5-4 m<sup>3</sup>/h per la portata specifica, a cui seguono i valori minimi e massimi per il SOTE pari a 0,25 e 0,31.

La capacità di ossigenazione nelle condizioni standard (tabella 4.26), aumenterebbe del 5,44% passando da un valore di 0,294 a uno di 0,31 per il SOTE, mentre si ridurrebbe quasi del 15% se si utilizzasse il valore 0,25. Di conseguenza, la portata d'aria subirebbe una riduzione del 5% nell'intervallo 0,294-0,31 mentre crescerebbe del 17,6 % se si considerasse il SOTE uguale a 0,25.

**Tabella 4.26 Variazione della portata d'aria in funzione dello Standard Oxygen Transfer Efficiency (SOTE). Scenario invernale modulo 3 - giorno 28/11.**

| SOTE [-]     | (O.C.) <sub>st</sub><br>[Kg <sub>O2</sub> /h·unità] | (O.C.)<br>[Kg <sub>O2</sub> /h·unità] | Q <sub>air,nec</sub> AM [m <sup>3</sup> /h] | Q <sub>air,nec</sub> PM [m <sup>3</sup> /h] |
|--------------|---|---------------------------------------|---|---|
| 0,25         | 0.147   | 0.11879                               | 3382.3                                      | 3786.7                                      |
| 0,26         | 0.15288   | 0.12354                               | 3252.2                                      | 3641.0                                      |
| 0,27         | 0.15876   | 0.12829                               | 3131.8                                      | 3506.2                                      |
| 0,28         | 0.16464   | 0.13304                               | 3019.9                                      | 3380.9                                      |
| 0,29         | 0.17052   | 0.13780                               | 2915.8                                      | 3264.4                                      |
| <b>0,294</b> | 0.172872  | 0.13970                               | 2876.1                                      | 3220.0                                      |
| 0,3          | 0.1764  | 0.14255                               | 2818.6                                      | 3155.6                                      |
| 0,31         | 0.18228   | 0.14730                               | 2727.7                                      | 3053.8                                      |
| *            | -14.97%   | -14.97%                               | 17.60%                                      | 17.60%                                      |
| **           | 5.44%   | 5.44%                                 | -5.16%                                      | -5.16%                                      |

\*differenza % tra valore a SOTE=0,25 e valore a SOTE=0,294; \*\* differenza % tra valore a SOTE=0,31 e valore a SOTE=0,294.

- *Sensibilità alla variazione della portata per singolo diffusore*

La portata per singolo diffusore è stata fatta variare all'interno del range 1.5-4 m<sup>3</sup>/h in quanto considerato quello più idoneo: valori maggiori richiederebbero infatti un apporto energetico eccessivo per via della riduzione delle prestazioni del sistema. Lo standard oxygen transfer efficiency subirebbe un decremento all'aumentare della portata d'aria per singolo piattello (tabella 4.27): infatti il valore a 1,5 m<sup>3</sup>/h sarebbe del 5,10% maggiore rispetto a quello a 2.1 m<sup>3</sup>/h mentre si ridurrebbe di circa il 7% passando da 2,1 a 4 m<sup>3</sup>/h. Le stesse variazioni interesserebbero anche la capacità di ossigenazione nelle condizioni standard. La portata d'aria, rispetto al valore di riferimento (2.1 m<sup>3</sup>/h), subirebbe una riduzione del 32% passando al valore minimo di 1.5 m<sup>3</sup>/h, mentre raddoppierebbe passando al valore di 4 m<sup>3</sup>/h.

**Tabella 4.27 Variazione della portata d'aria necessaria in funzione della portata per singolo diffusore Q<sub>diff</sub>. Scenario invernale modulo 3.**

| Q <sub>diff</sub> | SOTE  | (O.C.) <sub>st</sub> | Q <sub>air</sub> AM | Q <sub>air</sub> PM |
|-------------------|-------|----------------------|---------------------|---------------------|
| 1,5               | 0.309 | 0.182                | 1954.6              | 2102.5              |
| 2                 | 0.297 | 0.175                | 2711.5              | 2916.6              |
| <b>2,1</b>        | 0.294 | 0.173                | 2876.1              | 3093.7              |
| 2,5               | 0.291 | 0.171                | 3459.2              | 3720.9              |
| 3                 | 0.283 | 0.166                | 4268.4              | 4591.3              |
| 3,5               | 0.279 | 0.164                | 5051.2              | 5433.3              |
| 4                 | 0.274 | 0.161                | 5878.2              | 6322.8              |
| *                 | 5.10% | 5.10%                | -32.04%             | -32.04%             |
| **                | -6.8% | -6.8%                | 104.4%              | 104.4%              |

\*differenza % tra i valori ad Q<sub>diff</sub>=1,5 e 2,1; \*\* differenza % tra i valori a Q<sub>diff</sub>=4 e 2,1.

- *Sensibilità alla variazione contemporanea del fattore  $\alpha$  e del SOTE*

Considerando la variazione contemporanea di  $\alpha$  e dell'efficienza di ossigenazione (tabelle 4.28 e 4.29), si nota che le portate d'aria nelle due combinazioni estreme sono una doppia dell'altra sia nello scenario mattutino che pomeridiano. Mantenendo costante il valore del SOTE, la portata d'aria subirebbe un aumento del 47% passando da  $\alpha=0,735$  a 0,5 mentre una riduzione dell'8% circa passando al valore di 0,8. Se invece si tiene fisso  $\alpha$ , la portata d'aria necessaria aumenterebbe del 17,6 % passando da un valore di SOTE di 0,294 ad un valore di 0,250 ed infine invece si ridurrebbe del 5% circa passando al valore di 0,310.

**Tabella 4.28 Variazione della portata d'aria necessaria in funzione dei parametri  $\alpha$  e SOTE.  
Scenario invernale modulo 3 AM.**

| <b>Q<sub>air</sub> AM</b> | <b>SOTE</b>                |        |        |        |        |               |              |        | ***   | ****   |
|---------------------------|----------------------------|--------|--------|--------|--------|---------------|--------------|--------|-------|--------|
|                           | <b><math>\alpha</math></b> | 0,250  | 0,260  | 0,270  | 0,280  | 0,290         | <b>0,294</b> | 0,300  |       |        |
| 0,50                      | 4972,0                     | 4780,8 | 4603,7 | 4439,3 | 4286,2 | 4227,9        | 4143,3       | 4009,7 | 17,6% | -5,16% |
| 0,55                      | 4520,0                     | 4346,1 | 4185,2 | 4035,7 | 3896,5 | 3843,5        | 3766,7       | 3645,2 | 17,6% | -5,16% |
| 0,60                      | 4143,3                     | 3984,0 | 3836,4 | 3699,4 | 3571,8 | 3523,2        | 3452,8       | 3341,4 | 17,6% | -5,16% |
| 0,65                      | 3824,6                     | 3677,5 | 3541,3 | 3414,8 | 3297,1 | 3252,2        | 3187,2       | 3084,4 | 17,6% | -5,16% |
| 0,70                      | 3551,4                     | 3414,8 | 3288,4 | 3170,9 | 3061,6 | 3019,9        | 2959,5       | 2864,1 | 17,6% | -5,16% |
| <b>0,735</b>              | 3382,3                     | 3252,2 | 3131,8 | 3019,9 | 2915,8 | <b>2876,1</b> | 2818,6       | 2727,7 | 17,6% | -5,16% |
| 0,75                      | 3314,7                     | 3187,2 | 3069,1 | 2959,5 | 2857,5 | 2818,6        | 2762,2       | 2673,1 | 17,6% | -5,16% |
| 0,76                      | 3249,7                     | 3124,7 | 3009,0 | 2901,5 | 2801,4 | 2763,3        | 2708,1       | 2620,7 | 17,6% | -5,16% |
| 0,80                      | 3107,5                     | 2988,0 | 2877,3 | 2774,6 | 2678,9 | 2642,4        | 2589,6       | 2506,0 | 17,6% | -5,16% |
| *                         | 47,0%                      | 47,0%  | 47,0%  | 47,0%  | 47,0%  | 47,0%         | 47,0%        | 47,0%  |       |        |
| **                        | 8,13%                      | -8,13% | -8,13% | -8,13% | -8,12% | -8,12%        | -8,12%       | -8,13% |       |        |

\*differenza % tra i valori ad  $\alpha=0,5$  e 0,735; \*\* differenza % tra i valori ad  $\alpha=0,5$  e 0,735; \*\*\* differenza % tra i valori a SOTE=0,25 e 0,294; \*\*\*\* differenza % tra i valori a SOTE=0,31 e 0,294.

**Tabella 4.29 Variazione della portata d'aria necessaria in funzione dei parametri  $\alpha$  e SOTE.  
Scenario invernale modulo 3 PM.**

| <b>Q<sub>air</sub> PM</b> | <b>SOTE</b>                |        |        |        |        |               |        |        | ***   | ****   |
|---------------------------|----------------------------|--------|--------|--------|--------|---------------|--------|--------|-------|--------|
|                           | <b><math>\alpha</math></b> | 0,250  | 0,260  | 0,270  | 0,280  | 0,290         | 0,294  | 0,300  |       |        |
| 0,50                      | 5566,4                     | 5352,3 | 5154,1 | 4970,0 | 4798,6 | 4733,3        | 4638,7 | 4489,0 | 17,6% | -5,16% |
| 0,55                      | 5060,4                     | 4865,7 | 4685,5 | 4518,2 | 4362,4 | 4303,0        | 4217,0 | 4080,9 | 17,6% | -5,16% |
| 0,60                      | 4638,7                     | 4460,3 | 4295,1 | 4141,7 | 3998,8 | 3944,4        | 3865,6 | 3740,9 | 17,6% | -5,16% |
| 0,65                      | 4281,8                     | 4117,2 | 3964,7 | 3823,1 | 3691,2 | 3641,0        | 3568,2 | 3453,1 | 17,6% | -5,16% |
| 0,70                      | 3976,0                     | 3823,1 | 3681,5 | 3550,0 | 3427,6 | 3380,9        | 3313,3 | 3206,4 | 17,6% | -5,16% |
| 0,735                     | 3786,7                     | 3641,0 | 3506,2 | 3380,9 | 3264,4 | 3220,0        | 3155,6 | 3053,8 | 17,6% | -5,16% |
| 0,75                      | 3710,9                     | 3568,2 | 3436,0 | 3313,3 | 3199,1 | 3155,6        | 3092,4 | 2992,7 | 17,6% | -5,16% |
| 0,765                     | 3638,2                     | 3498,2 | 3368,7 | 3248,4 | 3136,4 | <b>3093,7</b> | 3031,8 | 2934,0 | 17,6% | -5,16% |
| 0,80                      | 3479,0                     | 3345,2 | 3221,3 | 3106,2 | 2999,1 | 2958,3        | 2899,2 | 2805,6 | 17,6% | -5,16% |
| *                         | 47,0%                      | 47,0%  | 47,0%  | 47,0%  | 47,0%  | 47,0%         | 47,0%  | 47,0%  |       |        |
| **                        | 8,13%                      | -8,13% | -8,13% | -8,13% | -8,12% | -8,12%        | -8,12% | -8,13% |       |        |

\*differenza % tra i valori ad  $\alpha=0,5$  e 0,735; \*\* differenza % tra i valori ad  $\alpha=0,5$  e 0,735; \*\*\* differenza % tra i valori a SOTE=0,25 e 0,294; \*\*\*\* differenza % tra i valori a SOTE=0,31 e 0,294.

## Conclusioni

La seguente tesi di laurea ha focalizzato l'attenzione sul funzionamento del comparto di aerazione dei moduli 3 e 4 della linea acque dell'impianto di depurazione di Castiglione Torinese, con la finalità di verificare se sono possibili margini di risparmio energetico. Nell'impianto Smat, infatti, in accordo con i dati di letteratura e con i dati risultanti dalle analisi energetiche di impianti italiani e stranieri, risulta che il maggior consumo di energia è legato alla fornitura dell'ossigeno nelle vasche di ossidazione, per un valore pari al 51,6% del totale.

L'efficienza del comparto di aerazione nel suo complesso dipende da numerosi parametri, di cui i principali sono le caratteristiche di funzionamento del sistema di diffusione dell'aria (ad esempio il numero di diffusori funzionanti), la tipologia del sistema di controllo adottato per la regolazione della portata d'aria in vasca e le caratteristiche dei turbocompressori. Ai fini di un'analisi completa del problema, sono stati analizzati tutti gli aspetti precedenti.

La parte principale della tesi si è concentrata sull'applicazione di un modello di calcolo diagnostico che permette di determinare la portata d'aria strettamente richiesta dalla biomassa aerobica in vasca, il cui confronto con la portata d'aria effettivamente insufflata, permette di definire se la fornitura di aria è adeguata e se siano possibili margini di risparmio energetico.

L'applicazione di una prima versione del modello da parte di Di Rosa A. (2017) ha mostrato delle buone possibilità di risparmio energetico, per cui il modello è stato riapplicato sulla base dei dati risultanti dalle ultime campagne di misura del 2017.

Il modello di calcolo utilizzato in questo elaborato di tesi, applicato nelle due versioni "teorico" e "reale", è stato perfezionato rispetto alla sua prima applicazione, in modo da renderlo il più possibile rispondente alla realtà dell'impianto. Infatti, il valore del fattore  $\alpha$  è stato determinato da una curva di letteratura in funzione della concentrazione di biomassa, invece che essere fissato pari a 0,9, mentre le portate d'aria e le portate liquide sono state determinate come medie in intervalli temporali scelti in base agli orari effettivi dei campionamenti. Inoltre è stato considerato un valore del coefficiente di respirazione endogeno più idoneo e nel modello reale, infine, il numero dei diffusori funzionanti in vasca è stato posto pari al 50% di quelli installati invece del 100%, in base ai risultati di una precedente analisi di sensitività.

Il modello è stato applicato alla vasca CA 3015B del modulo 3 e al semi-modulo CA 4008/4016 del modulo 4, in tutti i giorni di campionamento relativi alle due campagne di misura estiva ed invernale e nei due scenari di carico mattutino e pomeridiano, corrispondenti all'incirca alle ore 9:00 e alle ore 14:00. Il modello non è stato applicato allo scenario estivo del modulo 4, in quanto i risultati delle analisi hanno restituito dei valori di biomassa circa pari al doppio rispetto a quelli misurati nello stesso modulo nella campagna estiva e questa situazione è stata considerata come un possibile malfunzionamento temporaneo del modulo.

I risultati hanno mostrato che generalmente la portata d'aria richiesta dalla biomassa è maggiore di quella effettivamente insufflata, per cui non è possibile un risparmio energetico. Più in particolare, è possibile fare le seguenti considerazioni:

- le differenze percentuali tra le portate d'aria calcolate e quelle insufflate si riducono passando dal modello teorico a quello reale, in quanto in quest'ultimo caso tutti i parametri del modello vengono calcolati in modo che siano i più realistici possibili;

- le discrepanze tra le portate d'aria nel modulo 3 risultano maggiori nello scenario estivo rispetto a quello invernale;
- l'applicazione al modulo 4, in cui la regolazione delle portate d'aria avviene manualmente, ha dato risultati migliori del modulo 3;
- le differenze percentuali più elevate si rilevano generalmente di pomeriggio, tranne nello scenario invernale del modulo 3, nel quale la situazione risulta invertita.

Per quanto riguarda il comparto di aerazione, la conduzione di Smat sta valutando la possibilità di estendere l'automazione anche al modulo 4, l'unico in cui attualmente la regolazione delle portate d'aria è effettuata manualmente.

Per questo motivo, si è reso necessario approfondire il problema della regolazione automatica delle portate d'aria mediante una revisione di una serie di libri e di articoli scientifici sull'argomento. Come riportato nel paragrafo 3.2, le opzioni offerte oggi sono molteplici e gli studi dimostrano che l'adozione di sistema di controllo avanzato permette di ottenere un maggiore controllo dei processi biologici e la riduzione della portata d'aria, la quale è fornita in base alle effettive richieste di ossigeno per l'ossidazione della sostanza organica e dell'azoto, rispettando al contempo i limiti normativi allo scarico in una modalità di efficienza energetica.

Le possibilità di controllo a piena scala dell'aerazione (Amand L, Carlsson B., 2012) sono state incentivate negli ultimi anni dal perfezionamento della tecnologia dei sensori di misura on-line e dall'introduzione dei sistemi SCADA negli impianti di depurazione, che permettono una gestione completa e continua dell'intero processo, con la possibilità di intervenire da remoto. Dall'altra parte, lo sviluppo dei modelli di simulazione per i processi a fanghi attivi (ASM) e i modelli di riferimento IWA/COST (BSM) ha reso possibile la comparazione tra differenti strategie di controllo mediante simulazione dei processi in un gran numero di scenari, senza la necessità di effettuare sperimentazioni in campo e quindi di costi aggiuntivi.

Tuttavia dovrebbero essere condotti studi più approfonditi sull'impianto Smat per valutare in primis l'efficienza e in secondo luogo la fattibilità tecnico-economica dell'adozione di un sistema innovativo di controllo dell'ossigeno disciolto nelle vasche di ossidazione. I modelli di simulazione dinamica del comparto biologico sono sicuramente un valido supporto alle decisioni in questo senso ma, come molti studi dimostrano, essi non riescono comunque a tenere in conto di tutte le variabilità che si manifestano in campo.

Un altro aspetto degno di nota è il fatto che gli studi e i risultati presentati nel paragrafo 3.2 fanno riferimento nella maggior parte dei casi a simulazioni o a sperimentazioni su impianti relativamente piccoli, per niente confrontabili con le dimensioni e la complessità dell'impianto Smat. Quest'ultimo infatti riceve i reflui per un carico complessivo di 2,5 milioni di abitanti equivalenti, ossia 500.000 AE per ciascun modulo e sono presenti ben 24 vasche di ossidazione. Questo aspetto comporta dunque la necessità di un numero elevatissimo di sonde di misura on-line, e il malfunzionamento di una o più di queste, nel caso di piena automazione dell'impianto, comporterebbero una regolazione errata dell'aria e renderebbe il processo difficilmente gestibile.

Un'altra importante analisi (paragrafo 4.2), che è servita a valutare l'efficienza del sistema di controllo nel comparto di ossidazione, è stata la comparazione delle serie di dati di ossigeno disciolto e ammoniaca misurati dalle sonde on-line del sistema SCADA con i valori ottenuti dalle campagne di misura del 2017. In particolare, oltre ai valori medi disponibili nel sistema di telecontrollo SCADA, rispetto alla campagna di misura del 2016, si è avuto a disposizione

anche dei valori istantanei misurati dalle sonde di linea al momento del campionamento, che l'operatore ha registrato dall'acquisitore della sonda posto a bordo vasca.

Per quanto riguarda l'ossigeno disciolto, i valori reali sono quelli dalla sonda portatile in quanto questa è stata preventivamente tarata e calibrata prima della campagna di misura e l'analisi dei risultati ha permesso di evidenziare che:

- in tutti gli scenari analizzati, i dati concordano con la situazione già riscontrata nella scorsa campagna di misure del 2016, secondo cui i valori di ossigeno disciolto maggiori si registrano nei punti più alti della vasca ( $H_1$ ) e generalmente di mattina;
- la differenza tra i valori mattutini e quelli pomeridiani è più marcata nel modulo 3 e nello scenario invernale per il modulo 4, mentre nello scenario rimanente i valori sono confrontabili;
- i valori misurati nella campagna invernale sono visibilmente maggiori di quelli estivi nel modulo 4, mentre per il modulo 3, nello scenario pomeridiano non esiste una distinzione netta, mentre in quello mattutino, se si trascura il valore estremo del 1 dicembre, la situazione si inverte;
- spesso il valore di ossigeno misurato è minore del limite di 0,5 mg/l, considerato in letteratura come la soglia minima consigliata per garantire un'adeguata attività ai batteri aerobi (Viviani G., 2005). Questa situazione si riscontra nello scenario pomeridiano del modulo 3, in tutta la campagna estiva per il modulo 4 e in alcuni giorni dei rimanenti scenari (in particolare nel modulo 3 invernale).

Per quanto riguarda il confronto tra le tre serie di dati, in ogni scenario analizzato si è registrata una forte discrepanza tra i valori misurati dalle sonde di linea e quelli della sonda portatile ed in molti casi anche tra le due serie di valori registrati delle sonde di linea, ossia tra i valori medi disponibili su SCADA e quelli letti dall'acquisitore della sonda (SCADA *ist*).

Il calcolo delle differenze percentuali medie mattutine e giornaliere ha mostrato che i valori di ossigeno di SCADA sono risultati ampiamente superiori a quelli misurati con la sonda portatile, circa del 58% nello scenario mattutino e del 56% nello scenario invernale. Dal confronto invece tra i valori medi e quelli istantanei di SCADA, invece, è emersa una discrepanza percentuale media del 13%, con errori maggiori al mattino rispetto al pomeriggio. Inoltre, nonostante nel periodo invernale i valori estratti da SCADA siano medie su un intervallo più ristretto (15 minuti invece che 1 ora), la riduzione del gap tra le due serie di dati (SCADA e SCADA *ist*) è risultata evidente solo nel modulo 3, con una riduzione maggiore del 30% al mattino (da 39,6% a 6,9%), e non nel modulo 4, dove addirittura le differenze sono leggermente aumentate (mediamente del 2%).

Per quanto riguarda il confronto delle serie di dati di ammoniaca, generalmente i valori maggiori si registrano di pomeriggio e sono relativi ai risultati delle analisi chimico-fisiche, tranne nello scenario estivo per il modulo 4, dove risultano prevalenti i valori di SCADA *ist*. In alcune situazioni le differenze sono molto rilevanti, con valori 4-10 volte maggiori degli altri ed anche più, come nel caso della mattina del giorno 30 novembre, dove le analisi hanno restituito un valore di ammoniaca pari a 6,8 mg/l, mentre SCADA ha registrato un valore di 0,37 mg/l. Le discrepanze maggiori si registrano solitamente di mattina, quando le sonde di linee misurano i valori minori, mentre l'allineamento migliore tra le tre serie di dati si è registrata nel modulo 3 nello scenario invernale.

In conclusione è emerso che le differenze maggiori tra i valori di SCADA e quelli ottenuti dalle campagne di misura riguardano l'ammoniaca. Tuttavia, è necessario precisare che

rispetto alla misura dell'ossigeno, il valore di azoto ammoniacale deriva da analisi effettuate in un tempo successivo al prelievo e con condizioni al contorno differenti.

Alla luce di queste considerazioni, si può dire che i margini di risparmio energetico possibili in impianto non sono direttamente visibili nella maggior parte dei giorni in cui è stato applicato il modello, per via del divario tra le letture dei sensori on-line e i risultati delle misurazioni in campo. La regolazione della portata d'aria nelle vasche di ossidazione viene infatti effettuata sulla base della misura dell'ammoniaca e dell'ossigeno, per cui se le sonde rilevano valori più bassi di ammoniaca (minore carico da abbattere) e valori più alti di ossigeno disciolto (maggiore disponibilità di ossigeno) rispetto alla realtà, a ciò segue un'erogazione d'aria minore rispetto a quella effettivamente necessaria. Se le discordanze dei valori di ammoniaca e ossigeno fossero minime, evidentemente i margini di risparmio energetici sarebbero visibili o comunque le portate d'aria confrontabili.

L'implementazione del controllo automatico sul rimanente modulo 4, comporta dei costi di investimento iniziali elevati, per cui è necessario assicurare che tale tipo di controllo garantisca miglior rese di abbattimento e maggiori efficienze energetiche, in modo da ammortizzare le spese di investimento nel breve o medio termine.

Come riportato in letteratura, al di là della complessità e dell'innovazione del sistema di controllo adottato, l'elemento principale che determina il fallimento o il successo del controllo è dato dall'accuratezza e dalla stabilità delle sonde on-line, perché è sulle loro misure che si basa il controllo del processo.

Per garantire buone performance del sistema, si rende dunque necessario effettuare la manutenzione ordinaria dei sensori di linea. Questi ultimi (Vismara R., Butelli P., 1999) sono collocati all'interno del flusso a contatto col liquame per cui sono soggetti a sporco, che si manifesta con la formazione di incrostazioni o di ostruzioni parziali che comportano l'isolamento del sensore dal processo, restituendo di conseguenza dati analitici non più affidabili. È stato rilevato che i sensori per la misura on-line dell'ammoniaca del tipo elettrodo a membrana richiedono all'incirca due ore di manutenzione per settimana e per sensore, per rimuovere lo sporco attorno all'elettrodo, in particolare il film chimico che si forma sulla membrana (Åmand L. et al., 2013). I costi di manutenzione comportano spese di gestione importanti, per cui è necessario tenerne conto in un'analisi costi benefici.

Per quanto riguarda i turbocompressori installati in impianto, le analisi effettuate da De Nardo nel 2013 hanno mostrato che essi presentano dei buoni rendimenti elettrici. Tuttavia si è reso necessario studiare il loro regime di funzionamento sulla base dei valori di portata d'aria estratti da SCADA e a quelli ottenuti dal modello, al fine di determinare se la loro taglia è idonea anche in vista di una loro sostituzione. Dall'analisi dei dati estratti da SCADA riguardo le portate d'aria totali per modulo e le percentuali di apertura delle valvole a farfalla sulle condotte di mandata, è emerso che nel modulo 4 i primi due compressori lavorano a medio regime nel periodo estivo mentre il funzionamento di uno dei due si riduce nello scenario invernale, quando la portata d'aria insufflata è minore. Nel modulo 3 invece, le portate d'aria richieste sono in genere minori, tale per cui nello scenario estivo il secondo turbocompressore lavora a basso regime, mentre nello scenario invernale risulta addirittura spento. Il terzo turbocompressore, di emergenza, non è mai entrato in funzione.

Analizzando le portate d'aria calcolate mediante il modello, risulta invece che nel modulo 3 è sufficiente un solo turbocompressore, mentre nel modulo 4 è richiesta l'attivazione del secondo solo in alcuni casi. I valori determinati dal modello, tuttavia, sono riferiti a particolari scenari, due per ogni giorno e per sole due settimane annue, per cui non tengono conto di tutte le possibilità di funzionamento richieste.

Alla luce dei risultati, è possibile fare le considerazioni seguenti:

- in entrambi i casi, è evidente che i turbocompressori del modulo 3 sono sovradimensionati, infatti dai valori di SCADA risulta che il secondo turbocompressore è spento nella settimana invernale e lavora a basso regime nello scenario estivo, mentre dai dati del modello emerge che la sua attivazione non risulta necessaria;
- anche nel modulo 4 la taglia dei compressori non è la migliore soprattutto nel periodo invernale quando il secondo turbocompressore lavora a basso regime.

Inoltre si ritiene opportuno, in caso di sostituzione degli attuali turbocompressori, di acquistare dei modelli con inverter, in modo che essi possano lavorare con buone efficienze in diverse condizioni di carico.

Nell'ultima parte del lavoro è stata effettuata un'analisi di sensitività per determinare indirettamente il numero di diffusori realmente funzionanti in vasca e per valutare quali sono i parametri del modello che ne modificano sensibilmente la risposta. Dall'analisi delle serie di dati di portata d'aria insufflata nella vasca CA 3015 B e nel semi-modulo CA 4008/4016 durante le due settimane di campionamento, è emerso che nel modulo 3 risulta funzionante il 34% de diffusori mentre nel modulo 4 la percentuale è più elevata, pari al 44%.

Le altre analisi di sensitività sono state effettuate considerando la risposta del modello di calcolo teorico nel giorno 28 novembre (scenario estivo per il modulo 3). Dai risultati è emerso che l'aumento della temperatura invernale da 17°C a 18°C comporterebbe l'aumento della portata d'aria richiesta del 14% nello scenario mattutino e del 11% nello scenario pomeridiano. Per quanto riguarda il fattore  $\alpha$ , le differenze risulterebbero elevate, con un aumento del 47% nello scenario mattutino passando dal valore 0,735 a 0,5 e del 53% nello scenario pomeridiano passando da 0,765 a 0,50.

Modificando il valore dello standard oxygen efficiency dal valore 0,294 del modello teorico al valore dell'estremo inferiore dell'intervallo (0,25), la portata d'aria richiesta aumenterebbe del 18% circa sia nello scenario mattutino sia in quello pomeridiano. L'aumento della portata d'aria per singolo diffusore comporterebbe incrementi importanti della portata d'aria richiesta per via della riduzione dell'efficienza di ossigenazione. Passando dal valore fisso del modello ideale, pari di 2,1 m<sup>3</sup>/h, al valore di 4 m<sup>3</sup>/h, la porta d'aria richiesta raddoppierebbe. Considerando infine la variazione contemporanea del fattore  $\alpha$  e dello standard oxygen efficiency, le portate d'aria nelle due combinazioni estreme sarebbero una doppia dell'altra.

In definitiva, la seguente tesi di laurea ha mostrato che le portate d'aria fornite nelle vasche di ossidazione sono minori di quelle richiesta dal processo biologico, seppure le rese di abbattimento dei contaminanti in impianto sono elevate e coerenti con i limiti allo scarico dettate dalla Normativa. Per aumentare l'efficienza nel comparto di aerazione si richiede la manutenzione ordinaria delle sonde di linea e parallelamente maggiori studi devono essere effettuati per valutare se in questo modo si risolve il problema legato agli errori di misura delle sonde, altrimenti si ritiene più opportuno ritornare ad un controllo dell'aerazione di tipo manuale anche nei primi tre moduli dell'impianto.



## Bibliografia

- Åmand L., Carlsson B. - *Optimal aeration control in a nitrifying activated sludge process*, Water Research, Vol.46 (7), pp.2101-2110, maggio 2012.
- Åmand L., Olsson G., Carlsson B. - *Aeration control: a review*, Water Science & Technology, Vol. 67 (11), pp. 2374-2398, 2013.
- Beccari M., Passino R., Ramadori R., Vismara R. - *Rimozione di azoto e fosforo dai liquami: Basi microbiologiche e biochimiche della nitrificazione, denitrificazione e defosforazione, Trattamenti biologici e chimico-fisici delle acque, Criteri di dimensionamento*, Hoepli, 1993.
- Belchior C. A. C., Araújo R.A.M., Landeck J.A.C. - *Dissolved oxygen control of the activated sludge wastewater treatment process using stable adaptive fuzzy control*, Computers and Chemical Engineering, vol. 37, pp. 152-162, 2012.
- Bonomo L. - *Trattamenti delle acque reflue*, McGraw – Hill, Milano 2008.
- Campanelli M., Foladori P., Vaccari M. - *Consumi elettrici ed efficienza energetica del trattamento delle acque reflue*, Maggioli Editore, 2013.
- Campanelli M. - *Incidenza dei consumi energetici sul costo del servizio idrico integrato*, Atti della 49<sup>a</sup> Giornata di Studio di Ingegneria Sanitaria-Ambientale: Risparmio energetico negli impianti di trattamento dell'acqua. Genova, 23 ottobre 2013.
- Campo G. - *Pretrattamenti finalizzati all'ottimizzazione della digestione anaerobica dei fanghi di depurazione*, Tesi di laurea magistrale, Politecnico di Torino, 2013.
- Chiavola A., Romano R., Bongiolami S., Giulioli S. - *Optimization of Energy Consumption in the Biological Reactor of a Wastewater Treatment Plant by Means of Oxy Fuzzy and ORP Control*, Water Air and Soil Pollution, vol. 228 (8), agosto 2017.
- Dainotto A., Barni G., Giaccherini F., Magnolfi V., Marsili-Libelli S., Simonetti I. - *A multilevel coordinated control strategy for energy conservation in wastewater treatment plants*, IFAC Proceedings Volumes, Vol. 45 (3), pp. 288-293, 2012.
- Decreto Legislativo 152/2006 – *Norme in materia ambientale*, G.U. n.88, aprile 2006.
- De Nardo C. - *Verifica e ottimizzazione dei consumi energetici in un impianto di depurazione di acque urbane*. Tesi di Laurea magistrale, Politecnico di Torino, 2013.
- Di Rosa A. - *Valutazioni prestazionali di un WRRF: benchmarking e analisi efficienze energetiche*. Tesi di Laurea magistrale, Politecnico di Torino, 2017.
- Fernández F.J., Castro M.C., Rodrigo M.A., Cañizares P. - *Reduction of aeration costs by tuning a multi-set point on/off controller: a case study*, Control Engineering Practice, vol.19 (10), pp.1231-1237, 2011.
- Frijns J., Hofman J., Nederlof M. - *The potential of (waste) water as energy carrier*, Energy Conversion and Management, Vol. 65, pp. 357-363, January 2013.
- Foladori P., Bonacina G., Andreottola G. - *La misura dell'efficienza energetica negli impianti di trattamento delle acque reflue*, Atti di: Forum Telecontrollo "Competitività e sostenibilità - Progetti e tecnologie al servizio delle reti di pubblica utilità", Bologna, 6-7 novembre 2013.

- Foladori P. – *Soluzioni gestionali per il risparmio energetico negli impianti di trattamento dell'acqua*, Atti della 49<sup>a</sup> Giornata di Studio di Ingegneria Sanitaria-Ambientale: Risparmio energetico negli impianti di trattamento dell'acqua. Genova, 23 ottobre 2013.
- Galluzzo M., Ducato R.; Bartolozzi V., Picciotto A. - *Expert control of DO in the aerobic reactor of an activated sludge process*, Computer and Chemical Engineering, vol. 25, pp. 619-625, January 2001.
- Garbolino C. - *Valutazione ed ottimizzazione della sezione biologica in un impianto di depurazione*, Tesi di laurea magistrale, Politecnico di Torino, 2012.
- Hamilton R., Braun B., Dare R., Koopman, B. & Svoronos, S. A. - *Control issues and challenges in wastewater treatment plants*. IEEE Control Systems Magazine, vol. 26, pages 63–69, agosto 2006.
- Hong-tao Y., Zhen-qiang L., Wen-guang L. - *Dissolved oxygen control of the activated sludge wastewater treatment process using adaptive fuzzy PID control*, 32nd Chinese Control Conference (CCC), Xi'an (China), July 26-28, 2013.
- Longo S., D'Antoni B. M., Bongards, M., Chaparro A., Cronrath A., Fatone F., ... & Hospido A. - *Monitoring and diagnosis of energy consumption in wastewater treatment plants. A state of the art and proposals for improvement*. Applied Energy, vol. 179, 1251-1268, 2016.
- Metcalf & Eddy - *Ingegneria delle acque reflue: trattamento e riuso*. IV Edizione, McGraw-Hill, Milano, 2006.
- Ozturk M.C., Serrat F.M., Teymour F. – *Optimization of aeration profiles in the activated sludge process*, Chemical Engineering Science, vol. 139, pp. 1-14, 2016.
- Pittoors E., Guo Y., Van Hulle S. W. H. – *Modeling dissolved oxygen concentration for optimizing aeration systems and reducing oxygen consumption in activated sludge processes: a review*, Chemical Engineering Communications, vol. 201 (8), pp. 983-999, 2014.
- Rosen C., Rieger L., Jeppsson U., Vanrolleghem P. A. - *Adding realism to simulated sensors and actuators*, Water Science & Technology, vol 57 (3), pp. 337-344, 2008.
- UdS Brescia, s.d.i., HACH LANGE - *Risparmio energetico e improvement funzionale mediante l'ottimizzazione della fornitura di aria*, 2010.
- Vismara R., Butelli P. – *La gestione degli impianti a fanghi attivi: manuale operativo e guida alla diagnosi*, C.I.P.A. Editore, Milano, 1999.
- Viviani G. - *Trattamenti Biologici*, Corso di Ingegneria Sanitaria-Ambientale. Università degli studi di Palermo, maggio 2005.

## Sitografia

- APAT - IRSA/CNR – *Metodi analitici delle acque*, Manuali e Linee Guida 29/2003.  
Fonte:<http://www.isprambiente.gov.it/it/pubblicazioni/manuali-e-linee-guida/metodi-analitici-per-le-acque>
- Bimbo S., Colaiacovo E. - *Sistemi SCADA: Supervisory control and data acquisition*, Apogeo srl, 2006.  
fonte:<http://www.apogeonline.com/2006/libri/88-503-1042-0/ebook/pdf/1042.pdf>;
- Bonarini A. – *Sistemi fuzzy*, Mondo Digitale, n.1, marzo 2003.  
fonte:[http://archivio-mondodigitale.aicanet.net/Rivista/03\\_numero\\_uno/fuzzy.pdf](http://archivio-mondodigitale.aicanet.net/Rivista/03_numero_uno/fuzzy.pdf)
- De Tommasi G. - *Lezione 2 Caratteristiche dei sensori - sensori di moto*, corso di Tecnologie dei Sistemi di Automazione e Controllo, Università degli studi di Napoli Federico II, A.A.2012/2013.  
fonte:<http://www.federica.unina.it/ingegneria/tecnologie-sistemi-automazione-controllo/requisiti-dispositivi-controllo/>  
ENEA – *Presentazione dei progetti a consuntivo (PPPM) – Guida Operativa per il Servizio Idrico Integrato*, gennaio 2014.  
fonte:<http://www.energiaenergetica.enea.it/per-le-imprese/documenti-1/guide-operative-cb/go-servizio-idrico-integrato-rev1.pdf/view>
- ESMAP (Energy Sector Management Assistance Program) – *A primer on energy efficiency for municipal water and wastewater utilities*, Technical Report 011/12, 2012.  
fonte:[https://www.esmap.org/sites/default/files/esmap-files/FINAL\\_EECI-WWU\\_TR001-12\\_Resize.pdf](https://www.esmap.org/sites/default/files/esmap-files/FINAL_EECI-WWU_TR001-12_Resize.pdf)
- Gori R. – *L'aerazione negli impianti di trattamento delle acque reflue*, Corso di “Tecnologie di Risanamento Ambientale”, Corso di Laurea Triennale in Ingegneria per l'Ambiente, le Risorse ed il Territorio - Università degli Studi di Firenze.
- I.D.& A. (Information Development & Automation) - *Sistema di supervisione e telecontrollo del depuratore di Castiglione Torinese e sollevamenti fognari a servizio della società metropolitana acque Torino S.p.a.*  
fonte:<http://www.idea-srl.it/pdf/smat%20castiglione%20web.pdf>
- Leoncavallo M. – *Ottimizzazione dei sistemi di aerazione*, Atti del Convegno “Tecnologie innovative per la movimentazione e il trattamento dei fluidi”, Cagliari, 7 maggio 2009.  
fonte:<http://www.xylemwatersolutions.com/scs/italy/it-it/Angolo%20del%20tecnico/atti%20convegni/convegno%20Cagliari/Documents/Leoncavallo.pdf>
- Mappa G. – *WDOxy-Fuzzy: Anova presenta una procedura per il controllo on-demand dell'ossigeno disciolto per il miglioramento depurativo con risparmio energetico*, Automazione Oggi, vol. 370, pp.68-69, marzo 2014.  
fonte: <http://automazione-plus.it/brochure/ao/370/files/assets/basic-html/page68.html>

- Marsili-Libelli S. – *Automazione dei processi di depurazione*, Corso di aggiornamento su Membrane Bio Reactors – Trattamenti avanzati delle acque reflue, Firenze, giugno 2006.  
fonte: [http://www.chimicitoscana.it/files/MBR\\_Marsili.pdf](http://www.chimicitoscana.it/files/MBR_Marsili.pdf)
- Secchi C., *Controllori PID*, corso di “Controlli Digitali”, Laurea Magistrale in Ingegneria Meccatronica, Università di Modena e Reggio Emilia, A.A. 2010/2011.  
fonte: <http://www.automazione.ingre.unimore.it/pages/corsi/materialeDidattico/CD1011/CD07%20-%20PID.pdf>
- Società Metropolitana Acque Torino (SMAT) – *La depurazione delle acque reflue: l'impianto per l'area metropolitana di Torino*.  
fonte: [http://www.smatorino.it/documenti/smat\\_comunica/quaderno\\_depurazione.pdf](http://www.smatorino.it/documenti/smat_comunica/quaderno_depurazione.pdf)
- Società Metropolitana Acque Torino (SMAT) - *Fornitura e installazione di n°9 turbocompressori per l'aerazione delle vasche di ossidazione dell'impianto di depurazione di Castiglione T.se (Prog. ATO 12493) – Capitolato speciale d'appalto, ottobre 2016.*  
fonte: <https://portaleappalti.smatorino.it/PortaleAppalti/do/FrontEnd/DocDig/downloadDocumentoPubblico.action;jsessionid=3248B5A78B899C8486B413DE9D1B7632.SMAT?id=11044&idprg=>
- SMAT, 2018. URL: <http://www.smatorino.it/>.

## Indice delle figure

|  |    |
|--|----|
| Figura 1.1 Impianto di depurazione Smat di Castiglione Torinese ( <a href="http://www.smatorino.it">http://www.smatorino.it</a> )..  | 4  |
| Figura 1.2 Trattamento biologico con denitrificazione ( <a href="http://www.smatorino.it">http://www.smatorino.it</a> ).....   | 7  |
| Figura 2.1 Esempio di cassetto elettrico (sinistra) e misura dell'assorbimento istantaneo con pinza amperometrica su una fase (destra) (De Nardo C., 2013). .....  | 18 |
| Figura 2.2 Distribuzione dell'energia in un impianto a fanghi attivi convenzionale (Metcalf & Eddy, 2006) (De Nardo C., 2013). .....   | 19 |
| Figura 2.3 Schema della misurazione in vasca 2015B (De Nardo C., 2013). .....  | 20 |
| Figura 3.1 Rappresentazione schematica di un processo a fanghi attivi (Bonomo L.,2008). ..   | 35 |
| Figura 3.2 Schema di un processo a fanghi attivi con pre-denitrificazione (Bonomo L., 2008). .....   | 39 |
| Figura 3.3 Rappresentazione della teoria del doppio film per il trasferimento di un gas in un liquido (Pittoors E. et al., 2014) .....   | 41 |
| Figura 3.4 Valori del coefficiente $\alpha$ in funzione della concentrazione di biomassa sospesa nella miscela aerata (Bonomo L., 2008). .....   | 45 |
| Figura 3.5 Vasca di aerazione con disposizione di diffusori a disco. ....  | 47 |
| Figura 3.6 Rendimento di solubilizzazione, in funzione della profondità di installazione e della portata specifica (Bonomo L., 2008). .....  | 48 |
| Figura 3.7 Diffusori a membrana installati nell'impianto Smat. A sinistra il funzionamento durante l'aerazione e a destra il funzionamento a sistema spento (da catalogo costruttore). ..  | 49 |
| Figura 3.8 a) SOTE [%] in funzione della portata d'aria per singolo diffusore e della total diffuser area b) Wet pressure loss [KPa] in funzione della portata d'aria per singolo diffusore (da catalogo costruttore). .....   | 50 |
| Figura 3.9: Rappresentazione del sistema di controllo dell'ossigeno disciolto in vasca di ossidazione mediante controllore di tipo PID (Marsili-Libelli S., 2006).....   | 53 |
| Figura 3.10 Rappresentazione schematica delle sonde on-line per il controllo dell'aerazione in vasca di ossidazione mediante misura di $\text{NH}_4$ e logica di controllo. Legenda: P=perturbazione; O=output; VM=variabile manipolata (Campanelli M. et al., 2013). .....  | 55 |
| Figura 3.11 Esempi di alcune funzioni di appartenenza (Bonarini A., 2003).....   | 56 |
| Figura 3.12 Schema generale del trattamento biologico e dei controllori. Il controllore low-level numero 1 può operare sia in modalità stand-alone che in combinazione master/slave col controllore 2. I set-point dei controllori 2 e 3 sono determinati dagli standard richiesti dal trattamento (Dainotto A. et al., 2012). ..... | 57 |
| Figura 3.13 Serie temporali dei parametri di ingresso al modello nelle condizioni dry, rain e storm (Dainotto A. et al., 2012). .....  | 58 |
| Figura 3.14 Risultati del controllo del livello di ossigeno mediante PID con set-point di DO di 2 mg/l a confronto con sistema a portata d'aria costante (Dainotto A. et al., 2012).....   | 60 |
| Figura 3.15 Funzioni di appartenenza per l'antecedente ( $\text{NH}_4$ ) e il conseguente ( $\text{DO}_{\text{sp}}$ ) (Dainotto A. et al., 2012).....  | 61 |
| Figura 3.16 Funzione di trasferimento per il controllore 2 (Dainotto A. et al., 2012).....   | 62 |
| Figura 3.17 Andamento dei valori di $\text{DO}_{\text{sp}}$ ottenuti con la combinazione master/slave dei controllori 1 e 2 (Dainotto A. et al., 2012). .....  | 62 |
| Figura 3.18 Funzioni di appartenenza per la logica fuzzy per il controllo della portata di ricircolo $Q_r$ (Dainotto A. et al., 2012).....   | 63 |
| Figura 3.19 Performance dei controllori (PID e fuzzy) per il controllo degli $\text{NO}_x$ in vasca anossica (Dainotto A. et al., 2012). .....   | 64 |
| Figura 3.20 Schema del funzionamento di un controllore a multi-set point on/off (Fernández F.J. et al., 2011). .....   | 65 |

|  |     |
|--|-----|
| Figura 3.21 Evoluzione della concentrazione di ossigeno disciolto (a) e di aria fornita in vasca di ossidazione nei casi di set point non ottimizzati (nero) e ottimizzati (grigio) (Fernández F.J. et al., 2011).....   | 67  |
| Figura 3.22 Struttura di controllo completa per il comparto biologico di un impianto a fanghi attivi con rimozione biologica del fosforo. Sono presenti tre livelli di controllori fuzzy e un controllore ARGMC per la regolazione della portata (Galluzzo M. et al., 2001)..... | 68  |
| Figura 3.23 Schema di controllo di un “adaptive fuzzy PID” (Hong-tao Y. et al., 2013).....   | 69  |
| Figura 3.24 Confronto tra il comportamento di un controllore PID e di un controllore PID adaptive fuzzy (Hong-tao Y. et al., 2013). .....  | 69  |
| Figura 3.25 Individuazione vasca di ossidazione 3015B del modulo 3 oggetto di analisi. ....  | 73  |
| Figura 3.26 Individuazione del semi-modulo CA 4008/4016 oggetto di analisi. ....   | 73  |
| Figura 3.27 Sonda portatile di misura dell'ossigeno disciolto del tipo multimetro digitale a canale singolo HACH, model number HQ30D (Di Rosa A., 2017). .....   | 74  |
| Figura 3.28 Schema di campionamento per il modulo 3 dell'impianto. In rosso i punti di misura dell'ossigeno disciolto con sonda portatile, in blu i punti di prelievo dei campioni per le analisi chimico-fisiche (Di Rosa A., 2017). .....                                      | 77  |
| Figura 3.29 Schema di campionamento per il modulo 4 dell'impianto. In rosso i punti di misura dell'ossigeno disciolto con sonda portatile, in blu i punti di prelievo dei campioni per le analisi chimico-fisiche (Di Rosa A., 2017). .....                                      | 78  |
| Figura 3.30 Diagramma di flusso del modello di calcolo messo a punto per la verifica energetica delle vasche di aerazione. ....  | 84  |
| Figura 3.31 Rappresentazione grafica del primo step di calcolo. ....   | 85  |
| Figura 3.32 Rappresentazione grafica del secondo step di calcolo.....  | 87  |
| Figura 3.33 Rappresentazione grafica del terzo step di calcolo.....  | 89  |
| Figura 3.34 Curve dello Standard oxygen transfer efficiency dei diffusori installati in impianto, dove $DD[\%] = (\text{total diffuser area} / \text{total bottom area}) * 100$ .....  | 91  |
| Figura 3.35 Curve dello Standard oxygen transfer efficiency ottenute mediante interpolazione polinomiale di secondo grado dei punti noti delle curve del costruttore. ....   | 92  |
| Figura 3.36 Rappresentazione grafica del quarto step di calcolo.....   | 93  |
| Figura 3.37 Valori del coefficiente $\alpha$ in funzione della concentrazione di biomassa sospesa nella miscela aerata (Bonomo L., 2008). ....   | 94  |
| Figura 3.38 Rappresentazione grafica del quinto e sesto step di calcolo.....   | 96  |
| Figura 3.39 Rappresentazione grafica del settimo step di calcolo. ....   | 97  |
| Figura 4.1 Andamento giornaliero dei valori di ossigeno disciolto, azoto ammoniacale, portata liquida totale per modulo e portata d'aria totale per modulo nei giorni di campionamento, misurati dalle sonde di linea di SCADA– <i>Scenario estivo Modulo 3</i> . ....           | 100 |
| Figura 4.2 Andamento giornaliero dei valori di ossigeno disciolto, portata liquida totale per modulo e portata d'aria totale per modulo nei giorni di campionamento, misurati dalle sonde di linea di SCADA– <i>Scenario estivo Modulo 4</i> . ....                              | 101 |
| Figura 4.3 Andamento giornaliero dei valori di ossigeno disciolto, azoto ammoniacale, portata liquida totale per modulo e portata d'aria totale per modulo nei giorni di campionamento, misurati dalle sonde in linea di SCADA – <i>Scenario invernale Modulo 3</i> . ....       | 102 |
| Figura 4.4 Variazione dello ione ammonio nella settimana di campionamento invernale – <i>Modulo 3</i> . ....   | 102 |
| Figura 4.5 Andamento giornaliero dei valori di ossigeno disciolto, portata liquida totale per modulo e portata d'aria totale per modulo nei giorni di campionamento, misurati dalle sonde di linea di SCADA – <i>Scenario invernale Modulo 4</i> .....                           | 103 |
| Figura 4.6 Valori di ossigeno misurati con la sonda portatile alle diverse profondità - <i>Scenario estivo Modulo 3</i> . ....   | 104 |

|   |     |
|---|-----|
| Figura 4.7 Valori di ossigeno misurati con la sonda portatile alle diverse profondità - <i>Scenario estivo Modulo 4</i> .   | 105 |
| Figura 4.8 Valori di ossigeno misurati con la sonda portatile alle diverse profondità - <i>Scenario invernale Modulo 3</i> .  | 106 |
| Figura 4.9 Valori di ossigeno misurati con la sonda portatile alle diverse profondità - <i>Scenario invernale Modulo 4</i> .  | 107 |
| Figura 4.10 Serie di dati dell'ossigeno disciolto a confronto – <i>Scenario estivo modulo 3</i> .   | 108 |
| Figura 4.11 Serie di dati dell'ossigeno disciolto a confronto – <i>Scenario estivo modulo 4</i> .   | 109 |
| Figura 4.12 Serie di dati dell'ossigeno disciolto a confronto – <i>Scenario invernale modulo 3</i> .  | 110 |
| Figura 4.13 Variazione dell'ossigeno disciolto nella settimana invernale di analisi – <i>modulo 3</i> .   | 110 |
| Figura 4.14 Serie di dati dell'ossigeno disciolto a confronto – <i>Scenario invernale modulo 4</i> .  | 111 |
| Figura 4.15 Confronto tra le tre serie di dati di ammoniaca – <i>Scenario estivo Modulo 3</i> .   | 113 |
| Figura 4.16 Confronto tra le tre serie di dati di ammoniaca – <i>Scenario estivo Modulo 4</i> .   | 113 |
| Figura 4.17 Confronto tra le tre serie di dati di ammoniaca – <i>Scenario invernale Modulo 3</i> .  | 114 |
| Figura 4.18 Confronto tra le tre serie di dati di ammoniaca – <i>Scenario invernale Modulo 4</i> .  | 114 |
| Figura 4.19 Confronto tra le portate d'aria calcolate e quelle insufflate – <i>Modello teorico – scenario estivo modulo 3</i> .   | 118 |
| Figura 4.20 Confronto tra le portate d'aria calcolate e quelle insufflate – <i>Modello reale – scenario estivo modulo 3</i> .   | 120 |
| Figura 4.21 Confronto tra le portate d'aria calcolate e quelle insufflate – <i>Modello teorico – scenario invernale modulo 3</i> .  | 122 |
| Figura 4.22 Confronto tra le portate d'aria calcolate e quelle insufflate – <i>Modello reale – scenario invernale modulo 3</i> .  | 123 |
| Figura 4.23 Confronto tra le portate d'aria calcolate e quelle insufflate – <i>Modello teorico – scenario invernale modulo 4</i> .  | 125 |
| Figura 4.24 Confronto tra le portate d'aria calcolate e quelle insufflate – <i>Modello reale – scenario invernale modulo 4</i> .  | 127 |
| Figura 4.25 Schermata turbocompressori modulo 3 su SCADA.   | 129 |
| Figura 4.26 Schermata turbocompressori modulo 4 su SCADA.   | 130 |
| Figura 4.27 Grado di apertura valvola a farfalla sulla condotta di mandata dei turbocompressori in tutti gli scenari analizzati.  | 131 |
| Figura 4.28 Curva caratteristica tipica per una valvola a farfalla.   | 132 |
| Figura 4.29 Portata d'aria insufflata nelle settimane della campagna di misura estiva ed invernale nei moduli 3 e 4. In rosso la portata d'aria massima per singolo turbocompressore. | 134 |
| Figura 4.30 Portate d'aria richieste risultanti dal modello di calcolo “reale” - <i>Modulo 3</i> .  | 135 |
| Figura 4.31 Portate d'aria richieste risultanti dal modello di calcolo “reale” - <i>Modulo 4</i> .  | 135 |



## Indice delle tabelle

|  |    |
|--|----|
| Tabella 1.1 Caratteristiche del comparto di denitrificazione. ....   | 6  |
| Tabella 1.2 Caratteristiche del comparto di ossidazione/nitrificazione<br>( <a href="http://www.smatorino.it">http://www.smatorino.it</a> )..... | 7  |
| Tabella 2.1 Consumi energetici per macro-categorie di utenze dell'impianto di Castiglione<br>T.se (De Nardo C., 2013). ....                      | 19 |
| Tabella 2.2 Rendimento elettrico dei turbocompressori dell'impianto Smat di Castiglione T.se<br>(De Nardo C., 2013). ....                        | 22 |
| Tabella 2.3 Consumo di ossigeno per unità di energia elettrica di Castiglione T.se (De Nardo<br>C., 2013). ....                                  | 22 |
| Tabella 2.4 Indici di consumo specifici dell'impianto di Castiglione T.se (De Nardo C., 2013).<br>.....  | 23 |
| Tabella 2.5 Confronto tra gli indici di consumo specifici (De Nardo C., 2013). ....  | 23 |
| Tabella 2.6 Confronto indici di consumo (Di Rosa A., 2017). ....   | 26 |
| Tabella 2.7 Variazione percentuale fra valori DO acquisiti da SCADA e valori campionati (Di<br>Rosa A., 2017). ....                              | 28 |
| Tabella 2.8 Variazione percentuale fra valori DO acquisiti da SCADA e valori campionati (Di<br>Rosa A., 2017). ....                              | 29 |
| Tabella 2.9 Portate d'aria necessarie ed effettive – <i>sessione estiva modulo 3</i> (Di Rosa A.,<br>2017). ....                                 | 29 |
| Tabella 2.10 Portate d'aria necessarie ed effettive - <i>sessione estiva modulo 4</i> (Di Rosa A.,<br>2017). ....                                | 30 |
| Tabella 2.11 Portate d'aria necessarie ed effettive - <i>sessione invernale modulo 3</i> (Di Rosa A.,<br>2017). ....                             | 30 |
| Tabella 2.12 Portate d'aria necessarie ed effettive – <i>sessione invernale modulo 4</i> (Di Rosa A.,<br>2017). ....                             | 30 |
| Tabella 3.1 Limiti di emissione per gli impianti di acque reflue urbane (Dlgs. 152/2006). ....   | 36 |
| Tabella 3.2 Limiti di emissione per gli impianti di acque reflue urbane recapitanti in aree<br>sensibili (Dlgs. 152/2006). ....                  | 36 |
| Tabella 3.3 Limiti normativi allo scarico (Dlgs. 152/2006) (Dainotto A. et al., 2012). ....  | 58 |
| Tabella 3.4 Parametri di processo per simulazione comparto biologico (modificato da<br>Dainotto A. et al., 2012). ....                           | 59 |
| Tabella 3.5 Confronto tra controllo con PID autonomo e sistema a portata d'aria costante<br>(Dainotto A. et al., 2012). ....                     | 60 |
| Tabella 3.6 Regole fuzzy per il controllore 2 (Dainotto A. et al., 2012). ....   | 61 |
| Tabella 3.7 Performance del sistema master/slave con il PID autonomo e il sistema a circuito<br>aperto (Dainotto A. et al., 2012). ....          | 62 |
| Tabella 3.8 Regole fuzzy per il controllo degli NO <sub>x</sub> nella vasca anossica (Dainotto A. et al.,<br>2012). ....                         | 63 |
| Tabella 3.9 Confronto tra le performance dei controllori 3a e 3b rispetto al caso di circuito<br>aperto (Dainotto A. et al., 2012). ....         | 64 |
| Tabella 3.10 Regolazione dell'aerazione a step per l'impianto di Castiglione Torinese (De<br>Nardo C., 2013). ....                               | 70 |
| Tabella 3.11 Metodi di determinazione dei parametri di qualità delle acque (fonte laboratorio<br>Smat). ....                                     | 76 |
| Tabella 3.12 Parametri in ingresso per calcolo dei carichi. ....   | 86 |
| Tabella 3.13 Calcolo del carico organico. ....   | 86 |
| Tabella 3.14 Coefficienti di respirazione utilizzati. ....   | 88 |
| Tabella 3.15 Interpolazione delle curve del SOTE dei diffusori nell'impianto di Castiglione<br>T.se. ....  | 92 |

|  |     |
|--|-----|
| Tabella 3.16 Valori della costante di Henry relativi all'ossigeno in acqua distillata, a diverse temperature (Bonomo L., 2008).....  | 95  |
| Tabella 4.1 Variazione percentuale dei valori di ossigeno disciolto disponibili sul sistema di telecontrollo SCADA rispetto ai valori misurati con sonda portatile e rispetto ai valori istantanei letti dall'acquisitore della sonda a bordo vasca (SCADA <i>ist</i> ). ..... | 112 |
| Tabella 4.2 Variazione percentuale dei valori di ammoniaca disponibili sul sistema di controllo SCADA rispetto ai risultati delle analisi di laboratorio e rispetto ai valori istantanei letti dall'acquisitore della sonda a bordo vasca (SCADA <i>ist</i> ). .....           | 115 |
| Tabella 4.3 Rese di abbattimento percentuali della sostanza organica e dell'ammoniaca nelle vasche di ossidazione dei moduli analizzati.....   | 116 |
| Tabella 4.4 Carico organico e biomassa complessivi per modulo - <i>Scenario estivo modulo 3</i> . .....  | 117 |
| Tabella 4.5 Applicazione del modello teorico nello <i>scenario estivo – modulo 3 AM</i> .....  | 117 |
| Tabella 4.6 Applicazione del modello teorico nello <i>scenario estivo – modulo 3 PM</i> .....  | 118 |
| Tabella 4.7 Applicazione del modello reale nello <i>scenario estivo – modulo 3 AM</i> .....  | 119 |
| Tabella 4.8 Applicazione del modello reale nello <i>scenario estivo – modulo 3 PM</i> .....  | 119 |
| Tabella 4.9 Carico organico e biomassa complessivi per modulo - <i>Scenario invernale modulo 3</i> . .....   | 120 |
| Tabella 4.10 Applicazione del modello teorico nello <i>scenario invernale– modulo 3 AM</i> .....   | 121 |
| Tabella 4.11 Applicazione del modello teorico nello <i>scenario invernale – modulo 3 PM</i> ....   | 121 |
| Tabella 4.12 Applicazione del modello reale nello <i>scenario invernale– modulo 3 AM</i> . .....   | 122 |
| Tabella 4.13 Applicazione del modello reale nello <i>scenario invernale– modulo 3 PM</i> . .....   | 123 |
| Tabella 4.14 Carico organico e biomassa complessivi per modulo - <i>Scenario invernale modulo 4</i> . .....  | 124 |
| Tabella 4.15 Applicazione del modello teorico nello <i>scenario invernale – modulo 4 AM</i> ....   | 124 |
| Tabella 4.16 Applicazione del modello teorico nello <i>scenario invernale – modulo 4 PM</i> ....   | 125 |
| Tabella 4.17 Applicazione del modello reale nello <i>scenario invernale – modulo 4 AM</i> . .....  | 126 |
| Tabella 4.18 Applicazione del modello reale nello <i>scenario invernale – modulo 4 PM</i> . .....  | 126 |
| Tabella 4.19 Percentuali di variazione medie mattutine e pomeridiane delle portate d'aria insufflate rispetto alle portate d'aria richieste dalla biomassa. ....   | 127 |
| Tabella 4.20 Percentuali medie di apertura delle valvole di mandata dei compressori. ....  | 132 |
| Tabella 4.21 Portate d'aria medie insufflate nelle settimane di campionamento nei due moduli e differenze percentuali. ....  | 133 |
| Tabella 4.22 Determinazione del numero di aeratori funzionanti nella vasca 3015B del modulo 3.....   | 138 |
| Tabella 4.23 Determinazione del numero di aeratori funzionanti nel semi-modulo CA 4008/4016.....   | 138 |
| Tabella 4.24 Variazione della portata d'aria richiesta in funzione della temperatura del refluo. <i>Scenario invernale modulo 3 - giorno 28/11</i> . .....   | 139 |
| Tabella 4.25 Variazione della portata d'aria in funzione del fattore $\alpha$ . <i>Scenario invernale modulo 3 - giorno 28/11</i> . .....  | 140 |
| Tabella 4.26 Variazione della portata d'aria in funzione dello Standard Oxygen Transfer Efficiency (SOTE). <i>Scenario invernale modulo 3 - giorno 28/11</i> . .....   | 141 |
| Tabella 4.27 Variazione della portata d'aria necessaria in funzione della portata per singolo diffusore $Q_{diff}$ . <i>Scenario invernale modulo 3</i> . .....  | 141 |
| Tabella 4.28 Variazione della portata d'aria necessaria in funzione dei parametri $\alpha$ e SOTE. <i>Scenario invernale modulo 3 AM</i> . .....   | 142 |
| Tabella 4.29 Variazione della portata d'aria necessaria in funzione dei parametri $\alpha$ e SOTE. <i>Scenario invernale modulo 3 PM</i> . .....   | 142 |