



Ricerca di Sistema elettrico

## Sviluppo di sistemi e metodologie per la gestione efficiente della risorsa idrica e del rifiuto organico in una smart city

M. Canditelli, C. Cellamare, M. Ferraris, A. Giuliano, P. G. Landolfo,  
L. Luccarini, D. Mattioli, F. Musmeci, L. Petta, G. Sabia.

VILUPPO DI SISTEMI E METODOLOGIE PER LA GESTIONE EFFICIENTE DELLA RISORSA IDRICA E DEL  
RIFIUTO ORGANICO IN UNA SMART CITY

M. Cauditelli, C. Cellamare, M. Ferraris, A. Giuliano, P. G. Landolfo, L. Luccarini, D. Mattioli, F. Musmeci,  
L. Petta, G. P. Sabia.

Settembre 2018

Report Ricerca di Sistema Elettrico

Accordo di Programma Ministero dello Sviluppo Economico - ENEA

Piano Annuale di Realizzazione 2017

Area: Efficienza energetica e risparmio di energia negli usi finali elettrici e interazione con altri vettori energetici

Progetto: D.6 Sviluppo di un modello integrato di smart district urbano

Obiettivo: Gestione sostenibile e circolare dell'ambiente urbano

Responsabile del Progetto: Claudia Meloni, ENEA

# Indice

SOMMARIO.....	4
1 INTRODUZIONE.....	5
2 DESCRIZIONE DELLE ATTIVITÀ SVOLTE E RISULTATI.....	7
2.1 UTILIZZO DI SISTEMI DI SMART METERING DEI CONSUMI IDRICI PER IL CONTENIMENTO DELLE PERDITE IDRICHE.....	7
2.1.1 <i>Sviluppo di una metodologia per l'identificazione delle perdite idriche a livello di utenza.</i> .....	7
2.1.2 <i>Caratterizzazione dello stato di perdita idrica a livello di distretto a partire dalle misure dei consumi idrici a livello di utenza.</i> .....	8
2.1.3 <i>Analisi di sensibilità, al variare del numero e tipo di utenti monitorati, della procedura per la caratterizzazione dello stato di perdita idrica a livello di distretto.</i> .....	8
2.2 SISTEMI DI EARLY WARNING E DI REAL TIME CONTROL PER LA GESTIONE INTELLIGENTE DEI SISTEMI DI DRENAGGIO URBANO .....	10
2.3 EFFICIENZA ENERGETICA NEGLI IMPIANTI DI TRATTAMENTO DELLE ACQUE REFLUE .....	14
2.3.1 <i>Modelli dei processi depurativi e dei consumi energetici.</i> .....	14
2.3.2 <i>Misure di efficientamento energetico</i> .....	15
2.3.3 <i>Principali risultati ottenuti</i> .....	17
2.3.4 <i>Impianto di trattamento dei reflui civili-industriali ID-2</i> .....	18
2.3.5 <i>Impianto di trattamento dei reflui civili-industriali, ID-1</i> .....	39
2.3.6 <i>Rilevanza dei risparmi energetici conseguibili</i> .....	53
2.3.7 <i>Installazione del sistema di controllo automatico brevettato su un impianto reale.</i> .....	53
2.3.8 <i>Architettura della piattaforma SmartWater.</i> .....	63
2.4 REALIZZAZIONE E VERIFICA DI UN SISTEMA A RETE PER IL COMPOSTAGGIO A PICCOLA SCALA .....	64
2.4.1 <i>Campagna sperimentale di trattamento della frazione organica con compostiera elettromeccanica</i> .....	65
2.4.2 <i>Sistema di monitoraggio e controllo "Compostino"</i> .....	75
2.4.3 <i>Modello in scala di un compostatore elettromeccanico per divulgazione e formazione</i> .....	88
2.4.4 <i>Sviluppo di un Prototipo multi-sensore per il monitoraggio della maturazione del compost in cumulo</i> .....	90
2.4.5 <i>Considerazioni finali</i> .....	94
3 CONCLUSIONI.....	95
4 RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI .....	96
5 APPENDICI.....	98
5.1 APPENDICE 1 - METODOLOGIA DI CALCOLO DEI CONSUMI ENERGETICI DELLE COMPONENTI ELETTROMECCANICHE. ....	98
5.2 APPENDICE 2: MONITORAGGIO PARAMETRI ESEGUITO NELLA COMPOSTIERA ELETTROMECCANICA .....	104
5.3 APPENDICE 3: MONITORAGGIO PARAMETRI NEL CUMULO IN MATURAZIONE .....	107

## Sommario

Il lavoro svolto rappresenta la seconda fase di una serie di attività, il cui obiettivo finale consiste nello sviluppo di un sistema integrato di monitoraggio e diagnostica in tempo reale per la gestione efficiente della risorsa idrica (Smart Water) e del rifiuto organico (Smart Waste).

La soluzione studiata per la risorsa idrica a livello urbano o di distretto, si fonda sulla realizzazione di un sistema di monitoraggio ed analisi dei dati relativi all'intero ciclo delle acque, da implementare all'interno di una piattaforma ICT ("SMART\_WATER") e da associare alla piattaforma ICT di livello superiore ("SMART\_CITY"). Il termine "Smart Water" si riferisce alle infrastrutture del servizio idrico integrato per la distribuzione dell'acqua potabile, la raccolta e collettamento delle acque reflue e delle acque meteoriche ed il loro trattamento e smaltimento finale.

Per ciò che concerne la *distribuzione idrica*, partendo dall'analisi dei consumi idrici compiuta nell'annualità precedente e dalle informazioni relative alla domanda in tempo reale, sono stati elaborati strumenti e strategie per una gestione intelligente della rete idrica ed elettrica. In particolare, basandosi sull'utilizzo delle informazioni derivabili dai sistemi di smart metering dei consumi idrici, si è proceduto con lo sviluppo di metodologie per il contenimento delle perdite idriche, sia a livello di singolo utente sia a livello di distretto idrico urbano.

Per ciò che concerne la *gestione delle acque meteoriche*, sono state predisposte delle linee guida per i sistemi di drenaggio urbano, che consentono di definire le modalità di realizzazione di un sistema di Early Warning e di Real Time Control, definendone requisiti tecnici e strumentazione necessaria. Le linee guida riportano anche le procedure di gestione e controllo sviluppate attraverso codici di calcolo open source e sono state applicate su un caso reale di sistema fognario.

Sul versante della *gestione delle acque reflue*, ci si è focalizzati sulla valutazione dei vantaggi derivanti dalla introduzione di misure di efficientamento energetico e sulla possibilità di generazione locale di energia elettrica, a seguito di una più idonea gestione dei fanghi di supero e della possibile integrazione con la gestione della frazione organica dei rifiuti municipali. E' stato possibile valutare l'impatto delle specifiche misure identificate sulla riduzione dei consumi energetici in impianti reali, verificando la possibilità di realizzare in futuro lo Zero Energy Plant. Inoltre è stato testato in piena scala un sistema per la gestione intelligente e il controllo automatizzato degli impianti di depurazione che consente significativi risparmi nei consumi elettrici.

Relativamente alla *gestione del rifiuto organico*, sono proseguite le campagne di sperimentazione per la predisposizione del sistema a rete per il compostaggio a piccola scala. Esse sono state finalizzate a ottimizzare sia i parametri di riferimento per il sistema di controllo e monitoraggio sviluppato "compostino", quali temperatura, umidità, respirazione, produzione di metano, sia a ottimizzare i dati di processo in relazione alla minimizzazione dei consumi elettrici. Per valutazioni più indicative, è stata fatta una stima di mercato dei compostatori elettromeccanici, basata sui bandi regionali e in relazione a questi, sono stati stimati i risparmi energetici che si potrebbero ottenere adottando il sistema di gestione intelligente. In parallelo è stato sviluppato un prototipo multi-sensore per il monitoraggio delle fasi di maturazione del compost in cumulo. Il sistema, con livello TRL tra il 7 e 8, permette il monitoraggio in continuo dei parametri durante le fasi di processo del compostaggio.

## 1 Introduzione

L'analisi dei dati effettuata nel PAR 2016 ha confermato che in Italia è necessario intervenire con urgenza sui servizi idrici apportando modifiche infrastrutturali e gestionali mirate al miglioramento dell'efficienza funzionale ed all'ottimizzazione dei consumi elettrici.

In ambito residenziale, partendo dall'analisi dei consumi idrici compiuta nell'annualità precedente e dalle informazioni relative alla domanda in tempo reale, sono stati elaborati strumenti e strategie per una gestione intelligente della rete idrica ed elettrica da parte dei gestori. In questa annualità, sempre in stretta collaborazione con l'Università di Ferrara, si è proceduto con lo sviluppo di metodologie per il contenimento delle perdite idriche sia a livello di singolo utente sia a livello di distretto idrico urbano basate sull'utilizzo delle informazioni derivabili da sistemi di *smart metering* dei consumi idrici. E' stata sviluppata una metodologia per l'identificazione delle perdite idriche a livello di utenza. Si è caratterizzato lo stato di perdita idrica a livello di distretto a partire dalle misure dei consumi idrici a livello di utenza. E' stata inoltre effettuata una analisi di sensibilità rispetto al numero e tipo di utenti monitorati della procedura per la caratterizzazione dello stato di perdita idrica a livello di distretto. I risultati conseguiti sono riassunti nella sezione 2.1 del presente documento e sono descritti in dettaglio nel Report RdS/PAR2017/071.

Nell'ambito della gestione ottimale delle acque fognarie e meteoriche, le attività svolte in collaborazione con l'Università di Bologna, hanno portato alla predisposizione di linee guida, che consentono di definire le modalità di realizzazione di un sistema di Early Warning e di Real Time Control per i sistemi di drenaggio urbano, definendone requisiti e strumentazione necessaria; sono state definite delle linee guida inerenti le migliori strategie di gestione delle acque meteoriche in ambito urbano anche in relazione al contesto territoriale, attraverso l'adozione di soluzioni del tipo "Nature Based Solutions"; sono state implementate, attraverso l'uso di codici di calcolo open source, procedure di gestione e controllo applicandole ad un caso di sistema fognario reale. I risultati ottenuti sono riassunti nella sezione 2.2 del presente documento e sono descritti in dettaglio nel Report RdS/PAR2017/70.

Per quanto concerne il settore depurativo, ci si è focalizzati sulla valutazione di possibili scenari d'intervento e dei vantaggi derivanti dall'introduzione di misure di efficientamento energetico presso impianti di depurazione reali a piena scala e sulla possibilità di generazione locale di energia elettrica, a seguito di una migliorata gestione dei fanghi di supero e della possibile integrazione degli stessi con la gestione della frazione organica dei rifiuti municipali. In collaborazione con l'Università di Parma (Cfr. Report RdS/PAR2017/072), sono stati integrati i modelli dei processi depurativi di impianti reali, con l'aggiunta della linea di trattamento fanghi, ed è stata condotta una analisi di dettaglio dei bilanci energetici. Sulla base di questi è stato possibile condurre una valutazione, su base modellistica, dell'impatto di specifiche misure di riduzione dei consumi, identificate e valutate nell'ottica dell'implementazione dei cosiddetti Zero Energy Plants. Relativamente al trattamento depurativo dei reflui, inoltre, è stato completato il test in piena scala di un sistema per la gestione intelligente e il controllo automatizzato di processo in un impianto di depurazione che consente di conseguire significativi risparmi nei consumi elettrici. I risultati ottenuti sono descritti in dettaglio nella sezione 2.3 del presente documento.

Relativamente alla gestione del rifiuto organico, le attività progettuali del PAR2017, hanno proseguito la sperimentazione sulle specifiche tecniche di processo per la predisposizione e avvio del sistema a rete per il compostaggio a piccola scala all'interno di un modello di smart district. E' stata ottimizzata la metodologia di processo dei compostatori elettromeccanici con l'avvio della campagna sperimentale 2017 -18 per la verifica dei parametri di riferimento nelle diverse fasi di trattamento del materiale in ingresso alle macchine (temperatura, umidità, respirazione, produzione di metano etc.) tramite il sistema di controllo e monitoraggio sviluppato. Questa fase è stata finalizzata alla minimizzazione dei consumi elettrici in quanto le macchine se non sono gestite in maniera ottimale, richiedono maggiori consumi elettrici per il continuo funzionamento dei sistemi di riscaldamento per avviare il processo aerobico del materiale organico in entrata. E' stato verificato e tarato il prototipo sviluppato nel 2016 denominato "compostino" per il sistema di monitoraggio e controllo a basso costo che è basato sulla piattaforma Arduino e sulla relativa sensoristica per: temperatura, umidità, gas in aria, e valutare i dati tecnici in relazione alla ottimizzazione dei consumi elettrici. In parallelo con Enea il Dipartimento DIBAF dell'Università la Tuscia ha sviluppato un prototipo multi-sensore ad un livello TRL tra il 7 e 8 per il monitoraggio delle fasi di maturazione del compost in cumulo attraverso l'acquisizione dei parametri essenziali per la valutazione del processo (Cfr. Report RdS/PAR2017/073). E' stato inoltre sviluppato un simulatore del processo di compostaggio e del sistema di

monitoraggio e controllo proposto per informazione e formazione per le utenze. Tale sistema comprende un modello di compostaggio e un Sistema Esperto di gestione intelligente. E' stata elaborata una ipotesi sull'evoluzione del mercato ed è stato realizzato un modello in scala di un compostatore elettromeccanico da utilizzare in attività di divulgazione e formazione presso utenze esterne quali scuole, manifestazioni, operatori pubblici e privati. I risultati ottenuti sono descritti in dettaglio nella sezione 2.4 del presente documento.

## 2 Descrizione delle attività svolte e risultati

### 2.1 *Utilizzo di sistemi di smart metering dei consumi idrici per il contenimento delle perdite idriche*

Le crescenti pressioni esercitate dal continuo aumento della richiesta idrica e dalla contemporanea riduzione della disponibilità d'acqua rendono indispensabile l'adozione di tecnologie innovative per una gestione ottimizzata della risorsa idrica. A tal proposito, l'utilizzo di sistemi di smart metering dei consumi idrici gioca un ruolo chiave e costituisce l'effettiva opportunità per individuare e contenere le perdite idriche sia a livello di distretto idraulico che a livello di singola utenza. Infatti, permettendo il rilevamento, a elevata risoluzione spazio-temporale, delle informazioni di consumo idrico, la loro archiviazione ed elaborazione, consente al gestore della generica Water Utility (WU) di ottimizzare la conduzione delle reti idriche di propria competenza e di indurre gli utenti ad acquisire comportamenti virtuosi e a evitare inutili sprechi dovuti a perdite interne alle proprie abitazioni.

Le attività del PAR 2017 svolte con l'Università di Ferrara, Dipartimento di Ingegneria hanno avuto i seguenti tre obiettivi principali:

- 1) lo sviluppo di una metodologia per l'identificazione delle perdite idriche a livello di utenza,
- 2) la caratterizzazione dello stato di perdita idrica a livello di distretto idrico (DMA) a partire dalle misure dei consumi idrici a livello di utenza,
- 3) l'analisi di sensibilità, al variare del numero e tipo di utenti monitorati, della procedura per la caratterizzazione dello stato di perdita idrica a livello di distretto.

Nel seguito per obiettivo si fornisce una breve descrizione e analisi dei risultati raggiunti mentre per i risultati dettagliati si può fare riferimento al Report RdS/PAR2017/071.

#### 2.1.1 *Sviluppo di una metodologia per l'identificazione delle perdite idriche a livello di utenza.*

Negli ultimi decenni, il problema delle perdite idriche è stato affrontato principalmente a livello di infrastrutture idrauliche con l'obiettivo di colmare carenze strutturali, gestionali e di manutenzione dei sistemi di approvvigionamento idrico. Per contro, il problema delle fughe d'acqua interne alle utenze, dovute a incuria o al cattivo stato degli impianti idraulici, è una questione ancora troppo spesso sottovalutata. Tuttavia, le perdite idriche a valle dei contatori d'utenza, se valutate individualmente, possono rappresentare una quantità irrisoria ma, considerate collettivamente e sul lungo periodo, rappresentano la dispersione di un notevole volume d'acqua. Attualmente, tale tipologia di spreco viene individuata dagli utenti principalmente qualora le fughe d'acqua siano notevolmente visibili, data l'incapacità dei tradizionali dispositivi di misura di fornire un segnale di allarme in caso di presenza di perdite idriche interne alle utenze. Tuttavia, di recente, grazie agli sviluppi offerti dal settore dell'Information Communication Technology (ICT), i gestori delle WU pongono il loro interesse nei più moderni smart meter. Tali dispositivi, avvalendosi di opportune infrastrutture, sono in grado di comunicare a distanza, i dati di lettura, consentendo un monitoraggio in tempo reale dei consumi idrici ad elevata risoluzione temporale. In altre parole, i sistemi di smart metering consentono di restituire utili informazioni agli utenti finali che, oltre a feedback relativi all'andamento di consumo dell'utenza e/o a suggerimenti in merito a pratiche personalizzate di risparmio idrico, potrebbero consistere in un segnale di allarme per notificare la probabile presenza di una fuga d'acqua. A tal fine le infrastrutture di smart metering potrebbero prevedere al loro interno l'implementazione di un algoritmo pragmatico per l'identificazione della presenza di perdita basata sulle serie temporali dei consumi delle utenze. In particolare, la metodologia che si vuole proporre considera che l'andamento dei consumi idrici residenziali solitamente presenta nell'arco della giornata momenti in cui si ha una maggior richiesta alternati a momenti in cui il consumo diminuisce. Per contro la presenza di una fuga d'acqua determina una portata continua in ingresso all'utenza e che non si annulla mai durante l'intera giornata. La metodologia proposta valuta quindi la presenza/assenza di perdite idriche all'interno della generica utenza controllando se durante le ore notturne, ovvero nell'arco dell'intera giornata, non vi è alcun consumo. Per valutare l'accuratezza di tale metodologia sono state impiegate le informazioni di consumo idrico a passo orario delle utenze appartenenti al distretto idrico di Gorino Ferrarese, acquisite per mezzo di

un sistema di smart metering. I risultati numerici conseguiti hanno evidenziato come la metodologia consentirebbe, con un'accuratezza superiore al 90%, di identificare le perdite idriche all'interno delle utenze residenziali, sia valutando il non annullamento della portata oraria durante le ore di minimo consumo, sia compiendo la valutazione nell'arco delle 24 ore giornaliere. L'algoritmo proposto, permettendo di notificare, direttamente all'utente, la presenza di probabili fughe d'acqua all'interno della propria abitazione, consentirebbe di ridurre la richiesta idrica domestica, limitando al contempo i consumi energetici connessi con tutti i processi acquedottistici, imprescindibili per recapitare l'acqua fino al punto di consegna agli utenti.

### 2.1.2 Caratterizzazione dello stato di perdita idrica a livello di distretto a partire dalle misure dei consumi idrici a livello di utenza.

Il contenimento delle perdite idriche a livello di DMA rappresenta una delle strategie più funzionali per garantire il progressivo sviluppo e messa in sicurezza delle infrastrutture odierne, molto spesso vetuste e caratterizzate da profonde carenze strutturali. A tal fine, negli ultimi decenni, nella letteratura tecnico-scientifica sono state proposte diverse tecniche mirate a valutare l'efficienza dei sistemi di distribuzione tra le quali si distingue il metodo del Bilancio Idrico (BI). Con particolare riferimento allo schema metodologico standardizzato introdotto dalla Water Loss Task Force dell'International Water Association (IWA), il BI consente di valutare i volumi d'acqua non fatturati, sulla base della corretta definizione dei volumi d'acqua immessi in rete e dei consumi autorizzati e fatturati. Lo stesso standard metodologico prevede anche l'adozione di indicatori per misurare l'efficienza delle reti e l'efficacia delle attività di gestione quali UARL (Unavoidable Annual Real Losses in L/die) e ILI (Infrastructure Leakage Index). Il primo indica il livello minimo di perdita reale tecnicamente raggiungibile per beneficiare di un'infrastruttura ben gestita e in buone condizioni; il secondo rappresenta un valido indicatore delle performance di un dato sistema di distribuzione. Attualmente, tali indicatori, così come i volumi d'acqua non fatturati, sono generalmente stimati solo su lunghi orizzonti temporali, essendo la conoscenza della richiesta idrica delle utenze funzione della programmazione delle letture dei contatori d'acqua, servizio solitamente svolto dal gestore quadrimestralmente ovvero semestralmente. Tuttavia, grazie al successo riscosso dai sistemi di smart metering è possibile rilevare in tempo reale anche i consumi di tutte le utenze appartenenti a un determinato DMA. Pertanto, monitorando attraverso i più innovativi sistemi di tipo SCADA (Supervisory Control And Data Acquisition) le portate in ingresso e in uscita da un dato DMA, nonché i livelli di eventuali serbatoi presenti all'interno dell'area monitorata e, combinando tali informazioni con l'andamento nel tempo delle richieste idriche di tutte le utenze appartenenti alla stessa area, il BI potrebbe essere chiuso anche su brevi orizzonti temporali. Al contempo, potrebbero essere stimati con maggior frequenza anche gli indicatori per la valutazione delle performance del sistema di distribuzione, permettendo ai gestori, a seconda delle criticità evidenziate, di pianificare con continuità temporale, le azioni di ricerca e di mitigazione delle perdite di rete ovvero di mantenere costantemente sotto controllo la dispersione idrica all'interno del generico distretto. Per valutare i benefici che deriverebbero dall'implementazione del BI ad elevata risoluzione temporale, sono stati riportati le elaborazioni ottenute applicando la procedura al caso studio reale di Gorino Ferrarese. In particolare, dall'analisi delle elaborazioni conseguite è emerso come la metodologia proposta rappresenterebbe, per il gestore, uno strumento in grado di quantificare costantemente i volumi d'acqua non fatturati, ovvero le perdite presenti nella rete di distribuzione, e di generare maggior consapevolezza in merito all'efficienza delle attività di gestione e manutenzione eventualmente realizzate.

### 2.1.3 Analisi di sensibilità, al variare del numero e tipo di utenti monitorati, della procedura per la caratterizzazione dello stato di perdita idrica a livello di distretto.

Come introdotto precedentemente, grazie alla possibilità offerta dai sistemi di smart metering di chiudere, con elevata accuratezza, il BI a elevata risoluzione temporale, il generico gestore potrebbe ottimizzare la pianificazione degli interventi nella rete idrica con continuità temporale. Tuttavia, bisogna tener conto che, potrebbero verificarsi situazioni in cui il BI non potrebbe essere chiuso perfettamente a causa dell'assenza di comunicazione da parte delle infrastrutture di smart metering o più semplicemente di un guasto degli smart meter. In queste circostanze, si presenta comunque la necessità di stimare correttamente i consumi del distretto sulla base del monitoraggio dei consumi idrici di solo una parte delle utenze del distretto stesso. Inoltre, è significativo osservare che sebbene i sistemi di smart metering dei consumi idrici si stiano decisamente diffondendo, i gestori devono operativamente affrontare il problema di sostituire migliaia di contatori, operazione che comporta ingenti investimenti economici. Un gestore di una grande rete di

distribuzione idrica, al servizio di migliaia di utenze e costituita da decine o centinaia di DMA non può quindi pensare di effettuare simultaneamente la sostituzione di tutti i contatori delle utenze, ma si trova nelle condizioni di pianificare delle vere e proprie campagne di sostituzione. In questa circostanza, per il generico gestore potrebbe essere interessante comprendere se a parità di investimento e numero di contatori da sostituire conviene, procedere alla sostituzione di tutti i contatori di un distretto o sostituirne la metà, ma in due distretti. In altre parole si pone il problema di capire se con una frazione di contatori monitorati in tempo reale sia possibile stimare il corrispondente consumo complessivo di distretto con sufficiente precisione. Per valutare tale possibilità, sono stati sviluppati diversi metodi, ciascuno costituito da due fasi successive: una prima fase in cui vengono selezionate le utenze da monitorare, una seconda fase in cui viene eseguita la stima del consumo totale del distretto a partire dalla sola conoscenza del consumo misurato in tempo reale delle utenze selezionate. In particolare, la fase selezione delle utenze da monitorare potrebbe avvalersi delle informazioni tipicamente in possesso del gestore quali la tipologia di utenza e i volumi contabilizzati nell'anno/anni precedenti. Pertanto, fissata la percentuale di utenze da monitorare, la fase di selezione potrebbe contemplare o la mera scelta casuale delle utenze, ovvero potrebbe avvenire sulla base delle utenze che nell'anno precedente hanno consumato di più, sia distinguendo tra tipologie di utenze, sia senza tener conto della tipologia di utenze considerata. Invece, la fase di stima del consumo orario dell'intero distretto potrebbe essere condotta amplificando il consumo dell'insieme delle utenze monitorate per un fattore amplificativo ottenuto dal rapporto tra la richiesta idrica annua contabilizzata negli anni precedenti del totale delle utenze del DMA e quella delle sole utenze selezionate. Alternativamente, la stima del consumo orario del totale delle utenze potrebbe essere calcolata sommando al consumo dell'insieme delle utenze monitorate la portata media oraria dell'insieme delle utenze non selezionate calcolata a partire dai volumi fatturati nell'anno precedente e modulata per appositi coefficienti orari. Per valutare la bontà delle ricostruzioni che si otterrebbero dall'implementazione di tali metodologie, sono state utilizzate le serie temporali a passo orario dei consumi idrici delle utenze di Gorino Ferrarese. In particolare, la valutazione dell'errore che si commetterebbe, stimando il consumo della totalità delle utenze con ciascuna delle metodologie proposte, è stata condotta al variare del numero di utenze selezionate, calcolando l'errore medio assoluto percentuale (MAPE), sia relativo alla stima dell'andamento nel tempo della portata oraria dell'insieme delle utenze, sia relativo alla stima dell'andamento nel tempo del volume richiesto giornalmente dalle stesse. I risultati conseguiti evidenziano che la selezione condotta sulla base di un'informazione strettamente connessa con le utenze, quale il volume contabilizzato annuo, consentirebbe di ridurre significativamente l'errore che si commetterebbe sulla stima del consumo dell'insieme delle utenze rispetto alla scelta casuale, sia se la scelta avvenisse all'interno dell'intero pool, sia se prevedesse la distinzione tra tipologie di utenze diverse. Inoltre, l'analisi dei valori assunti dal MAPE sulla stima della portata oraria (ovvero del volume richiesto giornalmente) mostra che, fissata la percentuale di utenze da monitorare e, a parità del criterio adottato per la fase selettiva, i criteri di stima permetterebbero di conseguire risultati sostanzialmente equiparabili. In ogni caso è stato possibile verificare che, a partire da un monitoraggio in tempo reale dei consumi di una parte delle utenze appartenenti a un distretto, è possibile stimare il consumo della totalità delle utenze con un'accuratezza crescente all'aumentare del numero di utenze monitorate e che il monitoraggio di anche solo il 60% delle utenze del distretto consente di ottenere una stima del consumo complessivo del distretto in termini di portata oraria e di volume giornaliero molto accurata, essendo l'errore medio percentuale rispettivamente dell'ordine del 4% e inferiore al 2%. Chiaramente ne consegue che, applicando i metodi sviluppati, è possibile ottenere una buona stima del bilancio idrico, e quindi delle perdite a fronte del monitoraggio in tempo reale di solo una parte delle utenze del distretto, fornendo così un utile informazione al gestore per una pianificazione ottimale della campagna di sostituzione dei contatori tradizionali con smart meter.

## 2.2 Sistemi di Early Warning e di Real Time Control per la gestione intelligente dei sistemi di drenaggio urbano

I sistemi fognari mostrano sempre più frequentemente problematiche di natura idraulica, come i fenomeni di allagamento urbano, e di natura ambientale, legate all'inquinamento dei corpi idrici, ricettori delle acque meteoriche di dilavamento. Queste problematiche sono dovute principalmente alla crescente urbanizzazione, infatti dall'ultimo rapporto di ISPRA sul consumo di suolo in Italia, nel 2017 è stato consumato il 7,65% di suolo sul territorio nazionale, equivalenti a circa 23'062 km<sup>2</sup> in termini di superficie. Questo si traduce in una riduzione della permeabilità con conseguente incremento dei deflussi superficiali che dovranno essere gestiti dal sistema fognario. Altra problematica, che influisce nel mettere in crisi il sistema di drenaggio, è legata ai cambiamenti climatici e al manifestarsi sempre più di frequente di eventi pluviometrici estremi che comportano sollecitazioni spesso non gestibili dalla rete fognaria. Evidentemente l'innalzamento delle portate immesse in fognatura condiziona anche il funzionamento degli scolmatori di piena esistenti, con conseguente incremento delle sostanze inquinanti dilavate dalle superfici urbane e veicolate verso l'ambiente.

Per gestire queste problematiche di natura idraulica ed ambientale si può intervenire strutturalmente sulla rete incrementando la dimensione dei collettori esistenti oppure costruendo invasi (vasche di laminazione o di prima pioggia). Questo approccio risulta spesso molto costoso e in alcuni casi inattuabile in un tessuto urbano particolarmente denso. L'alternativa a questa soluzione mira all'ottimizzazione della rete esistente, riducendo gli interventi sulla stessa e migliorando le modalità di gestione dell'intero ciclo dell'acqua in ambito urbano, attraverso l'implementazione di un sistema di previsione degli eventi meteorici, sistema di Early Warning (EW), in combinazione con una migliore gestione della rete durante l'evento meteorico previsto, sistema di Real Time Control (RTC), che porta ad una visione del sistema fognario di tipo dinamico.

Il sistema di EW risulta essere uno strumento di fondamentale importanza nella gestione e nella prevenzione dei rischi connessi ad eventi meteorici estremi; si basa su due passaggi fondamentali: l'identificazione e il tracciamento dell'evento. In funzione delle osservazioni radar, il sistema individua le celle temporalesche, le classifica e, grazie ai dati elaborati relativi alla velocità radiale, stima la direzione di spostamento. Le celle temporalesche sono inseguite e caratterizzate da diversi parametri derivati da dati radar e satellitari quali: massimo echo, area, temperatura della nube e "vertical integrated liquid" (VIL) ossia la stima della quantità d'acqua contenuta in una colonna d'aria.

I sistemi di Early Warning sono composti da:

- stazione meteo, composta da una rete di pluviometri: questi dati possono servire per la calibrazione del campo di riflettività del radar ed ottenere così delle stime affidabili ad alta densità spaziale; inoltre servono ad ampliare il database della pluviometria del sito;
- radar: permette di determinare l'intensità e lo spostamento dell'evento; determina il vettore spostamento degli echi radar e, conoscendo la scansione temporale, il vettore velocità;
- satellite: offre la possibilità di vedere le zone non raggiungibili dal radar;
- piattaforma per la modellazione dell'evento: i dati vengono elaborati arrivando a definire il livello di rischio e le procedure da adottare;
- database: archivio digitale delle precipitazioni e degli eventi significativi relativi al sito di interesse.

L'architettura dei sistemi di Early Warning si può suddividere in tre aspetti chiave:

- conoscenza e classificazione del rischio: per questo si analizza il background della zona, gli aspetti geografici, fisici e ambientali, i database della pluviometria del sito e degli eventi significativi al fine di valutare le varie componenti per evidenziare le zone maggiormente a rischio e i possibili danni legati ad una determinata intensità di pioggia (obiettivo: definizione delle Mappe del Rischio);
- previsione in tempo reale: questo elemento si basa sul monitoraggio e sulla modellazione dei dati così ottenuti. I dati vengono simulati all'interno di un modello idraulico che definisce la risposta della rete di drenaggio all'evento meteorico previsto, definendone il livello di rischio;
- diffusione e comunicazione dello stato di allerta/allarme: diffusione dello stato di allerta e possibilità di anticipare l'evento dannoso attraverso manovre sulla rete di drenaggio al fine di contenere e limitare danni e rischi.

Una soluzione tecnologica innovativa, da abbinare al sistema di Early Warning, è quella che prevede il controllo in tempo reale (RTC) delle reti di drenaggio urbano. Queste tecniche permettono di ottimizzare in maniera dinamica la capacità d'invaso della rete di drenaggio urbano esistente attraverso l'uso di "attuatori".

Un sistema RTC può essere composto da un sistema di paratoie “intelligenti”, che durante gli eventi pluviometrici si autoregolano per ottimizzare la capacità di invaso effettiva delle condotte fognarie. L’apertura graduale delle paratoie si basa sul bilanciare le capacità di riempimento delle condotte localmente in ogni punto della rete.

Il sistema di controllo in tempo reale si compone di:

- un sensore (ad esempio un misuratore di livello o di portata) che rilevi la grandezza variabile dalla cui misura dipende la regolazione;
- un regolatore o attuatore (ad esempio una pompa, una paratoia mobile, ecc.) che sia in grado di modificare il processo idraulico che si vuole regolare;
- un'unità di controllo (controller) che manovri il regolatore in modo da ridurre la variabile di processo al valore desiderato (set-point); tale valore viene fissato a priori, nel caso di set-point costante, oppure varia durante l'evento a seconda delle informazioni che riceve dalle misure locali dei sensori;
- due trasduttori, uno che fornisce i dati misurati dal sensore all'unità di controllo, e uno che fornisce i comandi dall'unità di controllo stessa al regolatore.

Ad esempio il sensore di livello rileva l’altezza d’acqua presente nella tubazione e comunica con il meccanismo di regolazione che, in funzione dei data-set impostati, agisce sul grado di apertura e chiusura della paratoia per ottimizzare la capacità di invaso.

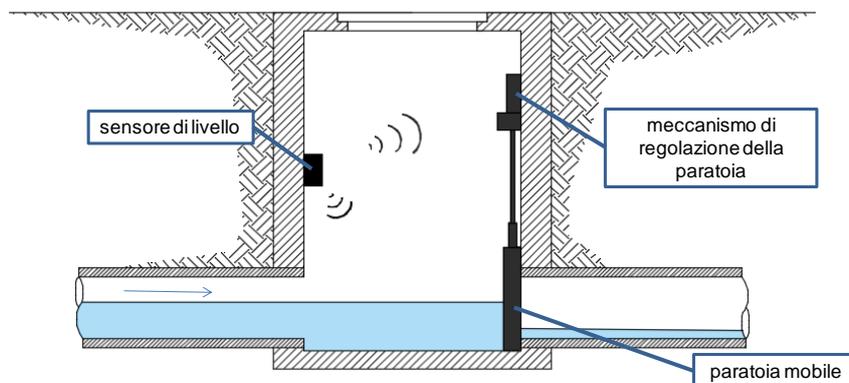


Figura 1: Schematizzazione del funzionamento di una paratoia mobile

L'implementazione del sistema RTC prevede le seguenti fasi:

1. considerazioni preliminari sul potenziale RTC (layout del sistema fognario, area drenata, capacità di invaso, strumenti e misure disponibili, simulazione dello stato attuale della rete);
2. determinazione delle funzioni obiettivo, identificazione delle variabili di processo e impostazione dei set-point (minimizzare gli sversamenti, massimizzare la capacità di invaso, ottimizzare la gestione della rete e il funzionamento dell’impianto di depurazione);
3. valutazione e validazione dei dati, confronto dei risultati con gli obiettivi prefissati (calibrazione e validazione del modello, eventuali semplificazioni del modello e implementazione delle funzioni obiettivo);
4. valutazione del modello, studio di differenti scenari con e senza RTC (definire le parti coinvolte dal sistema RTC, valutarne l’efficacia, studio degli scenari per la gestione ottimale degli obiettivi).

Una volta determinati gli obiettivi e fissati i set point, per il posizionamento degli attuatori nella rete è stato studiato un coefficiente,  $CH$ , in grado di valutare l'idoneità del singolo collettore ad adottare strategie di tipo RTC:

$$CH = \frac{W_s \cdot R}{i \cdot Q_c}$$

Dove:

$$W_s = \text{volume specifico } W_{si} = \frac{\text{Volumedelramoi-esimo}}{\text{Areaimpermeabilei-esima} \cdot \text{coefficientedideflusso}} = \frac{W_i}{A_{imp} \cdot \phi_i} \text{ [m}^3/\text{ha]}$$

$R$ = ricoprimento medio del tubo [m]

$i$ = pendenza del ramo [m/m]

$Q_c$ = rapporto tra la portata massima transitabile nella sezione e la portata che transita in condizioni di moto uniforme  $Q_c = \frac{Q_{max}}{Q_{uni}}$  [m<sup>3</sup>/s]

L' idoneità del collettore ad ospitare un sistema RTC è determinata attraverso tre soglie del parametro  $CH$ :

- $> 6 \cdot 10^5$  → sicuramente idoneo
- $2.5 \cdot 10^5 \div 6 \cdot 10^5$  → idoneo
- $< 2.5 \cdot 10^5$  → non idoneo

Dopo aver individuato i collettori idonei, si procede in modo iterativo all'inserimento di un organo regolatore, uno alla volta, partendo da valle verso monte dove si sviluppa una sottorete, e simulando ogni volta la rete modificata al fine di valutarne l'efficacia attraverso il calcolo del grado di riempimento dei collettori di monte rispetto a quello in cui si è intervenuti. La procedura messa a punto è stata applicata a un bacino a Bologna e la modellazione idraulica è stata realizzata con il software SWMM 5.1. L'RTC è stato dotato della tecnologia di controllo PID per gli attuatori grazie all'inserimento di regole di controllo basate sui tre coefficienti (proporzionale, integrativo e derivativo) opportunamente combinati tra loro al fine di non superare il set-point relativo all'85% del riempimento del singolo collettore. Nella rete fognaria di esempio adottata nel progetto e simulata, sono state inserite 7 paratoie (schematizzate nel modello con un elemento "orificio" presente in SWMM), basandosi sul parametro  $CH$  e sul procedimento iterativo descritto. Per ogni paratoia è stata impostata una regola di controllo. Per valutare l'efficacia del sistema di controllo sulla rete, sono stati realizzati 3 scenari di pioggia annuale caratterizzati da differenti distribuzioni di precipitazione e combinati su 3 diverse reti (rete originale; con controllo RTC utilizzando i PID e con controllo RTC basato sui PID e orificio di controllo nel tratto verso il depuratore per regolarne la portata).

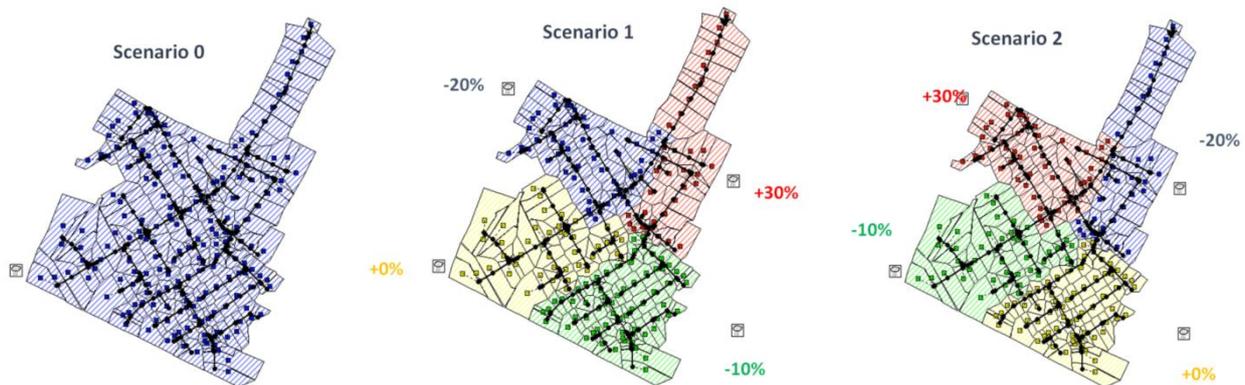


Figura 2: Scenari di pioggia analizzati

Infine è stato valutato per lo scenario 1 l'ipotesi di inserire sulla rete originale una vasca di accumulo nel tratto finale, nello specifico sono state valutate vasche con dimensioni pari a 5 m<sup>3</sup>/ha, 10 m<sup>3</sup>/ha e 20 m<sup>3</sup>/ha. Analizzando i volumi sversati si evidenzia una riduzione di volume sversato nel ricettore pari al 34% tra caso originale e con PID e pari al 2% tra originale e PID+Orifice.

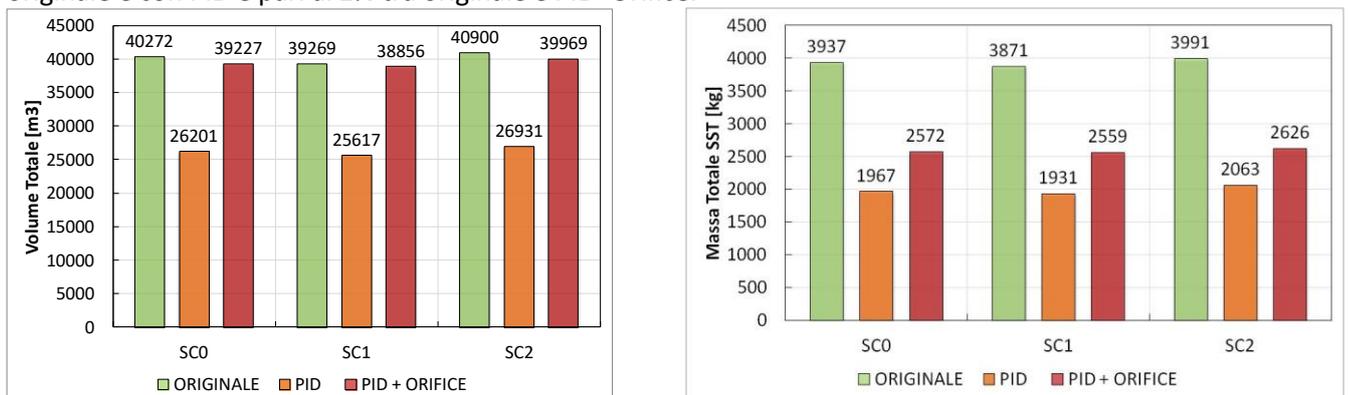
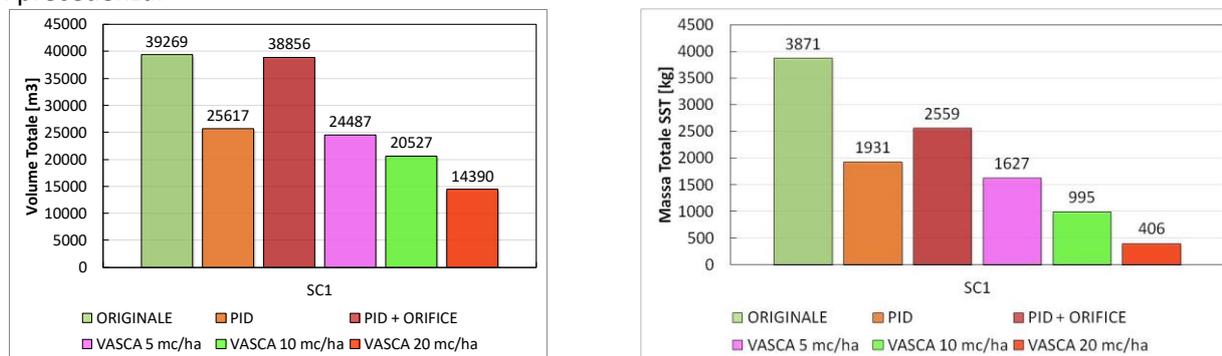


Figura 3: Grafico relativo a volume (sinistra) e massa (destra) inviati al ricettore nelle varie configurazioni

Dal grafico relativo alla massa sversata di solidi sospesi totali (SST) nel corpo idrico ricettore, (figura 4 destra), si vede il beneficio apportato dall'introduzione del sistema RTC nella rete. Nello specifico si ha una riduzione del 50% tra il caso originale e quello con controllo PID, il 34% tra rete originale e il caso con PID+Orifice, mentre tra le due tipologie di RTC c'è una differenza del 23%. La soluzione con controllo in tempo reale gestito dal controllo PID permette quindi di ottimizzare i volumi e la massa inviata al ricettore, raggiungendo così

l'obiettivo di minimizzare gli sversamenti e gli inquinanti, limitando, allo stesso tempo, il rischio di allagamento urbano grazie all'ottimizzazione della capacità di accumulo delle condotte stesse. Nell'ipotesi di voler adottare soluzioni tradizionali per la gestione delle problematiche idrauliche e ambientali affrontate in precedenza, è stata simulata la rete in oggetto prevedendo l'inserimento di vasche di laminazione di 5, 10 e 20 m<sup>3</sup>/ha per confrontarla con le soluzioni dotate di controllo in tempo reale analizzate in precedenza.



**Figura 4: grafico relativo a volume (sinistra) e massa (destra) sversati nelle differenti configurazioni analizzate per lo scenario 1**

Confrontando i risultati ottenuti per lo scenario 1 nelle differenti configurazioni simulate (rete originale, con PID, PID con orificio e con le tre differenti vasche) si può notare come il confronto tra l'utilizzo della tecnologia PID rispetto alla vasca da 5 m<sup>3</sup>/ha non sia così sfavorevole in termini di volumi e massa sversata; l'utilizzo di vasche di grandi dimensioni come quelle ipotizzate da 10 e 20 m<sup>3</sup>/ha, pari a circa 470 e 935 m<sup>3</sup> per l'area analizzata, risultano essere vantaggiose in termini di volumi e massa sversata; la sostanziale differenza tra l'utilizzo di un sistema di controllo in tempo reale e soluzioni standard, come l'inserimento di vasche di accumulo, risiede nella più facile realizzazione del sistema RTC in quanto vasche di così grandi dimensioni richiedono ampi spazi disponibili per la loro realizzazione, cosa non sempre fattibile visto il tessuto urbano particolarmente denso nelle aree urbane. Complessivamente l'introduzione di tecnologie evolute, come i sistemi di EW e di RTC, potrà portare significativi benefici alle aree urbane rendendole sempre più resilienti ai cambiamenti climatici senza dover apportare modifiche strutturali alle reti drenaggio, spesso molto costose se non addirittura irrealizzabili in aree densamente abitate.

## 2.3 Efficienza energetica negli impianti di trattamento delle acque reflue

Nella precedente annualità si è provveduto alla modellazione matematica dei processi depurativi di alcuni impianti reali ed alla determinazione dei relativi consumi energetici (e delle singole fasi di trattamento della linea trattamento liquami). L'attività è stata funzionale alla definizione di un set di indicatori di riferimento per il settore depurativo da far confluire nella piattaforma Smart Water. Nell'annualità appena terminata i modelli matematici sviluppati sono stati integrati con l'aggiunta della linea trattamento fanghi, al fine di avere una visione completa dei consumi energetici degli impianti di depurazione. Si è valutata quindi la possibilità di generazione di energia in loco, identificando strategie di gestione alternative dei fanghi di supero del trattamento depurativo. Grazie ai modelli completi sviluppati è stato possibile, inoltre, verificare gli effetti di possibili interventi implementabili in ottica di efficientamento ed ottimizzazione dei consumi energetici.

### 2.3.1 Modelli dei processi depurativi e dei consumi energetici

Per l'attività di modellazione, ENEA si è avvalsa del software BioWin sviluppato da EnviroSim. Il modello di processo biologico presente in BioWin integra cinetiche biologiche, sia relative alle popolazioni microbiche aerobiche, per la descrizione di processi quali fanghi attivi, sia anaerobiche per l'analisi dei processi di digestione anaerobica. Inoltre, il modello offre la possibilità di attivare processi di tipo chimico-fisico quali variazioni di pH e dei relativi effetti inibenti sulla componente microbica, o sulla precipitazione del fosforo. Il modello è ampiamente citato in letteratura come strumento ideale per la progettazione, l'aggiornamento e l'ottimizzazione degli impianti di trattamento delle acque reflue [1].

Tra le numerose applicazioni si possono citare:

- esame della composizione di un percolato di discarica [2];
- determinazione della capacità di impianto di acque reflue di rimuovere biologicamente il fosfato. [3];
- ottimizzazione dell'efficacia di rimozione dei nutrienti in impianto in piena scala [4];
- identificazione del miglior processo di trattamento per un nuovo effluente di un impianto di trattamento municipale [5];
- effetto dell'ottimizzazione del trattamento primario sul bilancio energetico del processo di trattamento delle acque reflue [6];
- esame delle performance e delle strategie di controllo del processo in impianto avanzato di trattamento delle acque reflue [7];
- confronto di diversi processi di trattamento secondario [8].

Le simulazioni di impianti di depurazione rappresentano un metodo efficace di confronto ed ottimizzazione delle prestazioni del processo, nonché un mezzo per identificare potenziali miglioramenti del bilancio energetico. Ai fini della costruzione del modello di simulazione, presso gli impianti sono stati raccolti dati di potenza assorbita dalle utenze più rappresentative tra cui: sistema di aerazione delle vasche di trattamento aerobico, sistemi di miscelazione, utenze meccaniche, sistemi di pompaggio, sistema di riscaldamento dei digestori, ecc.

Le due maggiori tipologie di consumi elettrici di un impianto sono usualmente rappresentate dai sistemi di aerazione e di sollevamento/pompaggio. Per la modellazione dei primi sono state definite le caratteristiche dei gruppi di alimentazione dell'aria, scegliendo il metodo di calcolo più idoneo per le specifiche macchine; in tal modo il software è in grado di valutare l'aria erogata e i requisiti di potenza delle soffianti, tenendo conto di fattori come la temperatura dell'aria in ingresso e l'umidità relativa, le perdite di pressione nel sistema di erogazione dell'aria, etc. Per quanto riguarda i sistemi di sollevamento/pompaggio, sono stati considerati il materiale dei tubi, il diametro per le perdite di carico dinamiche e l'efficienza delle pompe. In appendice 1 si presenta il metodo di calcolo impiegato da Biowin per la modellazione dei consumi energetici. Inoltre, il modello consente il calcolo della quantità di energia necessaria per riscaldare i digestori anaerobici, tenendo conto di parametri come l'efficienza della caldaia e la dispersione di calore giornaliera. Per gli impianti è stata valutata la possibilità di valorizzare il biogas prodotto nei digestori tramite, ad esempio, l'impiego di sistemi CHP per la generazione di energia elettrica con simultaneo recupero di calore. Laddove richiesto dai gestori è stato anche previsto il reimpiego del biogas in caldaia con recupero di energia termica. Sono stati presi a riferimento 3 casi studio di impianti reali, di cui 2 per il trattamento di reflui di origine prevalentemente civile ed 1 per il trattamento di reflui industriali. Ai fini della definizione dei modelli si è provveduto all'acquisizione di informazioni di dettaglio mediante sopralluoghi e successivi contatti con i gestori. I modelli implementati sono stati validati, mediante il confronto dei risultati di simulazioni (statiche

e dinamiche) con i dati reali relativi alle caratteristiche qualitative dei reflui trattati, ai quantitativi di fanghi prodotti, alla produzione di biogas ed ai consumi energetici misurati.

### 2.3.2 Misure di efficientamento energetico

L'efficientamento energetico di un impianto di depurazione richiede, innanzitutto, una dettagliata analisi della situazione sito-specifica, relativamente ai processi e tecnologie implementate ed alle modalità di gestione e conduzione. E' necessaria una particolare attenzione nello studio della comunità microbica, che si sviluppa nel comparto biologico dell'impianto che promuove, attraverso specifici processi metabolici, la rimozione dei contaminanti biodegradabili. Tali comunità risentono fortemente dell'influenza di una serie di fattori biotici e abiotici, tra cui assumono particolare rilevanza i seguenti [9]:

- caratteristiche specifiche delle acque reflue da trattare, a loro volta influenzate dalla presenza o meno di scarichi industriali e dalle caratteristiche del sistema fognario;
- caratteristiche climatiche;
- caratteristiche specifiche delle vasche biologiche, dei sedimentatori e dei metodi di aerazione e gestione dei flussi di ricircolo;
- parametri gestionali quali tempi di ritenzione idraulica e cellulare.

Tali elementi concorrono a determinare differenze significative della composizione della biomassa microbica, anche tra impianti che adottano schemi di processo e tecnologie simili, come negli impianti presi in esame nel corso del presente studio (i.e. pre-denitrificazione e nitrificazione con biomasse sospese). Solo alcune di queste peculiarità possono essere colte adottando approcci di studio basati esclusivamente sull'applicazione di modelli giacché essi ricorrono, per la descrizione del metabolismo microbico, all'uso di equazioni cinetiche ben validate per le tipiche condizioni riscontrabili in impianti di depurazione di reflui civili [37]. Ciò, da un lato richiede la verifica dei risultati delle simulazioni tramite confronto con dati monitorati in campo, dall'altro, nel caso di fenomeni non descrivibili adeguatamente tramite modellazione, determina la necessità di usare approcci alternativi con l'impiego di specifiche tecniche analitiche. Un esempio di queste tecniche di analisi, utilizzato su uno degli impianti studiati, è dato dalle tecniche respirometriche **[Errore. L'origine riferimento non è stata trovata., 14, 15]**, impiegate allo scopo di ottenere il frazionamento della sostanza organica e di misurare la biodegradabilità di specifici reflui. Tale determinazione risulta funzionale all'identificazione di possibili modalità alternative di trattamento degli stessi, ai fini di conseguire miglioramenti delle performance energetiche a livello di impianto.

Note le specificità degli impianti oggetto di analisi, inoltre, è possibile definire e valutare possibili interventi finalizzati all'efficientamento di processo ed all'ottimizzazione del bilancio energetico. Come esposto dettagliatamente nel report relativo al PAR 2016, tali misure di intervento si collocano a vari livelli di azione. Un primo livello di azione consiste nell'efficientamento delle apparecchiature elettromeccaniche dell'impianto, per fare fronte alla loro obsolescenza ovvero alla loro limitata funzionalità rispetto alle attuali condizioni operative. Nel presente lavoro, è stata simulata la sostituzione delle pompe di sollevamento, con miglioramento della classe energetica e dimensionamento adeguato alle effettive condizioni di lavoro. Sempre relativamente ai sistemi di pompaggio, è stata simulata la sostituzione delle tubazioni usurate con tubazioni nuove in acciaio inox con conseguente riduzione delle perdite di carico. Si è proceduto inoltre a simulare l'efficientamento anche di altre utenze elettromeccaniche, tra cui i sistemi di miscelazione, sia in linea acque che in linea fanghi, nonché del sistema di diffusione dell'aria nelle vasche di processo biologico tramite l'introduzione di diffusori a bolle fini che, laddove non ancora presenti, garantiscono margini sensibili di riduzione dei consumi energetici.

Un secondo livello è relativo alle modifiche di processo mirate principalmente all'ottimizzazione del processo di ossidazione biologica mediante fanghi attivi. In particolare, da un lato è stato verificato l'effetto di modifica della portata di ricircolo della miscela aerata sull'abbattimento dell'azoto, mentre dall'altro lato si è intervenuti sui sistemi di controllo dell'aerazione mediante sistemi in grado di ottimizzare la fornitura di aria/ossigeno in base alle reali esigenze, che variano in base ai carichi inquinanti influenti (soprattutto in termini di COD e ammoniaca): le opzioni considerate vanno da sistemi di regolazione dell'aerazione, prevedendo semplici soglie di ossigeno disciolto in vasca, a sistemi automatici basati su logiche di controllo e algoritmi in grado di valutare le effettive esigenze di aerazione in funzione di segnali acquisiti tramite monitoraggio in linea (tipicamente la concentrazione di ammoniaca in soluzione).

In alternativa a quanto sopra, laddove ritenuto più opportuno, è stata simulata la modifica dello schema di trattamento esistente con un processo a cicli alternati, che presenta il vantaggio di gestire i processi di

denitrificazione e nitrificazione in modo più flessibile, in funzione dei carichi da trattare e dei limiti allo scarico, conseguendo simultaneamente benefici in termini di bilancio energetico.

Dopo avere valutato i possibili interventi finalizzati all'ottimizzazione dei consumi energetici degli impianti, ci si è focalizzati sulle misure di efficientamento della linea fanghi, che hanno come principale obiettivo l'incremento della produzione di biogas e, di conseguenza, della produzione energetica dell'impianto stesso. In tale ottica, ad esempio, per alcuni impianti si è simulato l'inserimento di gruppi di cogenerazione per la valorizzazione energetica del biogas prodotto in digestione anaerobica, con produzione in loco di energia elettrica e con opportuni sistemi di recupero termico.

Il primo livello di interventi di ottimizzazione si è focalizzato sul processo di digestione anaerobica, verificando l'adeguatezza dei digestori esistenti e simulando l'eventuale effetto di un incremento della capacità volumetrica, laddove fosse necessario. In alternativa si è valutato l'effetto derivante dall'inserimento di sistemi di pre-trattamento dei fanghi destinati alla digestione con lo scopo di incrementarne il livello di biodegradabilità [10]. Tale trattamento viene applicato al flusso di fanghi secondari per l'idrolisi della sostanza organica particolata, rappresentata principalmente da cellule batteriche e residui scarsamente biodegradabili, ottenendo componenti solubili e biodegradabili. La simulazione ha valutato i potenziali impatti di questo tipo di tecnologie di pretrattamento dei fanghi sull'incremento di produzione di biogas nei digestori a valle. Si è scelto di simulare gli effetti di un processo di idrolisi termica e quello di cavitazione come esempio significativo di pretrattamento dei fanghi, ma si può ritenere che altri tipi di pretrattamento fanghi basati su diverse tecnologie, ma mirati ai medesimi obiettivi, come l'ozonizzazione, la sonicazione e l'ossidazione chimica portino a risultati sostanzialmente simili [16, 17].

Un'ulteriore tipologia di intervento valutata, per il suo notevole potenziale di incremento della produzione di biogas, è l'ottimizzazione del processo di sedimentazione primaria, che mira a ottenere una efficiente separazione dei solidi in sospensione nei reflui, a monte del processo di trattamento biologico. Il fango primario che si origina da processi di separazione prettamente fisici e non viene sottoposto a processi biologici, presenta generalmente alti livelli di putrescibilità e risulta un substrato adatto alla valorizzazione energetica in digestione anaerobica [10, 16]. La sedimentazione primaria consente anche di ridurre il carico di sostanza organica che deve essere ossidato nel trattamento biologico, riducendo di conseguenza il fabbisogno energetico per l'aerazione e migliorando complessivamente l'efficacia depurativa dell'impianto. Il carico organico rimosso in sedimentazione primaria è reso disponibile per la digestione anaerobica, aumentando così la produzione di biogas del digestore. Un fattore che limita questo tipo di applicazione è il potenziale impatto negativo sulla rimozione dell'azoto dell'impianto, dovuto al minore carico di sostanza organica biodegradabile disponibile per la denitrificazione. E' quindi necessario determinare la minima quantità di sostanza organica richiesta dal processo di denitrificazione, per dimensionare adeguatamente l'efficienza di rimozione da non superare in sedimentazione primaria.

Da ultimo, è stata valutata la possibilità di ottimizzare lo sfruttamento della eventuale capacità residua dei digestori con l'introduzione di substrati organici addizionali, da trattare in co-digestione con fanghi di supero di depurazione. Questi substrati andrebbero reperiti, per ragioni economiche e logistiche, preferibilmente nei contesti territoriali in cui gli impianti sono localizzati. Ne sono un esempio i rifiuti e i reflui provenienti da processi produttivi agro-industriali, rifiuti da cucine o anche la frazione organica dei rifiuti solidi urbani (FORSU). Per quanto concerne l'alimentazione di matrici organiche aggiuntive alle unità di digestione anaerobica, occorre tenere presente che tale opzione rende necessari alcuni adeguamenti di carattere impiantistico e di processo al fine di rendere la linea di trattamento pienamente efficiente ed operativa. Tra tali interventi, occorre menzionare innanzitutto l'adeguamento funzionale delle unità di digestione, soprattutto per quanto concerne i sistemi di miscelazione e riscaldamento che devono essere in grado di far fronte al maggior carico in ingresso ed alle maggiori concentrazioni di sostanza secca all'interno delle unità; analogamente, si rende necessaria una valutazione relativa all'opportunità di inserimento di specifiche unità di pre-trattamento delle matrici organiche aggiuntive finalizzate a garantire la loro migliore alimentazione alle unità anaerobiche ed una maggiore efficienza di conversione metanigena: a tal riguardo deve essere valutato l'inserimento di una unità di trattamento meccanico dei substrati, laddove essi dovessero pervenire allo stato grezzo (es. nel caso della FORSU, sistemi di triturazione, separazione/vagliatura ed eventuale spremitura preliminare), ovvero una unità di disgregazione e disintegrazione di substrati agroindustriali (es. sistemi di idrolisi termica, ovvero unità di cavitazione idrodinamica o ultrasonica). E' infine opportuno segnalare che l'effettiva alimentazione di sottoprodotti o rifiuti aggiuntivi alle linee fanghi degli impianti di depurazione municipali richiedono un necessario adeguamento autorizzativo degli impianti [11], al fine di

consentire l'effettiva integrazione tra il ciclo trattamento reflui ed il ciclo gestione rifiuti, aspetto che solitamente rappresenta la principale barriera per l'implementazione delle strategie precedentemente descritte.

Per ognuno degli impianti oggetto di studio, sulla base delle specificità impiantistiche e delle esigenze riportate dai gestori, sono state selezionate, tra le misure sopra descritte, quelle ritenute più idonee al conseguimento degli obiettivi di efficientamento. L'effetto delle misure individuate è stato valutato tramite modellazione ed i risultati delle simulazioni sono sintetizzati nel successivo paragrafo.

### 2.3.3 Principali risultati ottenuti

Dalle analisi è emerso che, come atteso, i due processi chiave che influenzano in modo decisivo il bilancio energetico, nel processo di trattamento delle acque reflue, sono rappresentati dall'aerazione delle vasche di ossidazione e dalla digestione anaerobica dei fanghi, essendo rispettivamente il più grande utilizzatore e la maggiore fonte di produzione di energia negli impianti di trattamento convenzionali.

In merito al processo di aerazione, come ampiamente riportato in letteratura e confermato nella presente analisi, anche una piccola riduzione percentuale nell'uso dell'energia produce effetti significativi per l'impianto nel suo complesso [16, 18, 19, 20]. Relativamente alla fase di digestione anaerobica, va segnalato che su base nazionale la produzione di biogas sta assumendo una rilevanza gestionale sempre maggiore a seguito dell'incremento dei costi energetici. I margini di ottimizzazione appaiono notevoli e l'impatto maggiore può essere ottenuto, laddove i digestori siano adeguatamente dimensionati, con l'introduzione e l'ottimizzazione della sedimentazione primaria ovvero mediante l'aggiunta di substrati organici esterni. Se invece il dimensionamento dei digestori non è adeguato, si può trarre beneficio dal ricorso a processi di idrolisi dei fanghi secondari, che consentono di raggiungere risultati simili a quelli conseguibili con un aumento del volume dei digestori.

In sintesi, le simulazioni e le elaborazioni condotte sugli impianti presi a riferimento hanno permesso di quantificare i seguenti benefici (tutte le percentuali sono calcolate con riferimento al consumo elettrico complessivo dello scenario iniziale):

- gli interventi di efficientamento dei sistemi di pompaggio, della miscelazione e delle apparecchiature elettromeccaniche hanno consentito riduzioni dei consumi elettrici del 19% (risultato conseguito sull'impianto ID-1 e particolarmente elevato per via delle notevoli inefficienze riscontrate),
- il controllo dell'aerazione, tramite introduzione di controllore basato sulla misura della concentrazione dell'ossigeno e dell'ammoniaca, ha permesso di conseguire risparmi del 21% (ID-1);
- l'introduzione del processo di trattamento a cicli alternati ha avuto come effetto una riduzione del 20% del consumo totale (ID-2);
- l'introduzione della sedimentazione primaria ha consentito un risparmio del 5% ed un incremento della produzione di energia elettrica corrispondente al 20%, per un totale del 25% sui consumi elettrici dello scenario iniziale (ID-1);
- l'introduzione di un pretrattamento dei fanghi secondari, a monte della digestione, ha consentito un incremento della produzione di energia elettrica del 3% (ID-1) e del 7% (ID-2), rispetto ai consumi iniziali di ciascun impianto;
- la codigestione dei fanghi con altre matrici organiche di rifiuto ha determinato un incremento della produzione di energia elettrica del 36% (ID-1) e del 78% (ID-2), sempre in riferimento ai consumi dei rispettivi impianti, calcolati prima degli interventi di efficientamento.

Tutti i casi studiati, con i dettagli dei risultati ottenuti sono presentati nei paragrafi seguenti.

### 2.3.4 Impianto di trattamento dei reflui civili-industriali ID-2

L'impianto di depurazione ID-2, con potenzialità di progetto di 139.000 AE, tratta attualmente acque reflue di origine civile ed industriale con carico organico e volumetrico di circa 89.200 AE. Il sistema fognario è di tipo ibrido, dotato quindi di reti fognarie nere e miste con 5 linee in ingresso poste in pressione. Le acque reflue vengono pretrattate tramite grigliatura grossolana, dissabbiatura e disoleatura in locali coperti ed aspirati per evitare maleodorazioni. A valle di tali pretrattamenti le acque vengono riunite in un torrino di ripartizione e da qui mandate ai due sedimentatori primari anch'essi coperti ed aspirati. Di questi, uno è attualmente utilizzato come accumulo/egualizzazione con carico diurno (sino a 2500 m<sup>3</sup>) e scarico notturno verso il biologico mentre il secondo tratta una portata giornaliera di circa 16.000 m<sup>3</sup> con flusso continuo al biologico. Tale comparto prevede una prima unità con schema UCT modificato (UCTM) ed in serie, due vasche parallele di uguale volumetria con compartimenti denitro-nitro. La concentrazione media di SST nelle vasche di trattamento biologico è di circa 4 Kg/m<sup>3</sup>: Dopo tali unità le acque reflue sono ripartite egualmente in 3 sedimentatori secondari, sottoposte ad un trattamento fisico (filtro a sabbia) e disinfezione con PAA e poi mandate allo scarico finale. La portata media di acque reflue in ingresso all'impianto è di circa 650 m<sup>3</sup>/h, il ricircolo della miscela aerata in testa al biologico è di circa 240 m<sup>3</sup>/h. Per la linea acque i tempi di ritenzione idraulica e cellulare sono rispettivamente di circa 1 e 14 giorni.

Il fango estratto dai sedimentatori secondari (circa 780 m<sup>3</sup>/h) viene per lo più (c.a. 99%) ricircolato nel comparto biologico mentre la quota rimanente viene mandata nuovamente in sedimentazione primaria, che accoglie quindi nel complesso tali fanghi di supero e quelli della sedimentazione primaria. I fanghi ispessiti prodotti in sedimentazione primaria ed in equalizzazione sono destinati alla linea di trattamento dedicata con portata di circa 2 m<sup>3</sup>/h. Le unità di trattamento ivi presenti consistono in un pre-ispessitore a gravità, due digestori in serie da 3.000 m<sup>3</sup>, una unità di post-ispessimento ed una fase di disidratazione finale. Il secondo digestore è dotato di linee di convogliamento per il biogas prodotto ad un gasometro di accumulo esterno, mentre il digestato va ad un post-ispessitore, coperto ed aspirato, poi viene trattato in una tavola piana vibrante ed una nastro-pressa fino ad ottenere un tenore del 20-24% di sostanza secca. Il primo digestore è riscaldato a 37°C ed il sistema di miscelazione dei fanghi avviene tramite il ricircolo del biogas prodotto. Il secondo digestore, non riscaldato, funge per lo più da vasca di accumulo e di sedimentazione a monte dei successivi trattamenti di riduzione volumetrica dei fanghi. L'impianto è dotato di una unità di desolfurazione del biogas con potenziale sfruttamento dello stesso o in caldaia per la produzione di energia termica o in cogenerazione per la produzione di energia elettrica con recupero di calore. Il biogas prodotto viene attualmente impiegato per lo più in caldaia per il riscaldamento dei digestori anaerobici ed anche di utenze terze, con la possibile gestione delle volumetrie eccedenti in cogenerazione. Le acque madri, costituite dai surnatanti derivanti dai pre e post ispessitori, dai digestori anaerobici e dalla fase di disidratazione, sono rimandate in testa impianto a monte dell'equalizzatore/sedimentatore con una portata media di circa 15 m<sup>3</sup>/h. I fanghi disidratati sono infine trasportati in un impianto di compostaggio esterno al sito e destinati al reimpiego agricolo come ammendanti. Un biofiltro consente il trattamento delle componenti odorigene presenti in flussi gassosi prelevati da varie unità impiantistiche dotate di apposita copertura.

#### **Scenario 0- Modellazione stato attuale**

Lo scenario 0 è stato modellato fedelmente secondo quanto riportato nel paragrafo precedente. Il layout è stato definito tramite il posizionamento delle unità impiantistiche secondo lo schema di flusso e, per le singole unità, sono stati inseriti i parametri richiesti dal software. In particolare si è tenuto conto della modalità di gestione dei flussi afferenti il sedimentatore primario e l'equalizzatore che, come descritto, viene caricato di giorno e nelle ore notturne serve le sezioni di trattamento secondario. L'unità con schema UCTM è stata modellata tramite il posizionamento di 4 vasche in serie considerando le rispettive volumetrie ed i livelli di regolazione del tenore di ossigeno in vasca (rispettivamente 0, 0,5, 0, 0,5 mg O<sub>2</sub>/l). A valle di tale comparto, sebbene nell'impianto reale il flusso sia suddiviso egualmente in due linee di denitrificazione e nitrificazione, la costruzione del modello è stata condotta accorpando in una le relative volumetrie e settando il tenore di ossigeno a valori nulli nel primo e a 1 mgO<sub>2</sub>/l nel secondo. Da qui il mixed liquor viene in parte ricircolato in testa al trattamento biologico e in parte mandato alla fase di sedimentazione secondaria realizzata in tre sedimentatori secondari, a cui fanno seguito le operazioni di scarico delle acque reflue trattate e quelle di ricircolo e gestione dei fanghi di supero. La linea fanghi si compone di una unità di pre-ispessimento, due digestori anaerobici in serie, una unità di post-ispessimento ed una fase di disidratazione

finale. Ai fini delle simulazioni il primo digestore è mantenuto in regime mesofilo con una temperatura di 37°C mentre per il secondo si è impostato un valore di 30°C. Il modello integra inoltre la raccolta delle acque madri risultanti dalla linea fanghi con loro reimmissione in testa impianto. Si propone di seguito il layout dell'impianto così come configurato in ambiente Biowin ai fini delle simulazioni (Fig. 5).

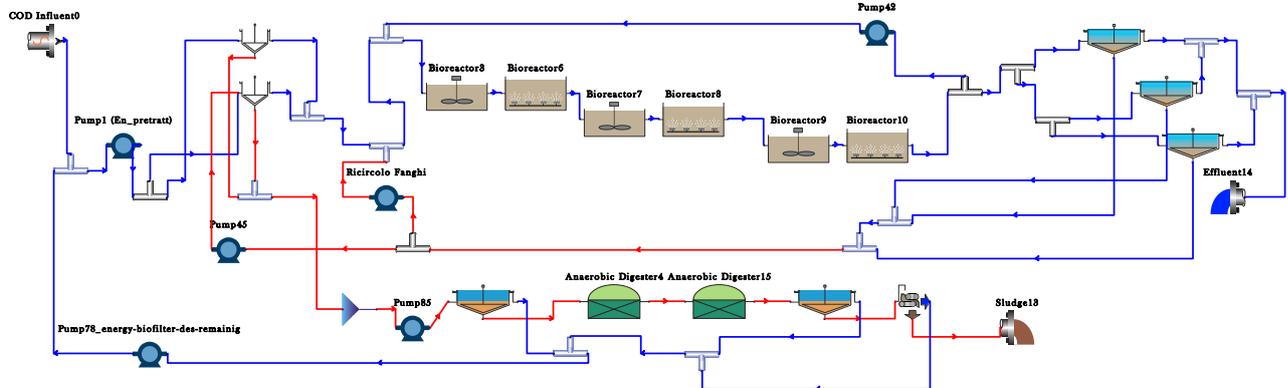


Figura 5 - Layout dell'impianto relativo allo scenario 0.

Il modello relativo allo scenario 0 è stato calibrato verificando la rispondenza dei parametri in uscita all'impianto per quanto concerne: le acque reflue trattate e mandate allo scarico finale, il quantitativo di fanghi misti, la produzione di biogas, i flussi delle acque madri di ritorno in testa impianto ed il quantitativo di fanghi prodotti sia in termini di volumetrie che di tenore di secco.

Si riportano nella tabella seguente i risultati resi dalle simulazioni (statiche e dinamiche) che vengono posti in raffronto con i dati reali di monitoraggio impianto (analisi di laboratorio 2016).

Tabella 1 Risultati delle simulazioni statiche e dinamiche e raffronto con i valori reali

	Valori reali 2016 (LAB. 2016) <i>Sim. Statica</i>	valori mod. BioWIN (affinamento) <i>Sim. Statica</i>	valori mod. BioWIN (affinamento) <i>Sim. Dinamica</i>
<b>HRT [d]</b>	0,6	<b>0,6</b>	<b>0,6</b>
<b>SRT [d]</b>	10-12	<b>11</b>	<b>11</b>
<b>TSS<sub>OUT</sub> [mg/l]</b>	7.5	<b>4,9</b>	<b>4,9±1,3</b>
<b>VSS<sub>OUT</sub> [mg/l]</b>	-	<b>3,9</b>	<b>3,9±1,0</b>
<b>COD<sub>OUT</sub> [mg/l]</b>	31	<b>26,6</b>	<b>27,9±4,1</b>
<b>Total N<sub>OUT</sub> [mg/l]</b>	17.6	<b>20.0</b>	<b>24,6±10,0</b>
<b>N-NH<sub>4</sub>OUT [mg/l]</b>	2.7	<b>1,2</b>	<b>2,7±2,9</b>
<b>N-NO<sub>3</sub>OUT [mg/l]</b>	12.5	<b>14,4</b>	<b>17,3±10,7</b>
<b>Fanghi misti in ingresso linea fanghi [m<sup>3</sup>/d]</b>	310	<b>309,7</b>	<b>308,7±6,9</b>
<b>Fanghi disidratati a soltamento [m<sup>3</sup>/d]</b>	11.5 (al 18,5% TS)	<b>10,6 (21% TS)</b>	<b>10,6± 2,0 (21,1±2,1%TS)</b>
<b>Portata acque madri da linea fanghi [m<sup>3</sup>/d]</b>	300	<b>299,1</b>	<b>299,2±57,3</b>
<b>Produzione biogas [m<sup>3</sup>/d]</b>	circa 1450 (di cui 757 in caldaia)	<b>1412 (69% CH<sub>4</sub>)</b>	<b>1254,7± 160,6</b>

I risultati inerenti le simulazioni dinamiche sono espressi anche con le relative deviazioni standard, da intendersi quali margini di variabilità associati all'andamento temporale del processo depurativo a fronte delle caratteristiche quali-quantitative dei reflui in ingresso. In tale ottica le figure di seguito riportate consentono di cogliere nell'annualità considerata l'andamento della portata influente, con i relativi carichi organici e azotati (Fig. 6, 7, 8, 9). Si evidenzia per le concentrazioni di contaminanti in ingresso la presenza di alcuni periodi, in prevalenza invernali, in cui si raggiungono dei valori massimi connessi all'intensificarsi dei cicli produttivi di alcune attività produttive presenti sul territorio quali ad esempio di macellazione. L'impianto di trattamento depurativo ID-2 risulta efficacemente performante nella rimozione di inquinanti organici mentre emergono alcune criticità per le forme azotate.

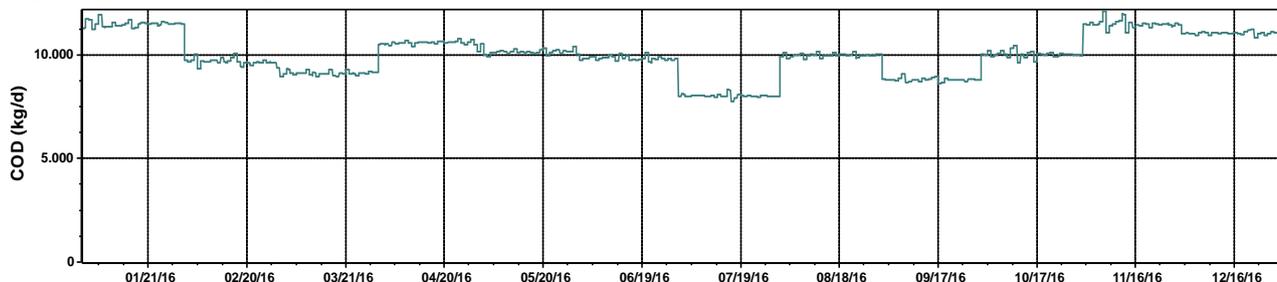


Figura 6 - Carico di COD in ingresso impianto

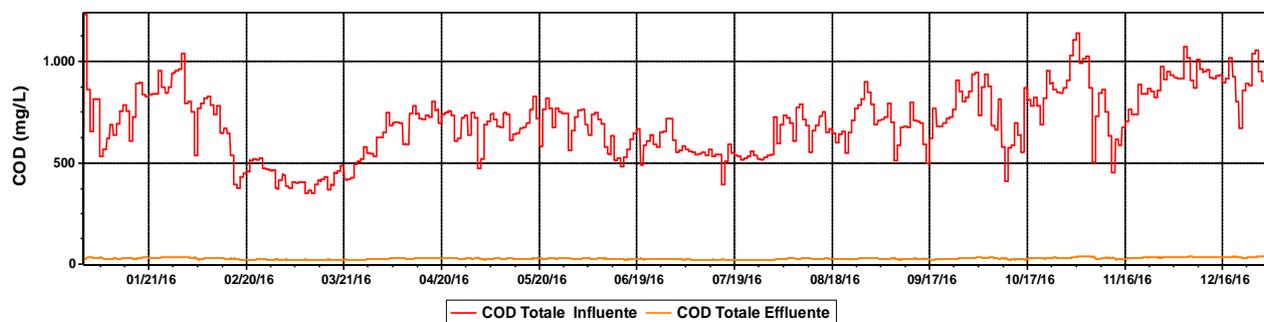


Figura 7 - Concentrazione del COD in ingresso ed uscita all'impianto.

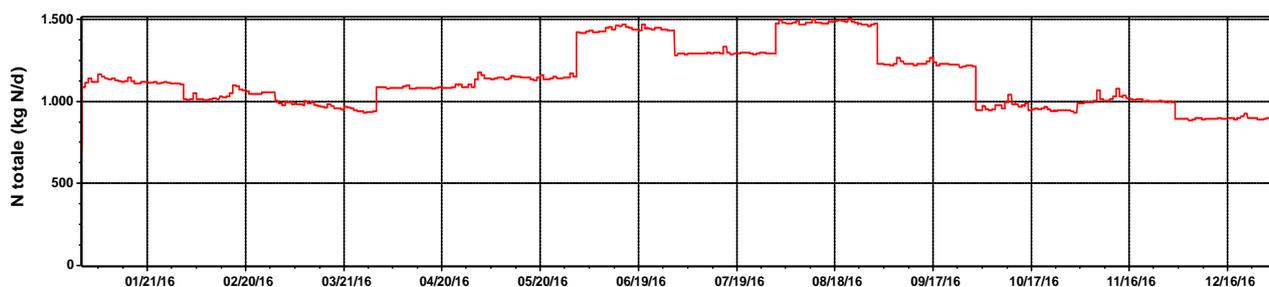


Figura 8 - Carico di N in ingresso impianto.

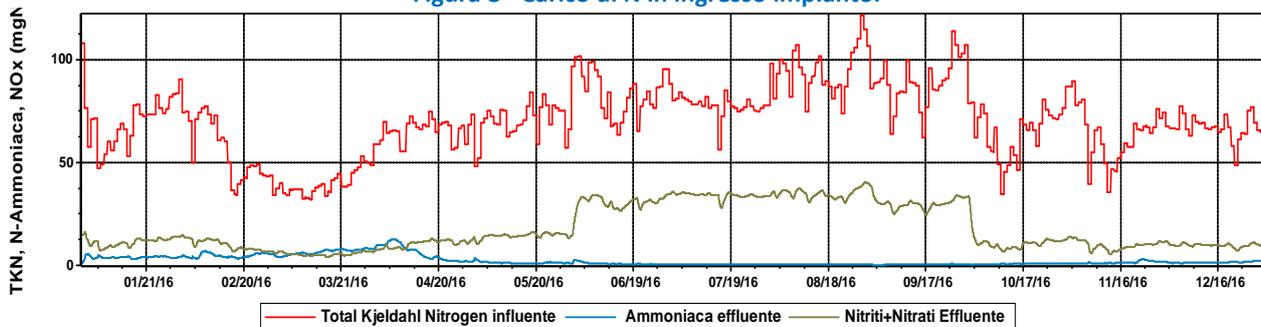
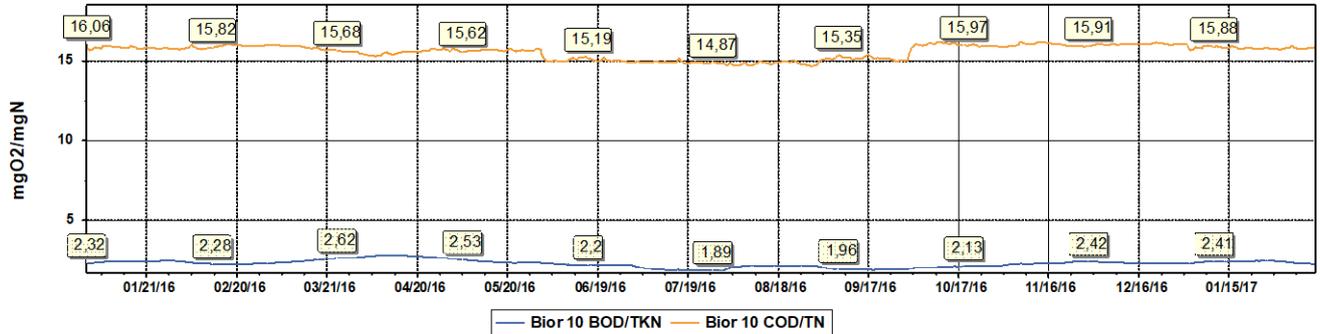
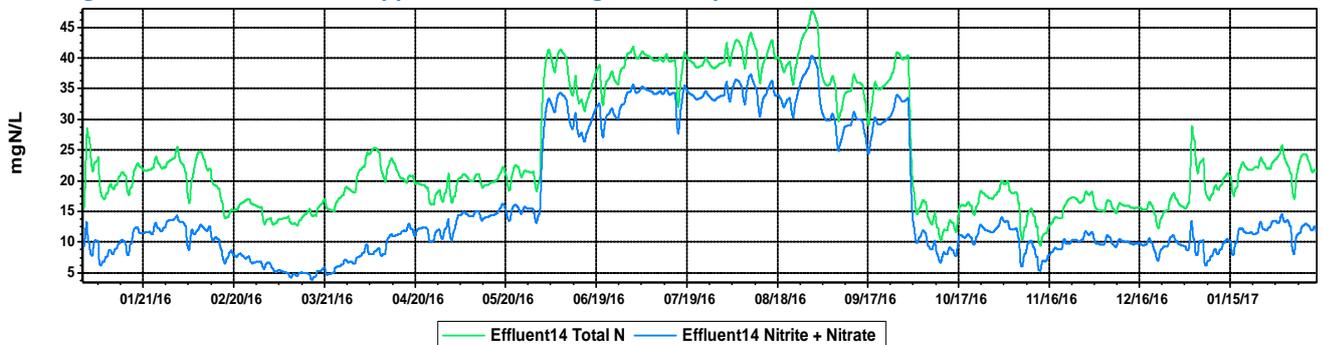


Figura 9 - Concentrazione delle forme azotate espresse come TKN, ammonio e forme ossidate combinate (nitriti e nitrati) in entrata ed in uscita impianto.

Le simulazioni effettuate mostrano come di fatto (Fig. 9, 11), in alcuni periodi dell'anno, ed in particolare da fine Giugno-inizio Luglio, il limite allo scarico di 10 mg N/l venga superato. L'analisi dei dati ha portato a verificare la coincidenza di tali condizioni con il verificarsi di sbilanciamenti tra carico organico e azotato nel comparto biologico della linea acque con conseguenti limitazioni delle attività batteriche. L'analisi dei rapporti dei BOD<sub>5</sub>:TKN e COD:TN suggerisce inibizioni sul processo di denitrificazione a cui fa seguito un incremento della concentrazione dei nitrati in uscita impianto (Fig. 11). In coincidenza del superamento dei limiti normativi allo scarico relativo all'azoto totale, il rapporto BOD<sub>5</sub>:N in vasca di ossidazione scende al di sotto di 2,5, a fronte di un rapporto ottimale per la denitrificazione di 4 (Fig 10).

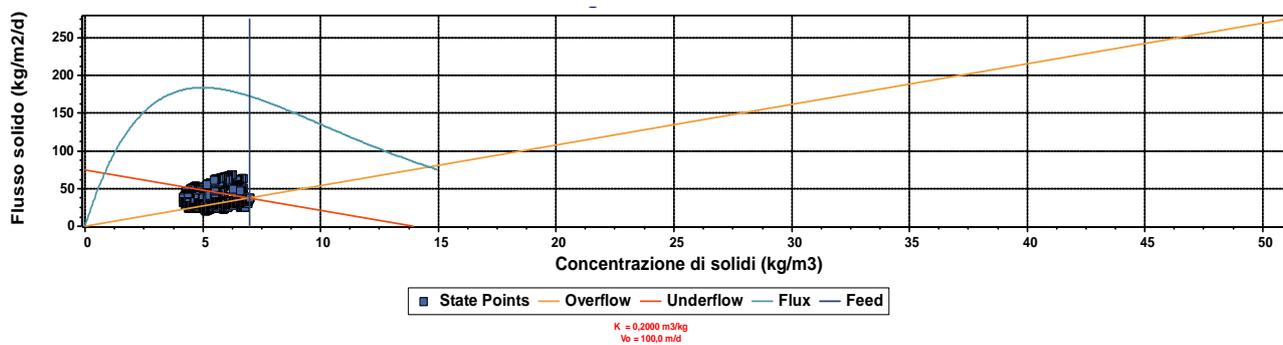


**Figura 10- Andamento del rapporto substrati organici-componenti azotate in vasca di ossidazione**



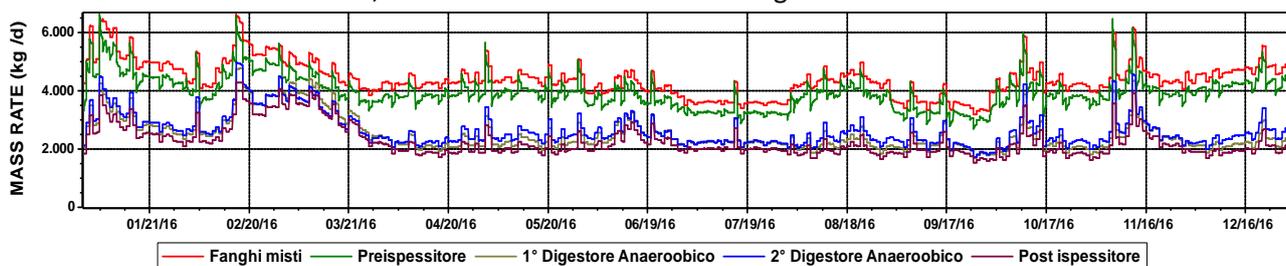
**Figura 11- Andamento delle concentrazioni di azoto espresse come azoto totale e forme ossidate in uscita all'impianto**

Per quanto concerne il comparto di sedimentazione secondaria, il corretto funzionamento dei 3 sedimentatori è stato verificato attraverso l'analisi del flusso solido. A titolo di esempio si riporta in figura 12 il diagramma di flusso solido relativo ad uno dei tre sedimentatori secondari come restituito dai tool grafici del software. Il diagramma risulta utile per verificare l'assenza di fenomeni di "wash out" di materiali solidi e un idoneo addensamento dei fanghi. Per nessuno dei tre sedimentatori si evidenziano superamenti dei flussi limite, a garanzia del buon funzionamento del comparto di sedimentazione secondaria. Di fatto i solidi sospesi totali allo scarico sono risultati nell'arco dell'annualità sempre al di sotto delle soglie stabilite dai limiti legislativi (dati non riportati). Il fango di supero estratto dai sedimentatori secondari presenta un valore medio annuale di solidi totali di  $10,3 \pm 1,5$  g/L ed un carico di  $166,1 \pm 38,6$  t TSS/d.



**Figura 12 - Diagramma di flusso solido relativo ad unno dei tre sedimentatori secondari.**

I fanghi misti convogliati in linea fanghi presentano un carico medio annuale di solidi sospesi totali pari a  $4430 \pm 612$  kg TSS/d. La figura 9 riporta l'andamento dei carichi dei TSS nelle varie unità presenti nella linea e, in particolare della quota parte dei fanghi ispessita e decurtata dalle acque rimosse negli ispessitori o dal digestato nel caso dei reattori anaerobici, che vanno a loro volta a comporre le acque madri rimandate poi in esta impianto. E' pertanto visionabile l'andamento dei carichi di solidi totali lungo la linea fanghi, la cui variazione è da associare alla riduzione di umidità promossa da processi fisici di addensamento dei fanghi negli ispessitori ed ai processi biologici di conversione del materiale biodegradabile nei digestori anaerobici, con produzione di biogas. Anche per la linea fanghi è stata verificata la rispondenza delle simulazioni con i dati reali forniti dal gestore. La produzione annuale di fanghi di supero disidratati ammonta a circa 4000 ton con un tenore di secco del 20%, coincidente con i dati forniti dal gestore.



**Figura 13 Carico dei solidi totali in uscita dalle unità della linea fanghi**

Focalizzandoci sul comparto anaerobico, i due digestori garantiscono per volumetrie e flussi in ingresso un HRT totale di 30 giorni con produzioni di biogas giornaliere pari a  $1255 \text{ m}^3$  ed un contenuto volumetrico in metano del 71%. Il carico medio di fanghi misti in entrata al primo reattore è di  $3.600 \text{ kgVSS/d}$  e la rimozione percentuale complessiva associata ai processi biologici del comparto anaerobico è pari al 44% (Fig. 14, 15). La produzione di metano risulta coerente con le rese ottenibili in impianti di depurazione da fanghi misti tipicamente nel range di  $0.6-1.1 \text{ m}^3 \text{ CH}_4$  per Kg di SSV rimossi [10]. Il quantitativo di biogas prodotto ha un potenziale energetico medio di circa  $8760 \text{ kWh/d}$  sfruttabile, nell'impianto specifico oggetto di studio, in caldaia o in cogenerazione. Il modello, per le modalità in cui è stato impostato, restituisce il consumo di gas naturale richiesto (Fig. 20) per sostenere il regime termico mesofilo del primo digestore. Considerando il potere calorifico del gas naturale ed il quantitativo medio utilizzato su base annuale (circa  $650 \text{ kg/d}$ ) risulta un fabbisogno di energia di  $6700 \text{ kWh/d}$ . Nell'ipotesi di produzione di energia termica tramite sfruttamento del biogas prodotto in caldaia, con efficienza di conversione pari al 90%, le richieste di calore per il riscaldamento del primo digestore risulterebbero soddisfatte, con un surplus termico da destinare ad altre utenze.

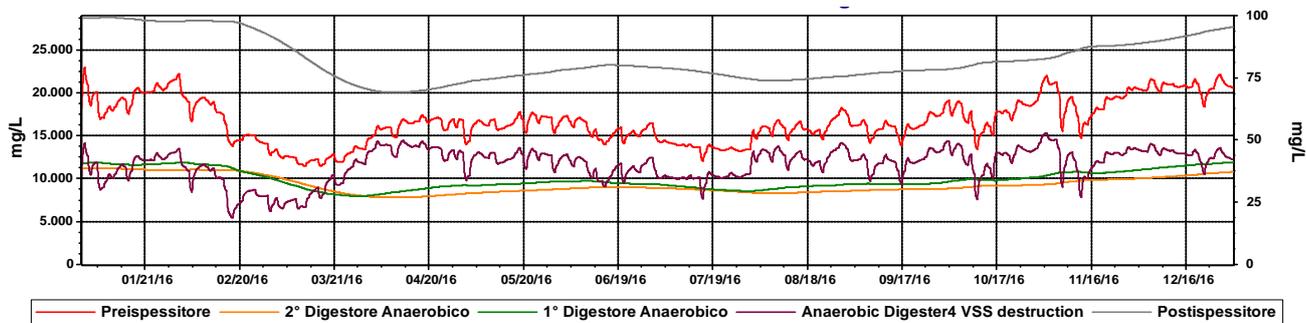


Figura 14. Andamento dei solidi sospesi nelle unità della linea fanghi

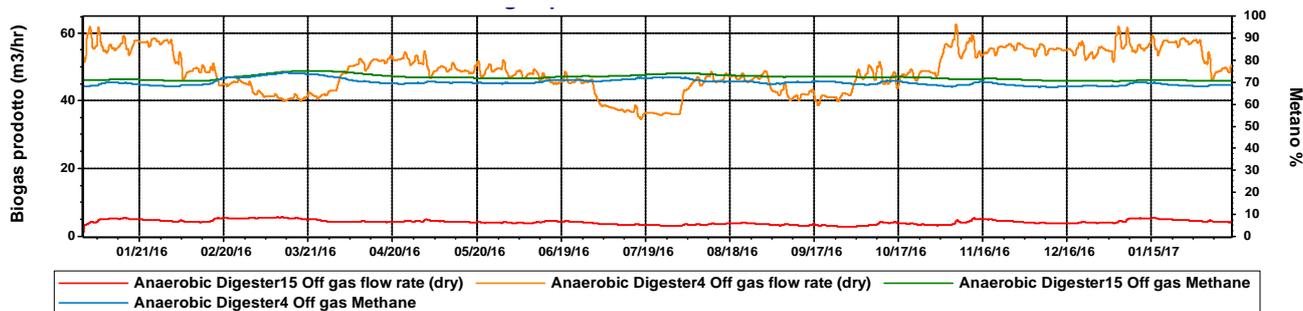


Figura 15 Produzione di biogas oraria e percentuale di metano.

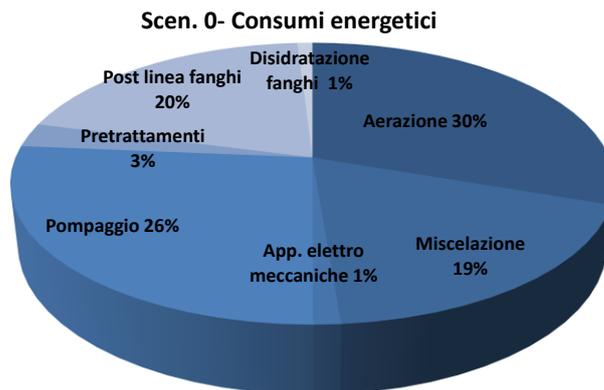


Figura 16 Quantitativo di gas naturale richiesto per il riscaldamento del primo digestore.

Per l'analisi dei consumi energetici nell'anno 2016, sono stati eseguiti ulteriori approfondimenti sulle caratteristiche delle componenti elettro-meccaniche a servizio dell'impianto, con misure dei consumi effettuate direttamente in impianto tramite l'impiego di appositi strumenti di rilevazione. Tale approccio ha permesso di ottenere una visione più dettagliata e completa delle richieste di energia elettrica nelle varie fasi di trattamento. I dati ricavati sono stati quindi inseriti nel modello inserendo, quando note, le potenze specifiche. Si è scelto poi di computare i consumi delle fasi di pretrattamento (es. griglie, coclee, classificatore, dissabbiatori, disoleatori) e delle utenze accessorie presenti a valle della linea fanghi (es. desolfurazione, circuiti riscaldamento, pompe di drenaggio, biofiltri, dosatori PAA, illuminazione), tramite l'inserimento nel layout del modello di opportuni moduli (i.e. pompe) come apparecchiature uniche equivalenti con consumi fissi. Tale accorgimento ha permesso di valorizzare tutte le informazioni raccolte e considerare nel complesso tutte le utenze a servizio dell'impianto. Le simulazioni del modello implementato sono risultate rispondenti ai consumi reali monitorati, con una media giornaliera di 6095 kWh/d ed un valore annuale di 2210 MWh/anno. La tabella 2 ed il diagramma a torta (Fig. 17) mostrano le potenze medie richieste dalle principali utenze e la distribuzione dei consumi energetici restituite dal software. I sistemi di aerazione e di pompaggio rappresentano le due maggiori tipologie di consumi elettrici dell'impianto, seguite poi da quelli relativi alla miscelazione. Escludendo i consumi dei pretrattamenti e delle unità a valle della linea fanghi (consumi "fissi"), aerazione e pompaggi coprono il 73% dei consumi complessivi.

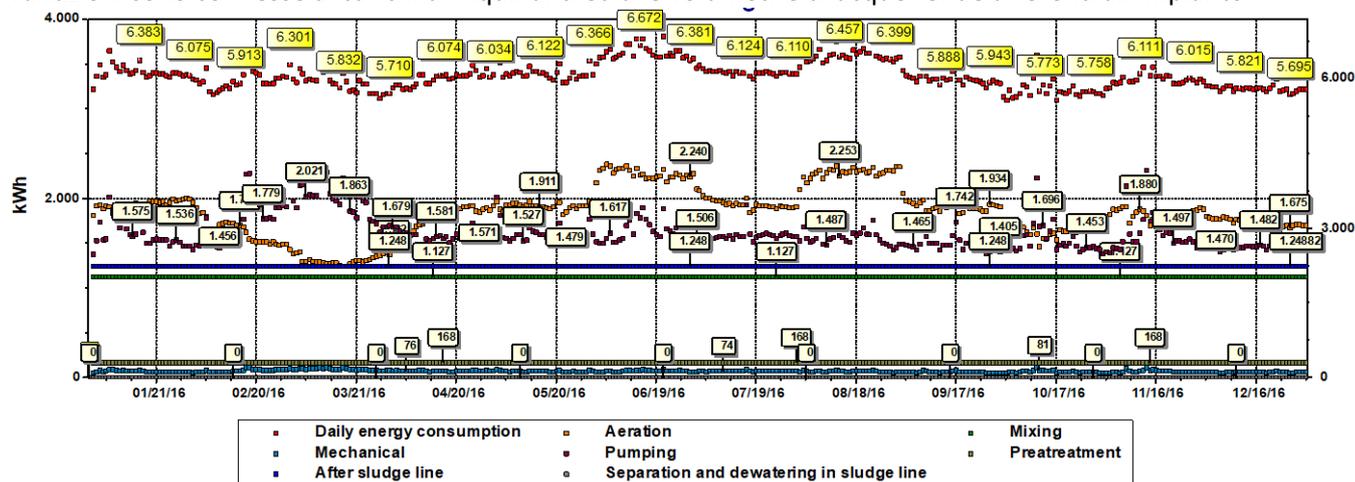
**Tabella 2- Richiesta di potenza delle principali utenze.**

	Effo
<b>Totale consumi (kW)</b>	254
<b>Aerazione</b>	77
<b>Miscelazione</b>	47
<b>App. elettro meccaniche</b>	3
<b>Pompaggio</b>	67
<b>Pretrattamenti</b>	7
<b>Post linea fanghi</b>	51
<b>Disidratazione fanghi</b>	2



**Figura 17 Distribuzione percentuale dei consumi elettrici.**

La Figura 18 mostra l'andamento temporale della richiesta di energia per le varie unità di modello, raggruppate secondo le principali utenze d'impianto. A fronte dell'andamento dei consumi energetici complessivi, è possibile monitorare le richieste energetiche delle utenze con consumi specifici, le cui variazioni sono connesse ai carichi di inquinanti ed alle volumetrie di acque reflue afferenti all'impianto.



**Figura 18 Andamento del consumo energetico complessivo e di varie categorie di utenze**

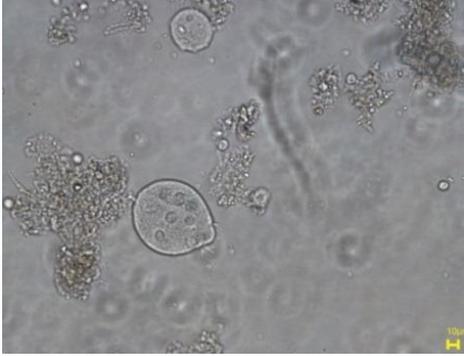
Come problematiche specifiche dell'impianto, i gestori hanno segnalato la comparsa episodica e temporanea di schiume nel comparto biologico della linea acque, con ricadute negative sui sistemi di aerazione che, in corrispondenza del fenomeno, faticano a garantire una sufficiente ossigenazione delle vasche. Tali eventi impattano significativamente sul bilancio energetico dell'impianto, vista l'importanza dell'aerazione in termini di consumi (Tab. 2, Fig. 18). Per questo motivo si è scelto, prima di valutare interventi di efficientamento, di individuare la tipologia di disfunzione, indagarne le cause e definire idonei interventi correttivi. La formazione di schiume e problemi di sedimentabilità del fango possono avere differenti cause all'origine di natura biologica ma anche di tipo chimico. Nel caso di disfunzioni biologiche tali problematiche, sono da associare ad anomalie nella macro e microstruttura dei fiocchi del fango attivo, dovuti alla proliferazione eccessiva di batteri filamentosi (bulking filamentoso), o all'escrezione da parte della biomassa di elevati livelli di sostanze extracellulari (bulking viscoso). Malfunzionamenti possono insorgere anche per la presenza di scarichi contenenti sostanze quali surfattanti e tensioattivi [25]. L'osservazione del fango attivo al microscopio può dare indicazioni utili per diagnosticare la natura delle schiume, la struttura dei fiocchi ed identificare i microrganismi predominanti. L'ENEA ha pertanto eseguito campagne di monitoraggio ed analisi su campioni di fanghi attivi e schiume prelevati dal comparto biologico. Le osservazioni di tali campioni sono state effettuate a fresco e dopo fissazione e colorazione a diversi ingrandimenti con un microscopio ottico

Jenalumar Zeiss equipaggiato con lampada fluorescente con telecamera digitale DIP e PC per l'acquisizione delle immagini. Le colorazioni utilizzate sono state:

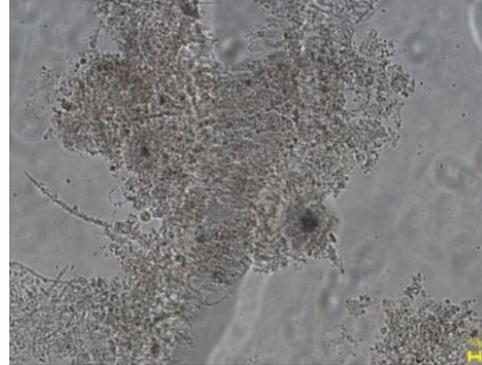
- Colorazione di Gram: distinzione tra batteri Gram + e Gram -;
- Colorazione di Neisser, che evidenzia la presenza di granuli metacromatici di polifosfati;
- Colorazione di Sudan B per le inclusioni batteriche di origine lipidica;
- Colorazione di DAPI, colorante vitale che si lega al DNA.

Il preparato fresco è stato inoltre sottoposto alla colorazione con inchiostro di china che evidenzia la presenza di aree ricche di esopolisaccaridi.

Il campione di fanghi attivi è stato osservato a fresco in campo chiaro, a basso ingrandimento, per valutare la struttura del fango, la forma dei fiocchi, la presenza di batteri filamentosi e della microfauna (Fig. 19,20).

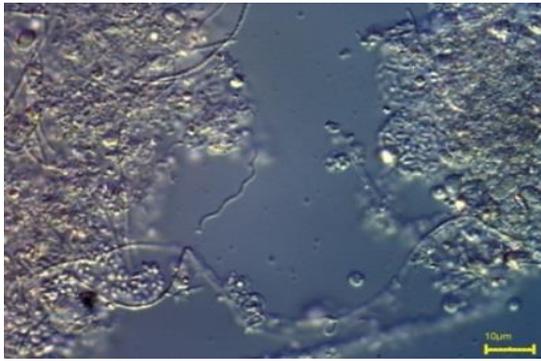


**Figura 19 Focchi di fango, con ciliati sessili, contrasto di fase, ingrandimento 250x**

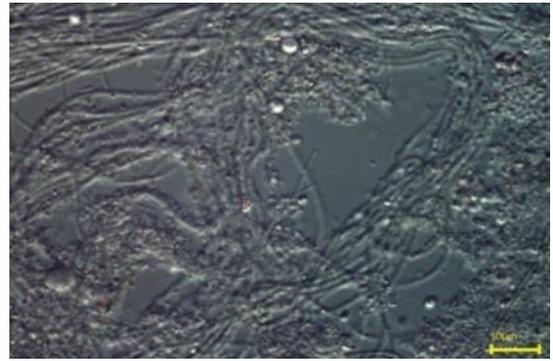


**Figura 20 Focchi di fango con batteri filamentosi, contrasto di fase, ingrandimento 250x**

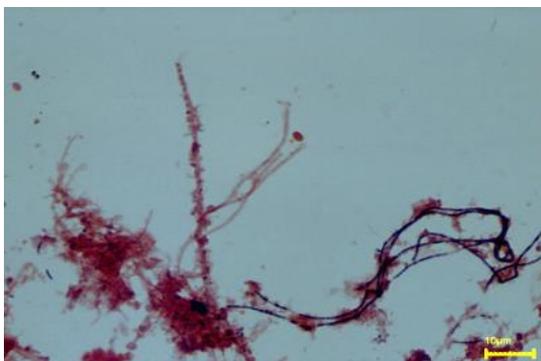
Lo stesso campione è stato osservato a maggiore ingrandimento ed in contrasto interdifferenziale (DIC), tecnica che esalta i particolari delle cellule microbiche e fornisce più elementi per l'identificazione dei microrganismi. La tecnica è stata applicata al campione fresco e dopo essiccazione e colorazione (Figure 21,22,23,24).



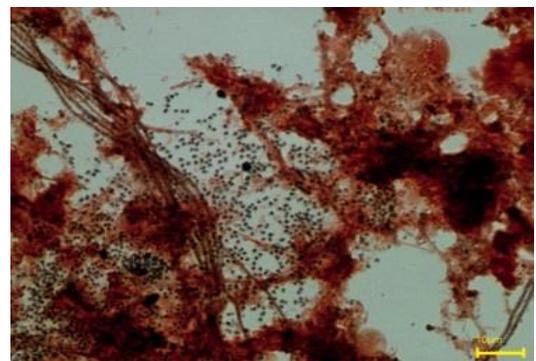
**Figura 21** Flocchi di fango con “ponti”,  
 contrasto interdifferenziale (DIC),  
 ingrandimento 1000X



**Figura 22** Flocchi di fango con predominante  
 presenza del microrganismo filamentoso  
*Microthrix parvicella*, DIC, ingrandimento  
 1000X

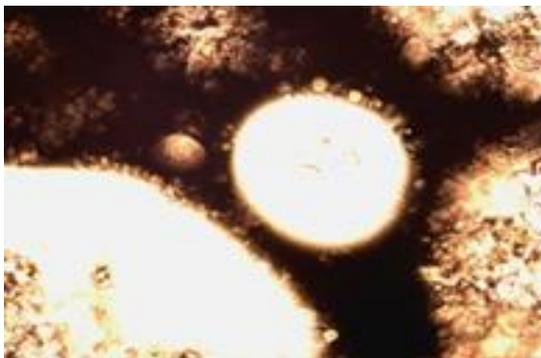


**Figura 23** Flocchi di fango con microrganismo  
 filamentoso *Microthrix parvicella*, evidenziato  
 dalla colorazione di Gram. Il microrganismo e'  
 Gram + (filamenti scuri) DIC, ingrandimento  
 1000X

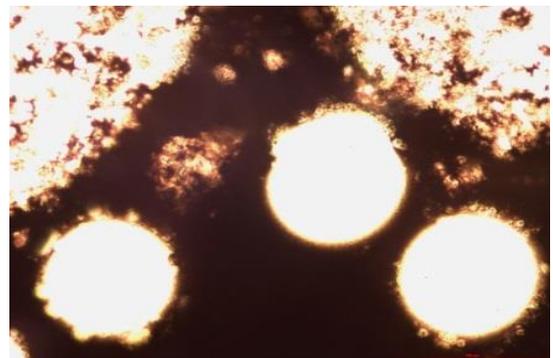


**Figura 24** Flocchi di fango con microrganismo  
 filamentoso *Microthrix parvicella*, evidenziato  
 dalla colorazione di Sudan II microrganismo  
 e' positivo alla colorazione di Sudan  
 evidenziato dai filamenti scuri. DIC,  
 ingrandimento 1000X

Sul campione di schiuma e di fango è stato eseguito il test dell'inchiostro di china (Fig. 25, 26). All'osservazione microscopica, la diffusione dell'inchiostro di china sul vetrino con il campione di fango attivo, rivelava larghe aree chiare del fiocco con bassa densità di cellule. Tale risposta è dovuta alla presenza di materiale esocellulare di origine batterica che non consente alle particelle di carbone dell'inchiostro di penetrare nel fiocco di fango attivo: questo fenomeno si verifica quando nello scarico è presente una considerevole frazione carboniosa di origine industriale, carente di nutrienti (N o P).



**Figura 25** Schiuma superficiale, sottoposta al  
 test dell'inchiostro di china, ingrandimento  
 1000x



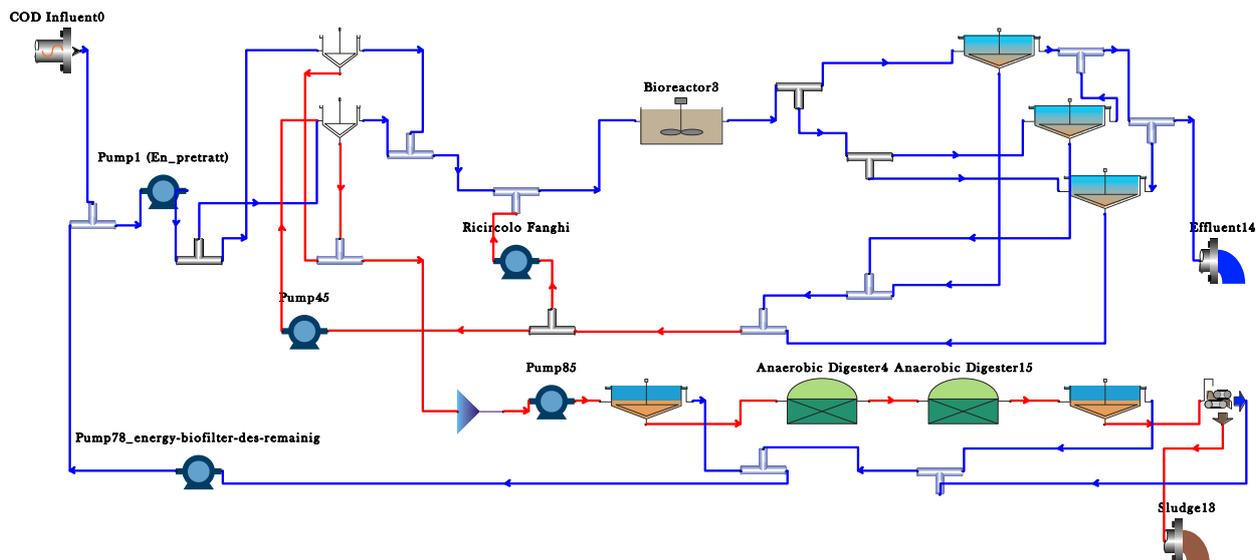
**Figura 26** Campione prelevato al di sotto della  
 schiuma (surnatante) sottoposto al test  
 dell'inchiostro di china, ingrandimento 1000x

All'osservazione microscopica, la schiuma prelevata dalla superficie del campione e sottoposta al test con inchiostro di china, ha mostrato le caratteristiche di un fango "anomalo", che presenta larghe aree chiare impermeabili alle particelle di inchiostro. Il test dell'inchiostro di china sul campione di fango campionato al di sotto della schiuma risultava più permeabile all'inchiostro di china ma non sovrapponibile ad un fiocco normale. Inoltre l'osservazione di tale campione ha evidenziato l'abbondante presenza di *Microthrix parvicella*, un microorganismo filamentoso, che trova condizioni favorevoli alla crescita in liquami ricchi di grassi e olii, adattabile a basse temperature e che può causare bulking viscoso e di foaming. Il filamento di *Microthrix parvicella* si presenta di forma irregolare, convoluto, si sviluppa all'interno del fiocco in intricati grovigli. Si tratta di un microorganismo Gram + (Fig. 24) Neisser - o, con granuli Neisser + ed inoltre è in grado di accumulare granuli di PHB (poli-idrossibutirrato) evidenziato dalla colorazione di Sudan Black (Fig. 23). Il campione di fango prelevato sotto la schiuma, si presentava con fiocchi compatti, irregolari con abbondanti filamenti e "ponti" tra i fiocchi. Inoltre dall'osservazione di più campi, si è rilevata la frequente presenza di protozoi ed in particolare di ciliati sessili (*Vorticella microstoma*) (Fig. 19), indice di condizioni ambientali critiche, carenza di ossigenazione o di effluenti di scarsa qualità. Lo studio della biomassa microbica della vasca di ossidazione ha permesso di ipotizzare che la causa della formazione di schiume nel comparto studiato, sia stata la presenza massiva di scarichi di origine industriali ricchi di componente carboniosa. Dopo un'opportuna indagine da parte del gestore è stata individuata la causa della disfunzione biologica e ciò ha permesso di modificare opportunamente le modalità di conferimento dello scarico industriale al depuratore. A distanza di tempo è stata ripetuta la caratterizzazione microscopica della biomassa microbica che ha confermato la buone caratteristiche di sedimentabilità dei fiocchi di fango attivo del comparto di ossidazione e l'assenza di disfunzioni biologiche.

Lo scenario 0 ha permesso di caratterizzare in modo puntuale lo stato del depuratore ID-2 sia dal punto di vista delle performance di processo sia dal punto di vista del bilancio energetico. Sulla base degli elementi emersi è stato possibile delineare soluzioni tecnologiche e strategie gestionali, con l'obiettivo di superare le criticità evinte ed ottimizzare il bilancio energetico. In tale ottica, tenendo conto delle specificità dell'impianto, sono stati ipotizzati possibili interventi percorribili concernenti sia modalità alternative di conduzione del ciclo di trattamento, sia ottimizzazione del comparto di digestione anaerobica al fine di incrementare la produzione di biogas da sfruttare come vettore energetico. Ciò ha consentito di definire alcuni scenari, di seguito descritti, valutare e quantificare i vantaggi conseguibili.

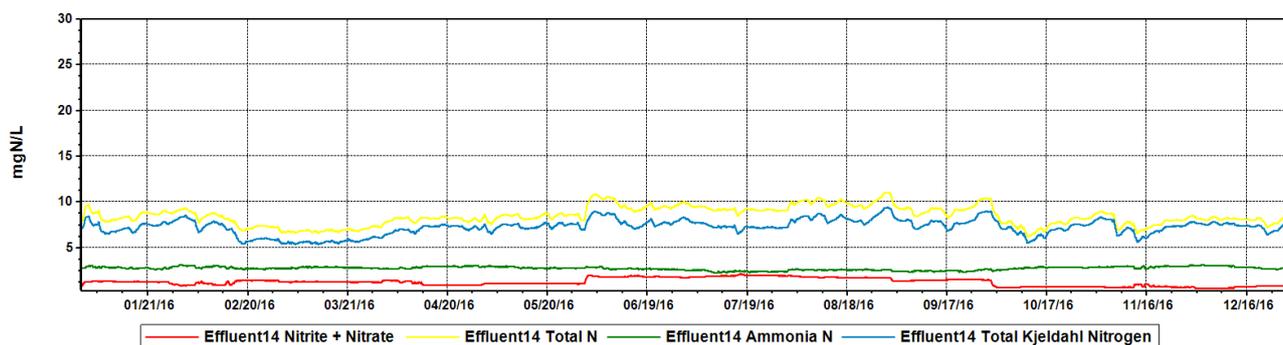
### **Scenario di efficientamento 1 (Eff.1) – Implementazione del processo a Cicli Alternati**

Lo scenario *Eff.1* propone e valuta una modifica dell'attuale configurazione impiantistica, al fine di conseguire la piena conformità con i limiti normativi dell'effluente in uscita dalla linea acque e realizzare efficientamenti del bilancio energetico complessivo. La soluzione individuata prevede l'adozione del processo a cicli alternati nel comparto biologico della linea acque, al fine di realizzare una gestione più efficace dei processi di nitrificazione e denitrificazione [26]. In tale ottica il layout del modello (Fig. 27) è stato modificato accorpando le unità del comparto biologico in un unico modulo ed inserendo un controller di tipo On/Off per regolare il tenore di ossigeno in vasca. La logica di controllo definita gestisce il sistema di aerazione con sua attivazione e disattivazione in modo tale da mantenere l'azoto ammoniacale nel range 2-4 mgN-NH<sub>4</sub>/L. Per lo scenario si considera un incremento del volume complessivo della vasca del 25% per ragioni di dimensionamento dei cicli alternati e di incremento delle potenzialità impiantistiche utilizzando volumetrie impiegabili allo scopo attualmente disponibili in impianto. Il modello è stato inoltre modificato tenendo conto che i cicli alternati non richiedono il ricircolo della miscela aerata in testa al comparto biologico in quanto tutti i processi sono condotti in un unico comparto [27].

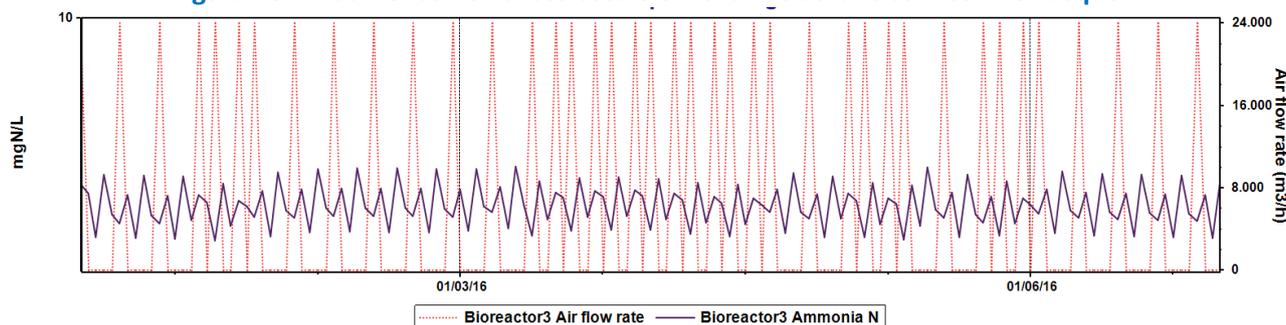


**Figura 27 Layout dello scenario Eff1.**

A valle delle simulazioni, il primo elemento di verifica è consistito nell'analisi dell'efficacia del processo a cicli alternati nella rimozione dei carichi di inquinanti azotati oltre che organici. La figura 28 mostra, come allo scarico, l'azoto totale risulta essere per tutto l'arco dell'annualità al di sotto dei 10 mg N/l. La figura 29 riporta il funzionamento ad intermittenza del sistema di aerazione che garantisce il mantenimento della concentrazione di azoto ammoniacale in vasca nel range 2-4 mg N-NH<sub>4</sub>/l.



**Figura 28. Andamento dell'azoto totale e nitriti-nitriti allo scarico linea acque.**



**Figura 29. Funzionamento del sistema di aerazione e tenore di azoto ammoniacale in vasca.**

Per quanto riguarda i fanghi misti, il quantitativo medio afferente alla linea di trattamento presenta un carico giornaliero medio simile allo scenario 0 pari a  $4660 \pm 670$  kg SST/d. Rimanendo invariate le efficienze di rimozione degli ispessitori come d'altro canto la modalità di conduzione del processo anaerobico, non si hanno differenze sostanziali in termini di produzione del quantitativo di fanghi da gestire all'uscita dell'impianto e relativo tenore di secco. Da notare che in termini percentuali sul contenuto di solidi totali il fango prodotto presenta una concentrazione media di fosforo totale superiore del 30% rispetto allo scenario

di base con valori medi di 5,2 in percentuale di fosforo sui solidi totali. Di fatto il processo a cicli alternati, con l'alternanza di fasi anossiche ed aerobiche, promuove il processo di rimozione biologica del fosforo giacché facilita la crescita e l'attività di batteri fosforo accumulanti (PAO) con accumuli dell'elemento nella biomassa sotto forma di glicogeno o di poli-idrossi-alcanoati (PHA). In virtù di tali processi si garantisce una maggiore rimozione del fosforo totale dalle acque da trattare con vantaggi derivanti dal risparmio di *chemicals* per quegli impianti che prevedono il dosaggio di coagulanti e flocculanti ai fini di rimuovere il fosforo tramite precipitazione.

Dal punto di vista energetico sono da riportare consistenti riduzioni dei consumi come immediata conseguenza della gestione ad intermittenza del sistema di aerazione e della contestuale assenza del sistema di pompaggio impiegato per il ricircolo della miscela aerata in testa al comparto biologico.

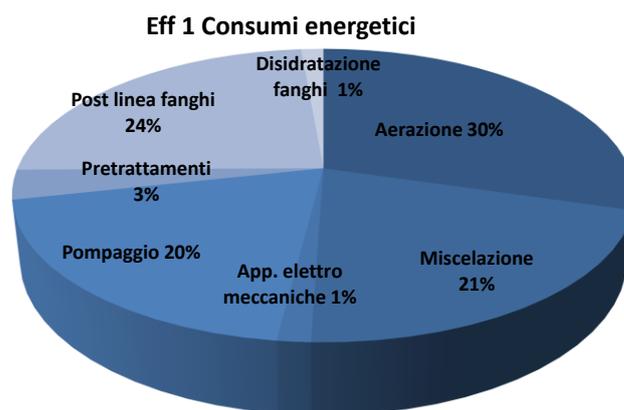
Le simulazioni restituiscono un consumo medio giornaliero di 5100 kWh/d con una richiesta energetica del sistema di aerazione e dei pompaggi rispettivamente pari a 1550 kWh/d e 1000 kWh/d, ridotti rispetto allo scenario 0 del 15% e 37%. Per le altre categorie di consumi energetici non si evincono differenze apprezzabili. Il diagramma a torta (Fig. 31) restituisce la distribuzione percentuale delle spese energetiche dell'impianto.

Per quanto concerne la linea di trattamento fanghi, la produzione di biogas nel comparto anaerobico è di 1260 m<sup>3</sup> con una percentuale volumetrica in metano del 71%, in analogia a quanto verificato nello scenario 0. D'altra parte le portate e le caratteristiche chimiche dei fanghi misti, e quindi dei relativi carichi di SST, SSV e COD, afferenti alla linea di trattamento sono risultate comparabili. Tale elemento giustifica rese simili in termini di produzione di biogas, relativa % di rimozione dei VSS, consumi energetici della linea fanghi, sino alla produzione di quantitativi leggermente minori di fanghi disidratati (9.8 m<sup>3</sup>/d con 20%TS) da mandare a compostaggio.

La tabella 3 evidenzia gli effetti delle azioni proposte sulle richieste energetiche per macro-categorie e relativamente all'intero impianto. In particolare si sottolinea come nello scenario 1 vi sia una considerevole riduzione della potenza richiesta dai processi e dagli elementi elettromeccanici a servizio dell'impianto. Di fatto a fronte di un consumo energetico inferiore rispetto allo scenario 0, è evidente il minor contributo dei sistemi di aerazione che agiscono con logica di controllo On/Off andando a fornire aria solo per valori superiori a 4 mg/l di azoto ammoniacale. Nel complesso il processo dei cicli alterni e della logica di controllo agiscono sinergicamente con effetti positivi sul consumo dell'aerazione e sull'efficienza impiantistica di rimozione degli inquinanti e nutrienti. A tale elemento si aggiunge il minor peso dei pompaggi, vista l'eliminazione del ricircolo della miscela aerata potendo gestire i processi biologici in un unico comparto. Il diagramma a torta (Fig. 30) relativo alla distribuzione e di consumi per macro-categoria risulta simile allo scenario 0.

**Tabella 3 Richiesta di potenza delle principali utenze.**

	Eff1
Totale consumi (kW)	213
Aerazione	63
Miscelazione	45
App. elettro meccaniche	3
Pompaggio	42
Pretrattamenti	7
Post linea fanghi	51
Disidratazione fanghi	3



**Figura 30 Distribuzione percentuale dei consumi elettrici.**

### **Scenario di efficientamento 2 (Eff.2) – Analisi di strategie di gestione dei flussi per incrementare la produzione di biogas**

Nel presente paragrafo sono prese in considerazione alcune soluzioni di gestione dei flussi presenti in impianto ai fini di incrementare la produzione di biogas e quindi migliorare il bilancio energetico complessivo. Come primo approccio metodologico, l'ipotesi di base consiste nell'adozione di sistemi di pretrattamento dei

fanghi misti, prima della loro immissione nel comparto di digestione anaerobica. In generale, le tecnologie di pretrattamento sono volte a conseguire, tramite azioni di natura meccanica, chimica o termica, la lisi cellulare con rilascio del materiale organico intracellulare di più facile biodegradabilità. Come conseguenza si ha un'accelerazione delle cinetiche globali di degradazione, un miglioramento dei rendimenti di rimozione della componente volatile e un aumento della produzione di biogas nella fase di digestione anaerobica [10]. Tra le tecnologie esistenti, quelle considerate nelle presenti valutazioni consistono nell'impiego di enzimi idrolitici e nel ricorso al processo di cavitazione, al fine di velocizzare la fase idrolitica della digestione destrutturando il materiale cellulare. Tali soluzioni innovative sono state testate da ENEA nel corso di attività pregresse, in attività di laboratorio e su impianti pilota. Nel caso specifico non si è fatto ricorso ad approcci di tipo modellistico, ma le valutazioni effettuate si avvalgono su quanto riscontrato in fonti bibliografiche e sui risultati conseguiti nel corso delle sperimentazioni.

Il primo trattamento di lisi enzimatica si avvale della somministrazione di miscele enzimatiche estratte da specifici batteri di origine naturale. Attraverso i loro siti attivi, tali estratti sono in grado di destrutturare la membrana cellulare batterica cellulare, fino ad indurre la lisi batterica ed il rilascio del contenuto cellulare [21]. Questa tipologia di pretrattamento non richiede modifiche delle linee di processo ed allacci di nuove utenze elettromeccaniche. Il dosaggio di enzimi avviene, infatti, direttamente nei bioreattori anaerobici primari o secondari eliminando così il rischio di perdite di materiale organico potenzialmente utile per la produzione di energia. Un'ulteriore vantaggio è rappresentato dal fatto che a livello industriale è possibile formulare la produzione di enzimi altamente specifici per il tipo di substrato da trattare andando a modificare opportunamente la struttura chimica dei loro siti attivi. Tuttavia, sia la fase di estrazione di uno specifico enzima nonché la sua modifica sono procedure che incidono significativamente sul costo finale del prodotto, sicché il dosaggio enzimatico, ad oggi, non risulta una pratica ampiamente diffusa nel trattamento dei fanghi dati anche gli incrementi contenuti delle rese energetiche. Pertanto applicazioni di tale trattamento in scala reale risultano non molto diffuse mentre diverse sono le esperienze condotte a livello sperimentale su scala di laboratorio o pilota. L'effetto dell'enzima si riflette essenzialmente in un incremento delle rese energetica per unità di massa trattata, riduzione dei consumi energetici legati alla miscelazione ed una maggiore disidratabilità del fango, a valle del trattamento anaerobico prima dello smaltimento finale. Sulla base delle nozioni raccolte è stato considerato, per la presente valutazione, un incremento di resa, in termini di biogas, pari al 4% rispetto al trattamento dei fanghi tal quale.

Il secondo trattamento preso in considerazione, per indurre la destrutturazione delle cellule batteriche ed il rilascio del loro contenuto è la cavitazione idrodinamica. Tale pretrattamento risulta adatto per substrati con un contenuto minimo di umidità del 15-20%. Esistono diverse tipologie di cavitatori la cui caratteristica comune è la presenza di dischi alcuni dei quali stazionari e altri rotativi. Grazie alla forza di accelerazione generata dai dischi rotativi, la soluzione acquosa in cui è disperso il particolato organico passa attraverso fori, in prossimità dei quali si creano delle condizioni con alternanza di formazione e implosione di microbolle generando così delle onde d'urto. Questo fenomeno nelle zone in prossimità del collasso delle microbolle genera, in tempi rapidissimi, un enorme fluttuazione di pressione e di temperatura che, impattando le cellule batteriche, porta alla loro destrutturazione fisica. L'efficienza del processo di cavitazione dipende dalle caratteristiche delle biomasse, dalla velocità di rotazione e dalla distanza e dimensioni dei pori, nonché dall'energia specifica applicata la quale, in alcuni dispositivi commerciali può essere modulata attraverso la portata del fluido e la frequenza di lavoro del rotore. Tendenzialmente il processo incrementa la sua efficienza all'aumentare del tempo di residenza della biomassa all'interno del dispositivo di cavitazione. Studi condotti hanno evidenziato come, tramite la cavitazione, sia possibile ottenere incrementi di produttività in termini di biogas fino al 15% rispetto a quello ottenuto in assenza di pretrattamento, con un miglioramento generale del processo di digestione anaerobica in sia in termini cinetici che idraulici [22]. Dal punto di vista energetico, il consumo medio di tale tecnologia è quantificabile in 4kWh/d.

In termini di resa di biogas, considerando gli incrementi percentuali su riportati e le rese dello scenario 0 ed Eff1 (1260 kW/d), la produzione di energia potenzialmente ottenibile risulta pari a 1310 per la Lisi enzimatica e 1450 m<sup>3</sup>/d per la cavitazione idrodinamica.

### Scenario di efficientamento 3 (Eff. 3) – Valorizzazione di substrati organici in digestione anaerobica

Lo scenario Eff.3 si basa sulla valutazione delle migliori perseguibili, tramite impiego di substrati organici da alimentare in digestione anaerobica, per incrementare le rese in biogas. La maggiore capacità di rimozione di azoto in linea acque, verificata nello scenario Eff.1 con l'inserimento dei cicli alternati, porta di fatto a considerare la possibilità di incrementare i carichi in digestione anaerobica. L'alimentazione di substrati organici deve garantire comunque una corretta gestione dei parametri di processo, evitando pertanto tempi di ritenzione non idonei, sovraccarichi e concentrazioni di solidi troppo elevate che comporterebbero problemi di miscelazione. Inoltre, l'effetto degli incrementi di carichi è da analizzare anche nell'ottica di stabilire, in funzione delle caratteristiche chimico-fisiche dei substrati impiegabili, i quantitativi massimi utilizzabili onde evitare carichi eccessivi di azoto di ritorno in testa impianto, che mettano in crisi i processi di trattamento della linea. Di fatto, il dosaggio di substrati energetici in digestione anaerobica comporta, in ragione dei ricircoli delle acque madri in testa impianto, maggiori carichi in linea acque ed in generale su tutto l'impianto. Le acque madri risultano maggiormente cariche di inquinanti e nutrienti, in ragione dell'aggiunta del substrato, dell'incremento delle attività biologiche e dei relativi prodotti di reazione tra cui l'ammoniaca connessa alla degradazione delle proteine.

Ai fini di tali valutazioni il modello relativo allo scenario Eff.1 è stato integrato, prevedendo l'inserimento di un ulteriore modulo "Influente" in diretta connessione con il comparto di digestione anaerobica.

In primis è stata valutata la possibilità di valorizzare un effluente di tipo industriale afferente all'impianto in linea separata e proveniente da attività di macellazione. Tale modalità di conferimento rende fattibile, dal punto di vista tecnico, una gestione alternativa dello stesso. Il refluo industriale è caratterizzato da un alto carico organico ma, per indagare la sua potenziale capacità di incrementare i tassi dei processi biologici, occorre una valutazione della sua biodegradabilità. A tal fine si è fatto ricorso a tecniche respirometriche che consentono di frazionare il COD di un refluo in quote parte biodegradabile e non, e di seguito la stessa parte biodegradabile in frazioni alle quali è associata una specifica velocità di ossidazione. Il COD totale è quindi scomposto nella componente solubile biodegradabile ( $S_s$ ) e non ( $S_i$ ), particolato degradabile ( $X_s$ ) e non ( $X_i$ ). Tali componenti sono comunemente impiegate nelle equazioni alla base dei modelli ASM dell'IWA e, tra l'altro, una loro quantificazione è richiesta nei software di simulazione quali parametri di input per caratterizzare i reflui. Per l'effettuazione delle prove respirometriche è stato utilizzato lo strumento MARTINA (Multiple Analysis pROgrammable TitratiON Analyser, Spes), munito di componenti di acquisizione dati e software di elaborazione capace di restituire l'andamento temporale del parametro OUR (Oxigen Uptake Rate) (Fig. 31), una grandezza direttamente correlabile alla velocità di consumo di un substrato organico e pertanto alla sua biodegradabilità [28, 29].

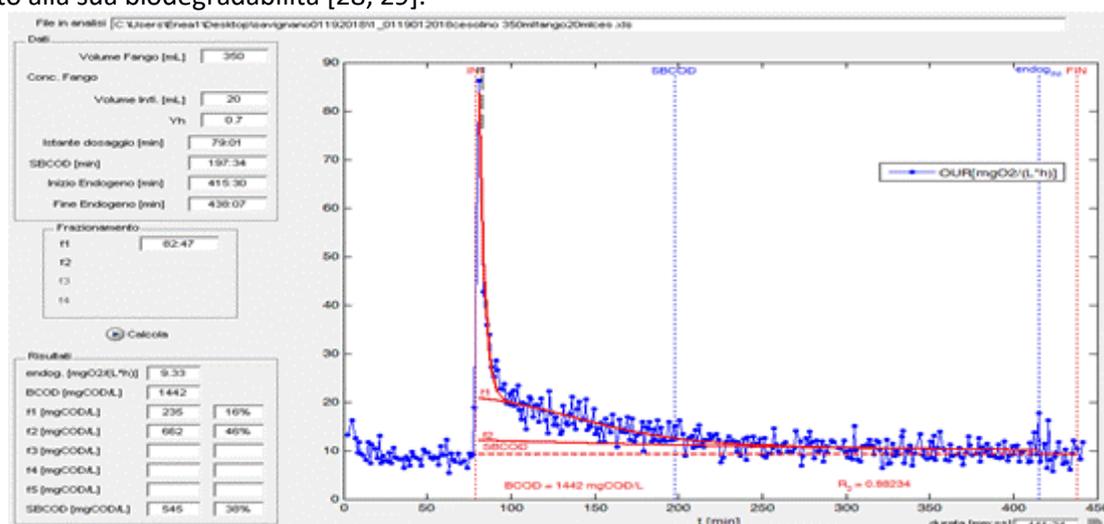


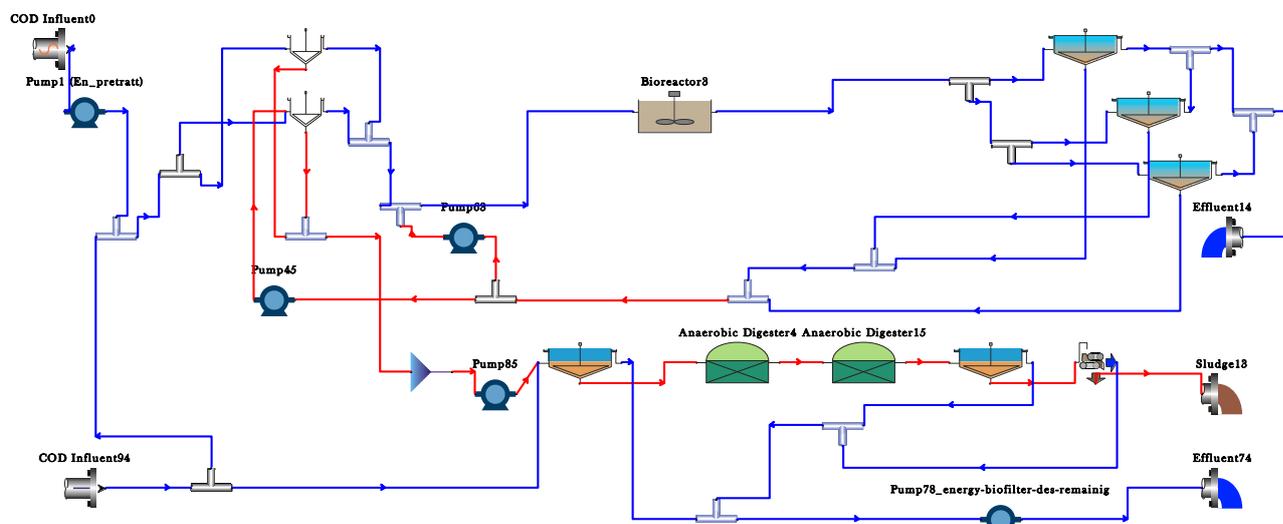
Figura 31 - Andamento del parametro OUR restituito dallo strumento MARTINA.

Le prove sul refluo industriale sono state effettuate in repliche ed in tre differenti campagne consecutive, in modo tale da caratterizzare il substrato anche in funzione della sua variabilità nel tempo. Combinando quindi prove di tipo chimico e respirometriche è stato possibile eseguire il frazionamento del refluo come riportato in tabella 4.

**Tabella 4 Frazionamento del COD del refluo industriale**

	Novembre 2017		Inizio Gennaio 2018		Fine Gennaio 2018	
<b>COD</b>	1503		4571		5000	
<b>Ss</b>	388	25.8%	1048	22.9%	573	11.5%
<b>Xs</b>	143	9.5%	545	11.9%	118	2.4%
<b>Si</b>	60	4.0%	19.6	0.4%	381	7.6%
<b>Xi</b>	912	60.7%	2959	64.7%	3928	78.6%

L'analisi dei dati fa riscontrare una elevata percentuale di COD inerte non degradabile, a fronte di una quota prontamente degradabile in media di solo il 20%. Ciò implica basse velocità di degradazione e fa presupporre che il refluo industriale non costituisca un substrato adeguato per incrementare i tassi dei processi biologici. Come verifica di tale elemento, il modello dello scenario Eff1 è stato integrato (Fig. 32) aggiungendo un modulo "Influente" per simulare l'immissione di aliquote variabili del flusso del refluo industriale direttamente in digestione anaerobica, decurtando il relativo quantitativo dalla portata delle acque reflue in ingresso all'impianto tramite la rete fognaria di adduzione. Ai fini delle simulazioni, i risultati delle prove respirometriche sono stati forniti al software quali parametri di input. L'analisi dei risultati delle simulazioni si è focalizzata, in particolare sulla valutazione degli effetti di tale pratica sulla produttività metanigena ottenibile e, in secondo luogo sugli effetti rilevabili in linea acque e sulla portata di fango di supero misto in ingresso alla linea fanghi.



**Figura 32 Modifica del layout dello scenario Eff.1 con gestione dei flussi del refluo industriale.**

A riprova dei risultati delle analisi respirometriche, le simulazioni condotte hanno evidenziato come, ad aliquote crescenti del refluo industriale alimentato direttamente in digestione anaerobica, non corrispondano incrementi nella produzione di biogas.

D'altra parte, l'apporto di minori volumetrie di refluo industriale in linea acque porta di fatto ad una riduzione proporzionale della produzione di fanghi misti e ad una conseguente diminuzione dei tempi di ritenzione idraulici nei reattori anaerobici, in cui risultano quindi disponibili maggiori volumetrie di processo e pertanto maggiori margini di alimentazione. Lo studio porta a concludere che una gestione alternativa del refluo industriale afferente all'impianto ID-2 non è una via perseguibile, in ottica di miglioramento della produttività di biogas ed efficientamento energetico.

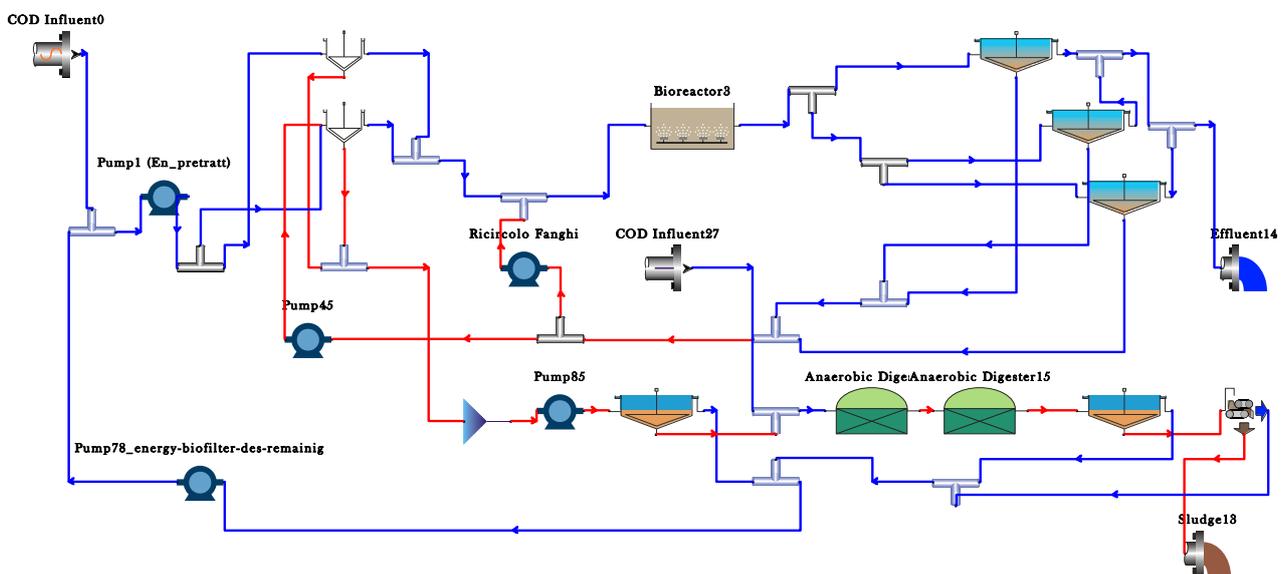
In ogni modo vista la capacità volumetrica dei reattori non è da escludere la possibilità di impiego di altri substrati più idonei e possibilmente reperibili sul territorio per ragioni economiche e logistiche.

In tale ottica, si è ipotizzato, in accordo con il gestore dell'impianto, l'uso della FORSU come substrato energetico da impiegare in co-digestione con i fanghi misti vista l'ampia disponibilità sul territorio. Va precisato che, per utilizzare la FORSU in digestione anaerobica, si rendono necessarie delle fasi di pretrattamento poiché, nonostante le alte efficienze di raccolta differenziata raggiunte negli ultimi anni, la frazione di umido dei rifiuti solidi urbani contiene spesso materiali non idonei al trattamento (circa il 30% nei contesti territoriali più virtuosi) quali plastiche, inerti, metalli. La separazione delle componenti indesiderate avviene tramite l'impiego di tecnologie capaci di sfruttare le caratteristiche proprie dei materiali da eliminare quali, ad esempio dimensione, densità, proprietà magnetiche. Come risultato, si ha un incremento della frazione organica nei flussi trattati. Alimentati in digestione anaerobica, tali flussi organici presentano rese di produzione del biogas molto variabile, dipendenti principalmente dalla qualità del rifiuto conferito e dalla tipologia di pretrattamento applicato. Nel presente lavoro il modello è stato implementato prendendo in considerazione le caratteristiche chimiche di un tipico flusso di FORSU sottoposto ad una preliminare fase di triturazione primaria, deferrizzazione e vagliatura. A tal proposito va chiarito che i parametri presenti in tabella 5 sono da intendersi funzionali allo scopo specifico della conduzione delle simulazioni.

**Tabella 5 Caratteristiche chimiche della FORSU pretrattata**

<b>TS</b>	kg/ton t.q.	250
<b>VS</b>	kg/ton t.q.	212,5
<b>COD</b>	kg/ton t.q.	297,5
<b>N</b>	kg/ton t.q.	7,5
<b>P</b>	kg/ton t.q.	1,25
<b>SGP</b>	m <sup>3</sup> biogas/kgTVS	0,7

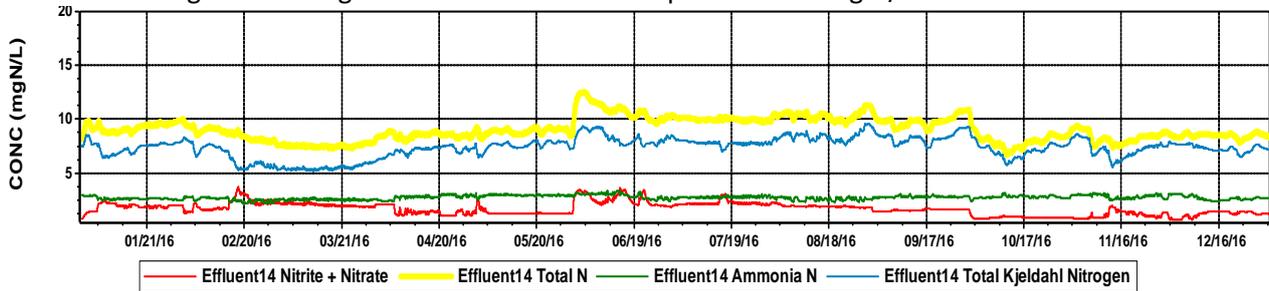
Si propone di seguito il layout impiantistico così come implementato in Biowin (Fig. 33).



**Figura 33 Layout del modello dello scenario Eff3.**

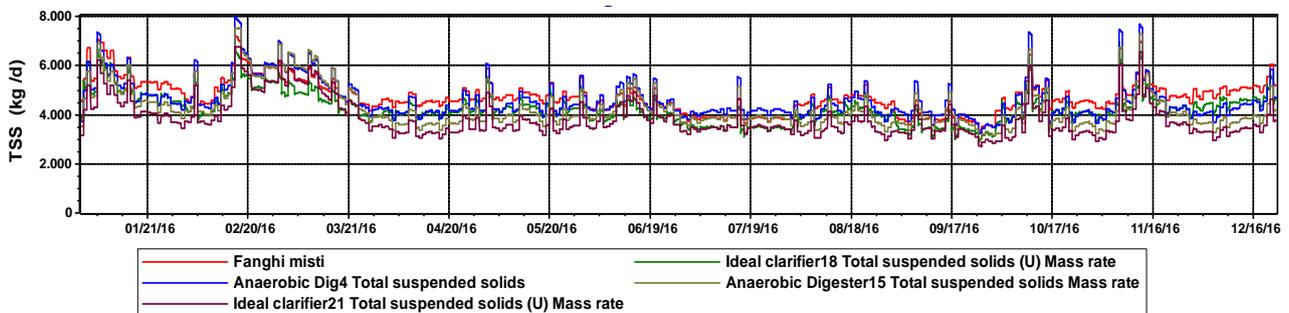
Dall'analisi dello stato di fatto, il carico organico totale attribuito alla sola immissione di fanghi misti dopo pre-ispessimento risultava pari a circa 0.5 kgTVS/m<sup>3</sup>d (1.07 kgTVS/m<sup>3</sup> d riferito al solo reattore digestore primario). I quantitativi di FORSU sono stati stabiliti tenendo conto di futuri interventi strutturali di installazione di sistemi di miscelazione meccanica nel primo digestore e nel rispetto dei carichi tipici di SSV comunemente applicati (1.2-2.5 kg SSV m<sup>-3</sup> g<sup>-1</sup>)[10]. Nello scenario di ottimizzazione mediante l'aggiunta di FORSU è stato considerato un incremento graduale del carico organico fino ad un valore di 2.0-2.2 kgTVS/m<sup>3</sup> d riferito al solo digestore primario, corrispondente a 20 tonnellate di FORSU tal quale da cui risulta un HRT totale di circa 21 giorni, quindi sufficiente a garantire la stabilizzazione del materiale organico. L'incremento

graduale del quantitativo di FORSU ha portato a definire il massimo carico impiegabile, anche in ottica di evitare sovraccarichi di azoto alla linea acque. In termini di carichi di azoto totale ed ammoniacale, i carichi di ritorno con le acque madri raddoppiano passando da 105 e 58 a 208 e 152 kg N/g, rispettivamente. In figura 34 si riportano quindi i risultati resi dalle simulazioni effettuate applicando una portata di FORSU pari a  $20 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ , che evidenzia come per tale portata di substrati si verifichi il raggiungimento di condizioni limite per quanto riguarda il parametro azoto totale in uscita alla linea acque. Di fatto, come per lo scenario 0, nel periodo fine Giugno-inizio Luglio il valore di TN risulta superiore ai  $10 \text{ mg N/l}$ .



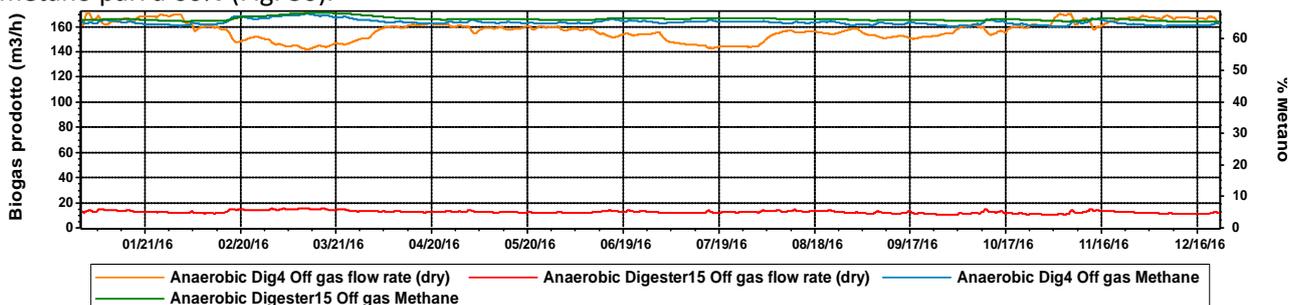
**Figura 34. Andamento delle concentrazioni di azoto espresse come azoto totale e forme ossidate in uscita all'impianto**

In linea fanghi si riscontra un incremento dei carichi dei solidi sospesi totali con valori medi di  $4760 \pm 690 \text{ kg TSS/d}$  (Fig. 35). Per la fase finale di disidratazione, le simulazioni sono state condotte gestendo opportunamente i flussi in uscita dalla nastropressa. Tenendo conto che, con tale tecnologia, la percentuale di secco ottenibile massima è intorno al 25%, nel caso di fanghi ben digeriti e condizionati, la produzione finale di fanghi subisce un notevole incremento: le simulazioni condotte riportano una produzione di fanghi pari a  $18.5 \text{ m}^3/\text{d}$  con contenuto di secco pari al 20%, rimanendo in linea con le percentuali reali. Al fine di ottenere produzioni di fanghi comparabili con gli scenari precedenti, si dovrebbe ricorrere a tecnologie di disidratazione con prestazioni di rimozione solidi superiori quali ad esempio le centrifughe che consentono di ottenere una concentrazione sino al 30% [23]. Oltre che ai costi di installazione, bisogna tener conto che tali macchine risultano più energivore con consumi di disidratazione ben maggiori ed almeno sestuplicati. In tale scenario la portata di fanghi da smaltire risulta, da simulazioni effettuate, pari a  $12.5 \text{ m}^3/\text{d}$  con un tenore di secco del 30% ed un leggero incremento delle volumetrie dei fanghi da smaltire rispetto allo scenario Eff 1.



**Figura 35 Carico dei solidi totali in uscita dalle unità della linea fanghi**

A fronte di tali risultati, si assiste però ad a una maggiore rimozione dei solidi sospesi volatili in digestione anaerobica, con un incremento della produzione in biogas che ammonta a  $4070 \text{ m}^3/\text{d}$  e una percentuale di metano pari a 66% (Fig. 36).

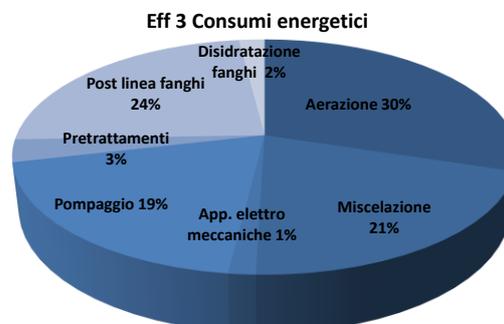


**Figura 36 Produzione di biogas oraria e percentuale di metano prodotti.**

Per quanto riguarda lo scenario Eff3, i risultati energetici qui considerati per la fase di disidratazione, riguardano l'uso delle nastropresse che, come anticipato, comportano maggiori costi per la gestione finale dei fanghi. Complessivamente, il consumo energetico dell'impianto risulta avere una media giornaliera pari a 5160 kWh/d e, in riferimento all'annualità considerata, 1880 MWh/d, con un lieve incremento del 1.5% rispetto lo scenario precedente Eff1. Aumentano in tal senso i contributi associati all'aerazione, alla disidratazione ed alla linea fanghi (Tab.6, Fig. 37).

**Tabella 6 Richiesta di potenza delle principali utenze**

	Eff3
Totale consumi (kW)	215
Aerazione	64
Miscelazione	44
App. elettro meccaniche	3
Pompaggio	42
Pretrattamenti	7
Post linea fanghi	51
Disidratazione fanghi	4



**Figura 37 Distribuzione percentuale dei consumi elettrici**

#### **Scenario di efficientamento 4 (Eff.4) – Inserimento di una unità di trattamento per il trattamento delle acque madri**

Il presente scenario si basa sull'inserimento di una unità di trattamento delle acque madri riciclate in testa impianto, con la finalità di arginare effetti di sovraccarichi in linea acque e sull'impianto in generale connessi all'impiego di un substrato energetico in digestione anaerobica (scenario Eff.3). D'altra parte un idoneo pretrattamento delle acque madri offre la possibilità di definire ulteriori margini di incremento dei quantitativi giornalieri di substrati utilizzabili in digestione aerobica, in ottica di maggiore produzione di biogas. Nel panorama delle soluzioni e tecnologie sviluppate con l'obiettivo specifico di rimuovere l'azoto da flussi concentrati, si è scelto di ricorrere al processo combinato a due stadi SHARON-ANNAMOX, integrando il modello con i relativi moduli. Tale scelta è stata effettuata poiché il processo in questione risulta una soluzione innovativa molto interessante, con potenziali margini di applicazione e diffusione su scala industriale [32]. La combinazione in serie dei due processi citati consente di perseguire la rimozione dell'azoto da flussi concentrati tramite un attento controllo delle condizioni operative (es. tenore di ossigeno, temperatura, tempi di ritenzione, etc.), così da favorire la crescita di popolazioni batteriche specifiche e la promozione di particolari percorsi metabolici. Se il processo SHARON (Single reactor system for High Ammonia Removal Over Nitrite) consente di ottenere in ambiente anossico una parziale conversione dell'ammonio a nitrito, il processo ANAMMOX (ANAerobic AMMonium OXidation) converte anaerobicamente l'ammonio direttamente ad azoto molecolare. Il principio alla base della combinazione dei due processi risiede nel fatto che una miscela di nitriti e ammonio è ideale come input per un reattore ANAMMOX. Rispetto ai più diffusi processi nitro-denitro, i vantaggi perseguibili sono da correlare ad un minor consumo di ossigeno, riduzione delle emissioni di CO<sub>2</sub>, minore produzione di fanghi e relativi costi di smaltimento [31].

Il modello è stato quindi integrato (Fig. 38) ponendo due reattori in serie sulla linea delle acque madri ed impostando le opportune condizioni operative [30]. Il primo reattore opera ad una temperatura di 35°C con un set-point di ossigeno pari a 0.5 mg/L. Nella configurazione implementata non vi è necessità di fornire energia termica alle acque madri poiché già di per sé a temperatura idonea in quanto provenienti, per l'aliquota maggioritaria, dalla sezione a valle della digestione anaerobica. Il secondo reattore di de-ammonificazione (processo ANAMMOX) non richiede invece specifiche condizioni di temperatura e tantomeno l'insufflazione di aria, ma necessita di lunghi tempi di ritenzione idraulica. Fermo restando le impostazioni parametriche dello scenario Eff. 3 le simulazioni condotte hanno evidenziato l'efficacia della soluzione implementata.

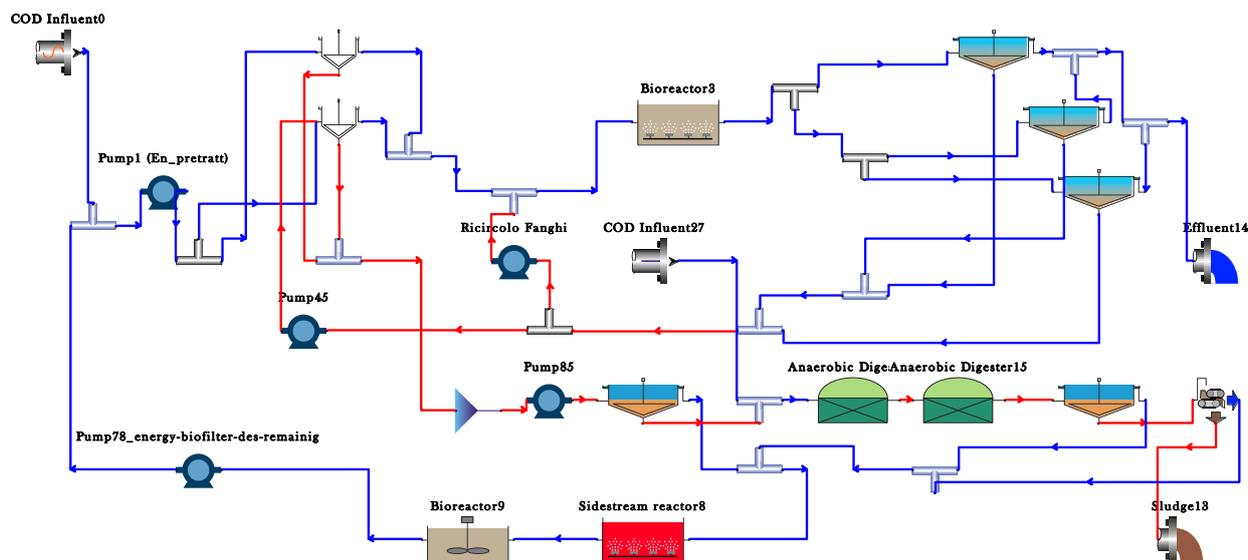


Figura 38. Layout del modello dello scenario Eff 4

Di fatto le acque madri trattate di ritorno in linea acque presenta valori di 90 kd TN/d e 40 KgN-NH<sub>4</sub>/d, comparabili pertanto ai valori verificati prima dell'impiego della FORSU in digestione anaerobia (EFF2). Ne deriva che le acque reflue trattate e scaricate risultano conformi ai limiti legislativi anche per quanto concerne l'azoto totale (Fig. 39).

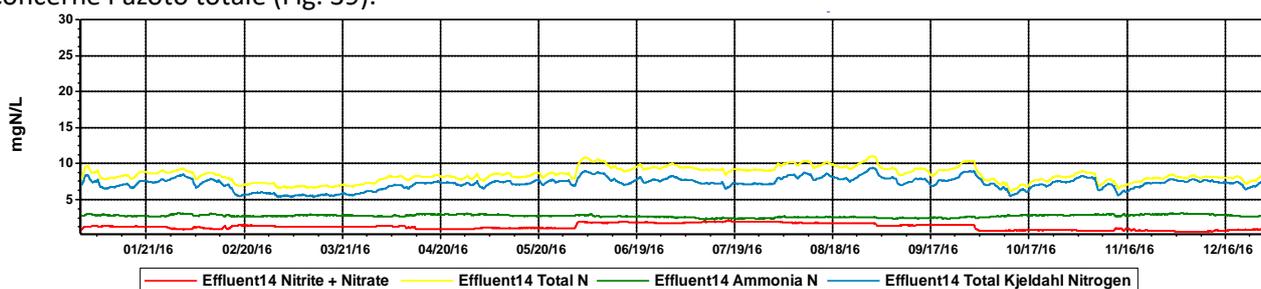


Figura 39 Andamento delle concentrazioni di azoto espresse come azoto totale e forme ossidate in uscita all'impianto

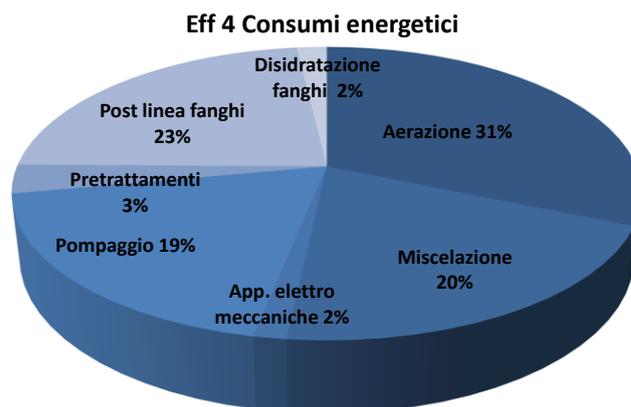
Come atteso, il carico di fanghi misti al pre-ispessitore (4750 kgTSS/d) collima con quanto riscontrato nello scenario precedente Eff3, con identiche produzioni di biogas e portate dei fanghi disidratati. Valgono per la fase di disidratazione finale dei fanghi le medesime considerazioni esposte per lo scenario Eff3.

In merito alle valutazioni dei bilanci energetici complessivi associati all'inserimento del processo SHARON-ANNAMOX, sono da tenere in conto i costi per la fornitura di aria nel primo reattore anche se essi risultano di entità ridotta vista la richiesta non elevata di ossigeno.

Dal punto di vista energetico, il consumo dell'impianto risulta avere una media giornaliera pari a 5290 kWh/d e, in riferimento all'annualità considerata, 1930 MWh/d. Come atteso (Tabella 7) vi è un incremento rispetto allo scenario Eff3 della potenza giornaliera richiesta relativamente all'aerazione aggiuntiva nella prima vasca del sistema di pretrattamento acque madri. La figura 40 mostra quindi la distribuzione percentuale dei consumi energetici.

**Tabella 7. Richiesta di potenza delle principali utenze**

	Eff4
<b>Totale consumi (kW)</b>	220
Aerazione	69
Miscelazione	45
App. elettro meccaniche	3
Pompaggio	42
Pretrattamenti	7
Post linea fanghi	51
Disidratazione fanghi	4



**Figura 40. Distribuzione percentuale dei consumi elettrici**

Di contro, vista l'efficacia del sistema nel ridurre la concentrazione di azoto tramite le acque madri di ritorno, tale configurazione impiantistica offre la possibilità di poter impiegare un maggior carico di substrati organici in digestione anaerobica. Anche in tal caso va stabilito un carico massimo impiegabile, nel rispetto della corretta conduzione del processo di digestione anaerobica e quindi, ad esempio, di idonei tempi di permanenza e rispetto delle concentrazioni limiti nei reattori. La maggiore produzione di biogas conseguibile e la possibilità di valorizzare energeticamente le relative volumetrie implicano la possibilità di ottenere notevoli ricavi, con incidenza positiva sulle voci di bilancio energetico dell'impianto.

**Valutazioni dei consumi specifici e dei bilanci energetici complessivi associati agli scenari analizzati**

Nel presente paragrafo, si ripropongono in modo riassuntivo (Tab.8) i risultati conseguiti per tutti gli scenari valutati. In particolare a fronte delle richieste energetiche complessive vengono esplicitate quelle specifiche per macro-categorie di utenze. La tabella si completa con il quantitativo di biogas prodotto, percentuale di metano e relativo contenuto energetico, sfruttabile come detto o in caldaia o in cogenerazione. I quantitativi di energia termica ricavabili sono stati calcolati sulla base di una efficienza di conversione della caldaia del 90% mentre, per l'energia elettrica si considera un'efficienza elettrica del motore di cogenerazione a servizio dell'impianto prossima al 39%.

**Tabella 8 Richiesta energetica giornaliera e contenuto energetico del biogas producibile.**

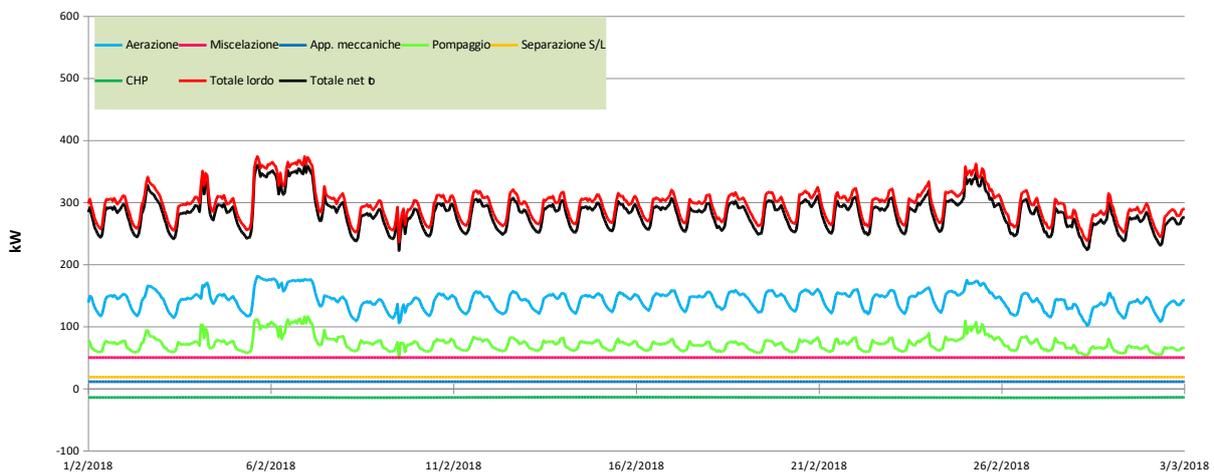
Consumi giornalieri (kWh/d)	Sc0	Eff1	Eff2 (Lisi enzimatica)	Eff2 (Cavitazione)	Eff3	Eff4
<b>Totale consumi</b>	6095	5105	/	5150	5168	5291
Aerazione	1847	1507			1543	1662
Miscelazione	1124	1072			1065	1073
App. elettro meccaniche	75	75			75	75
Pompaggio	1608	1000			1003	1001
Pretrattamenti	168	167			160	168
Post linea fanghi	1215	1213			1220	1215
Disidratazione fanghi	59	71			102	98

	Sc0	Eff1	Eff2 (Lisi enzimatica)	Eff2 (Cavitazione)	Eff3	Eff4
<b>Biogas prodotto (m³/d)</b>	1255	1260	1310	1449	4070	4000
% metano	71	71	71	71	65	66
Metano (m³/d)	891	895	927	1025	2646	2640
<b>Energia contenuta nel biogas</b>	8770	8805	9121	10085	26037	25983
Conversione in caldaia (kWh <sub>th</sub> /d)	7893	7924	8208	9077	23433	23385
Conversione in CHP (kWh <sub>el</sub> /d)	3420	3434	3557	3933	10154	10133

Gli scenari sono stati sviluppati nell'ottica di superare in primis le criticità di processo riscontrate durante l'analisi dello stato di fatto dell'impianto (scenario 0) e poi puntando a definire e valutare strategie finalizzate ad ottimizzare il bilancio energetico. Dalla tabella si evincono i margini di guadagno conseguibili abbinando il processo con cicli alterni, pretrattamento dei fanghi e valorizzazione energetica di substrati. Considerando i consumi energetici delle utenze ed il calore necessario per riscaldare il primo digestore, l'impianto risulta potenzialmente in grado di coprire i fabbisogni energetici interni a fronte di investimenti di adeguamento strutturale e tecnologico.

### 2.3.5 Impianto di trattamento dei reflui civili-industriali, ID-1

L'impianto di depurazione civile identificato come ID-1 è stato modellato dall'Università di Parma e tale modellazione è descritta in dettaglio nel Report Rds/PAR2017/072. Si tratta di un impianto con potenzialità media di 75.000 AE, che dispone di una fase di trattamento biologico con unità di pre-denitrificazione e di nitrificazione. I fanghi di supero sono sottoposti a pre-ispessimento a gravità, digestione anaerobica, post-ispessimento a gravità e disidratazione, con il biogas prodotto impiegato per soddisfare le esigenze termiche ed elettriche dei digestori anaerobici. Le simulazioni dinamiche sono state condotte su un periodo di 30 giorni. I risultati ottenuti hanno confermato, limitatamente alla linea acque, quelli forniti dal modello realizzato lo scorso anno con il software West. In aggiunta il nuovo modello ha permesso tutte le valutazioni relative alla linea fanghi e ha inoltre consentito di quantificare l'andamento nel tempo del fabbisogno energetico totale e di ciascuna fase di trattamento con maggiore completezza e dettaglio. Tale andamento è riportato nel grafico di Figura 41, in cui si possono vedere gli andamenti dei fabbisogni dei sistemi di aerazione, pompaggio, miscelazione, apparecchiature elettromeccaniche e sistemi di separazione ed il fabbisogno totale dato dalla somma dei precedenti; è riportata inoltre la potenza generabile, impiegando il biogas prodotto in un sistema CHP (valori negativi trattandosi di produzione e non di consumo), ed il fabbisogno netto dell'impianto, considerando anche questo contributo.



**Figura 41: Andamento nel tempo delle potenze richieste dalle diverse utenze dell'impianto prima dell'efficientamento.**

L'analisi dell'impianto ha evidenziato consumi notevoli in aerazione oltre che nei sistemi di pompaggio e miscelazione. E' stata inoltre riscontrata una bassa produzione di biogas. Su questi elementi si sono focalizzate le azioni di efficientamento valutate per questo impianto, che sono state accorpate in pacchetti sinteticamente riassunti di seguito:

- Scenario di efficientamento 1 (EFF1): incremento dell'efficienza dei sistemi di pompaggio, miscelazione ed apparecchiature elettromeccaniche.
- Scenario di efficientamento 2 (EFF2): sostituzione del controllore di aerazione in vasca di ossidazione basato sulla misura di ossigeno disciolto in vasca (set point 2.5 mg/l), con un controllore basato sulla misura della concentrazione dell'ossigeno e dell'ammoniaca (set point di 2 mg/l di ammoniaca).
- Scenario di efficientamento 3 (EFF3): a partire dallo scenario EFF2, incremento della capacità di digestione (da 900 m<sup>3</sup> a 4400 m<sup>3</sup> di volume), ottenibile tramite bonifica del digestore attualmente in uso e ripristino del funzionamento di un secondo digestore presente in impianto.
- Scenario di efficientamento 4 (EFF4): a partire dallo scenario EFF2, introduzione dell'idrolisi termica dei fanghi secondari.

- Scenario di efficientamento 5 (EFF5): a partire dallo scenario EFF3, introduzione e ottimizzazione del processo di sedimentazione primaria con invio dei fanghi prodotti al trattamento di digestione.
- Scenario di efficientamento 6 (EFF6): codigestione di fanghi con un substrato aggiuntivo (FORSU) per utilizzare al meglio la capacità del digestore, rispettando i limiti di scarico.

Gli effetti di questi interventi in termini di potenza media utilizzata sono riportati nella tabella seguente:

**Tabella 9: Potenza media utilizzata per categoria di utenza nei diversi scenari di efficientamento**

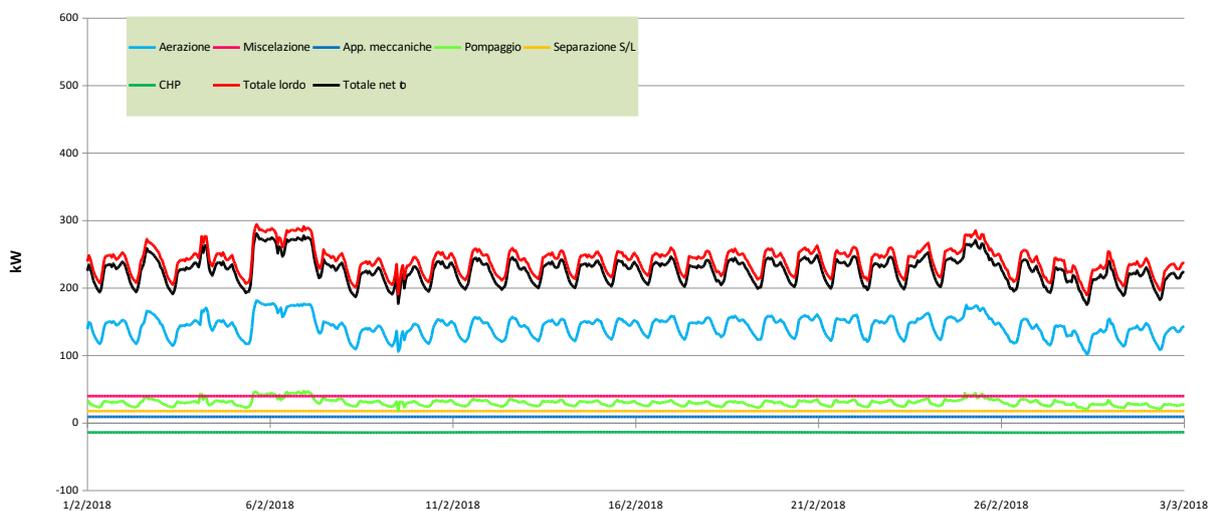
	<b>Scenario 0</b>	<b>EFF1</b>	<b>EFF2</b>	<b>EFF3</b>	<b>EFF4</b>	<b>EFF5</b>	<b>EFF6</b>
<b>Aerazione (kW)</b>	143	143	80	81	81	64	68
<b>Miscelazione (kW)</b>	50	40	40	48	40	48	48
<b>App meccaniche (kW)</b>	12	9	9	9	9	10	10
<b>Pompaggio (kW)</b>	73	30	30	30	30	29	35
<b>Separazione S/L (kW)</b>	19	18	18	17	17	18	26
<b>Totale consumi (kW)</b>	297	240	177	184	177	169	165
<b>CHP (kW)</b>	-14	-14	-14	-22	-24	-82	-189
<b>Net b (kW)</b>	283	227	163	163	153	87	-24

I risultati sono discussi nelle pagine seguenti per ognuno degli scenari.

### Scenario di efficientamento 1

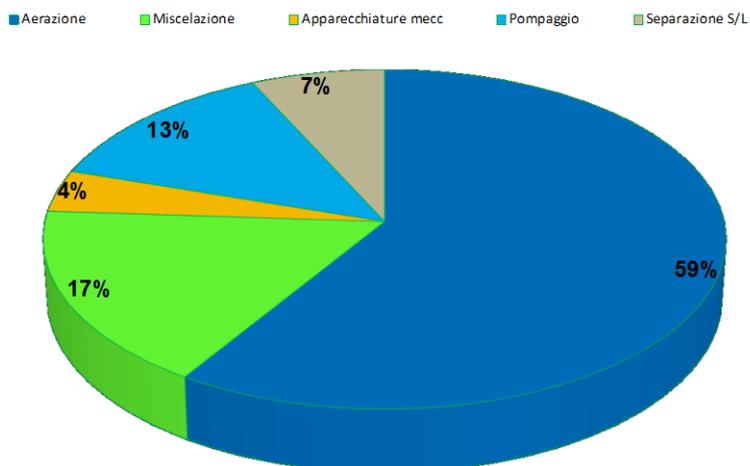
Il primo livello di interventi di efficientamento simulati si concentra sui sistemi di pompaggio, miscelazione ed apparecchiature elettromeccaniche. Per i sistemi di pompaggio è stata simulata la sostituzione con pompe nuove con miglioramento della classe energetica, adeguatamente dimensionate rispetto alle effettive condizioni di lavoro, la sostituzione delle tubazioni usurate con tubazioni nuove in acciaio inox con conseguente riduzione delle perdite di carico. Si è proceduto inoltre a simulare l'efficientamento dei sistemi di miscelazione delle unità di processo, sia in linea acque che in linea fanghi e di varie utenze elettromeccaniche. Non è stato previsto invece nessun intervento sui sistemi di aerazione, in quanto il sistema di diffusione aria nelle vasche di processo biologico è già basato sull'utilizzo di diffusori a bolle fini di elevata efficienza.

Nel grafico seguente si può vedere l'andamento nel tempo della potenza assorbita per le varie categorie di utenze.



**Figura 42: Andamento nel tempo delle potenze richieste dalle diverse utenze dell'impianto nello scenario EFF1.**

Dal confronto con l'analogo grafico di Figura 41, si può notare il significativo abbassamento della potenza assorbita soprattutto in fase di pompaggio e miscelazione. La potenza assorbita in fase di pompaggio passa da un valore medio di 73 kW a 30 kW, mentre quella di miscelazione da 50 kW a 40kW. Il risultato è molto elevato a causa dei notevoli margini di ottimizzazione presentati dall'impianto in oggetto, in ragione dell'età delle macchine installate e delle tubazioni, oltre che delle modifiche delle condizioni operative, intervenute nel corso degli anni, che hanno fatto sì che alcune macchine siano dimensionalmente inadeguate all'uso attuale.



**Figura 43: ripartizione percentuale dei consumi tra le diverse utenze dell'impianto nello scenario EFF1.**

In virtù degli interventi descritti cambia significativamente la ripartizione delle voci di consumo, con la quota dovuta all'aerazione che diviene preponderante arrivando quasi al 60% del totale come si può vedere dal grafico di Figura 43.

### Scenario di efficientamento 2

In questo secondo scenario si sono valutate modifiche di processo mirate principalmente all'ottimizzazione dell'aerazione delle vasche di ossidazione biologica. E' stato quindi, innanzitutto, verificato l'effetto di modifica della portata di ricircolo della miscela aerata sull'abbattimento dell'azoto. Nel grafico di Figura 44 si riportano la concentrazione di azoto totale in uscita dall'impianto e la potenza assorbita dal sistema di pompaggio, al crescere della portata di ricircolo della miscela aerata.

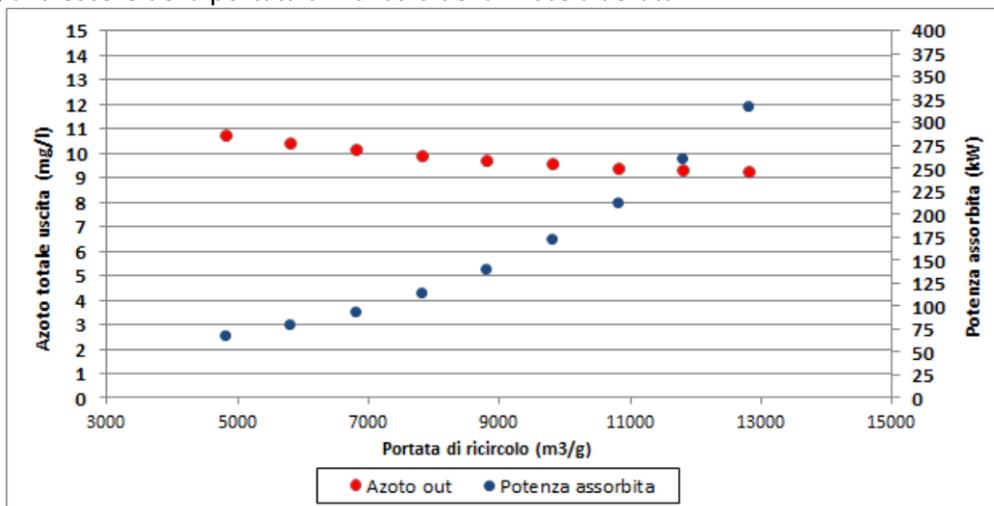


Figura 44.: Azoto totale in uscita al variare della portata di ricircolo della miscela aerata in stato stazionario

Gli incrementi di portata di ricircolo determinano un modesto miglioramento di rimozione dell'azoto totale, ma a spese di un notevole incremento del consumo energetico in fase di pompaggio.

Una significativa ottimizzazione si è invece ottenuta operando sui sistemi di controllo dell'aerazione. L'opzione considerata prevede la sostituzione del sistema di regolazione dell'aerazione basato su semplici soglie di ossigeno disciolto in vasca, con un sistema di controllo basato anche sulla concentrazione di ammoniaca. Il controllore modellato mantiene, con un sistema di tipo PID, il set point di ammoniaca in fase di ossidazione a 2 mg/l, regolando il set point dell'ossigeno. Un altro controllore di tipo PI mantiene il set point dell'ossigeno sui valori variabili impostati, in base alla concentrazione di ammoniaca, agendo sui sistemi di aerazione.

Nel grafico di Figura 45 è possibile apprezzare la notevole riduzione di potenza assorbita in questo scenario.

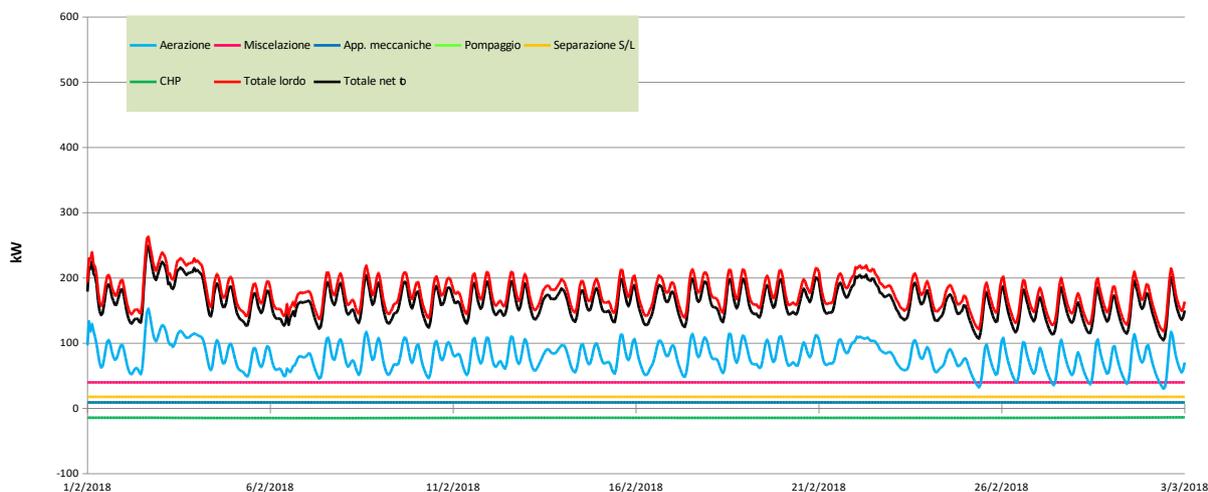
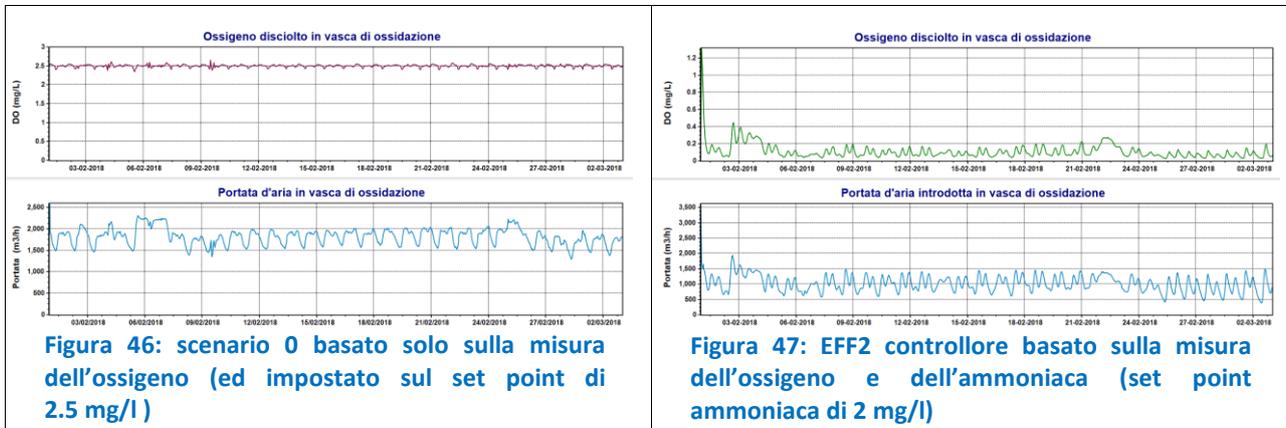
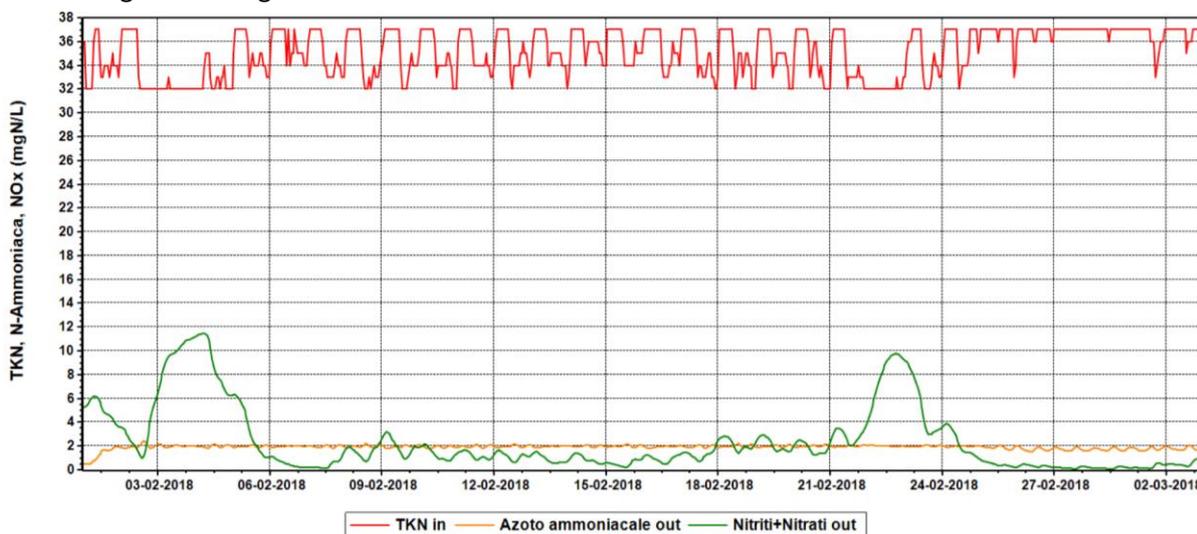


Figura 45: Andamento nel tempo delle potenze richieste dalle utenze dell'impianto nello scenario EFF2.

Il sistema di controllo più efficiente consente di passare da un fabbisogno in aerazione di 143 kW a 80 kW. Le cause di questa notevole riduzione si deducono chiaramente dal confronto tra i seguenti grafici di figura 7a e 7b, che riportano l'andamento dell'ossigeno in vasca di ossidazione e la portata d'aria insufflata, per la situazione attuale e per lo scenario EFF2 (nel quale sono entrambi notevolmente ridotti).



Un ulteriore vantaggio del controllore di ammoniacale è la riduzione significativa dei nitrati in uscita come visibile dal grafico di Figura 48.



Si può osservare che il valore di ammoniacale è fisso a 2mg/l, mentre la somma di nitriti e nitrati risulta quasi sempre molto bassa. Se applicata in scala reale, questa strategia di controllo consentirebbe all'impianto di rispettare con ampio margine il limite di 15 mg/l di azoto totale come valore medio annuo (limite richiesto in aree sensibili dalla tabella 2 del D. Lgs. 152/2006).

### Scenario efficientamento 3

Dopo avere ottimizzato i consumi energetici degli impianti, ci si è focalizzati sulle misure di efficientamento della linea fanghi, che hanno come principale obiettivo l'aumento della produzione di biogas ed il conseguente incremento della produzione energetica dell'impianto stesso. Per questo si è simulato l'utilizzo del biogas, prodotto in digestione anaerobica, in un gruppo di cogenerazione (CHP), per la valorizzazione energetica con produzione in loco di energia elettrica e con opportuni sistemi di recupero termico.

Lo scenario di interventi di ottimizzazione denominato EFF3 si è focalizzato sul processo di digestione, verificando l'adeguatezza dei digestori esistenti e simulando l'effetto di un incremento della capacità. Nell'ipotesi di realizzare la bonifica dell'attuale digestore in uso e la messa in funzione di un secondo digestore presente sull'impianto, ma attualmente in manutenzione, la capacità di digestione attuale risulterebbe triplicata con un aumento significativo dell'energia producibile in CHP come visibile dal grafico di Figura 49.

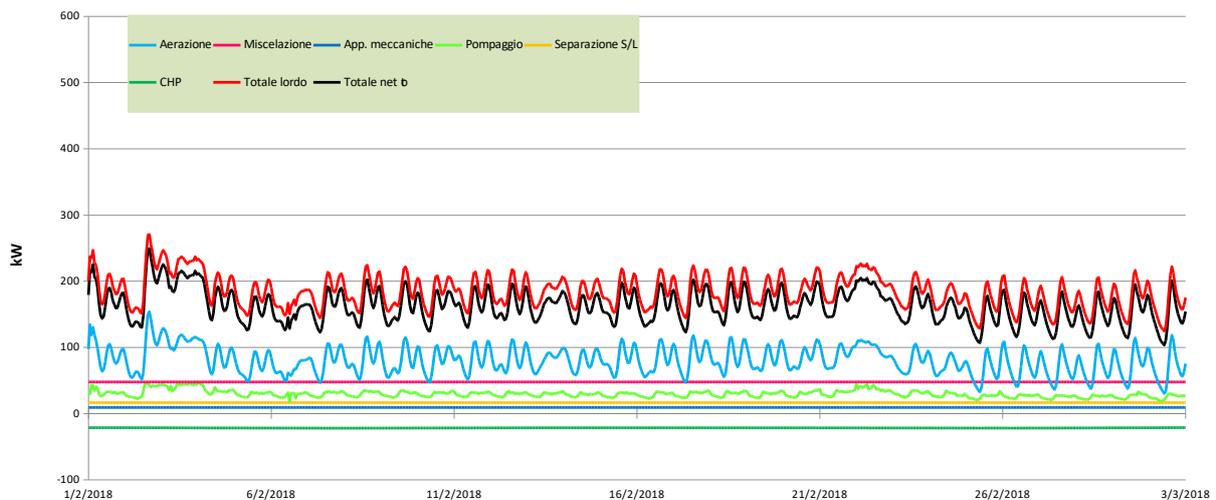


Figura 49: Andamento nel tempo delle potenze richieste dalle utenze dell'impianto nello scenario EFF3.

Nel grafico seguente (Figura 50) si può osservare l'aumento della produzione di biogas in questo scenario che, per i due digestori sommati, arriva al valore medio di 10 m<sup>3</sup>/h con una percentuale di metano di circa il 75%. A fianco (Figura 51) si può vedere la riduzione di sostanza organica in digestione, per confronto tra la concentrazione di VSS in ingresso ed in uscita, anch'essa significativamente incrementata.

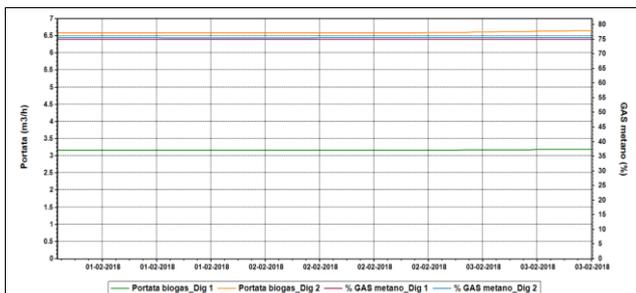


Figura 50: Andamento della portata e della composizione del biogas EFF3

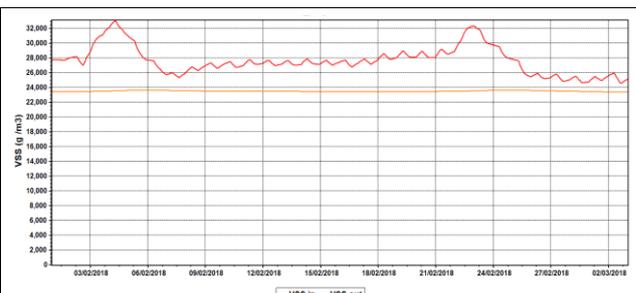
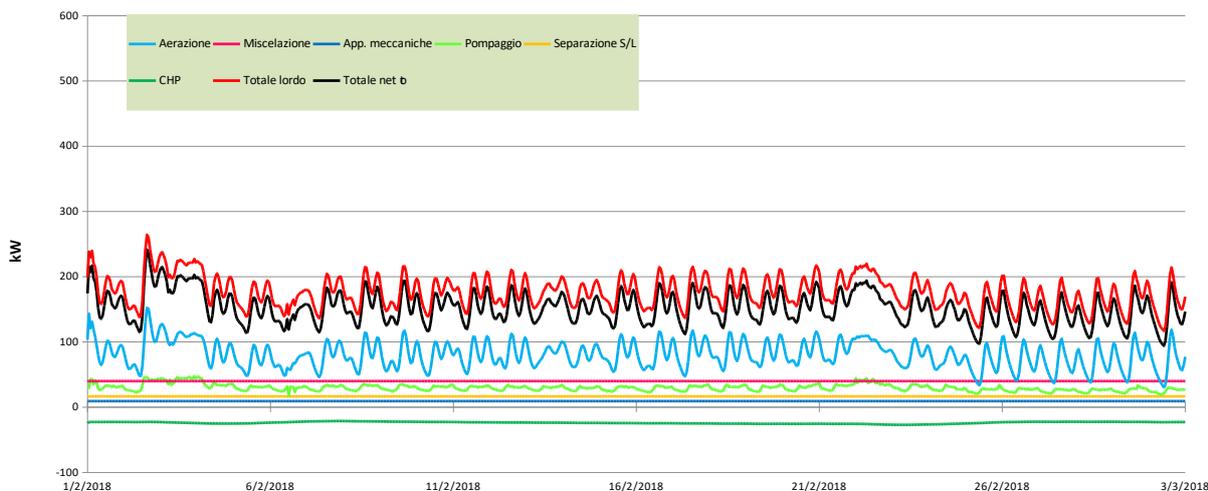


Figura 51: Andamento della sostanza organica in ingresso e uscita alla digestione EFF3

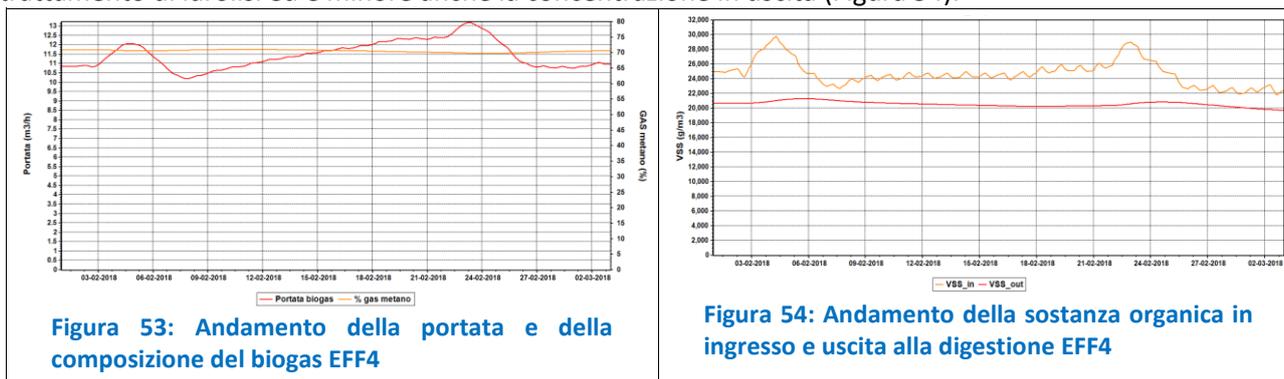
**Scenario efficientamento 4**

In alternativa ad un aumento del volume dei digestori, si è valutato l'effetto derivante dall'inserimento di sistemi per il pre-trattamento dei fanghi destinati alla digestione, allo scopo di aumentarne la biodegradabilità. La simulazione ha valutato i potenziali impatti di questo tipo di tecnologie di pretrattamento dei fanghi sull'incremento di produzione di biogas nei digestori a valle. Si è scelto di simulare gli effetti di un processo di idrolisi termica, come esempio significativo di pretrattamento dei fanghi, ma si può ritenere che altri tipi di pretrattamento fanghi, basati su diverse tecnologie, ma mirati ai medesimi obiettivi, come l'ozonizzazione, la sonicazione e l'ossidazione chimica portino a risultati sostanzialmente simili. Anche in questo caso, si riporta l'andamento della potenza assorbita, da cui si può notare che la potenza prodotta in CHP risulta analoga a quella dello scenario precedente.



**Figura 52: Andamento nel tempo delle potenze richieste dalle utenze dell'impianto nello scenario EFF4.**

Come si può osservare nella Figura 53, grazie al pretrattamento di idrolisi, la quantità di biogas prodotta dall'unico digestore attualmente in funzione, senza alcun intervento di bonifica, equivale a quanto prodotto nello scenario di efficientamento EFF3 (nel quale si è simulata la bonifica dei due digestori). La concentrazione di sostanza organica in ingresso al digestore è minore, a causa della significativa rimozione operata dal trattamento di idrolisi ed è minore anche la concentrazione in uscita (Figura 54).



**Figura 53: Andamento della portata e della composizione del biogas EFF4**

**Figura 54: Andamento della sostanza organica in ingresso e uscita alla digestione EFF4**

Mentre la concentrazione dei solidi sospesi volatili diminuisce nell'unità di idrolisi, le concentrazioni di COD e TKN solubili aumentano e la concentrazione di ammoniaca resta sostanzialmente invariata, poiché le proteine sono solubilizzate piuttosto che mineralizzate. L'unità di idrolisi termica e il digestore insieme agiscono in modo simile a un digestore a due stadi in cui l'idrolisi e l'acidogenesi, che sono le prime fasi del processo di digestione anaerobica, avvengono nell'unità di idrolisi e le fasi successive, cioè l'acetogenesi e la metanogenesi, avvengono nel digestore. La concentrazione ridotta di sostanza organica particolata biodegradabile nell'effluente del digestore (190 mgBOD/l) testimonia che il tempo di residenza idraulico e

quindi la volumetria del digestore sono sufficienti ed un volume aggiuntivo non darebbe benefici in termini di portata di biogas prodotto e di rimozione di sostanza organica biodegradabile. Ciò mostra come l'idrolisi termica, prima della digestione anaerobica, riduca sostanzialmente il tempo di digestione richiesto, permettendo quindi il trattamento di carichi di sostanza organica superiori, con un conseguente incremento della quantità di biogas ottenibile. Nell'impianto in esame, la notevole capienza dei digestori presenti sull'impianto, a patto di provvedere alla bonifica, non consentirebbe di sfruttare i benefici derivanti da un trattamento di idrolisi, ma in una situazione diversa il trattamento di idrolisi termica può rappresentare una valida alternativa all'aumento della capacità dei digestori.

**Scenario di efficientamento 5**

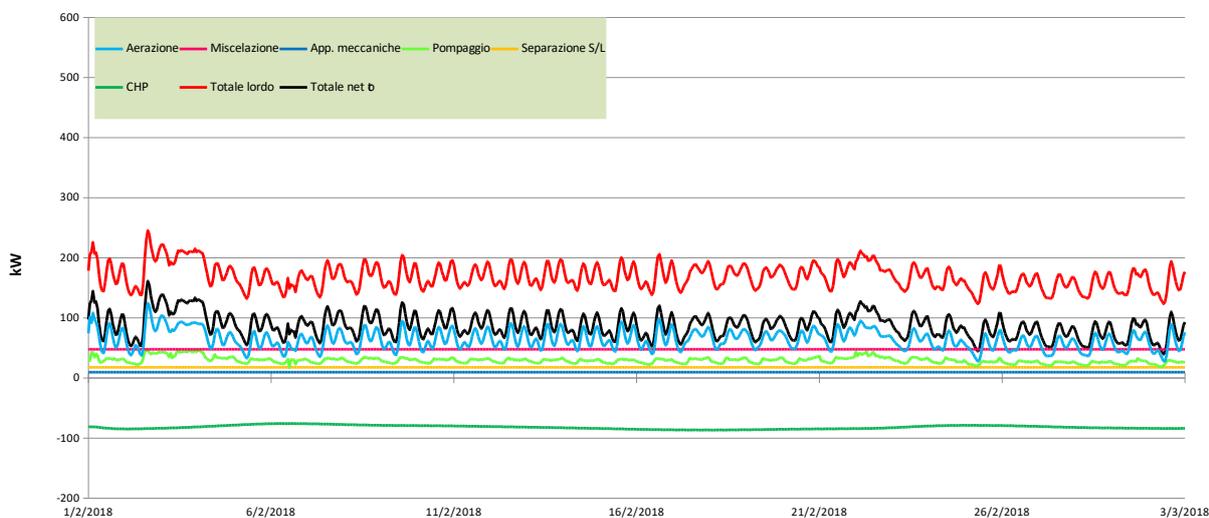
Un’ulteriore tipologia di intervento valutata, per il suo notevole potenziale di incremento della produzione di biogas, è l’ottimizzazione del processo di sedimentazione primaria, che mira a ottenere una efficiente separazione dei solidi in sospensione nei reflui, a monte del processo di trattamento biologico. La sedimentazione primaria consente anche di ridurre il carico di sostanza organica, che deve essere ossidato nel trattamento biologico, riducendo di conseguenza il fabbisogno energetico per l’aerazione e migliorando complessivamente l’efficacia depurativa dell’impianto. Il carico organico rimosso in sedimentazione primaria è reso disponibile per la digestione anaerobica, aumentando così la produzione di biogas del digestore. Un fattore limitante è però l’impatto che questo ha sulla rimozione dell’azoto, dovuto al minore carico di sostanza organica biodegradabile disponibile per la denitrificazione. Per evitare questo problema, per l’impianto considerato, si è simulata l’introduzione di un sedimentatore primario, modificandone l’efficienza di rimozione fino ad individuare il valore massimo che consenta, allo stesso tempo, il rispetto dei limiti di scarico dell’azoto. Nella tabella 10 sono riportate le concentrazioni delle componenti azotate riscontrate allo scarico dell’impianto, al variare dell’efficienza del processo di sedimentazione primaria.

**Tabella 10: Concentrazioni delle forme azotate allo scarico al variare dell’efficienza di rimozione dei solidi in sedimentazione primaria**

Eff. di sedimentazione	Ammoniaca	Nitrati	Nitriti	Azoto tot
%	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l
20	0.5	5.6	0.3	8.6
30	0.5	5.9	0.3	8.8
40	0.5	6.2	0.3	9.0
50	0.5	6.5	0.3	9.2
60	0.5	6.8	0.3	9.4

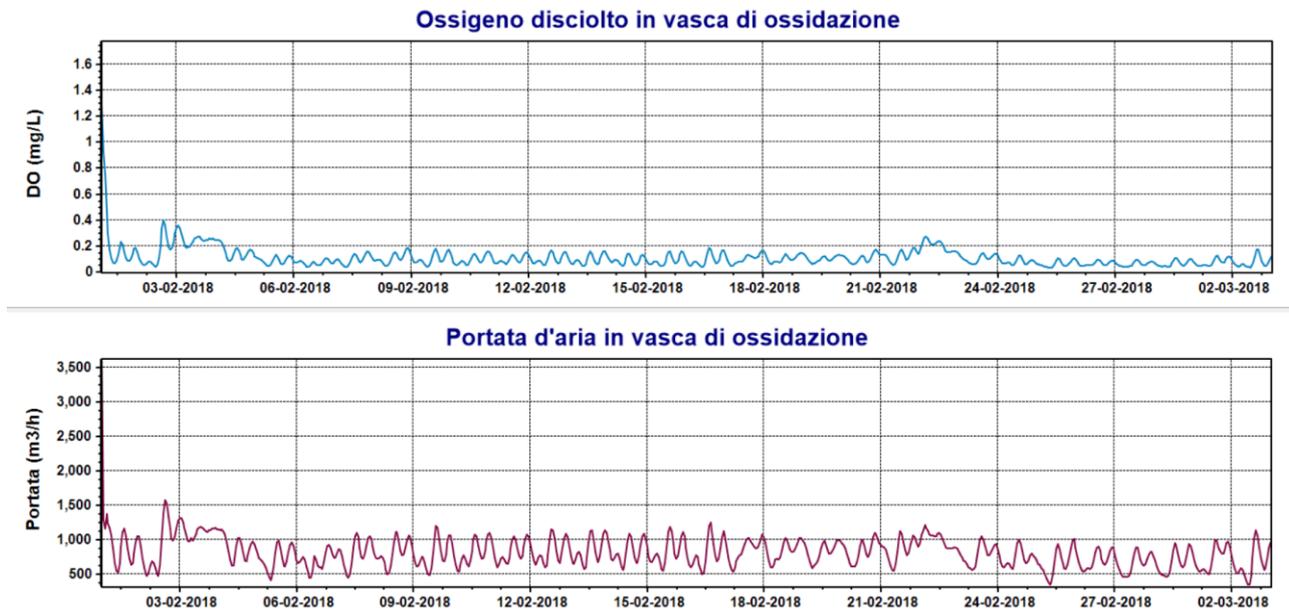
Alla luce dei risultati ottenuti dalle simulazioni, l’efficienza di rimozione dei solidi sospesi è stata settata al 50%, valore che, da un lato è facilmente conseguibile con un semplice processo di sedimentazione senza aggiunta di prodotti chimici, dall’altro garantisce il rispetto dei limiti previsti allo scarico, con notevole margine di sicurezza.

Nel grafico di Figura 55 sono riportati anche per questo scenario gli andamenti della potenza assorbita.



**Figura 55: Andamento nel tempo delle potenze richieste dalle utenze dell’impianto nello scenario EFF5.**

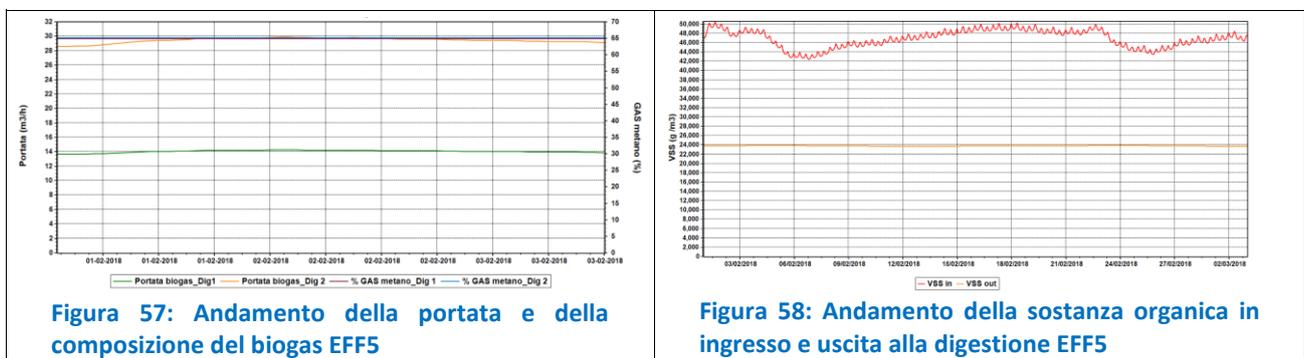
Il primo vantaggio atteso dall'introduzione della sedimentazione primaria è il calo significativo della potenza assorbita in aerazione. Nel grafico di Figura 56 si nota che, nonostante la concentrazione di ossigeno in vasca di ossidazione sia sostanzialmente invariato rispetto allo scenario EFF2, la portata d'aria necessaria per il mantenimento di questo valore è ridotta, per effetto del carico minore di contaminanti da trattare nelle vasche biologiche.



**Figura 56: Andamento della concentrazione di ossigeno e della portata d'aria insufflata nelle vasche biologiche EFF5**

Un altro dato considerevole è l'effetto dell'introduzione delle sedimentazione primaria sulla produzione energetica dell'impianto, a causa del notevole aumento di produzione di biogas nei digestori, che determina un incremento del valore medio di potenza generata in CHP da 24 kW a 82 kW.

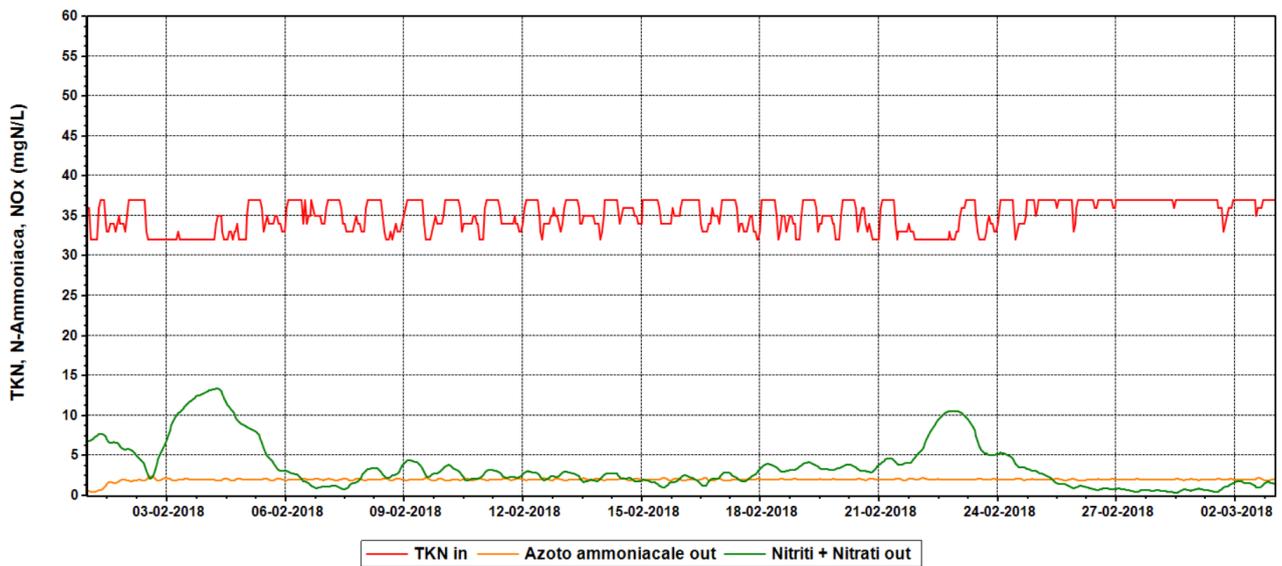
Dal grafico di Figura 58 si può notare il notevole incremento della concentrazione di sostanza organica particolata (misurata come SSV) in ingresso al digestore e la notevole rimozione che determina un valore in uscita grossomodo dimezzato. Anche il carico complessivamente alimentato e rimosso aumenta e a fronte di questo dato, la produzione di biogas in entrambi i digestori è molto più alta di quanto sia negli scenari precedenti, arrivando oltre i 40 m³/h con una percentuale di metano del 65% (Figura 57).



**Figura 57: Andamento della portata e della composizione del biogas EFF5**

**Figura 58: Andamento della sostanza organica in ingresso e uscita alla digestione EFF5**

Il grafico in Figura 59 conferma che, a fronte dei vantaggi ottenuti, i requisiti allo scarico sono rispettati.



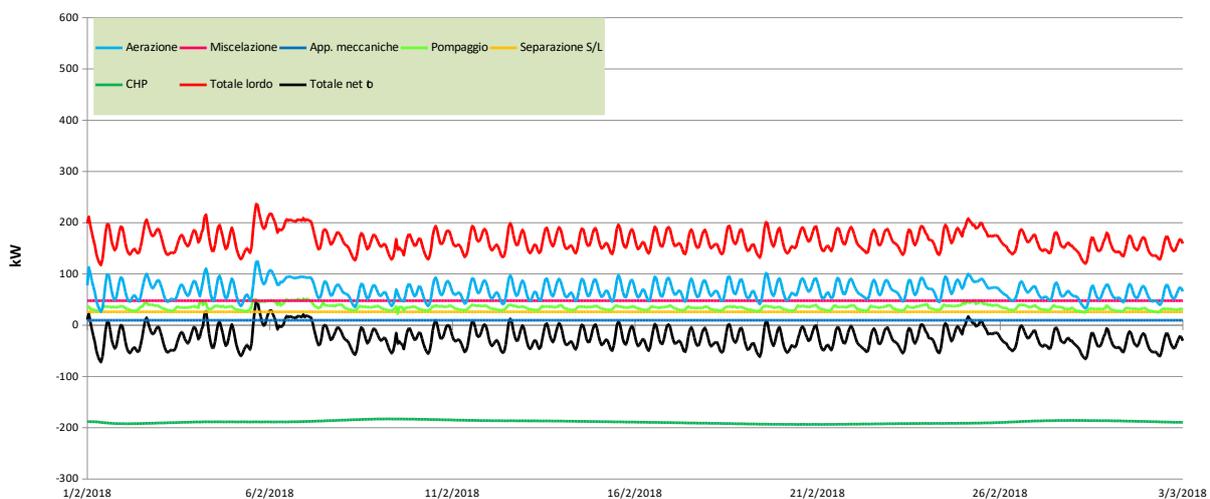
**Figura 59: Andamento dell’azoto organico in ingresso e dell’azoto ammoniacale, nitriti e nitrati in uscita EFF5**

Grazie all’introduzione di tutti i pacchetti di interventi da EFF1 a EFF5 è possibile conseguire un efficientamento dell’impianto di quasi il 70%, che consente di passare da una potenza media netta assorbita di 283 kW a 87 kW. Per raggiungere l’autonomia energetica e realizzare un cosiddetto ZEP (zero energy plant) è necessario fare ricorso alla digestione di matrici organiche esterne in codigestione con i fanghi prodotti dal processo depurativo, come presentato nello scenario successivo.

### Scenario di efficientamento 6

In questo ultimo scenario di efficientamento è stata valutata la possibilità di ottimizzare lo sfruttamento della capacità residua dei digestori, con l'introduzione di substrati organici addizionali. Questi substrati andrebbero reperiti, per ragioni economiche e logistiche, preferibilmente nei contesti territoriali in cui gli impianti sono localizzati. Un esempio in tal senso è la frazione organica dei rifiuti solidi urbani (FORSU) da trattare in co-digestione con i fanghi di depurazione.

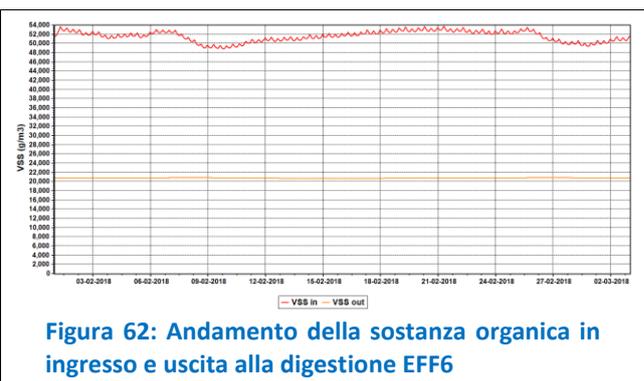
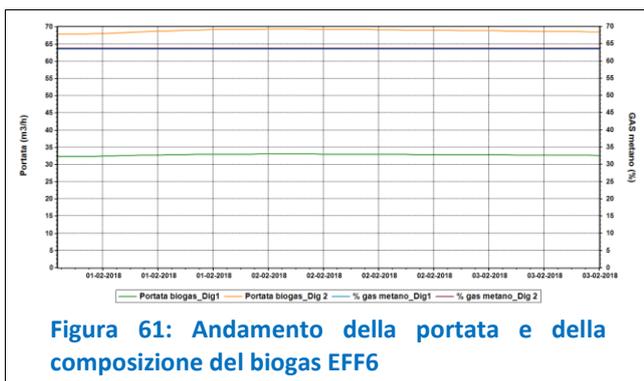
Nell'impianto considerato, la notevole dimensione dei digestori esistenti e recuperabili in seguito a bonifica permetterebbe teoricamente di trattare 11.5 m<sup>3</sup>/giorno di FORSU, con tenore di secco del 27%, che determinano un carico aggiuntivo in digestione di 2400 kg/giorno di solidi volatili. Questo incremento di carico permette di conseguire un ulteriore incremento della produzione di biogas, con conseguente incremento della potenza prodotta in CHP fino al valore di 189 kW come si può vedere dall'andamento del grafico di Figura 60.



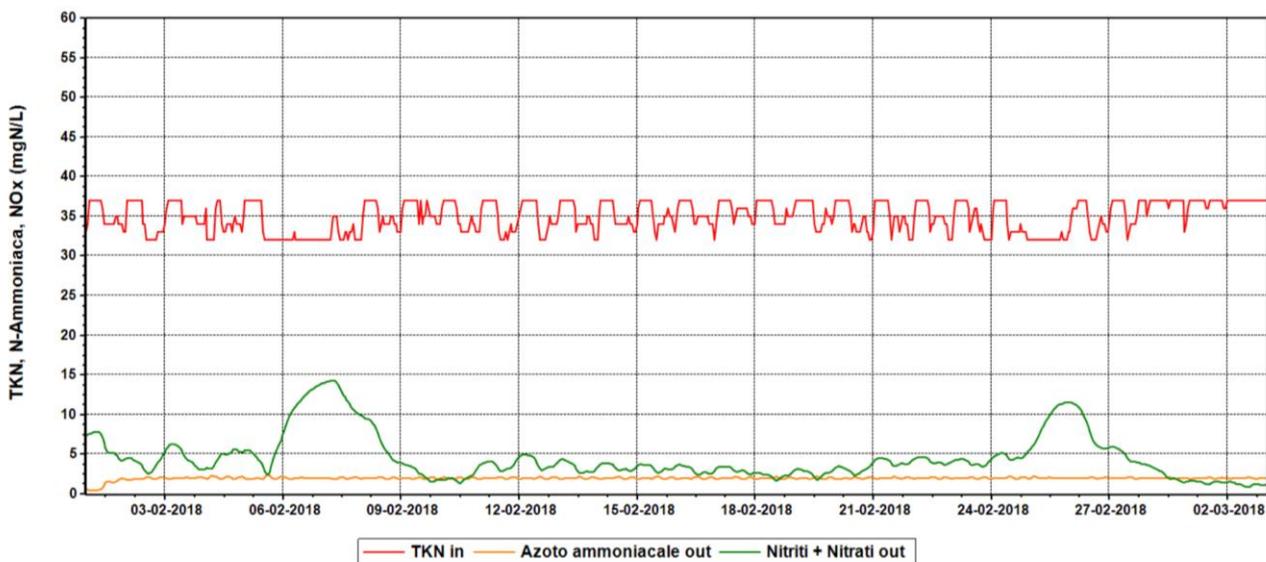
**Figura 60: Andamento nel tempo delle potenze richieste dalle diverse utenze dell'impianto nello scenario EFF6.**

Si noti, oltre al notevole incremento della produzione di energia in CHP (nel grafico è rappresentata da valori negativi trattandosi non di consumo ma di produzione), l'andamento del fabbisogno di potenza netta, anch'esso quasi sempre negativo. L'impianto, in questa configurazione, è un produttore netto di energia ed è in grado di fornire una potenza media di 24 kW.

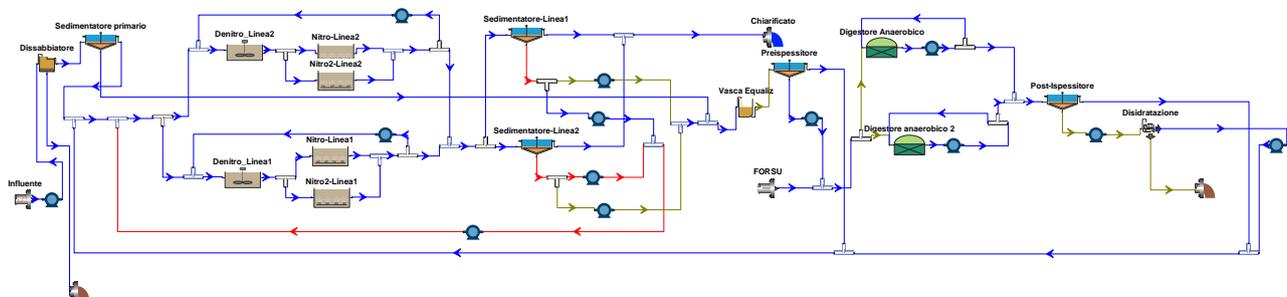
L'aumento, rispetto allo scenario precedente, di produzione di biogas, che arriva fino al valore medio di circa 100 m<sup>3</sup>/h con una percentuale di metano di quasi il 65% (Figura 61), è sì dovuto all'incremento del carico in ingresso al digestore per l'aggiunta del FORSU, ma è anche risultato della maggiore efficienza di rimozione (maggiore concentrazione di VSS in ingresso e minore concentrazione in uscita). Questo effetto, visibile nel grafico di Figura 62, è da ascrivere alla migliore biodegradabilità anaerobica del FORSU, rispetto ai fanghi.



Questo incremento di produzione energetica consente di rispettare i limiti di scarico come visibile dal grafico di Figura 63, senza necessità di ricorrere a ulteriori trattamenti per la rimozione del carico di azoto aggiuntivo determinato dal FORSU.



Nel grafico di Figura 64, lo schema dell'impianto con tutte le modifiche di efficientamento presentate e discusse:



**Figura 64: Layout impianto dopo implementazione degli efficientamenti**

### 2.3.6 Rilevanza dei risparmi energetici conseguibili

Come emerso chiaramente nel presente lavoro, al fine di conseguire un efficientamento energetico degli impianti di depurazione, la scelta degli interventi e le modalità applicative degli stessi devono partire da una attenta analisi del ciclo depurativo. La panoramica sui benefici conseguibili, presentata nel paragrafo precedente, ha evidenziato che, attraverso varie misure di intervento, sono possibili notevoli risparmi energetici e altrettanto notevoli incrementi della produzione energetica in loco, fino ad avvicinarsi ad un bilancio energetico in pareggio ed in alcuni casi in positivo (grazie alla co-digestione di fanghi ed altri rifiuti). Riportare sullo scenario nazionale tali considerazioni ha senza dubbio un notevole grado di incertezza, ma le potenziali ricadute sul Servizio Idrico Integrato (SII) risultano rilevanti; infatti il servizio di collettamento e depurazione delle acque reflue ha una incidenza del 30% sui consumi elettrici del SII e dell' 1% sul consumo nazionale. A fronte di un panorama in cui il settore depurativo delle acque reflue civili tratta carichi inquinanti complessivamente superiori a settantacinque milioni di abitanti equivalenti con un fabbisogno energetico superiore ai 3 miliardi di kWh/anno, il raggiungimento della autosufficienza energetica avrebbe impatti notevoli sul bilancio energetico italiano. Un ulteriore vantaggio sarebbe rappresentato dalla possibilità di utilizzare l'autoproduzione non in continuo, ma principalmente nelle ore di massima domanda energetica sulla rete, prelevando invece dalla rete nei periodi in cui tale domanda è più bassa. Tale risultato è conseguibile facendo leva sulla possibilità di accumulo del biogas, che rende programmabile il suo invio in co-generazione nei periodi di maggior convenienza. Tale politica di gestione avrebbe vantaggi sia per i gestori dei servizi idrici, che potrebbero approfittare di tariffe elettriche più convenienti, sia per i gestori della rete elettrica che beneficerebbero degli effetti di una domanda più costante nell'arco della giornata, con conseguenti ricadute positive per i cittadini sotto forma di minori tariffe dei servizi idrico ed elettrico.

### 2.3.7 Installazione del sistema di controllo automatico brevettato su un impianto reale

Il sistema prototipale di controllo del processo di trattamento di denitrificazione e nitrificazione, brevettato da ENEA (descritto nel dettaglio nel report RdSPAR2016027-ENEA), è stato implementato su una linea (linea 2) di un depuratore a scala reale, che dispone di una seconda linea in parallelo, utilizzata come confronto. La prima fase dell'attività in sintesi ha previsto i seguenti step:

- installazione e cablaggio delle sonde;
- installazione del controller;
- verifica della corretta comunicazione con il PLC esistente sull'impianto, per l'acquisizione dei segnali;
- verifica della corretta trasmissione dell'informazione al PLC dei segnali di attuazione per la regolazione delle macchine (compressori, pompe di ricircolo, ecc.).

Dopo l'installazione, il controller è stato sottoposto ad una fase di monitoraggio con l'acquisizione dei dati e di simulazione delle risposte al variare delle condizioni di esercizio. Passato questo periodo di test, della durata di qualche mese, il controller è stato reso operativo sulla linea di depurazione oggetto della sperimentazione per un controllo e un fine tuning dei parametri di set-up di processo.

Più specificamente, sull'impianto di depurazione oggetto della sperimentazione, sono state installate due sonde combinate, per la misura contemporanea di pH e ORP, nelle vasche anossica e di ossidazione della linea 2. E' stato installato il controllore di processo di Enea in un quadro apposito in sala quadri e sono state apportate le opportune modifiche software allo scopo di permettere la comunicazione con protocollo modbus tra il PLC di controllo dell'impianto e il controllore stesso. A tal fine sono stati individuati i registri di memoria per la lettura dei segnali provenienti dall'impianto da parte del controllore e quelli per la scrittura dati necessari al controllo degli attuatori. Le attività hanno riguardato il monitoraggio dei segnali lungo il periodo che va da giugno a fine settembre 2018, evidenziando tutti gli aspetti relativi al controllo automatico dei processi, la gestione intelligente, il rilevamento dei malfunzionamenti. I segnali acquisiti sono stati pre-processati con algoritmi di filtraggio, che permettono anche il calcolo in tempo reale della derivata in linea. Con i segnali sono stati poi messi a punto appositi moduli di machine learning per il riconoscimento degli andamenti temporali e la classificazione puntuale di condizioni di processo di particolare interesse. Sinteticamente, tramite l'esecuzione di tali moduli, sono state poste le condizioni per automatizzare le seguenti attività:

- a. Controllo del processo di nitrificazione e individuazione delle politiche di gestione.
- b. Controllo del processo di denitrificazione e individuazione delle politiche di gestione.
- c. Rilevamento e gestione di malfunzionamenti, compresi quelli delle sonde.
- d. Rilevamento e classificazione eventi di pioggia.
- e. Moduli per il riconoscimento di andamenti temporali.

I vantaggi ottenibili prevedono una maggiore efficienza energetica e una maggiore efficienza dei processi di rimozione dei nutrienti, poiché i processi di nitrificazione e denitrificazione sono costantemente mantenuti in condizioni di buon funzionamento.

### Controllo del processo di denitrificazione

Durante il processo di denitrificazione i composti ossidati dell'azoto (N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> e N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>, identificati di seguito in maniera generica come N-NO<sub>x</sub><sup>-</sup>) vengono ridotti ad azoto molecolare (N<sub>2</sub>) in fase gassosa che viene rilasciato in atmosfera. Il processo è riduttivo ed è caratterizzato, in condizioni di funzionamento corretto a regime, da valori del segnali di ORP stabili, tipicamente intorno a -150 mV; valori compresi tra -250 mV e -50 mV sono comunque accettabili. In condizioni stazionarie del processo di denitrificazione, anche il segnale di ORP assume un andamento stazionario, mantenendosi nell'intorno di valori che sono funzione dello stato raggiunto dal sistema e che sono indicati e descritti in tabella 11.

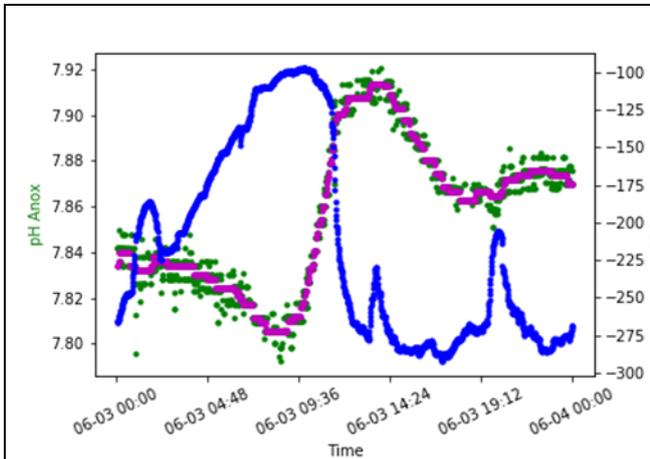
**Tabella 11: Condizioni di funzionamento processo di denitrificazione**

1	<b>Condizione operativa anomala 'Ossidativa'</b>	ORP >> 0 mV (solitamente intorno ai 100mV), corrispondente a: concentrazioni di NO <sub>x</sub> <sup>-</sup> > 0 mg/l carenza di substrato biodegradabile (bCOD) rispetto a sostanze azotate presenti in vasca da denitrificare o diminuzione della velocità di denitrificazione in relazione al carico di NO <sub>x</sub> addotto alla vasca anossica.
2	<b>Condizione operativa anomala 'Anaerobica'</b>	ORP << 0 mV (~-250 mV fino ~- 400 mV) corrispondente a: NO <sub>x</sub> <sup>-</sup> = ~0 mg/l <sup>-1</sup> Eccesso di bCOD rispetto a sostanze azotate presenti in vasca da denitrificare
3	<b>Condizione operativa normale 'anossica'</b>	ORP < 0 mV (~-250 mV fino ~- 50 mV) corrispondente a: NO <sub>x</sub> <sup>-</sup> = ~0 mg/l <sup>-1</sup> rapporto corretto tra bCOD e sostanze azotate presenti in vasca da denitrificare

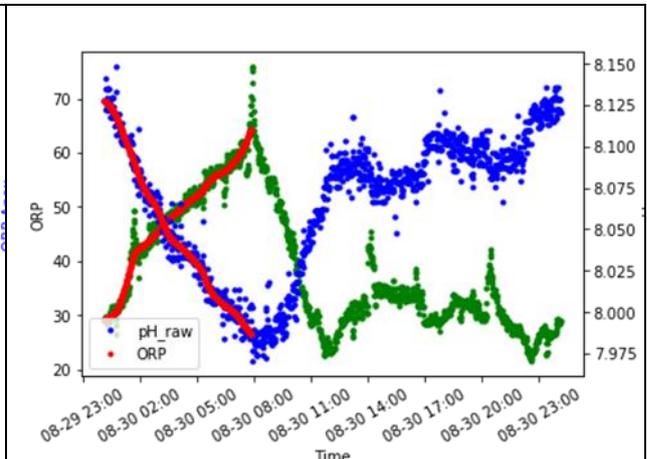
Al contrario, il segnale di pH fornisce informazioni riguardo la denitrificazione in termini di dinamica della sua evoluzione, quando il sistema tende a passare da uno stato ad un altro. La combinazione dell'analisi dei due segnali acquisiti in tempo reale permette di individuare e mettere in atto adeguate strategie di controllo, per mantenere il processo sempre in condizioni di funzionamento corretto.

Queste ipotesi sono confermate dai dati acquisiti in fase di monitoraggio dell'impianto reale, i quali evidenziano che la maggiore efficienza dei processi di rimozione dei nutrienti è ottenibile, con il mantenimento continuo delle condizioni ottimali per il processo di denitrificazione. Tali condizioni sono contraddistinte da valori di ORP in vasca anossica compresi tra -100 e -200 mV. Valori positivi (tipicamente sopra 50 mV), visibili negli andamenti mostrati in figura 66, e valori molto negativi (tipicamente inferiori a -250 mV), raggiunti più volte nell'andamento di figura 65, di ORP sono indicativi entrambi di condizioni di funzionamento non ottimale per il processo di denitrificazione, per le quali è possibile intervenire con azioni di controllo mirate. Quando l'ORP assume valori stabilmente positivi, parliamo di condizioni ossidative, in quanto un processo di denitrificazione non completo lascia residui non trascurabili di nitrati e/o nitriti in vasca, compromettendo l'efficienza di rimozione dell'azoto dell'impianto. In questo caso si potrebbe intervenire riducendo opportunamente la portata del ricircolo interno, fino ad un valore facilmente

riconoscibile, utilizzando una politica di controllo che prevede il pH come variabile controllata. Nel secondo caso, i valori molto negativi di ORP coincidono con un elevato rapporto COD/TN in ingresso, tale da permettere, aumentando la portata di ricircolo interno, una maggiore rimozione di nitrati in denitrificazione, diminuendo in questo modo le concentrazioni di azoto totale allo scarico. Anche questa politica di controllo della pompa di ricircolo può essere attuata, utilizzando sempre il pH quale variabile controllata.

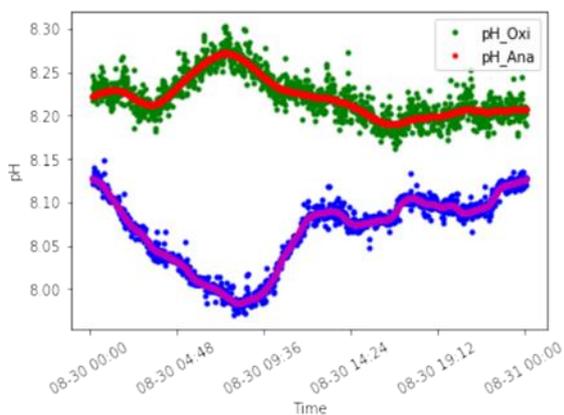


**Figura 65: Valori corretti di pH e ORP in vasca anossica.  $-100\text{mV} < \text{ORP} < -300$**



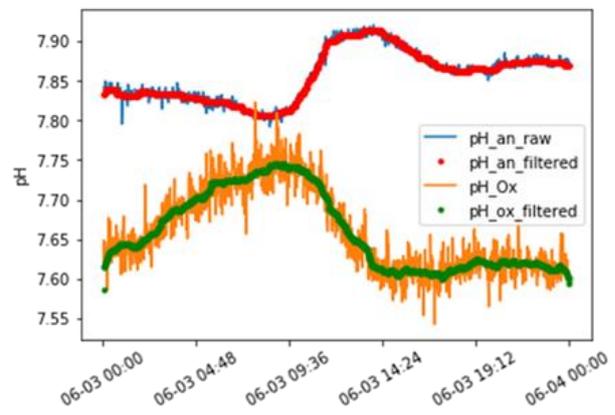
**Figura 66: Valori non corretti di pH e ORP in vasca anossica.  $\text{ORP} > 0 \text{ mV}$**

**pH vasca anossica < pH in vasca di ossidazione**



**Figura 67: Rilevamento malfunzionamento processo di denitrificazione: pH anox sempre < pH Ox**

**pH vasca anossica > pH in vasca di ossidazione**



**Figura 68: Rilevamento corretto funzionamento processo di denitrificazione: pH anox sempre > pH Ox**

Il non corretto svolgimento del processo di denitrificazione è rilevabile altresì dall'analisi online congiunta degli andamenti dei segnali di pH nelle due vasche (figure 67 e 68), che può essere programmabile come attività di fault detection. Poiché dal processo di nitrificazione vengono rilasciati in soluzione ioni  $\text{H}^+$ , mentre il processo di denitrificazione produce ioni  $\text{OH}^-$ , il pH misurato in vasca anossica deve sempre essere maggiore e ben distinto in valore dal pH misurato in vasca di ossidazione (ad eccezione dei periodi notturni, in cui il carico da trattare può essere molto basso). Finché i segnali mantengono questi andamenti, significa che il processo di denitrificazione si sta svolgendo in maniera efficiente, come nell'esempio mostrato in figura 68. Il fatto che i due andamenti tendano a raggersi e ad invertirsi, come mostrato in figura 67, rappresenta un primo indicatore che il processo di denitrificazione, e di conseguenza tutto il sistema, sta perdendo in efficienza di rimozione ed occorre intervenire con politiche di rimodulazione della portata di ricircolo interno. Esaminando nuovamente la figura 65, possono essere aggiunte ulteriori osservazioni:

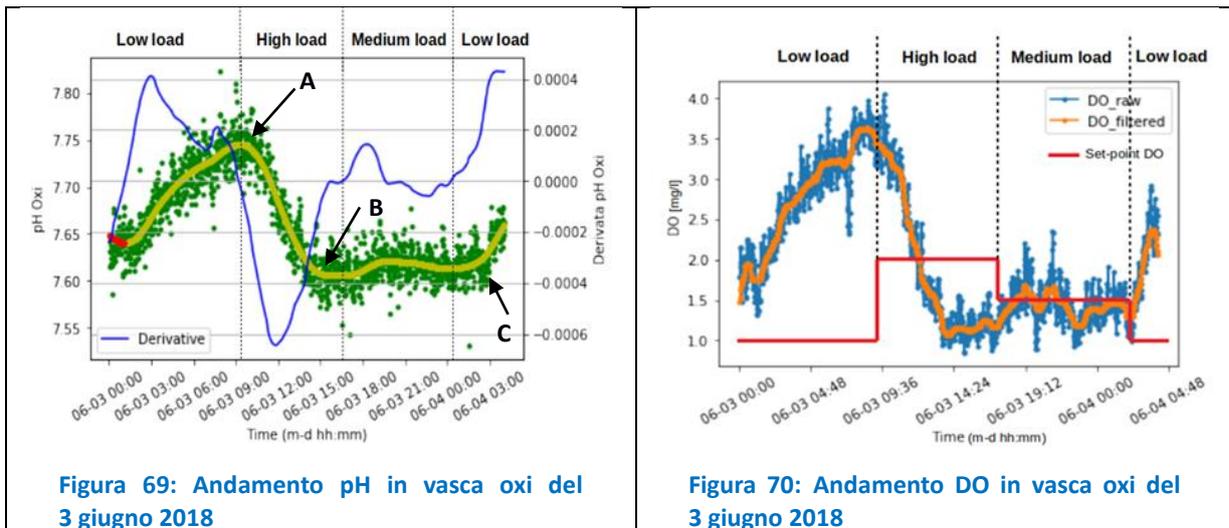
- a. è evidente che il processo di denitrificazione è completamente svolto, dall'improvviso aumento del segnale di pH e la repentina discesa del segnale di ORP, in concomitanza con l'inizio dell'alto carico, che adduce all'impianto alte concentrazioni di COD prontamente biodegradabile. La certezza che tale carico di COD è sufficiente si desume dal fatto che il segnale di pH raggiunge un massimo assoluto per poi discendere, mentre il segnale di ORP raggiunge valori molto negativi.
- b. il segnale di ORP supera più volte e, per un intervallo di tempo abbastanza lungo, il valore di -250mV. Questo significa che il COD in ingresso è alto rispetto al fabbisogno ideale dell'impianto e il sistema, come descritto in tabella 11, raggiunge condizioni anaerobiche. Tali condizioni permetterebbero di aumentare l'efficienza di rimozione dell'impianto se solo si potesse aumentare opportunamente la portata di ricircolo interno.

### **Controllo del processo di nitrificazione**

La peculiarità degli impianti di depurazione municipali, soprattutto quelli medio-piccoli, riguarda il ripetersi ciclico degli andamenti giornalieri delle sostanze inquinanti, mostrando un picco nei nitrati in vasca di ossidazione, dovuto al picco di ammoniaca che arriva in ingresso tutte le mattine, corrispondente all'alto carico, seguito da una diminuzione nel pomeriggio, che si fa sempre più decisa fino ad arrivare ad un minimo in corrispondenza delle ore notturne. In particolare, come già evidenziato puntualmente nel report precedente (RdSPAR2016027-ENEA), l'andamento giornaliero dell'azoto totale si compone di tre livelli di carico azotato, identificabili come alto carico, medio carico e basso carico e il processo di nitrificazione passa, ciclicamente ed ininterrottamente, da condizioni con basso carico di azoto totale, nelle ore notturne, a condizioni di alto carico nelle ore del mattino, per poi passare a condizioni di medio carico, nelle ore pomeridiane, fino a ritornare a quelle a basso carico. Queste transizioni sono rilevabili grazie il monitoraggio dei segnali pH e ORP, i quali hanno andamenti ciclici, direttamente riconducibili agli andamenti dei segnali di riferimento diretti. Infatti, nei segnali di pH e ORP queste informazioni sono pienamente e univocamente rilevabili, permettendone l'utilizzo nell'attuazione di una politica di gestione del sistema di aerazione, che prevede l'insufflazione d'aria variabile in funzione del carico azotato in ingresso: maggior ossigeno in condizioni di alto carico, diminuendolo mediamente quando il carico è medio ed ulteriormente per il basso carico.

Entrando nel dettaglio, la politica attuata per il controllo dell'insufflazione di ossigeno in vasca di ossidazione prevede un controllore PID che regola la portata del compressore tramite inverter, utilizzando la concentrazione di ossigeno disciolto (DO) come variabile controllata e fissando il set-point a un valore (variabile) che sarà funzione dello stato in cui si trova il processo, distinguibile appunto in alto, medio o basso carico. In particolare, il set-point dell'ossigeno disciolto sarà fissato a 2 mg/l durante l'alto carico, a 1.5 mg/l durante il carico medio e 1 mg/l con il basso carico. In figura 69 è mostrato l'andamento del segnale di pH rilevato nella giornata del 3/6/2018, mentre in figura 70 è mostrato l'andamento del segnale di DO relativo lo stesso giorno. Prendendo le figure come riferimento e utilizzando per il controllo online il segnale di pH, la politica di controllo della vasca di aerazione prevede l'esecuzione dei seguenti passi:

- a) individuazione dell'intorno temporale all'istante di inizio picco di carico in ingresso (punto A in figura 69), intercettando il massimo nel segnale di pH, che coincide con l'azzerarsi della derivata prima del segnale;
- b) impostazione del set-point DO regolatore PI 'ALTO CARICO' (2 mg/l);
- c) individuazione del minimo nel segnale di pH, corrispondente all'azzerarsi della sua derivata prima (punto B);
- d) impostazione del set-point DO regolatore PI 'MEDIO CARICO' (1.5 mg/l);
- e) individuazione dell'ultimo minimo nell'andamento del segnale di pH, corrispondente ad un minimo nella derivata prima del segnale (punto C);
- f) impostazione del set-point DO regolatore PI 'BASSO CARICO' (1 mg/l);
- g) ritorno al punto a).

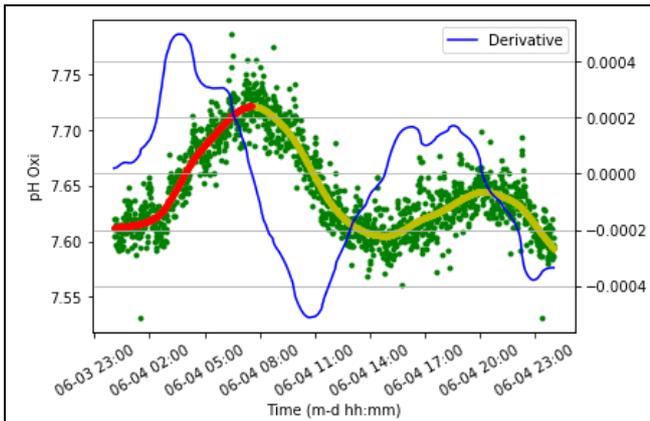


**Figura 69: Andamento pH in vasca oxi del 3 giugno 2018**

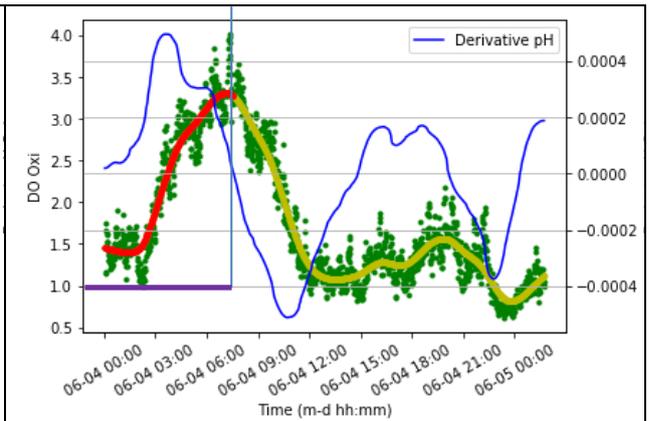
**Figura 70: Andamento DO in vasca oxi del 3 giugno 2018**

Con l'attuazione di questa politica si può osservare in figura 70 quale sarebbe il risparmio energetico dovuto alla regolazione PID del compressore confrontando l'andamento reale del DO (linea arancione) con quello che si avrebbe impostando valori di set-point del DO secondo le condizioni di carico in ingresso (linea rossa). Il risparmio energetico ottenibile con l'adozione di tale sistema di regolazione è notevole, soprattutto in corrispondenza delle ore notturne dove la richiesta di ossigeno da parte dei processi è molto bassa. In questo esempio specifico i punti caratteristici, che identificano i passaggi da una condizione di carico alla successiva avvengono alle ore 9:12 (inizio alto carico), alle ore 15:12 (inizio medio carico) e alle ore 00:20 (inizio basso carico).

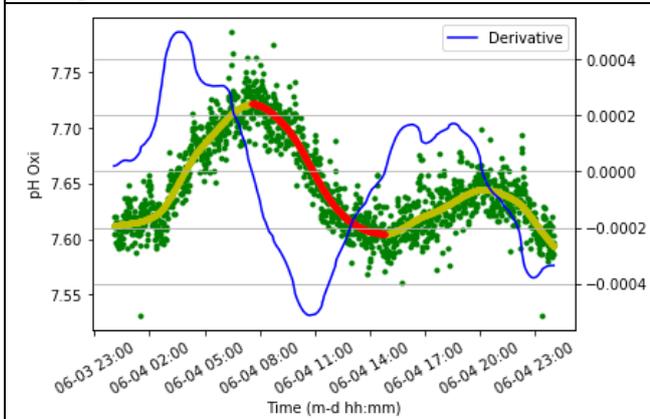
Nelle figure da 71 a 76 sono mostrati gli effetti dell'algorithm che rileva in linea automaticamente i punti caratteristici per tutti e tre i tipi di carico. Tale algorithm, oltre a rivelarsi efficace nel riconoscere tutte le condizioni di processo riscontrate, ha mostrato anche robustezza, caratteristica che ci ha permesso di lavorare anche con segnali molto disturbati, quali sono quelli acquisiti sull'impianto in oggetto.



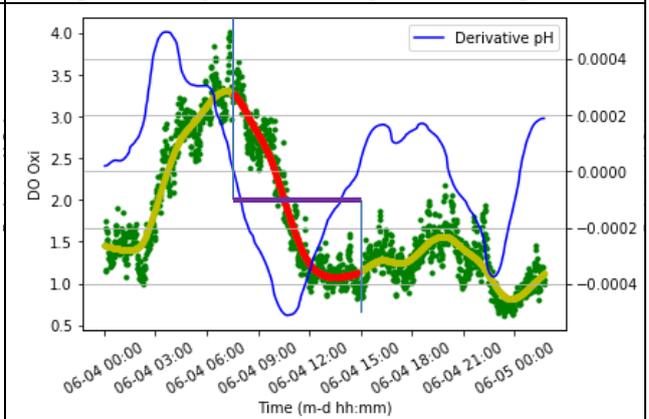
**Figura 71: Riconoscimento fine basso carico**



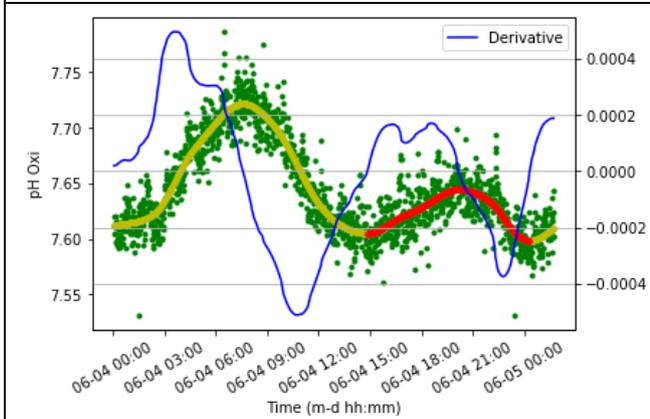
**Figura 72: Impostazione set-point DO 1 mg/l**



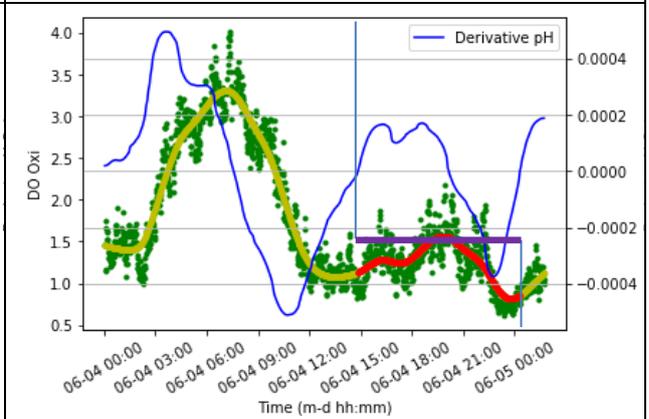
**Figura 73: Riconoscimento fine alto carico**



**Figura 74: Impostazione set-point DO 2 mg/l**



**Figura 75: Riconoscimento fine medio carico**



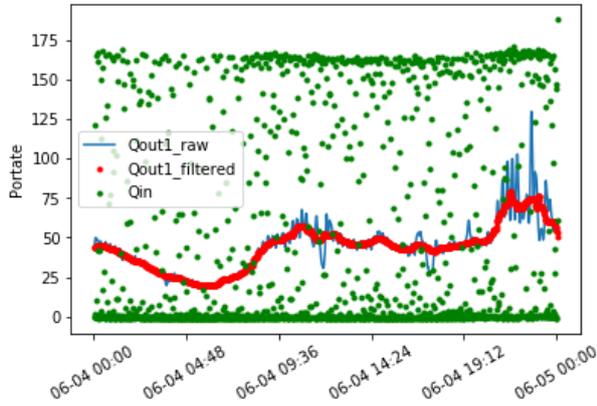
**Figura 76: Impostazione set-point DO 1.5 mg/l**

I vantaggi ottenibili dal monitoraggio continuo dei segnali, oltre a permettere una maggiore efficienza energetica e di rimozione degli inquinanti, permettono anche di mantenere costantemente il controllo dello stato operativo raggiunto dall'impianto in ogni istante. Intercettare gli eventi esterni che possono causare malfunzionamenti o deviare lo stato dell'impianto verso stati desiderati, permette di mantenere le condizioni operative dell'impianto sempre all'interno di range desiderati. Infatti, è molto più economico ed efficiente intervenire per correggere i malfunzionamenti nel momento in cui si presentano, prevenendo le problematiche che potrebbero verificarsi, piuttosto che intervenire quando gli effetti di tali problematiche si sono già evidenziati. A titolo di esempio sono mostrati in seguito alcune situazioni tipiche rilevate durante le fasi di monitoraggio e l'analisi dei segnali.

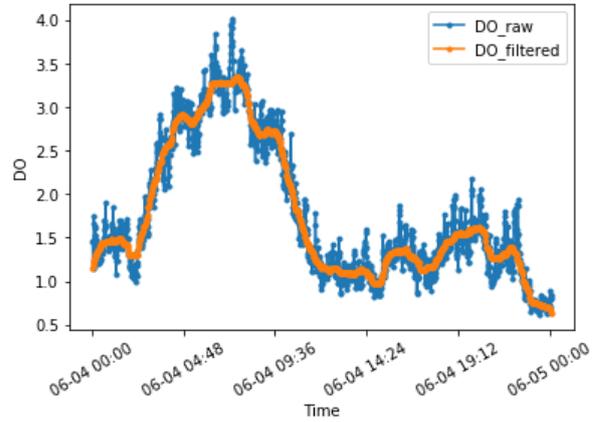
**Svolgimento efficiente dei processi**

**Dati 4 giugno 2018**

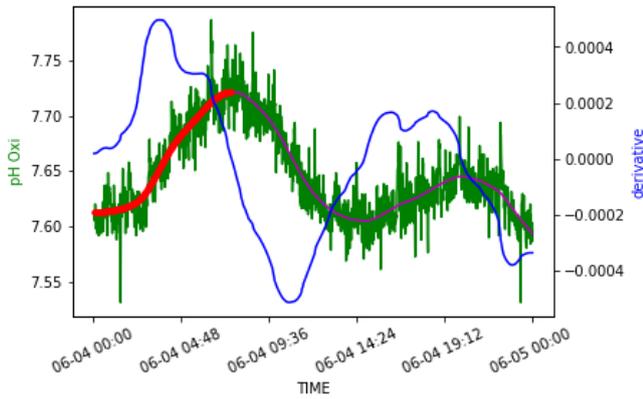
Volume caricato giorno linea 2 = 1055 m<sup>3</sup>/d



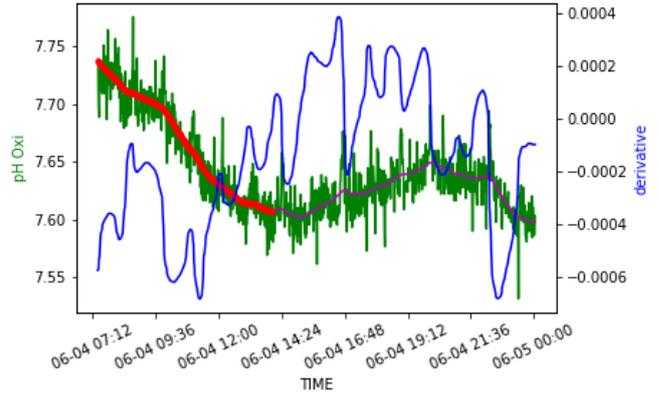
**Figura 77: Portata in ingresso giornaliero linea 2**



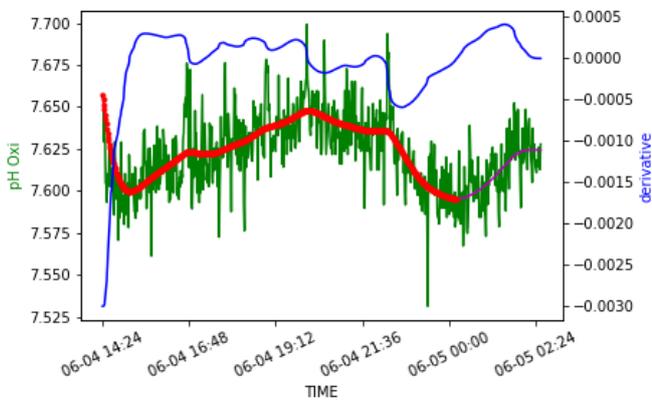
**Figura 78: Andamento giornaliero DO**



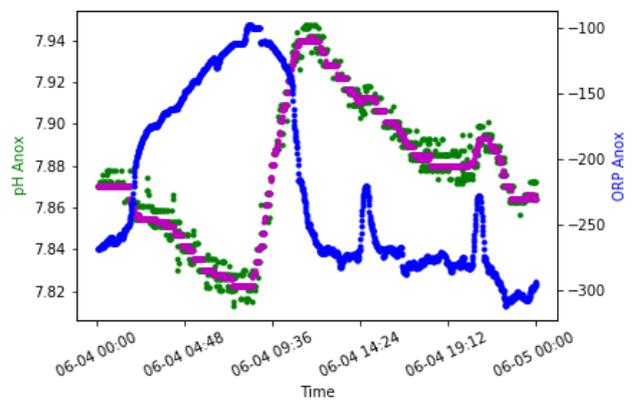
**Figura 79: Massimo pH Ox alle Ore:Min= 07:36**



**Figura 80: Minimo pH Ox ore 14:23**



**Figura 81: Minimo pH Ox alle Ore:Min= 00:13**



**Figura 82: Andamenti corretti pH e ORP in vasca anossica**

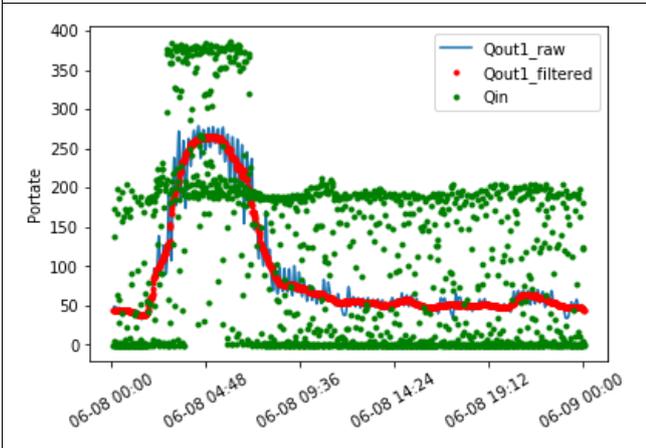
Nelle figure da 77 a 82 rivediamo gli andamenti dei segnali acquisiti tipici di un buon funzionamento del sistema con dinamiche del segnale di pH evidenti e ben riconoscibili in vasca di ossidazione. Valori di ORP

negativi in vasca anossica, con un andamento del pH, come quello di figura 82, garantiscono un corretto svolgimento del processo di denitrificazione.

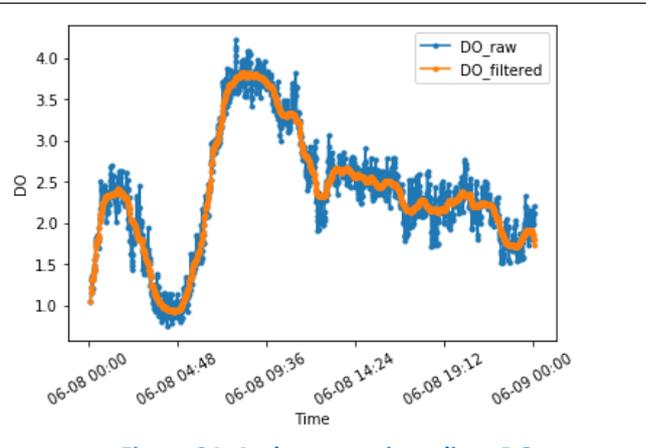
**Svolgimento non efficiente dei processi (carico diluito prima pioggia)**

**Dati 8 giugno 2018**

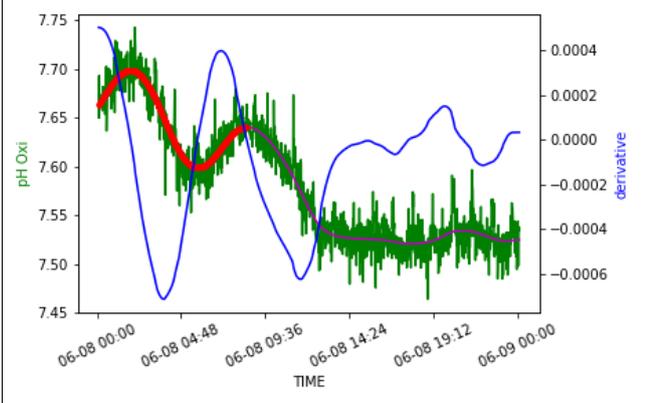
Volume caricato giorno linea 1 = 2200 m<sup>3</sup>/d



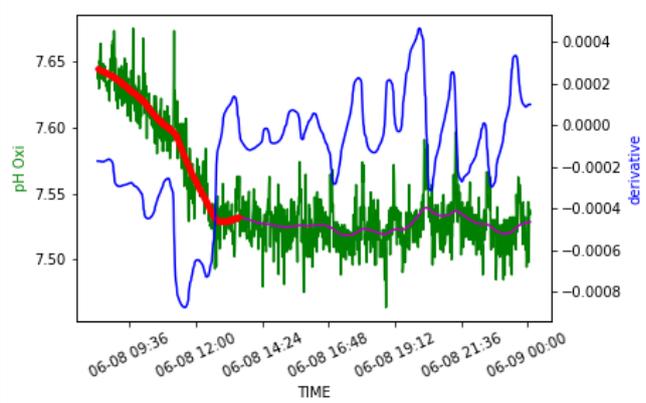
**Figura 83: Portata giornaliera in ingresso linea 2**



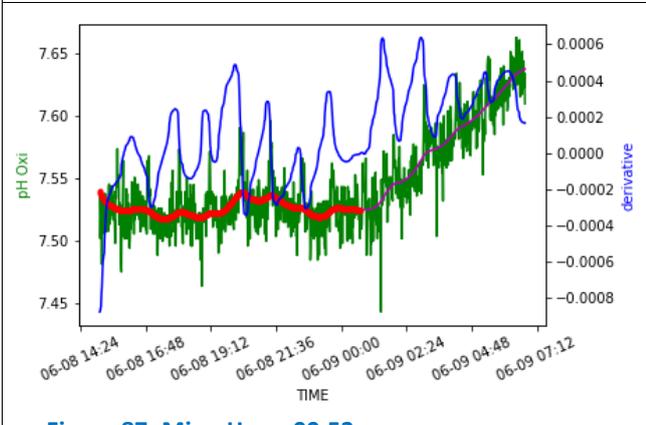
**Figura 84: Andamento giornaliero DO**



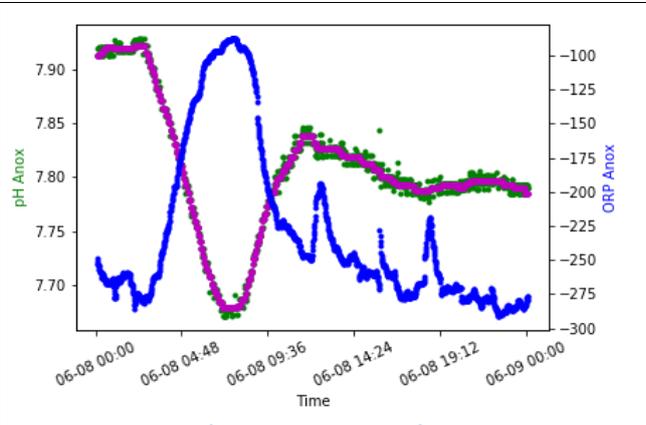
**Figura 85: Max pH ore 08:32**



**Figura 86: Min pH ore 12:57**



**Figura 87: Min pH ore 00:53**



**Figura 88: Min/Max pH ore 07:33/11:47**

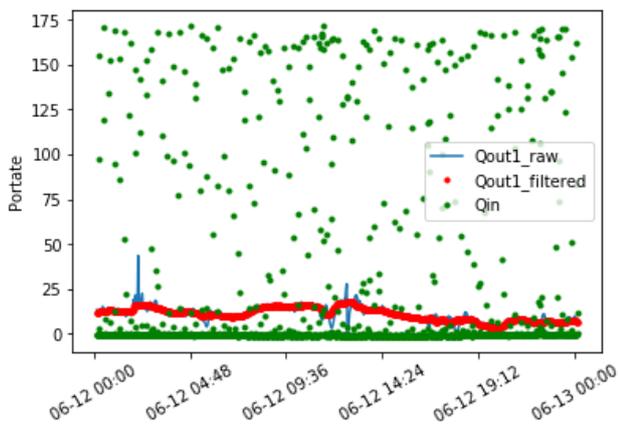
I segnali presentati nelle figure da 83 a 88, pur essendo ancora significativi e riconoscibili negli andamenti tipici, cominciano a presentare caratteristiche di instabilità, dovute principalmente agli eventi di pioggia che si sono presentati in quella giornata. Il volume di refluo trattato, infatti, è doppio di quello trattato nei giorni

precedenti con i tipici effetti di diluizione dovuti alla pioggia. L'effetto più evidente è stato riscontrato nella fase di basso carico, in concomitanza con il contestuale evento di pioggia, dove il punto di massimo non è univocamente riconoscibile. Nei rimanenti andamenti i punti caratteristici sono ancora riconoscibili, ma occorre allertare il sistema che, se gli eventi di pioggia dovessero ripresentarsi, gli andamenti potrebbero non essere più riconoscibili.

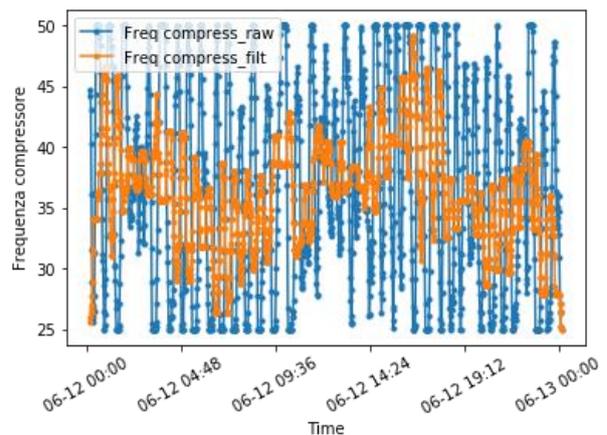
**Segnali piatti dovuti a carico molto diluito per pioggia intensa e duratura.**

**Dati 12 giugno 2018**

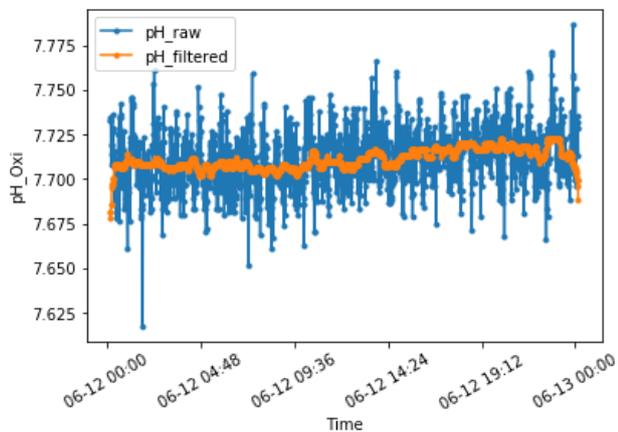
Volume caricato giorno linea 1= 864 m<sup>3</sup>/d



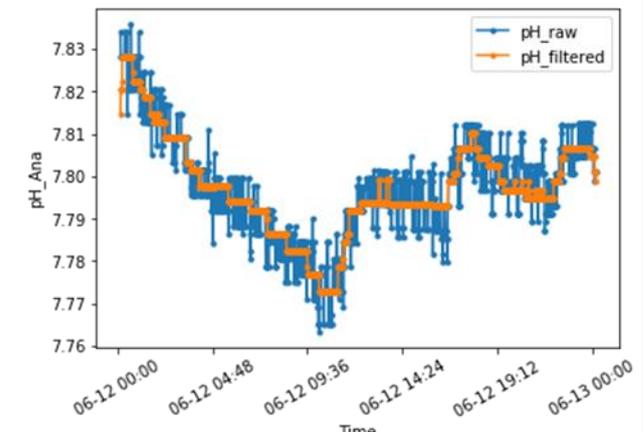
**Figura 89: Portata giornaliera in ingresso linea 2**



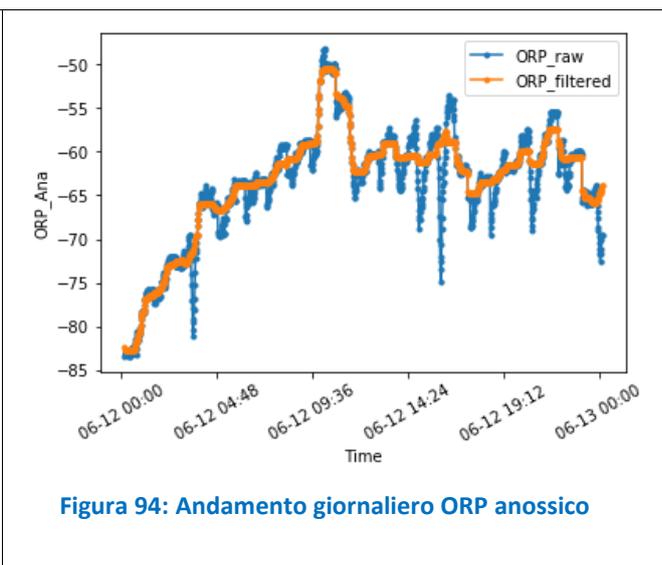
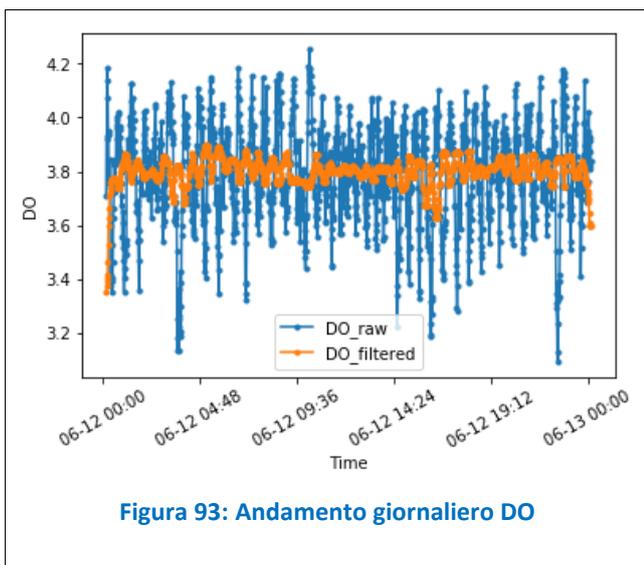
**Figura 90: frequenza inverter compressore**



**Figura 91: Andamento giornaliero pH ossidazione**



**Figura 92: Andamento giornaliero pH anossico**



I segnali presentati nelle figure da 89 a 94, risentono di eventi di pioggia intensa e duratura nelle giornate precedenti il 12/06 e hanno perso qualunque significatività ed, essendo praticamente piatti, non sono più utilizzabili nel riconoscimento degli andamenti tipici. In questa situazione, il sistema è addestrato a mettersi in stato di funzionamento manuale, per il quale non è richiesto il riconoscimento degli andamenti, ma solo di mantenere il sistema in funzionamento costante, con set-point del DO fisso a 1.5 mg/l. Tale situazione è mantenuta fino a quando i segnali non cominciano a ripresentare i loro andamenti caratteristici, cioè al termine degli effetti di diluizione dovuti alle piogge.

Le attività svolte e i risultati ottenuti dimostrano come il sistema brevettato consenta un efficace controllo di processo. L'analisi in linea effettuata dei segnali misurati e acquisiti sull'impianto permette di affermare che il sistema è in grado di soddisfare le specifiche di controllabilità degli impianti di depurazione, utilizzando unicamente sonde robuste e a basso costo. I dati dimostrano, inoltre, che i risparmi stimati, quantificati nell'ordine del 60% sui costi per il funzionamento del sistema di areazione, equivalenti ad un risparmio medio del 36% sui consumi energetici totali e del 15% sui costi di gestione, possono essere ragionevolmente raggiunti.

### 2.3.8 Architettura della piattaforma SmartWater

Per la gestione integrata automatizzata del ciclo dell'acqua, sono state definite le condizioni per la realizzazione della piattaforma SmartWater (SmartWater Platform). L'ambito copre l'intero ciclo idrico urbano, compreso l'approvvigionamento idrico e la distribuzione domestica, il drenaggio urbano e il trattamento delle acque reflue, sulla base di un approccio integrato di tutte le risorse idriche e dei corpi idrici, fornendo ai gestori delle water utilities informazioni sulle prestazioni e lo stato del sistema idrico integrato, aiutandoli a prendere le decisioni ottimali, combinando la conoscenza dell'infrastruttura idrica con soluzioni software innovative in modo efficace e sicuro. Nel dettaglio, l'architettura software della smart water platform è rappresentata in figura 95.

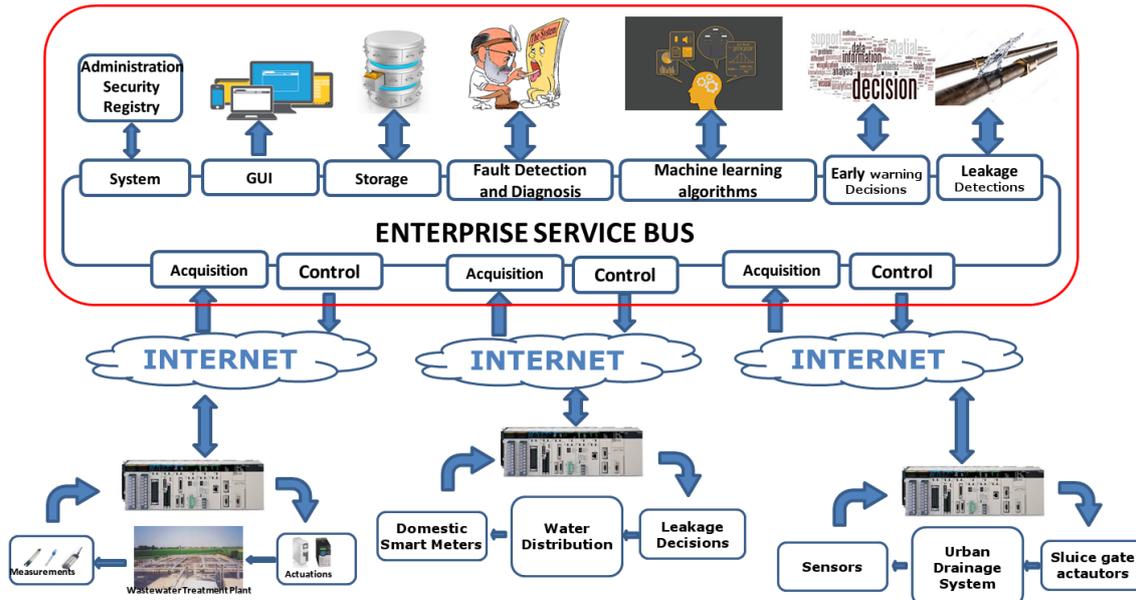


Figura 95: Architettura della Smart Water Platform

In particolare, per collegare il mondo fisico con il mondo digitale garantendo soluzioni su misura e intelligenti, si è concepito una Service Oriented (SOA) e Event-Driven Architecture (EDA), basata su Enterprise Service Bus (ESB). L'approccio consiste nell'utilizzare tecniche data-driven, con le quali possono essere messe a punto soluzioni all'avanguardia grazie alla collaborazione tra gli esperti del settore, centri di ricerca e università, gestori ed enti locali. Il sistema di gestione del ciclo idrico integrato in ambito urbano è proposto come un sistema basato sulla conoscenza di supporto alle decisioni intelligenti (KB-IDSS), basato su un'architettura SOA distribuita, come illustrato nella figura 95, dove le funzionalità comuni del DSS sono inglobate in moduli autonomi con responsabilità diverse, tra cui:

- un modulo per l'acquisizione dati, che raccoglie e pre-processa i segnali acquisiti in tempo reale dalle sonde installate;
- un'interfaccia di controllo per attuare le politiche individuate in fase decisionale;
- un archivio dati, in cui sono conservate le serie temporali storiche per l'utilizzo a breve e lungo termine;
- un modulo di interazione utente, per abilitare la comunicazione (remota) tra il DSS e gli operatori;
- moduli che implementano il supporto decisionale e le politiche decisionali;
- moduli dedicati alle funzionalità per la gestione dell'architettura stessa, come l'abilitazione della sicurezza, l'autenticazione degli accessi e un registro contenenti le informazioni dei moduli disponibili

## 2.4 Realizzazione e verifica di un sistema a rete per il compostaggio a piccola scala

Le attività progettuali nel PAR 2017 hanno proseguito la sperimentazione sulle specifiche tecniche di processo per la predisposizione, avvio e verifica del sistema a rete per il compostaggio a piccola scala all'interno di un modello di smart district.

In particolare ad:

- ottimizzare la metodologia di processo dei compostatori elettromeccanici con l'avvio della campagna sperimentale 2017 -18 per la verifica dei parametri di riferimento nelle diverse fasi di trattamento del materiale in ingresso alle macchine (temperatura, umidità, respirazione, produzione di metano etc.) *tramite il sistema di controllo e monitoraggio sviluppato*. Questa fase è finalizzata alla minimizzazione dei consumi elettrici in quanto le macchine se non sono gestite in maniera ottimale, richiedono maggiori consumi elettrici per il continuo funzionamento dei sistemi di riscaldamento per avviare il processo aerobico del materiale organico in entrata;
- verificare e tarare il prototipo sviluppato nel 2016 denominato "*compostino*" per il sistema di monitoraggio e controllo a basso costo che è basato sulla piattaforma Arduino e sulla relativa sensoristica per: temperatura, umidità, gas in aria, e valutare i dati tecnici in relazione alla ottimizzazione dei consumi elettrici;
- sviluppare un simulatore del processo di compostaggio e del sistema di monitoraggio e controllo proposto per informazione e formazione per le utenze. Tale sistema comprende un:
  - a. modello compostaggio;
  - b. sistema esperto di gestione intelligente;
- una ipotesi sull'evoluzione del mercato;
- realizzare un modello in scala di un compostatore elettromeccanico da utilizzare in attività di divulgazione e formazione presso utenze esterne quali scuole, manifestazioni, operatori pubblici e privati.

#### 2.4.1 Campagna sperimentale di trattamento della frazione organica con compostiera elettromeccanica

##### **La compostiera elettromeccanica**

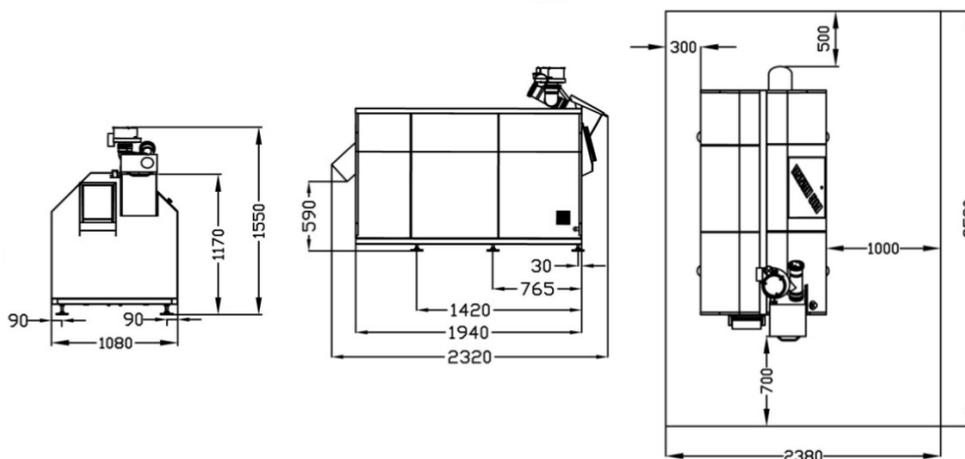
L'impianto, acquisito con le attività 2016 è un compostatore elettromeccanico Achab S.r.l., (mod. T 60) a ciclo continuo automatico, con una capacità di 20-55kg/g (corrispondenti a 8-20 t/a, al servizio di 60-100 famiglie) costituito da un cilindro ruotante in acciaio inox (di circa 1,07 m<sup>3</sup>) lungo 2,320 m, largo 1,080 m ed alto 1,550 m. Nella parte anteriore dell'impianto è presente la bocca di carico, che può essere eventualmente munita di tritatore, mentre in quella posteriore si trova lo scarico costituito da un bocchettone di uscita a cui è collegato un sacco di plastica per la raccolta del materiale ovvero, del compost fresco.

L'utilizzo del compostatore prevede il conferimento della frazione umida in impianto ed un tempo di processamento di circa 60giorni. Insieme all'umido è richiesta anche l'aggiunta di strutturante che sia pellet o anche scarti da potature o altra tipologia; quest'ultimi devono essere opportunamente triturati ed aggiunti in quantità tali da conferire la giusta struttura/porosità al materiale che si sta processando. Durante la rotazione del cilindro, in senso orario ed antiorario, il materiale viene rivoltato ed aerato grazie ad una ventola che, attivata automaticamente ma regolabile, immette aria fresca all'interno assicurando un sufficiente apporto di ossigeno ed evitando l'eventuale produzione di cattivi odori a carico del processo biologico. Con le appropriate condizioni operative, si apporta la giusta aerazione/ossigenazione e si evitano dispersioni eccessive di calore, sia per garantire l'igienizzazione della massa in compostaggio che per preservare il giusto grado di umidità richiesto dal processo.

Al termine del trattamento in impianto (fase attiva), il compost fresco viene scaricato (in parte automaticamente ed in parte manualmente) e posto in cumulo per completare la maturazione.



**Figura 96: Composter BigHanna utilizzato presso l'Enea Casaccia**



**Figura 97: Scheda Tecnica e misure del BigHanna T60 (misure in mm); volume del cilindro: 1 m<sup>3</sup>**

**Procedura sperimentale**

La campagna 2017-18, con l’utilizzo del compostatore elettromeccanico Big Hanna acquisito e testato nella campagna 2016-17, è stata finalizzata a verificare ed ottimizzare le condizioni operative di processo, per tarare la giusta aerazione/ossigenazione, evitare dispersioni eccessive di calore, e garantire il giusto grado di umidità in tutte le fasi di processo interne alla macchina.

In particolare, le attività della campagna avviata il 22 febbraio 2018, per acquisire valutazioni quanto più rappresentative delle caratteristiche dei rifiuti organici presenti presso le normali utenze urbane, oltre agli scarti della mensa del CR Casaccia ha processato i sacchetti per ortofrutta biodegradabili e compostabili, (obbligatori del 01/018), per valutarne effettivamente la loro reazione e compostabilità.

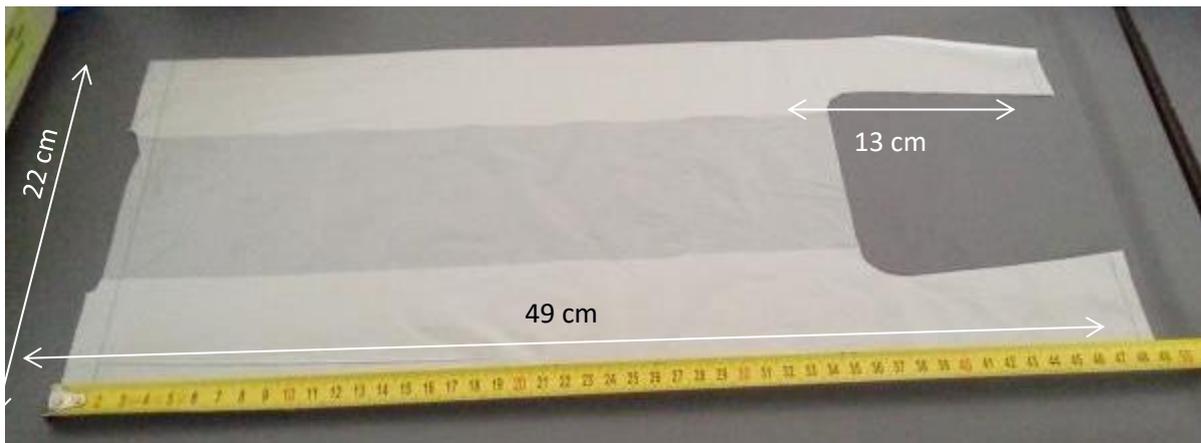
Per l’avviamento è stato utilizzato un inoculo, costituito da compost maturo, atto a costituire un substrato reattivo per favorire l’attivazione del processo.

Come prevede il trattamento biologico aerobico, è stato utilizzato lo strutturante costituito, in questo caso, da sfalci di mimosa triturati e pellet. I quantitativi sono pari a circa il 10% in peso rispetto all’umido conferito ma, sia la tipologia che la percentuale indicate, sono suscettibili di variazione in relazione al grado di umidità rilevato nella massa in compostaggio.

Gli scarti umidi da processare, forniti dalla mensa dell’Enea, sono costituiti da residui di cibo sia cotto che crudo (da preparazione dei pasti); per simulare al meglio l’azione del cittadino, l’umido è stato caricato in impianto previo conferimento nei sacchetti in Mater Bi oggetto dell’indagine sperimentale, finalizzata a verificare il loro grado di biodegradabilità/compostabilità.

I sacchetti MaterBi1 hanno ciascuno un peso pari a 4,29 g, risulta provvisto di due maniglie con le dimensioni riportate nella figura 98.

<sup>1</sup> Etichetta stampata sui sacchetti: F V ecobag by errett srl Solbiate Olona (VA); marchio ok compost Vincotte.



**Figura 98: Sacchetto Mater Bi utilizzato nella sperimentazione**

I sacchetti presentano stampate le seguenti informazioni: “prodotto per il trasporto ortofrutta.

Questo sacchetto biodegradabile e compostabile secondo la norma EN13432 può essere utilizzato per la raccolta del rifiuto organico; è prodotto con materia prima da fonte rinnovabile > 40% secondo la norma UNI CN/TS 16640”

Il materiale è stato conferito in impianto giornalmente per un periodo di circa 2 mesi (con esclusione dei fine settimana, delle festività e delle chiusure di centro); i quantitativi inviati a compostaggio ed il numero di sacchetti utilizzati sono dettagliatamente riportati in tabella 12.

**Tabella 12: Quantitativi di materiale inviati a compostaggio**

Impianto	Inoculo	Scarti mensa	Strutturante		Sacchetti Mater Bi		Totale
			Kg mimosa	Kg pellet	n°	gr	
Big Hanna	25	685,2	105	20	321	4,29	836,8

In Appendice 2 sono riportati tutti i dati inerenti il caricamento dell’impianto ed il monitoraggio della fase attiva del processo di compostaggio a partire dall’inizio del conferimento fino al giorno dello svuotamento; quest’ultimo inizia automaticamente ma deve essere completato manualmente in quanto questa tipologia di impianto non consente lo scarico completo in maniera automatica.

Sono inoltre riportati i valori relativi alla temperatura ambiente (aria in ingresso) e ai 3 punti all’interno della massa in processamento (T1 in prossimità della bocca di carico, T2 al centro del cilindro ruotante, T3 in prossimità dello scarico) che sono forniti da un sistema di rilevamento di cui la macchina è corredata. I restanti parametri (gas e umidità) sono stati rilevati durante il monitoraggio effettuato, mediamente, bisettimanalmente ma a volte in maniera più ravvicinata in relazione ai valori dei parametri di processo rilevati all’interno della massa in processamento.

### **Descrizione della prova di compostaggio di comunità**

Il caricamento dell'impianto è iniziato il 22 febbraio e si è concluso il 19 aprile per una durata effettiva di 31 giorni.

L'allestimento dell'attività sperimentale ha previsto l'utilizzo di un inoculo (25Kg di compost maturo da utilizzare come starter) al fine di favorire l'insacco del processo biologico; contemporaneamente è iniziato il caricamento degli scarti umidi (mediamente 20Kg/giorno) previo conferimento nei sacchetti in Mater Bi. Come riportato in appendice 1, in alcuni giorni non c'è stata disponibilità di scarti, in altri sono stati scarsi, ecc....per cui anche il n° di sacchetti utilizzati è stato variabile (da 9 a 14) ed utilizzati in media circa 10 al giorno.

Da evidenziare che nei primi giorni dell'avviamento dell'impianto non è stato utilizzato lo strutturante in considerazione della presenza di compost/inoculo eccessivamente asciutto; a distanza di 5 giorni è iniziato anche il conferimento di strutturante costituito, come già riportato, da potature di mimosa.

Anche lo strutturante, utilizzato solitamente in proporzione all'umido (circa 10%), è stato conferito in quantità variabile in relazione, soprattutto, ai valori di umidità rilevati nella massa in processamento; a volte è stato utilizzato in percentuale maggiore, circa 20%, altre volte sostituito da pellet, materiale particolarmente assorbente in grado di tamponare velocemente l'eccesso di umidità. E' da sottolineare che l'umidità del pellet è pari al 6% circa per cui risulta molto indicato nei casi in cui i valori di umidità superano il 60%, valori tendenzialmente favorevoli all'insorgenza di condizioni anossiche.

In appendice 1 sono riportati i quantitativi e la tipologia di strutturante utilizzati in rapporto al tenore di umidità che viene rilevata nella massa con l'utilizzo di una termobilancia.

Nei giorni successivi ai primi conferimenti, il materiale umido è rimasto confinato nei sacchetti come quasi preservato dal processo di mineralizzazione; dopo qualche giorno, si sono aperti/lacerati a dimostrazione di una certa sensibilità all'ambiente della compostiera in cui è iniziata la "fase attiva" del processo di compostaggio. In questa fase sono attivati i processi di mineralizzazione ad opera dei microorganismi aerobi che, in presenza di ossigeno, ossidano la sostanza organica con produzione di anidride carbonica, acqua e calore; la massa in fermentazione può raggiungere temperature superiori ai 60°C che consentono la sopravvivenza dei microorganismi termofili e la distruzione dei patogeni, eventualmente presenti, garantendo l'igienizzazione della massa in compostaggio. I valori della temperatura ambiente e quelli interni alla massa in processamento sono riportati su uno schermo touch screen di cui è dotato l'impianto mentre, quelli relativi ai gas di processo, sono rilevati tramite uno misuratore portatile dedicato (Combimass) che consente di misurare i tenori di CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> (%) e H<sub>2</sub>S (ppm) che si sviluppano durante la bioossidazione del materiale organico. Come riportato in appendice, non è mai stata rilevata la presenza di CH<sub>4</sub> neanche in condizioni di umidità superiori al 60% quando, invece, si sono registrate emissioni di H<sub>2</sub>S che hanno raggiunto un massimo di 37ppm (13/4/18); questo è da imputarsi al fatto che la massa in processamento è rimasta in condizioni di umidità troppo alta per più giorni (dal 23/3/18). Da notare infatti che con una buona riduzione dell'umidità (16/4/18) il livello di H<sub>2</sub>S è passato a 13ppm; non c'è stato bisogno di intervenire né a livello di ventola (aumentare il flusso di aria) né sul tempo di rotazione del cilindro (aumentare il mescolamento e l'aerazione della massa) per ridurre ed eliminare le emissioni di H<sub>2</sub>S nel restante periodo di permanenza della massa all'interno nell'impianto (23/05/2018).

E' stato previsto un periodo di permanenza della massa in impianto di circa 60 giorni ma, "l'esperienza ci dimostra" che dopo circa 45 giorni inizia lo scarico anche se di quantitativi trascurabili; anche in questo caso è iniziato prima che si completasse il conferimento in impianto.

Dopo l'ultimo caricamento (19/4/18), il materiale è rimasto in impianto ancora per 1 mese abbondante durante il quale la massa in processamento è stata monitorata fino a quando tutti i parametri di processo hanno indicato che "la fase attiva" del processo biologico aerobico si stava completando; solo a questo punto si è provveduti a completare lo scarico (manualmente).

Solo nel primo scarico (in automatico) di materiale (circa 8Kg) sono stati trovati residui di sacchetto (foto seguente) non più rilevati nei successivi (orientativamente con cadenza settimanale).



**Figura 99: Primo scarico di materiale**

Nella tabella 13 sono riportati i quantitativi di materiale conferiti in impianto, quelli scaricati dopo la fase attiva del compostaggio ed i relativi consumi elettrici per 91 giorni effettivi di funzionamento dell'impianto.

**Tabella 13: Quantitativi di materiale conferiti in impianto**

Materiale conferito Kg	*Scarico /compost fresco Kg	Riduzione peso %	Consumo KWh	Consumo KWh/g
836,8	279	33	67	0,7

\* pH = 8,7 U = 48,5%

Il compost fresco, costituito da un residuo parzialmente trasformato e stabilizzato, è stato posto in cumulo all'interno di un gabbiotto chiuso ma aerato, per completare la maturazione. In questa seconda fase del compostaggio (umificazione) inizia il processo di trasformazione del residuo organico in sostanze umiche (responsabili della fertilità dei suoli) e di eliminazione di eventuali composti fitotossici (formati nella prima fase), che si concluderà a maturazione completata.

Anche in questa fase il processo è stato monitorato attraverso i rilevamenti, effettuati sul cumulo, dei parametri quali O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>S, pH, T ed umidità che variano nelle diverse fasi del compostaggio.

Per quanto concerne l'O<sub>2</sub>, abbondantemente richiesto nella fase "attiva" del compostaggio, nella seconda fase necessita in minore quantità in quanto i processi di formazione dell'humus sono favoriti da condizioni aerobiche ma non eccessivamente ossidative; il giusto apporto di ossigeno è assicurato dai rivoltamenti

periodici che garantiscono la giusta aerazione, l'assenza di emissioni di CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>S (condizioni di anossia) ed una buona miscelazione per una omogenea stabilizzazione.

Anche il pH è soggetto ad oscillazioni nelle varie fasi del processo biologico aerobico; la formazione di CO<sub>2</sub> nella prima fase porta a valori acidi (5-6) e successivamente, grazie all'aerazione (che tende ad eliminare l'anidride carbonica) ed alla decomposizione delle proteine (con formazione di ammoniaca), il pH sale a valori di 8-8,5 per arrivare alla neutralità a maturazione completata ovvero al termine del processo di compostaggio.

In questa fase, anche la temperatura subisce variazioni con una parziale riduzione iniziale (rispetto al repentino innalzamento della fase biossidativa del processo) fino al raggiungimento degli stessi valori della temperatura ambiente quando il cumulo si considera "spento" cioè a maturazione completata e/o conclusione del processo biologico aerobico.

In riferimento all'umidità, è da sottolineare che rappresenta uno dei parametri fondamentali per garantire le condizioni vitali dei microrganismi che sono i veri fautori del processo biologico; anche il tenore di umidità è soggetto a variazione soprattutto a seguito del riscaldamento (essendo il compostaggio un processo esotermico) che può causare l'essiccamento della massa in cumulo con conseguente riduzione dell'attività microbica. In questi casi va ripristinato un tasso di umidità (solitamente umidificando il cumulo) idoneo a garantire l'attività microbica ma che non ostacoli il passaggio di aria all'interno della massa.

In considerazione della variabilità cui sono soggetti, i parametri sopraelencati sono stati costantemente monitorati affinché il processo potesse evolvere in condizioni controllate/ottimali per garantire l'attività della popolazione microbica coinvolta nella maturazione del compost fresco. La fase di monitoraggio è iniziata dopo la formazione del cumulo e si è protratta per circa 3 mesi (compatibilmente con il periodo di chiusura centro, ferie, ecc..).



**Figura 100: Cumulo in maturazione; visibili termocoppie centrale e laterali (color giallo)**

In Appendice 3 sono riportati tutti i dati inerenti il monitoraggio del cumulo posto in maturazione, a partire dall'inizio dell'allestimento fino al completamento di questa seconda fase del processo di compostaggio; sono indicati i valori relativi alla T ambiente, di quelli rilevati alla sommità e nei 4 punti laterali del cumulo localizzati da termocoppie appositamente posizionate. Sono riportati, inoltre, i valori dei restanti parametri (gas, pH e umidità) registrati durante il monitoraggio effettuato, mediamente, bisettimanalmente ma a volte in maniera più ravvicinata in relazione ai valori/variazioni dei parametri di processo man mano rilevati. Sono indicati anche i giorni in cui il cumulo è stato rivoltato ed eventualmente umidificato.

A maturazione completata ovvero:

- quando il valore del pH si è avvicinato alla neutralità;
- le emissioni dei gas sono risultate trascurabili;
- la temperatura uguale a quella ambientale;
- valori ottimali dell'umidità;
- aspetto e profumo tipico del terriccio di sottobosco;

il materiale posto in cumulo è stato pesato, per avere una stima quantitativa di prodotto ottenuto a fine processo (resa) e vagliato per separare il compost e lo strutturante (quest'ultimo da poter eventualmente riutilizzare in successive attività sperimentali).

La vagliatura è stata effettuata con un vaglio motorizzato Rollsieb SCHEPPACH RS350(230V): diametro 800 mm – lunghezza 1500 mm – foro lamiera 100 mm.; seguono le foto relative alle operazioni di vagliatura.



**Figura 101: Vaglio rotante**



**Figura 102: Compost dopo vagliatura**



**Figura 103: Strutturante dopo vagliatura**

In tabella 14 sono riportati i quantitativi di frazione umida processati ed i rispettivi prodotti ottenuti dopo trattamento biologico aerobico in compostatore elettromeccanico.

**Tabella 14: Quantitativi di frazione umida processati e rispettivi prodotti ottenuti**

Materiale trattato Kg	Compost fresco Kg	Compost maturo Kg	Compost vagliato Kg	Struttur.vagliato Kg	Resa %
836,8	279	155,9	101,3	54,6	36

## Risultati

A conclusione della campagna sperimentale, si può affermare che non sono stati rilevati problemi e/o difficoltà tecnico/gestionali nella conduzione dell'impianto.

I risultati ottenuti, a seguito delle attività sperimentali svolte, permettono di evidenziare un processo ottimale con un tasso di umidità "ideale" pari al 45-50%.

È stato definito in relazione all'ottimizzazione del processo il tempo di rotazione ottimale in relazione al consumo energetico di un minuto per ogni tempo di attesa di 1 ora con ventilazione al 20%. Il consumo è risultato pari a 1,11 kWh/giorno, con esclusione continua dell'impianto elettrico di riscaldamento presente nella macchina.

La tecnologia dopo le diverse campagne si può considerare affidabile, non ha fatto rilevare particolari criticità gestionali, permette un appropriato monitoraggio del processo biologico aerobico e consente il raggiungimento delle temperature richieste perché la massa risulti igienizzata e si può considerare matura.

L'abbinamento ottimale tra organico e strutturante è fondamentale per avviare il processo e ottimizzare i consumi elettrici. Il prodotto ottenuto, è compost di ottima qualità: l'ammendante compostato risulta inodore, presenta il classico aspetto di terriccio e risponde a tutti i requisiti e parametri chimico-fisici imposti dalla normativa vigente.

## Analisi chimico-fisiche e biologiche

Il compost, a maturazione completata, è stato caratterizzato come previsto nell'allegato 2 del D.lgs. 75/2010 [33] aggiornato dal D.lgs del 10 luglio 2013, normativa di riferimento per la definizione del "compost di qualità"; sono stati determinati i contenuti dei metalli pesanti [34] e degli elementi relativi alla fertilità (nutrienti: N,P,K totali) i cui valori sono riportati nella tabella che segue.

**Tabella 15: Tenore dei metalli pesanti (valore medio mg/kg s.s.) e macronutrienti (valore medio % s.s.)**

<b>Elemento</b>	<b>Valore medio (mg/kg)</b>	<b>Limiti D.lgs.10/07/2013 (mg/kg)</b>
Ni	12,2 ± 3,5	100
Cu	9,71 ± 1,07	230
Cd	0,17 ± 0,02	1,5
Pb	1,66 ± 0,44	140
Zn	84 ± 21	500
Hg	0,010 ± 0,001	1,5
Cr(VI)	0,20 ± 1	0.5
<b>Elemento</b>	<b>Valore medio (%)</b>	
K	1,28 ± 0,01	
P	0,46 ± 0,08	
Mg	0,12 ± 0,01	
Ca	1,1 ± 0,2	
Mn	79 ± 13	
Fe	0,10 ± 0,04	

Come si evince dai risultati, i valori relativi ai metalli pesanti rientrano ampiamente nei limiti imposti dalla normativa vigente a garanzia della “qualità ambientale” del compost di cui è anche confermata la “qualità agronomica” come dimostrano i contenuti di N, P e K; è importante ricordare il ruolo svolto da questi macronutrienti che contribuiscono a mantenere le proprietà fisiche del terreno e ad apportare elementi naturali di fertilità chimica (per le piante) e biologica (per i terreni in cui favoriscono lo sviluppo e l’azione della microflora microbica).

Nella tabella successiva sono invece elencati i risultati relativi alle caratterizzazioni chimico-fisiche e alle determinazioni dei parametri che definiscono la maturità (HA +HF) [35] e la stabilità (l’IRDP) [36] del compost.

**Tabella 16: Caratterizzazione chimico-fisica (valori riferiti alla s.s.)**

Campione	U %	C tot % s.s.	N tot % s.s.	C/N	pH	IRDP (mgO <sub>2</sub> KgSV <sup>1</sup> h <sup>-1</sup> )	HA+FA C%	Ind.Germ media %	Salmonella	E. Coli
compost	42	42,5	2,4	*18	8,4	1000	7,7	70,3	Assente	Assente
<b>Decreto 10luglio2013</b>	<b>Max 50%</b>	<b>Min 20%</b>	<b>Az.orgánico:≥80 %del tot</b>	<b>Max 25</b>	<b>6-8,8</b>		<b>Min 7%</b>	<b>IG 30% ≥ 60%</b>	<b>Assenza in 25 gr di camp.tq</b>	<b>&lt; di 10<sup>2</sup> in 1 gr di camp. tq</b>

\*Valore riferito al rapporto C tot ed N tot e non a C org. ed N org.

I risultati relativi ad umidità e pH rientrano nei limiti previsti dall’Allegato 2 così come il rapporto C/N, che costituisce un parametro di riferimento per la preparazione delle miscele di residui organici da inviare a compostaggio.

Anche i valori relativi alla maturità del prodotto rientrano nei limiti previsti dalla normativa vigente che indica, per l’ammendante compostato misto, un contenuto minimo di acidi umici e fulvici pari al 7% sul secco.

Sul campione di compost è stato determinato, anche se non previsto dall’Allegato 2, l’indice respirometrico dinamico (IRDP), parametro che misura il grado di stabilità biologica del prodotto in termini di fermentescibilità / putrescibilità residua nel materiale compostato. La misura dell’indice respirometrico consente di verificare il raggiungimento della stabilità del compost (ovvero del momento in cui sono ultimati i processi biochimici a carico della sostanza organica posta a compostaggio), a garanzia dell’assenza di fitotossicità e della compatibilità agronomica tra sostanza organica compostata, suolo e piante che in esso dimorano. I valori di riferimento per l’IRDP, non riportati dalla normativa vigente, sono quelli proposti da alcune regioni italiane che prevedono un IRDP intorno a 1000 per un prodotto stabile.

La normativa impone, invece, di effettuare il saggio di fitotossicità considerando un rapporto percentuale del 30% e richiede che, l’indice di germinazione (IG) in tali condizioni risulti superiore od uguale al 60%, affinché la matrice analizzata sia idonea all’utilizzo come Ammendante Compostato Misto.

I risultati dei test di fitotossicità, riportati nella precedente tabella, sono concordanti con quelli ottenuti dalle prove respirometriche, a conferma della effettiva stabilità conseguita dal compost.

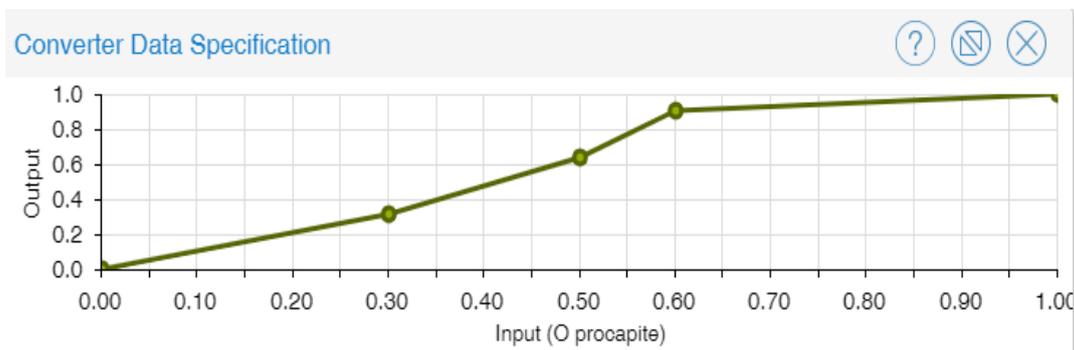
In riferimento ai parametri biologici, l’allegato 2 della normativa vigente prevede la determinazione di Salmonella ed Escherichia coli al fine di verificare la presenza di organismi patogeni nel compost; il test ha dato esito negativo a conferma del raggiungimento della temperatura di processo e dell’igienizzazione del compost prodotto.

## 2.4.2 Sistema di monitoraggio e controllo “ Compostino”

### **Modello compostaggio**

Il modello sviluppato per il processo di compostaggio con macchine elettromeccaniche si basa sui paradigmi della dinamica dei sistemi (System Dynamics) in particolare sono presenti:

- Stocks: normalmente raffigurati come rettangoli per variabili come le quantità di materiale, la popolazione batterica, ossigeno ecc.
- Flussi: rappresentati come frecce il flusso d'aria, le perdite di energia ecc.
- Converter: delle funzioni di trasferimento (cfr figura) che converte un input (esempio la disponibilità di ossigeno) ad un'altra variabile (es. il benessere dipendente dalla disponibilità di ossigeno).
- Variabili: altre variabili come il benessere della popolazione batterica che dipende dalla disponibilità di alimento e dalla disponibilità di ossigeno.



**Figura 104: Esempio di funzione di trasferimento tra disponibilità di ossigeno (% rispetto all'ottimale) e il benessere di respirazione dei batteri**

Nel modello è presente una popolazione batterica che si alimenta dal materiale immesso e genera compost fresco. La popolazione batterica si riproduce in dipendenza dalla disponibilità di materiale e dalla disponibilità di ossigeno. Il metabolismo dei batteri produce calore che, con riferimento ai calori specifici del materiale, produce un aumento di temperatura. Il calore viene parzialmente disperso dalla camera in base alle conducibilità e alla rimozione dell'aria calda generata e contribuisce alla diminuzione dell'umidità.



### ***Sistema Esperto di gestione***

Il modello viene utilizzato da un sistema esperto di gestione della compostiera elettromeccanica che ha lo scopo di ottenere un compost di qualità con il minimo dispendio di energia. La gestione delle macchine è infatti tipicamente effettuata preimpostando i valori:

- giri giornalieri della macchina (aspi o cilindro rotante), per esempio 1 all'ora;
- impostazione della velocità della ventola e quindi dei mc/sec estratti (es. 50 mc/h);
- attivazione di una termoresistenza (per esempio al conferimento);

Il modello è stato convertito in linguaggio C per essere utilizzato per la gestione ottimale del processo stesso avendo a disposizione l'attivazione o meno di:

- termoresistenza
- rotazioni

e l'impostazione della velocità della ventola.

Allo scopo è stato sviluppato un sistema esperto per la gestione della macchina. Il sistema è basato su regole di produzione (del tipo IF THEN) che implementano un'euristica del conduttore.

Il sistema ha dei parametri inizialmente posti come possibili variabili. Utilizzando dei valori iniziali e il modello sviluppato, si trovano i valori delle variabili che ottimizzano i consumi elettrici e la qualità del compost in uscita. Il software fa uso di un Sistema Esperto basato su regole di produzione. Queste regole vengono continuamente verificate e le azioni previste attivate con i relé.

Come esempio di una regola del sistema:

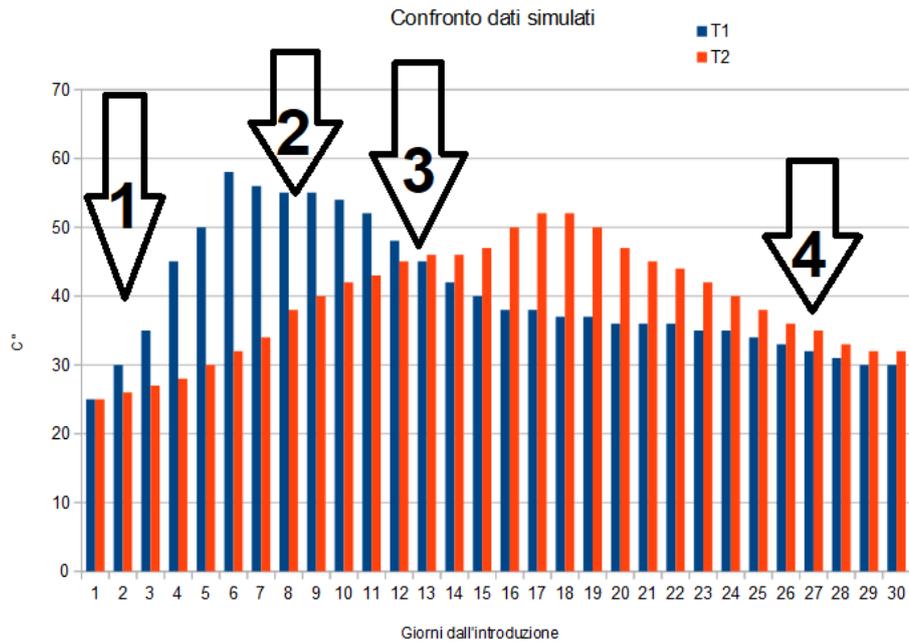
*se*  
*la temperatura del materiale in uscita è superiore a T1*  
*e*  
*l'umidità del materiale in uscita è superiore a U1*  
*e*  
*il materiale ha meno di G1 giorni*  
*allora*  
*attivare la ventola con velocità V1*

Le variabili T1,U1,G1,V1 vengono stimate con il modello e, insieme a tutte le altre, al fine di minimizzare i consumi elettrici mantenendo il compost nei criteri del Decreto 266/2016.

Di seguito si riporta il confronto dell'andamento delle temperature sia a fronte di un processo gestito automaticamente dal Sistema Esperto che quello che utilizza dei parametri fissati di default (secondo manuale) per tutto il periodo.

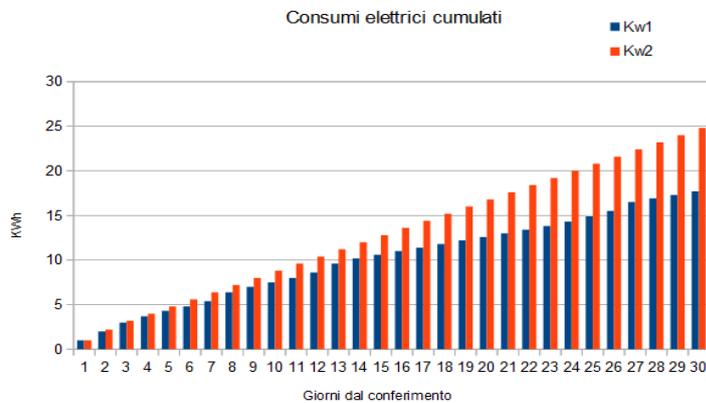
Nell'esempio in figura il sistema attraverso i passaggi indicati: riduce l'intervento della termoresistenza con le seguenti azioni:

- aumenta la velocità della ventola e diminuisce le rotazioni;
- diminuisce le rotazioni;
- aumenta la velocità della ventola;
- diminuisce la velocità della ventola e aumenta le rotazioni.



**Figura 107:** *Andamento delle temperature nel caso di gestione del Sistema Esperto (T1) e in quello gestito con parametri fissi pre impostati (T2)*

Il confronto dei consumi elettrici, da modello, stima per la gestione intelligente 17,7 Kwh/t mentre per una gestione fissa preimpostata 24,8 Kwh/t. Con una riduzione quindi di circa il 28,7%. L'andamento cumulato è illustrato nella figura seguente.



**Figura 108:** *Consumi elettrici da gestione intelligente(secondo modello) e da gestione con parametri fissi preimpostati*

### ***Ipotesi evoluzione del mercato***

Per valutare l'evoluzione del mercato e in particolare il numero di attrezzature elettromeccaniche installate in Italia si ricorre ai dati relativi ai recenti bandi regionali pubblicati e che comporteranno l'acquisto di attrezzature per il compostaggio. La stima è relativa al periodo 2019-2020. Questi bandi sono destinati ai comuni per il sostegno al compostaggio di prossimità. Essi finanziano l'acquisto di compostiere elettromeccaniche finalizzate all'autocompostaggio, al compostaggio locale e di comunità. In particolare:

- Lazio: il bando finanzia progetti comunali per 9.100.000 euro. I progetti sono stati presentati anche per raggruppamenti di comuni e giudicati con un punteggio dedotto con vari criteri. I progetti finanziati sono in numero di 135. In un'ipotesi cautelativa si assume qui la previsione di almeno 135 macchine. Inoltre la Regione Lazio ha stanziato la cifra di 1.600.000 euro per Roma Capitale. L'erogazione dei finanziamenti è iniziata con gli anticipi.
- Campania: la regione Campania si è mossa prima con la richiesta di manifestazione d'interesse da parte di comuni e successivamente ha indetto una gara, come centrale unica d'acquisto, per 198 compostiere con capacità di trattamento di 60 t/anno, 80 t/anno, 130 t/anno.
- Calabria: la regione Calabria ha stanziato 9.585.874 euro per i 152 comuni sotto i 2000 abitanti prevedendo un tavolo di concertazione con i comuni per la progettazione. Si suppone che ogni comune sia dotato di almeno un compostatore elettromeccanico.
- Basilicata: la regione Basilicata ha stanziato 4.000.000 euro per finanziamento ai comuni lucani che, in forma singola o associata, intendono costruire piccoli impianti di trattamento delle frazioni organiche dei rifiuti e al contempo favorire la diffusione del compostaggio di piccola scala, ossia l'autocompostaggio domestico e di comunità.

I bandi analizzati sono reperibili alle seguenti pagine WEB:

Lazio	<a href="http://www.regione.lazio.it/rl_rifuti/?vw=documentazioneDettaglio&amp;id=41856">http://www.regione.lazio.it/rl_rifuti/?vw=documentazioneDettaglio&amp;id=41856</a>
Campania	<a href="https://gare.regione.campania.it/portale/index.php/bandi?getdettaglio=yes&amp;bando=8859&amp;tipobando=Bando&amp;Ric">https://gare.regione.campania.it/portale/index.php/bandi?getdettaglio=yes&amp;bando=8859&amp;tipobando=Bando&amp;Ric</a>
Calabria	<a href="http://calabriaeuropa.regione.calabria.it/website/bando/377/index.html">http://calabriaeuropa.regione.calabria.it/website/bando/377/index.html</a>
Sicilia	<a href="http://pti.regione.sicilia.it/porta/pls/porta/docs/148615573.PDF">http://pti.regione.sicilia.it/porta/pls/porta/docs/148615573.PDF</a>
Basilicata	<a href="http://europa.basilicata.it/fesr/awiso-pubblico-a-favore-dei-comuni-di-basilicata-per-la-realizzazione-o-lampliament">http://europa.basilicata.it/fesr/awiso-pubblico-a-favore-dei-comuni-di-basilicata-per-la-realizzazione-o-lampliament</a>

**Figura 109: Riferimento ai Bandi regionali**

Quando non sono disponibili dati di dettaglio sufficienti la stima è effettuata ipotizzando che il bando porti all'acquisto di macchine medie da 80 tonnellate/anno. Nella realtà il fabbisogno dei comuni potrebbe essere volto all'acquisto di macchine da 130 t/anno o, viceversa a macchine di capacità inferiore. All'importo del bando viene sottratto il valore del 20% per spese di progettazione e per le campagne di sensibilizzazione e formazione.

Da studi ENEA<sup>2</sup> si rileva che una macchina per il compostaggio costi:

$$\text{Costo} = 743 \text{ euro} \times \text{tonnellate/anno} + 21000 \text{ euro}$$

Si suppone quindi che una macchina da 80 t/anno abbia un costo di 80.000 euro.

Nella tabella seguente è quindi riportata la stima dei risparmi energetici ottenibili da una gestione ottimale. Nella tabella, in consumo 1, è assunto un consumo di 24,8 kwh/t nel caso di gestione prefissata e nella colonna consumo 2 di 17,7 Kwh/t nel caso di gestione intelligente. Si evidenzia che la stima del numero di macchine, per l'unica Regione (la Campania) che fornisce il numero di macchine d'acquistare (198) è di 196,7 macchine deducibili dall'importo del bando meno il 20% e con una previsione di macchine da 80 t/anno (80.000euro).

**Tabella 17: Stima del numero di macchine vendute nel futuro e risparmi elettrici ottenibili**

<b>Regione</b>	<b>Importo</b>	<b>Acquisti</b>	<b>Macchine</b>	<b>Produzione</b>	<b>Consumo1</b>	<b>Consumo 2</b>	<b>Risparmio</b>
	euro	euro	n.	t/anno	Kwh/anno	Kwh/anno	Kwh/anno
Lazio	9100000	7280000	135,0	10800,0	267840	191160	76680
Campania	19665000	15732000	198	15840,0	392832	280368	112464
Calabria	9585874	7668699	152	12160,0	301568	215232	86336
Sicilia	16104160	12883328	161,0	12883,3	319507	228035	91472
Basilicata	4000000	3200000	40,0	3200,0	79360	56640	22720
<b>TOTALI</b>	<b>58455034</b>	<b>46764027</b>	<b>686,0</b>	<b>54883,3</b>	<b>1361107</b>	<b>971435</b>	<b>389672</b>

Quindi quasi 690 nuove macchine installate nel biennio 2019-2020 che, adottando un sistema di gestione intelligente, porterebbero ad un risparmio annuale di circa 390 Mwh.

### **Verifica della sensoristica**

#### *Temperatura*

Data l'eterogeneità intrinseca nella massa processata, che porta i parametri (es. la temperatura) a variare di alcuni gradi anche in materiali limitrofi, non sono richieste particolari accuratezze nelle misure. In altre parole errori dell'ordine del grado sono ampiamente tollerabili. Per la temperatura, che rappresenta forse il più importante parametro di processo, sono disponibili varie soluzioni per il range di temperatura desiderato: 0-80°C per il corpo macchina e 0-60°C per l'aria e i cumuli.

Termocoppie: in un circuito formato da due conduttori di natura differente, sottoposto a un gradiente di temperatura, si instaura una differenza di potenziale. Questo fenomeno è sfruttato dalle termocoppie. Esiste una grande varietà di termocoppie, distinguibili in base ai due conduttori elettrici che compongono la giunzione ed al campo di applicazione. Nel progetto si stanno sperimentando le termocoppie di tipo K, che sono di uso generale, economiche e disponibili in una grande varietà di formati. La termocoppia acquistata ha un range da 0 °C a 800 °C. La sensibilità è di circa 41 µV/°C. Il segnale va quindi amplificato. Una termocoppia con il modulo di amplificazione MAX6675 può essere acquistata a circa 4 euro.

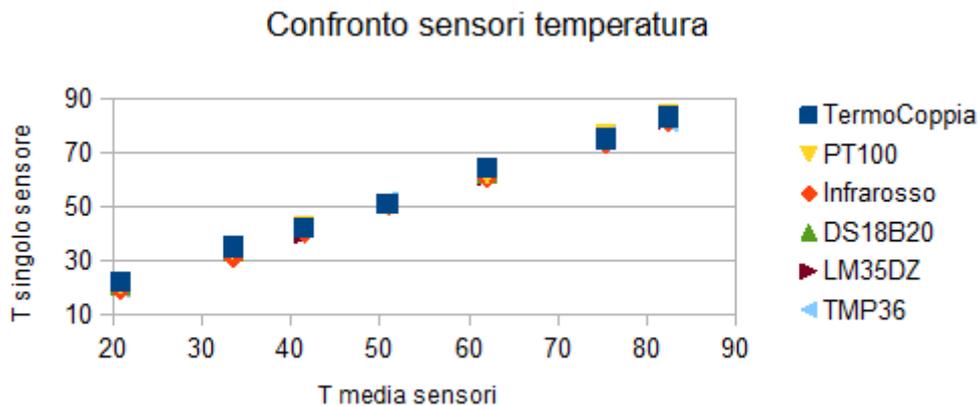
La termoresistenza è un sensore di temperatura che sfrutta la variazione della resistività di alcuni materiali al variare della temperatura. Ne esistono in commercio diversi tipi che possono misurare temperature in un buon intervallo di temperatura (anche se inferiore a quello delle termocoppie). Molto diffuse sono le cosiddette Pt100, ovvero termoresistenze in platino (Pt), in cui la resistenza alla temperatura di 0 °C è pari a 100 Ω. Il PT100 viene commercializzato in due classi di diversa tolleranza. Il TCR (Temperature Coefficient of Resistance) di una termoresistenza indica la variazione media per grado celsius del valore della resistenza fra gli 0 °C e i 100 °C. Il PT100 ha un TCR molto basso e la lettura da parte di Arduino ha bisogno di amplificazione, per esempio con un MAX31865, acquistabile per circa 5 euro. Il PT100 può essere acquistato per circa 1 euro. Range di temperatura -30°C a 200°C.

Termometri ad infrarossi che deduce la temperatura da una parte della radiazione termica (radiazione di un corpo nero) emessa dall'oggetto da misurare. Sono quindi termometri senza contatto. Il MLX90614ESF è stato acquistato a 6 euro. Range da -40°C a 125°C.

Termometri basati sulla fisica dello stato solido: si tratta essenzialmente di diodi e/o transistor che hanno comportamenti dipendenti dalla temperatura. Tra di essi si sono sperimentati i DS18B20 della Maxim, range -55°C-125°C, (versione impermeabile a 2 euro); l'LM35DZ con range -55°C a 150°C; il TMP36 range -40°C a 150°C (2 euro); il DHT22 range -40°C a 80°, misura anche l'umidità relativa, acquistato a 2,5 euro.

La verifica della sensoristica di temperatura è stata effettuata misurando contemporaneamente con i diversi sensori le temperature in aria e nella massa in compostaggio. La misura è stata presa contemporaneamente con diversi sensori al riscaldamento dell'aria tramite stufa elettrica.

Nella figura seguente viene riportata la temperatura media in ascissa e le diverse temperature registrate in ordinata.



**Figura 110: Diverse misure di temperatura in aria con vari sensori**

Le differenze riscontrate non superano i due gradi e quindi la scelta è ricaduta essendo i costi omogenei, sulla praticità del sensore, per cui:

- il DS18B20 della Maxim utilizzato per la temperatura nella massa viene scelto perché viene fornito già impermeabilizzato;
- il DHT22 per la temperatura nell'aria il DHT22 viene scelto perché misura anche l'umidità;
- il MLX90614ESF in quanto è una valida soluzione, quando non si possa effettuare la misura direttamente nella massa, è quindi ricorrere all'infrarosso sul corpo macchina.



**Figura 111: DS18B20 della Maxim**

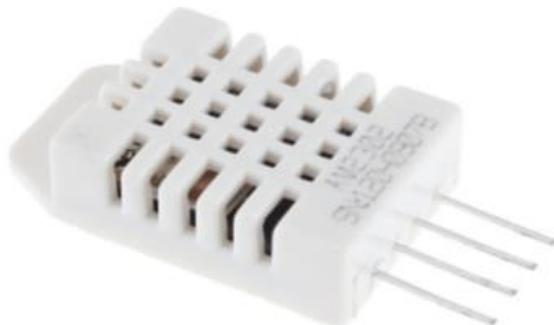


Figura 112: Sensore umidità e temperatura DHT22

Le misure di temperatura nel corpo macchina ed in aria variano anche in funzione della rotazione della macchina. Di seguito l'effetto della rotazione a misure poste a 5 minuti una dall'altra:

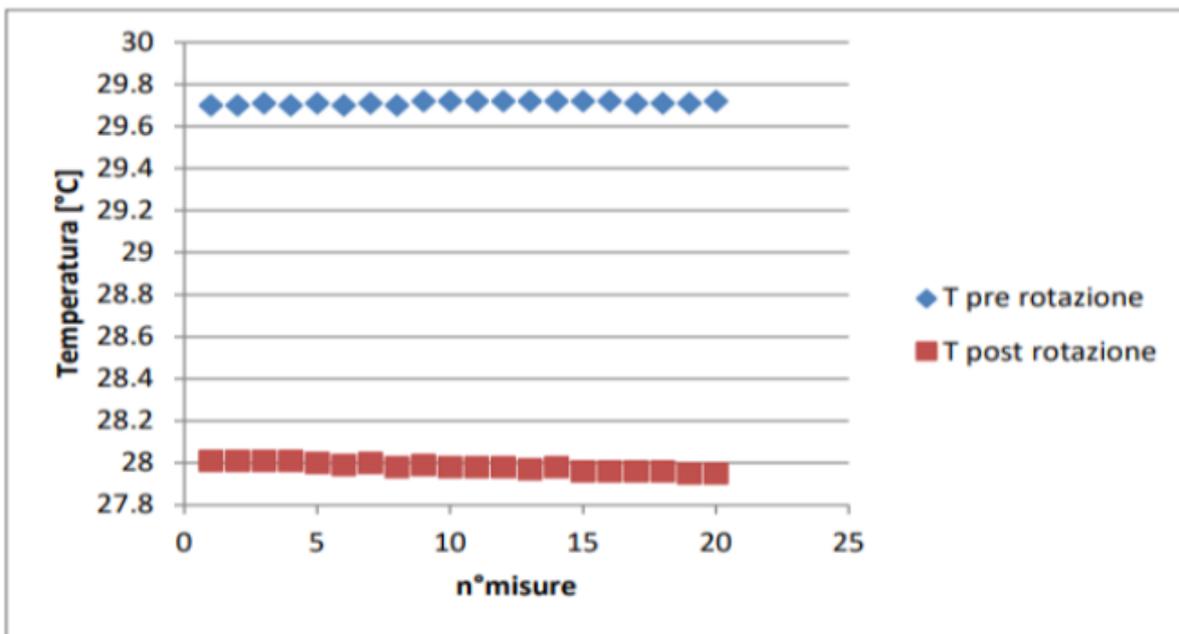


Figura 113: Effetto della rotazione sulla temperatura

Il monitoraggio dei parametri oltre che in macchina sono state effettuate anche in cumulo

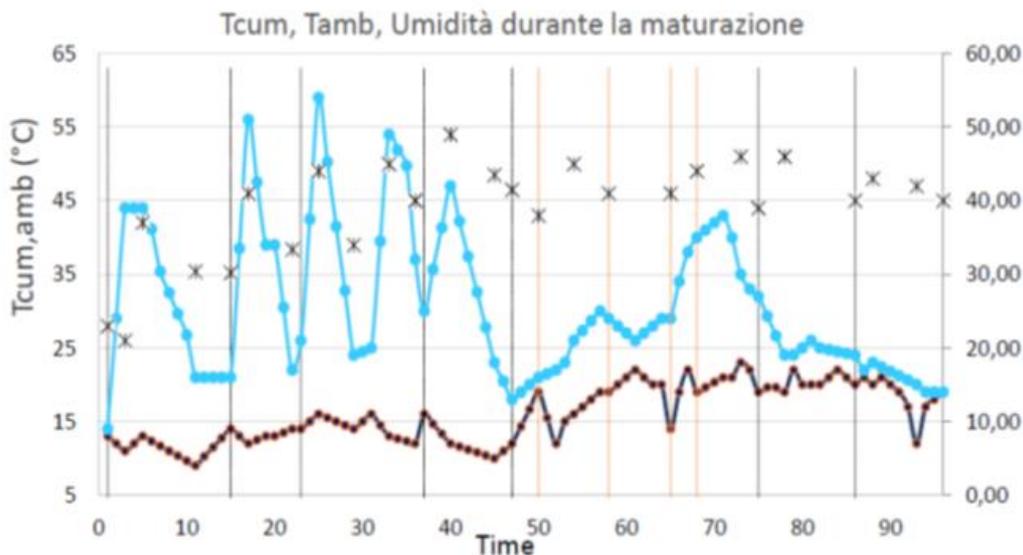


Figura 114: Temperatura Cumulo (Tcum), Ambiente (Tamb) e umidità in 90 giorni

### Umidità

Le misure dell'umidità sono state effettuate:

- in aria, dove l'umidità è espressa come percentuale di quella massima che, a quella temperatura, precipiterebbe;
- nella massa, dove l'umidità è la percentuale d'acqua nel composto rispetto al totale.

Per l'umidità nell'aria è stato selezionato il DHT22 che misura anche la temperatura. Per misurare l'umidità della massa sono stati verificati sensori capacitivi, resistivi e anche un sensore che viene commercializzato come sensore umidità nel suolo ma che, nella realtà, misura solo la percentuale d'acqua nell'aria. In particolare, con questi sensori, sono state effettuate misure con diversi livelli di umidità. L'umidità effettiva è stata misurata con una termobilancia e il valore ottenuto è stato confrontato con quello ottenuto dai vari sensori.

In particolare è stato utilizzato:

a) SHT10 della Adafruit. Questo sensore misura l'umidità e la temperatura dell'aria interna alla capsula di protezione microforata. I suoi valori risultano saturare quasi subito all'aumentare della umidità, quindi non è stato ritenuto idoneo al funzionamento del sistema. Il costo dello SHT10 è di circa 50 euro.



Figura 115: Sensore umidità e temperatura SHT10 della Adafruit

b) Sensore resistivo, questo sensore misura la resistenza tra due poli. La resistenza rilevata tra i due poli è correlata all'umidità del terreno. Questo tipo di sensore viene usato in agricoltura per l'irrigazione automatica; a livelli di umidità scarsi il sensore è in grado di attivare un segnale che può essere connesso al sistema d'irrigazione. Il dato di umidità del terreno è comunque disponibile come segnale analogico da calibrare.

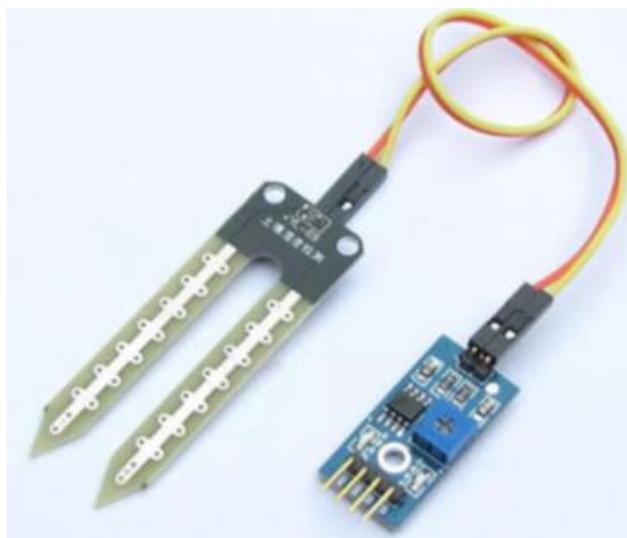


Figura 116: Sensore di umidità resistivo a forchetta

c) Sensore Capacitivo: questo sensore misura la costante dielettrica del materiale che varia con l'umidità. In particolare tra i vari sensori è stato selezionato Soli Watch della Pino Tech.



Figura 117: Sensore capacitivo

## Umidità misurata con diversi sensori

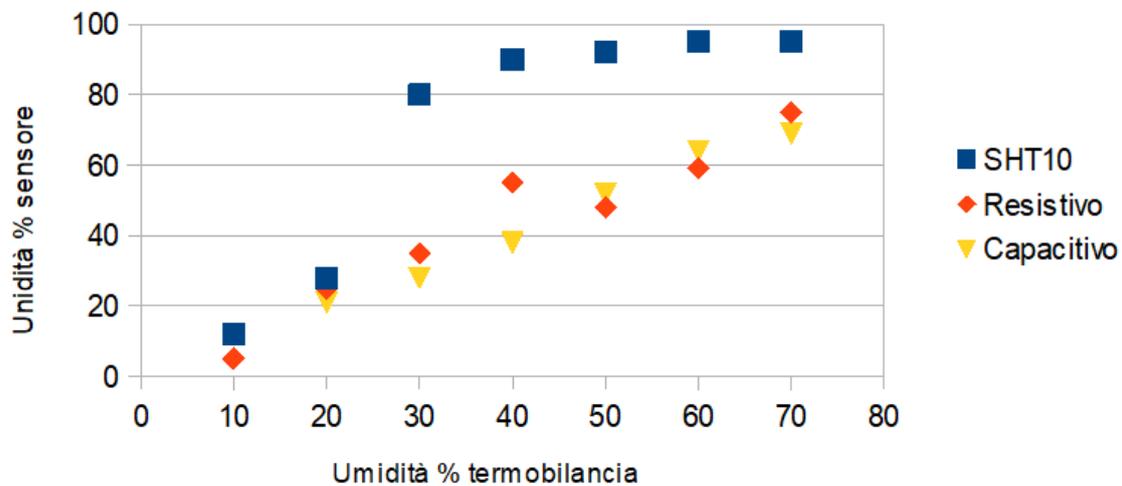


Figura 118: Andamento delle misure a fronte di diversi livelli di umidità

Tra i vari sensori analizzati è stata selezionata la tecnologia *capacitiva* in quanto dall'attività sperimentale è risultata quella che meglio approssima le misure rilevate con la termobilancia.

### Gas in aria

Per la misura delle emissioni in aria sono stati adottati i seguenti sensori:

- CO<sub>2</sub>: a infrarosso NH-Z 16 della Sandbox. Range 400-100.000 ppm
- CH<sub>4</sub>: MQ4, della Sparkfun, molto economico, range 0-200 ppm
- H<sub>2</sub>S: MQ136 della SaintSmart, range 0-200 ppm
- NH<sub>3</sub>: MQ137, della SaintSmart, range 0- 200 ppm

I sensori della serie MQ sono tutti elettrochimici e richiedono un tempo di riscaldamento. Per questa serie i dati sono letti in analogico e convertiti con formule di taratura. Il sensore infrarosso fornisce invece i dati in digitale. Le tarature sono state effettuate in ENEA con concentrazioni note dei gas.



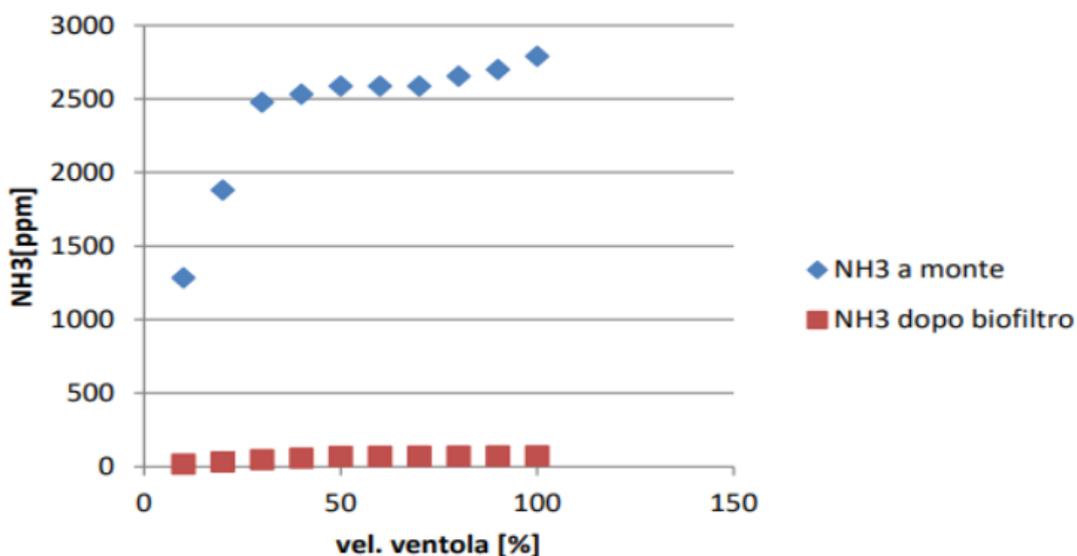
Figura 119: Sensori adottati per la concentrazione dei gas in emissione

Le misure effettuate nelle nostre campagne sperimentali sui compostatori e cumuli, in vari periodi, sono riportate nella tabella seguente. Le misure sono state effettuate con varie velocità della ventola di areazione del sistema.

**Tabella 18: sintesi delle misure effettuate allo scarico aria presso compostatori**

Parametro	Minimo	Massimo	Media	Nota
CO2	400	15000	8000	
CH4	2	20	100	Non nei cumuli
NH3	0	200	50	Dopo biofiltro
H2S	0	20	5	

Si evidenzia che per quanto riguarda l'ammoniaca (NH<sub>3</sub>) la misurazione con l'MQ137 può essere effettuata all'uscita del biofiltro poiché, prima le concentrazioni arrivano anche oltre i 2500 ppm e sono quindi fuori scala per l'MQ137. In effetti le misure in tabella in questi casi sono state effettuate con il COMBIMASS in dotazione al laboratorio. Nei cumuli le misure sono state fatte con MQ4 in quanto il metano può arrivare anche a superar i 1000 ppm.

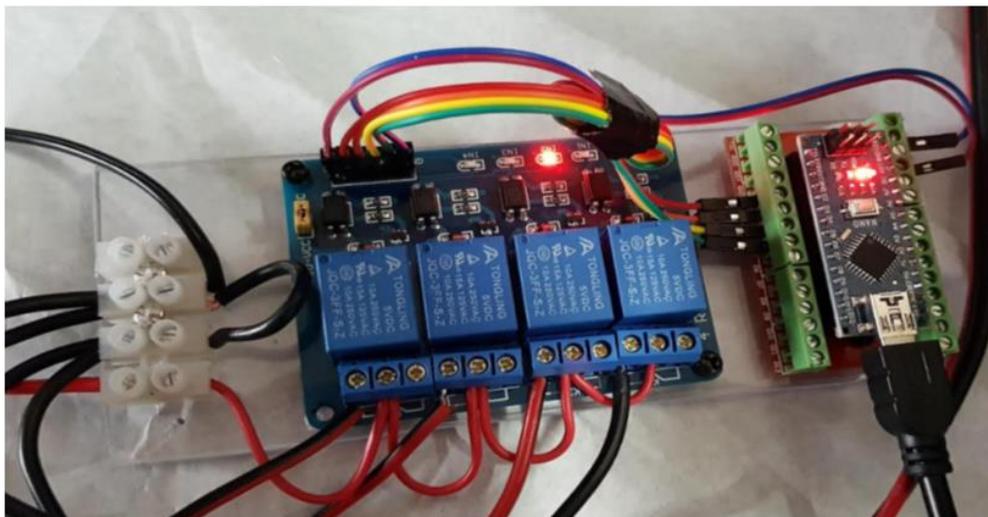


**Figura 120: Concentrazioni ammoniaca prima e dopo il biofiltro al variare della velocità della ventola**

### **Applicazione della retroazione**

A fronte dei dati rilevati in continuo per una gestione ottimale del sistema è stato sviluppato un algoritmo basato sul modello ENEA e in grado di attivare/disattivare:

1. Il movimento in avanti e in indietro della rotazione del macchinario.
2. La ventola.
3. Il riscaldamento con termoresistenza.



**Figura 121: Primo prototipo costituito da 4 relè per il controllo della ventola, del rivoltamento, dell'inversione di rotazione e della resistenza riscaldante**



**Figura 122: Quadro elettrico del compostatore Big Hanna**

Dopo un primo prototipo, nella fase successiva dell'attività, si è intervenuti sul compostore BIG HANNA controllando direttamente i relè relativi al movimento, alla ventola e alla termoresistenza al fine di una gestione ottimale. La sperimentazione ha confermato le stime precedentemente indicate del 25% di risparmio sui consumi elettrici

### 2.4.3 Modello in scala di un compostatore elettromeccanico per divulgazione e formazione

Al fine di poter disporre di una macchina elettromeccanica per il compostaggio da utilizzare in attività di divulgazione e formazione presso utenze esterne quali scuole, manifestazioni, operatori pubblici e privati, è stato realizzato un modello in scala di un compostatore elettromeccanico. La tecnologia utilizzata, per la sua semplicità gestionale, è a singola camera e con movimento della massa tramite aspi posti su un'asse orizzontale di un cilindro. Questo modello perfettamente funzionante, ha dimensioni e pesi tali da poter essere agevolmente assemblabile e trasportabile in un autoveicolo.

Di seguito si riportano la potenzialità di trattamento e le caratteristiche del modello che è dotato di un cavalletto porta compostiera.

#### **Capacità di trattamento:**

- per circa 4 persone;
- con produzione procapite di 0,25 kg/giorno di rifiuto organico;
- materiale trattato processato in macchina circa 60 giorni;
- produzione stimata circa  $4 \times 0,25 \times 60 = 60$  kg in 60 giorni;
- compost fresco in uscita circa il 30% del materiale entrato (18 kg di compost in 60 giorni);
- processo di trasformazione costante lungo tutto il periodo di 60 giorni;
- kg medi in macchina circa di  $(18+65)/2 = 39$  kg in macchina;
- peso specifico del rifiuto organico trattato circa 0,8 kg/l;
- peso specifico del compost in uscita 0,4 kg/l;
- il peso specifico medio del materiale in macchina stimato in  $(0,8+0,4)/2 = 0,55$  kg/l;
- volume della macchina è di  $39/0,55 = 71$  litri =  $0,07$  m<sup>3</sup>.

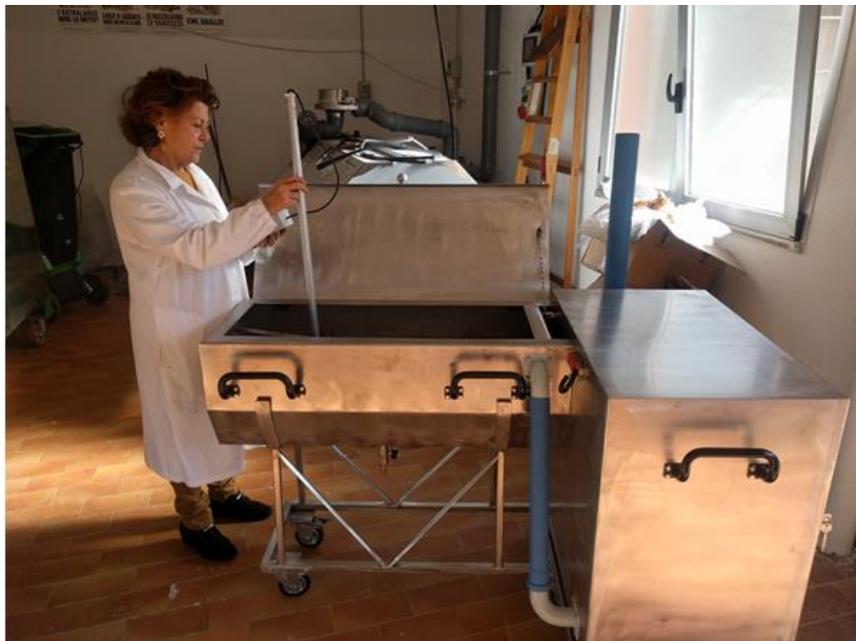
Considerato che è bene che il volume della macchina sia poco meno del doppio di quanto richiesto, in modo che il materiale internamente giunga all'asse degli aspi, si richiede una capacità volumetrica di circa 0,12 m<sup>3</sup>.

#### Caratteristiche

In particolare la macchina ha le seguenti caratteristiche:

1. Camera: cilindrica in acciaio inox
  - dimensioni basi 0,4m diametro, cilindro 1,0 m lunghezza, spessore suggerito 1 mm
  - il volume della camera è di 0,12 m<sup>3</sup>
  - la superficie del cilindro (con le basi) è di 1,50 m<sup>2</sup>
  - il volume occupato dall'acciaio (1mm spessore) è di 0,0015 m<sup>3</sup>
  - la camera è dotata di n.2 ingressi per sonde (es. per pressacavi PG 7).
2. Le basi della camera cilindrica sono dotate di:
  - sportello carico dimensioni 0,2X0,2m (base A)
  - scarico dimensioni 0,2X0,2m (base B)
  - le basi A e B sono imbullona-bili al cilindro con o-ring (esempio 8 bulloni)
  - le basi hanno un foro centrale per l'asse degli aspi.
3. Il cilindro è dotato di foro 110 mm dove alloggiare tubo scarico dell'aria esausta.

4. Movimentazione materiale: aspi. Essi devono essere in numero e in forma tale da coprire, durante le rotazioni, tutto il corpo del cilindro. Gli aspi sono di forma tale che il materiale, fornendo 5 rotazioni giornaliere, resti nel cilindro 60 giorni.
5. Motore e riduttore da KW 0,37.
6. Cassa quadro elettrico in acciaio INOX AISI 304, dimensioni mm 800X800X500, con doppio sportello per contenimento quadro elettrico e filtro.
7. Rotazioni aspi: Ogni rotazione prevede uno o più giri di 360 gradi. La rotazione di 1 giro (360 °) può essere attivata manualmente. In particolare:
  - Velocità : 1 giro/minuto a pieno carico (100 kg).
  - Numero giri a rotazioni: da 1 a 5.
  - Frequenza: impostabile come numero intero di rotazioni/giorno (max 24=1 rotazione/ora).
  - Dopo una rotazione, nel caso di proposta a cilindro rotante il sistema torna nella posizione originaria.
8. La ventola, KW 0,33, per spingere l'aria dalla camera al tubo di scarico con velocità regolabile.
9. Sportello d'ispezione: dimensioni 20X20 cm posto sul cilindro.
10. Cassa biofiltro: rettangolare in acciaio inox con entrata tubo da 110mm posto in basso e uscita tubo posto in alto.
11. Carter: protezione motore cavalletto porta compostiera in Acciaio INOX AISI 304
12. Tubo di scarico: due sezioni da 110 mm. Lunghezze 1 e 2 metri. con gomito 90°.



**Figura 123: Compostatore elettromeccanico per divulgazione e formazione**

#### 2.4.4 Sviluppo di un Prototipo multi-sensore per il monitoraggio della maturazione del compost in cumulo

In parallelo con l'ENEA, il Dipartimento DIBAF dell'Università la Tuscia ha sviluppato un prototipo multi-sensore per il monitoraggio delle fasi di maturazione del compost in cumulo attraverso l'acquisizione dei parametri essenziali per la valutazione del processo quali temperatura, umidità e respirazione microbica ed emissioni di GHG come il metano. - Report RdS/ PAR2017/073 – “Sviluppo di un sistema di monitoraggio e controllo remoto nelle fasi di maturazione del compost” Andrea Vannini, Maria Pia Aleandri

##### **Risultati salienti**

Rispetto al modello precedente, (RdS/PAR2016/031 – “Sensoristica per il monitoraggio del processo di compostaggio”, A. Vannini) sono state approntati nuovi miglioramenti alla sensoristica ed alla architettura del microprocessore. È stato disegnato un nuovo circuito elettronico e realizzato un PCB al fine di una produzione industriale. L'aria è inviata alla cella di misura con una pompa (alimentazione 3.3 V) e può essere selezionata con una elettrovalvola (alimentazione 4 V) proveniente dall'ambiente esterno o dal compost. La cella di misura contiene i sensori per i gas. Un microprocessore ATMEGA328 è utilizzato per l'acquisizione dei dati dei sensori e per l'azionamento dei meccanismi di accensione/spegnimento e di controllo dell'elettrovalvola. In seguito a numerose prove di laboratorio su diversi sensori commerciali (cfr. relazione primo anno) si è proceduto alla scelta definitiva degli stessi e quindi alla realizzazione di 4 prototipi definitivi. Nella cella sono disposti tre sensori per la misura dei gas CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> e O<sub>2</sub>. Il sensore della CO<sub>2</sub> è stato migliorato utilizzando un sensore ottico all'infrarosso MHZ-16 con range 0-50000 ppm ed uscita seriale ed alimentazione a 5V. Questo sensore ha mostrato alta stabilità e facilità di calibrazione via software, rispetto ad altri sensori elettrochimici (es. MHZ-19), ma anche una migliore performance rispetto ad altri sensori ottici di minore qualità (es. MHZ-14). L'uscita è seriale a 9600 BAUD. I sensori di CO<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub> sono stati testati in condizione di transiente, per verificare il loro tempo di risposta ai fini del dimensionamento della cella di misura e del flusso di aria di immissione. I risultati mostrano nel caso di CO<sub>2</sub> un tempo di risposta per il raggiungimento del 90% del valore finale di circa 83 secondi. Il sensore di metano è costituito da un sensore elettrochimico con range di misura da concentrazione ambiente a 10000 ppm. Il sensore può essere alimentato a 3.3 o 5V e possiede una resistenza variabile per la calibrazione. Di seguito il comportamento della resistenza elettrica del sensore in funzione della concentrazione di metano. Nel caso del metano con un transiente da 2 a 1000 ppm, il tempo di risposta è di circa 16 secondi. Da questo punto di vista i sensori selezionati mostrano una sufficiente rapidità di risposta ai fini del dimensionamento della cella e per la durata dell'acquisizione del segnale che dovrà essere la più breve possibile ai fini del contenimento dei consumi della batteria. Il sensore di ossigeno è di tipo elettrochimico ed ha un campo di misura da 0 a 21% ovvero fino alle concentrazioni atmosferiche standard con una uscita analogica proporzionale alla concentrazione. I tre sensori, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> e O<sub>2</sub>, sono disposti all'interno di una cella delle dimensioni di 45x110x45 mm corrispondenti ad un volume pari a circa 222 cm<sup>3</sup> (0.22 l), a cui si deve aggiungere il volume del tubo di immissione dell'aria pari a circa 25 cm<sup>3</sup> (0,025 l). L'aria viene immessa nella cella di misura con un flusso pari a 0,2 l/min. Il ciclo di misura prevede 5 minuti di flush della cella con aria esterna a concentrazione atmosferica, in cui viene effettuata via software la calibrazione dei sensori e 5 minuti di misura. Il tempo scelto di 5 minuti è più che sufficiente per il completo rinnovamento dell'aria nella cella, ogni ciclo di misura l'aria della cella viene rinnovata circa 5 volte. Nello stesso tempo i 10 minuti complessivi di tempo di funzionamento delle pompe e dell'elettrovalvola (solo per 5 minuti nel ciclo di immissione aria compost) permettono di ridurre i consumi delle batterie. Oltre ai sensori di gas, il sistema Compost Talker™ prevede anche la misura della temperatura del compost mediante una sonda NTC (mod NCP18XH103F03RB , beta = 3308), la misura dell'umidità del compost in volume, mediante un sensore capacitivo con un oscillatore in frequenza ed uno speciale PCB disegnato per questo scopo e la temperatura e umidità dell'aria.

Per la gestione dei dati ci si è orientati su un micro-controller ATMEGA328; per l'invio e ricezione dati si è scelto il Transceiver SEMTECH SX1262 a 868 MHz e il GSM modem SIM900 per trasmissione dati su server. Il sistema è poi corredato di un flash memory card (8Mbit) per la memorizzazione e di un pacco batterie ricaricabili (4x Li-Ion da 3300 mA/hr). Di seguito nelle Figure 10 a-d, il PCB Layout e lo schema elettrico del prototipo. Lo schema elettrico del prototipo contiene una prima parte di gestione dei controlli delle periferiche, che in questo caso sono: la pompa, l'elettrovalvola e l'alimentazione dei sensori. Una seconda

sezione riguarda la memorizzazione dei dati su memoria flash da 128 Mbit che è utilizzata solo in caso di back-up, in quanto comunque i dati vengono inviati in tempo reale ad un server in cloud. I dati vengono trasmessi ad un router Lora, sempre realizzato ad hoc per il progetto, mediante il Transceiver SEMTECH SX1262 a 868 MHz. La lunghezza del pacchetto dati è di 19 bytes.



**Figura 124: PCB del Compost Talker™ 2.0: schema grafico e foto della piastra**

La valutazione della funzionalità operativa del Compost Talker™ è stata fatta posizionando 3 apparati ciascuno su un cumulo distinto di matrici in fase di compostaggio. I 3 cumuli erano posizionati uno nel Comune di Vasanello (Ammendante Compostato Verde ACV), gli altri due presso l'Azienda Agraria didattica-sperimentale "Nello Lupori" dell'Università degli Studi della Tuscia di Viterbo (un cumulo di ACV e uno di Ammendante Compostato Misto – ACM). I tre apparati sono stati inseriti in rete IoT. Questo consentiva di poter visualizzare le misure sui tre cumuli contemporaneamente e in tempo reale su interfaccia smartphone. La composizione della comunità microbica durante il processo di compostaggio è stata monitorata ogni 15 giorni.

#### *Cumulo 1. ACV Comune di Vasanello*

Il cumulo 1 ha mostrato per gran parte del periodo di osservazione fino a circa metà del mese di ottobre valori di CO<sub>2</sub> oltre il fondo scala dello strumento (50000 ppm) a cui corrispondono valori di temperatura mediamente elevati (47.9 °C con massimi di 49.6 °C) e valori di O<sub>2</sub> bassi (coerente con l'alta concentrazione di CO<sub>2</sub>). Questo evidenzia una alta attività metabolica e quindi una fase precedente a quella di stabilizzazione/maturazione. Tali misure sono confermate dall'abbondante microflora microbica rilevata che indica una prevalente fase termofila del processo di compostaggio. I valori di metano sono risultati mediamente alti (32,6 con massimo di 61.2 ppm), ben oltre i valori atmosferici, evidenziando presenza di sacche anaerobiche nel cumulo. La presenza di CH<sub>4</sub> a livelli oltre la soglia atmosferica è un indice importante per la gestione operativa del cumulo, indicando la necessità di areazione e quindi di rivoltare il cumulo (8.1%). Si nota comunque l'effetto della maturazione del compost nel tempo. Infatti, dopo circa 30 giorni di attività metabolica elevata la concentrazione diminuisce rapidamente scendendo sotto la soglia di 50000 ppm ed attestandosi intorno ai 15000 ppm. In concomitanza diminuisce la temperatura del compost, il metano torna ai valori quasi atmosferici (2.3 ppm) e l'ossigeno risale al 17% (minore produzione di CO<sub>2</sub>).

*Cumulo 2. ACM Azienda Didattico Sperimentale Nello Lupori – Università degli Studi della Tuscia*

L'evoluzione della CO<sub>2</sub> è risultata in diminuzione durante il periodo di monitoraggio con valori comunque non elevati, il valore medio risulta essere di 2885 ppm mentre quello massimo di 4575ppm. Già questo, a fronte di una temperatura del cumulo in progressiva diminuzione, evidenzia una massa vicina alla stabilizzazione/maturazione. I dati di ossigeno e metano sono vicini ai valori atmosferici (valore medio O<sub>2</sub> = 20% e CH<sub>4</sub> 2ppm) evidenziando una massa stabile in equilibrio con l'ambiente esterno. La temperatura del compost è in diminuzione con il progredire della maturazione, passando da 34.8 a 30.8 °C. Si nota solo negli ultimi giorni una ripresa transitoria dell'attività metabolica ma sempre con valori assoluti molto bassi, e che tuttavia non si riflette sull'andamento della temperatura, anche in considerazione della parallela diminuzione della temperatura dell'aria. I dati microbiologici, con la diminuzione progressiva delle comunità batteriche e dei lieviti, quelle più attive durante la fase termica del processo, supportano i risultati ottenuti con i sensori.

*Cumulo 3. ACV Azienda Didattico Sperimentale Nello Lupori – Università degli Studi della Tuscia*

Nel caso del cumulo 3 i valori di concentrazione di CO<sub>2</sub> sono più elevati indicando una attività metabolica più intensa, in media 20265 ppm, compatibile con una fase termica. Si individuano delle chiare fasi cicliche di attività, indicate dalla più elevata concentrazione di CO<sub>2</sub> e dalla variazione contemporanea di temperatura associata alle date di bagnatura del cumulo (4 settembre e 4 ottobre, 2018). La concentrazione di metano risulta più alta che nel caso del cumulo relativo al sensore 2, infatti la concentrazione massima è pari a circa 5ppm, ma comunque con valori che non giustificano la presenza di importanti sacche di attività anaerobica. La concentrazione dell'ossigeno è in diminuzione (intorno al 18%). La temperatura massima del cumulo è inizialmente superiore ai 40°C supportando ulteriormente il dato di CO<sub>2</sub> e la fase termica del processo. La diminuzione graduale delle temperature suggerisce il graduale passaggio da una fase termica ad una di stabilizzazione/maturazione. Le analisi delle comunità microbiche evidenziano una graduale flessione delle frazioni batteriche e dei lieviti e incremento di quelle fungine suggerendo l'ingresso anche di questa massa nella fase di stabilizzazione/maturazione.



**Figura 125: Particolare del sistema di misura Compost Talker™ in funzione sul cumulo**



**Figura 126: Particolare del sistema ricevente modem/router con ante**

Il progetto ha permesso di mettere a punto il sistema Compost Talker™ ad un livello TRL tra il 7 e 8. Infatti, il sistema Compost Talker™ ha solo bisogno di una ulteriore campagna di utilizzo in impianti di compostaggio per essere commercializzato e raggiungere quindi un TRL di 9.

Il sistema Compost Talker™ permette il monitoraggio continuo dei parametri di processo durante il processo di compostaggio in cumulo, superando i metodi a misura unica, che, per l'oggettiva variabilità del dato puntuale, possono spesso portare a valutazioni sbagliate sulle fasi di processo. Il Compost Talker™ invece restituisce un pattern facilmente interpretabile al di là della prevedibile variabilità del dato puntuale.

Il confronto dei valori dei parametri di processo con la dinamica delle popolazioni microbiche responsabili del processo di respirazione aerobica ha confermato la bontà e utilità dei dati forniti dal Compost Talker™ e del loro utilizzo per la valutazione delle fasi termiche e di stabilizzazione/maturazione.

Il sensore riesce anche, attraverso il dato di CH<sub>4</sub>, a valutare l'eventuale presenza di sacche di respirazione anaerobica nei cumuli, fornendo quindi agli operatori le soglie temporali a cui effettuare il rivoltamento e aereazione delle masse.

È stata dimostrata la possibilità di gestione del sistema Compost Talker™ in rete IoT permettendo di tenere sotto controllo tramite device (PC o Smartphone) i parametri di processo di un numero anche rilevante di cumuli, e permettendo quindi di personalizzare gli interventi (bagnatura, rivoltamento etc.)

Il CompostTalker si rivela quindi un sistema efficace, facile da utilizzare e, soprattutto, grazie alla tipologia di componentistica utilizzata, un prodotto a basso costo e quindi facilmente utilizzabile nella implementazione di reti di rilevamento.

#### 2.4.5 Considerazioni finali

Le attività realizzate hanno permesso lo sviluppo di procedure per la gestione ottimale del sistema di compostaggio. La selezione e la verifica della sensoristica da adottare nel sistema *compostino* è stata attuata per sensori da porre in aria e/o nella massa in compostaggio. Sono stati verificati i sensori per le misure di temperatura e umidità nella massa in compostaggio e per l'aria in emissione (prima e dopo il biofiltro). Per l'aria sono stati selezionati e verificati i sensori per CO<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub>, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>S oltre che il sensore per umidità e temperatura. La retroazione viene attuata con l'uso di un gruppo di 4 relè in grado di comandare movimenti della macchina.

Con l'uso del modello, "*Compostino*", sviluppato da ENEA, per il processo di compostaggio si stima che con una gestione ottimale si possono ottenere risparmi energetici intorno al 25% rispetto ai consumi con impostazioni prefissate. La stima del mercato, effettuata sui bandi regionali, porta all'ipotesi di circa 686 nuove macchine installate nel biennio 2019-2020. Con queste macchine, adottando un sistema di gestione intelligente, si avrebbe un risparmio annuale di 390 Mwh. \_

Per la gestione ottimale sono stati verificati i sensori per le misure di temperatura e umidità nella massa in compostaggio e per l'aria in emissione (prima e dopo il biofiltro). Per l'aria sono stati selezionati e verificati i sensori per CO<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub>, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>S oltre che il sensore per umidità e temperatura. La retroazione viene attuata con l'uso di un gruppo di 4 relè in grado di comandare movimenti della macchina.

In parallelo con Enea il Dipartimento DIBAF dell'Università la Tuscia ha sviluppato un prototipo multi-sensore, Compost Talker, ad un livello TRL tra il 7 e 8 per il monitoraggio delle fasi di maturazione del compost *in cumulo*. Il prototipo permette il monitoraggio in continuo attraverso l'acquisizione dei parametri essenziali per la valutazione del processo quali temperatura, umidità e respirazione microbica ed emissioni di GHG come il metano superando i metodi a misura unica. È stata dimostrata la possibilità di gestione del sistema Compost Talker™ in rete IoT permettendo di tenere sotto controllo tramite device (PC o Smartphone) i parametri di processo di un numero anche rilevante di cumuli, e permettendo quindi di personalizzare gli interventi (bagnatura, rivoltamento etc.). Il Compost Talker si rivela quindi, un sistema efficace, facile da utilizzare e, soprattutto, grazie alla tipologia di componentistica utilizzata, un prodotto a basso costo e quindi facilmente utilizzabile nella implementazione di reti di rilevamento.

### 3 Conclusioni

Le attività del PAR 2017 hanno permesso di valutare la portata di interventi infrastrutturali e gestionali mirati al miglioramento dell'efficienza funzionale ed all'ottimizzazione dei consumi elettrici in tutto il ciclo idrico integrato nonché nella gestione del rifiuto organico.

La metodologia sviluppata per l'identificazione delle perdite idriche consente di rilevare le perdite idriche all'interno delle utenze residenziali con un'accuratezza superiore al 90% e, anche a livello di distretto, rappresenta uno strumento in grado di quantificare costantemente i volumi d'acqua non fatturati e di valutare l'efficienza delle attività di gestione e manutenzione. Inoltre, applicando i metodi sviluppati, è possibile ottenere una buona stima del bilancio idrico, e quindi delle perdite a fronte del monitoraggio in tempo reale di solo una parte delle utenze del distretto.

I sistemi di Early Warning abbinati ad elementi controllati con tecniche RTC (Real Time Control) e a strumenti di modellazione numerica, tipo il codice open source SWMM, consentono di mitigare sia gli aspetti ambientali connessi con gli sversamenti delle reti fognarie nei corpi idrici ricettori in tempo di pioggia, sia gli aspetti idraulici connessi con eventi meteorici estremi.

Nel settore depurativo, il sistema di controllo automatico degli impianti brevettato da Enea è stato testato su scala reale. L'analisi in linea, effettuata sui segnali misurati e acquisiti sull'impianto, mostra come il sistema sia in grado di soddisfare le specifiche di controllabilità degli impianti di depurazione, utilizzando unicamente segnali misurabili con sonde robuste e a basso costo. I dati dimostrano, inoltre, che i risparmi stimati (quantificati nell'ordine del 60% sui costi per il funzionamento del sistema di areazione, equivalenti ad un risparmio medio del 36% sui consumi energetici totali e del 15% sui costi di gestione) possono essere ragionevolmente raggiunti. Sempre in relazione agli impianti di depurazione, sono stati quantificati i notevoli risparmi energetici conseguibili attraverso varie misure di intervento, nonché i possibili incrementi di produzione energetica in loco. Una combinazione di tali misure, ha consentito, in tutti gli impianti analizzati, di migliorare notevolmente il bilancio energetico, arrivando, in un caso specifico, ad un bilancio positivo (grazie alla co-digestione di fanghi ed altri rifiuti). Riportare sullo scenario nazionale tali considerazioni ha senza dubbio un notevole grado di incertezza, ma le potenziali ricadute sarebbero rilevanti; poiché il settore depurazione presenta un fabbisogno energetico complessivo superiore ai 3 miliardi di kWh/anno e, conseguentemente, l'obiettivo della autosufficienza energetica avrebbe impatti di tale ordine di grandezza. Relativamente alla gestione del rifiuto organico, le attività di sperimentazione hanno permesso lo sviluppo di procedure e applicazione di sensori per la gestione ottimale del sistema di controllo e monitoraggio del processo di compostaggio "compostino". La selezione e la verifica della sensoristica da adottare nel sistema compostino è stata attuata per sensori da porre in aria e/o nella massa in compostaggio. Sono stati verificati i sensori per le misure di temperatura e umidità nella massa in compostaggio e per l'aria in emissione, prima e dopo il biofiltro. Per l'aria sono stati selezionati e verificati i sensori per CO<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub>, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>S oltre che il sensore per umidità e temperatura. La retroazione, a fronte dei dati rilevati in continuo per una gestione ottimale del sistema è stata attuata con l'uso di un gruppo di 4 relè in grado di comandare i movimenti della macchina. Con l'uso del modello, "Compostino", sviluppato da ENEA, per il processo di compostaggio si stima che con una gestione ottimale si possono ottenere risparmi energetici intorno al 25% rispetto ai consumi con impostazioni prefissate. La stima del mercato, effettuata sui bandi regionali, porta all'ipotesi di circa 686 nuove macchine installate nel biennio 2019-2020. Con queste macchine, adottando il sistema di gestione intelligente, si avrebbe un risparmio annuale di circa 390 MWh. In parallelo con Enea il Dipartimento DIBAF dell'Università la Tuscia ha sviluppato un prototipo multi-sensore, Compost Talker, ad un livello TRL tra il 7 e 8 per il monitoraggio delle fasi di maturazione del compost in cumulo. Il prototipo permette il monitoraggio in continuo attraverso l'acquisizione dei parametri essenziali per la valutazione del processo quali: temperatura, umidità, respirazione microbica ed emissioni di GHG come il metano, superando la possibile variazione del dato dei metodi a misura unica.

## 4 Riferimenti bibliografici

1. EnviroSim Associates Ltd. (2015). BioWin. Available: <http://envirosim.com/products/biowin>.
2. A. Eldyasti, M. Andalib, H. Hafez, G. Nakhla, and J. Zhu, "Comparative modeling of biological nutrient removal from landfill leachate using a circulating fluidized bed bioreactor (CFBBR)," *Journal of Hazardous Materials*, vol. 187, pp. 140–149, 2011.
3. C. D. Friesen, "Waste water characteristics determine overall strategies for phosphorus removal at Cargill's food high river waste water treatment facility," Dissertation, Royal Roads University, Canada, 2004.
4. E. Liwarska-Bizukojc, R. Biernacki, D. Olejnik, and S. Ledakowicz, "Application of a complex activated sludge model to improve the effectiveness of nutrients removal from wastewater," *Journal of Biotechnology*, vol. 150, pp. 213, 2010.
5. K. Venkatapathi, "Nutrient management control regulation and preparedness of a northern Colorado waste water treatment plant" Dissertation, Colorado State University, Fort Collins, Colorado, 2013.
6. K. Rosinski, "Effect of primary treatment optimization on energy savings and recovery in conventional activated sludge process," Dissertation, Graduate Department of Civil Engineering University of Toronto, Canada, 2001.
7. L. A. Knapp, "Study of process control strategies for biological nutrient removal in an oxidation ditch," Dissertation, Department of Civil and Environmental Engineering, College of Engineering, University of South Florida, 2014.
8. I. Lei, A. Gharagozian, B. Start, G. Roth, and R. Emmett, "Process alternative comparisons assisted with Biowin Modelling," in *Proc. Water Environment Federation Technical Exhibition & Conference*, Dallas, North America, 2006, pp. 3274-3289.
9. E. Amanatidou, G. Samiotis, E. Trikoilidou, D. Tzelios, A. Michailidis, Influence of wastewater treatment plants' operational conditions on activated sludge microbiological and morphological characteristics, *Environmental Technology*, 2016, 37:2, 265-278, DOI: 10.1080/09593330.2015.1068379.
10. L. Bonomo, *Trattamenti delle acque reflue*, 2008, Ed. McGraw-Hill Education.
11. Decreto Legislativo 3 aprile 2006, n. 152 "Norme in materia ambientale", *Gazzetta Ufficiale* n. 88 del 14 aprile 2006 - Supplemento Ordinario n. 96.
12. M. Henze, W. Gujer, T. Mino, M. C. M. van Loosdrecht, *Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3*. (reprint ed.), 2000 London: IWA Publishing.
13. M. Gatti, F. García-Usach, A. Seco, J. Ferrer, *Wastewater COD Characterization: Analysis of Respirometric and Physical-Chemical Methods for Determining Biodegradable Organic Matter Fractions*. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology* 2010. 85. 536-544. 10.1002/jctb.2325.
14. Spagni A., 2002. Modellizzazione matematica dei respirogrammi sperimentali. In: Andreottola G., Foladori P., Ferrai M., Ziglio G.; *Respirometria applicata alla depurazione delle acque – principi e metodi*. Collana scientifico-divulgativa; monografia 3; Laboratorio di Ingegneria Sanitaria Ambientale, Dipartimento di Ingegneria Civile e Ambientale, Università di Trento. Pp: 115-128.
15. Spagni A., Ratini P., Luccarini L., Bortone G., 2000. Caratterizzazione di Biomassa e reflui attraverso l'utilizzo di tecniche respirometriche. *Ingegneria Ambientale* 29(3/4): 177-183.
16. Metcalf, Eddy. *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*, 4th ed. New York: McGraw-Hill; 2002.
17. P. Neumann, S. Pesante, M. Venegas, G. Vidal, *Developments in pre-treatment methods to improve anaerobic digestion of sewage sludge*, 2016, *Rev Environ Sci Biotechnol*, 15: 173. <https://doi.org/10.1007/s11157-016-9396-8>
18. M. Campanelli, P. Foladori, M. Vaccari, *Consumi elettrici ed efficienza energetica nel trattamento delle acque reflue*, 2013, Ed. Maggioli.
19. N. Descoins, D. Stephane, L. Rem, F. Marechal, *Energetic efficiency in Waste Water Treatments Plants: Optimization of activated sludge process coupled with anaerobic digestion*. In: *Proceedings of the 23rd International conference on efficiency, cost, optimization, simulation and environmental impact of energy systems*, Lausanne, 14–17 June 2010. p. 1062–9.
20. M. Fikar, B. Chachua, M.A. Latifi, *Optimal operation of alternating activated sludge processes*. *Control Eng Practice*, 2005;13:853–61. <https://doi.org/10.1016/j.conengprac.2004.10.003>

21. Yu S., Zhang G., Li J., Zhao Z., Kang X. Effect of endogenous hydrolytic enzymes pre-treatment on the anaerobic digestion of sludge. *Bioresour Technol.* 2013 Oct;146:758-761. doi:10.1016/j.biortech.2013.07.087. Epub 2013 Jul 26.
22. Langone M., Ferrentino R., Trombino G., De Puisseau D. W., Andreottola G., Rada E. C., Cristina E., Ragazzi M., Application of a novel hydrodynamic cavitation system in wastewater treatment plants, *Sci. Bull., Series D, Vol. 77, Iss. 1.*
23. G. De Feo, S. De Gisi e M. Galasso, *Fanghi di depurazione – Produzione, caratterizzazione e trattamento*”, 2013, Ed. Dario Flaccovio,.
24. Bonomo L., *Trattamenti delle acque reflue*, 2008, Ed. McGraw-Hill Education
25. Jenkins D, Richard MG, Daigger GT. *Manual on the causes and control of activated sludge bulking, foaming and other solids separation problems.* 3rd edn, Lewis publishers:Boca Raton, Florida, 2003.
26. Eusebi A. L., Carletti G., Cola E., Fatone F., Battistoni P., Switching small WWTPs from extended to intermittent aeration: process behavior and performances, 2008, *Water Sci Technol.* 2009;60(4):1041-8. doi: 10.2166/wst.2009.557).
27. Nardelli P, Gatti G, Cecchi F, Battistoni EM. Upgrading small WWTPs in the autonomous province of Trento (Italy) by alternating oxic/anoxic process: a demonstration study. *Water Sci Technol.* 2008;58(4):831-8. doi: 10.2166/wst.2008.326.
28. Spagni A., 2002. Modellizzazione matematica dei respirogrammi sperimentali. In: Andreottola G., Foladori P., Ferrai M., Ziglio G.; *Respirometria applicata alla depurazione delle acque – principi e metodi.* Collana scientifico-divulgativa; monografia 3; Laboratorio di Ingegneria Sanitaria Ambientale, Dipartimento di Ingegneria Civile e Ambientale, Università di Trento. Pp: 115-128.
29. Spagni A., Ratini P., Luccarini L., Bortone G., 2000. Caratterizzazione di Biomassa e reflui attraverso l'utilizzo di tecniche respirometriche. *Ingegneria Ambientale* 29(3/4): 177-183.
30. Fux C., Lange K, Faessler A, Huber P, Grueniger B, Siegrist H., Nitrogen removal from digester supernatant via nitrite--SBR or SHARON? *Water Sci Technol.* 2003;48(8):9-18.
31. van Dongen U, Jetten MS, van Loosdrecht MC. The SHARON-Anammox process for treatment of ammonium rich wastewater. *Water Sci Technol.* 2001;44(1):153-60.
32. Capodaglio A.G., Hlavínek P., Raboni M., Advances in wastewater nitrogen removal by biological processes: state of the art review . *Rev. Ambient. Água* vol.11 no.2 Taubaté Apr./June 2016 doi :<http://dx.doi.org/10.4136/ambi-agua.1772>
33. [1] Decreto Legislativo 29 aprile 2010, n. 75 “Riordino e revisione della disciplina in materia di fertilizzanti, a norma dell’articolo13 della legge 7 luglio 2009, n.88”.
34. [2] ANPA “metodi di analisi del compost”, linee guida 3/2001
35. [3] Decreto Ministeriale 21 dicembre 2000 - Supplemento n.6 pubblicato sul supplemento ordinario alla G.U. n.21 del 26-01-2001 - Aggiornamento ai” Metodi ufficiali di analisi per i fertilizzanti”,1991.
36. [4] Specifica tecnica UNI/TS 11184 (2006) “Determinazione della stabilità biologico mediante l’Indice di Respirazione Dinamico”.

## 5 Appendici

### 5.1 Appendice 1 - metodologia di calcolo dei consumi energetici delle componenti elettromeccaniche.

#### **Determinazione della potenza delle soffianti**

Determinazione delle variabili di equazione della potenza delle soffianti

Le equazioni di potenza delle soffianti sono basate su stime di: pressione di aspirazione ( $P_{intake}$ ), flusso d'aria di aspirazione ( $Q_a$ , intake), pressione di uscita ( $P_{Discharge}$ ) e efficienza del ventilatore ( $BlowerEff$ ).

Per calcolare il flusso d'aria di aspirazione e la pressione di aspirazione, è necessario determinare il flusso d'aria standard (cioè la portata d'aria a 20 ° C e 101,325 kPa) richiesta in ciascun reattore. Questo flusso d'aria viene quindi convertito in condizioni ambientali con la seguente equazione:

$$Q_{a,ambient} = Q_{a,standard} \cdot \left( \frac{P_{standard}}{P_{surface}} \right) \cdot \left( \frac{T_{a,inlet}}{T_{a,standard}} \right)$$

in cui

$Q_{a, ambient}$  = flusso d'aria ambientale [m<sup>3</sup> / ora]

$Q_{a, standard}$  = flusso d'aria standard richiesto in ciascun reattore (cioè a 20 ° C, 101,325 kPa) [m<sup>3</sup> / ora]

$P_{standard}$  = pressione atmosferica standard [kPa]

$P_{surface}$  = pressione superficiale [kPa]

$T_{a, inlet}$  = temperatura dell'aria in entrata [K]

$T_{a, standard}$  = temperatura dell'aria standard [K]

Per correggere il flusso d'aria ambientale tenendo conto dell'umidità, il modello utilizza prima l'equazione di Antoine per calcolare la pressione del vapore ( $P_{vap}$ ):

$$P_{vap} = 10^{\left\{ A - \left( \frac{B}{T_{a,inlet} + C} \right) \right\}} \times 100$$

in cui

A, B e C = Coefficienti calcolati NIST

100 = conversione da Bar a kPa

La pressione del vapore e il flusso d'aria ambientale vengono quindi utilizzati per determinare il flusso d'aria "umido" ( $Q_a$ , bagnato):

$$Q_{a,wet} = Q_{a,ambient} \cdot \left( \frac{P_{surface} + InletAirHumidity \cdot P_{vap}}{P_{surface}} \right)$$

Infine, questo flusso d'aria "umido" viene corretto per la caduta di pressione attraverso il filtro di aspirazione ( $P_{drop}$ , intake) per ottenere il flusso d'aria in entrata ( $Q_a$ , intake, m<sup>3</sup>/h):

$$Q_{a,Intake} = Q_{a,wet} \cdot \left( \frac{P_{surface}}{P_{Intake}} \right) \quad \text{dove:}$$

$$P_{Intake} = P_{surface} - P_{drop,intake}$$

Per calcolare la pressione di uscita è necessario determinare la densità dell'acqua alla temperatura effettiva e il carico statico e dinamico che le soffianti devono superare. La densità è determinata sulla base di un'equazione di correlazione con la temperatura. Il carico statico ( $H_{static}$ , kPa) che la soffiante il soffiatore deve superare è determinata dalla seguente equazione:

$$H_{static} = P_{surface} + \frac{\rho_{H2O} \cdot D_{discharge} \cdot g}{1000}$$

In cui:

$P_{surface}$  = pressione superficiale [kPa]

$\rho_{H2O}$  = densità dell'acqua alla temperatura specificata del flusso [kg / m<sup>3</sup>]

$D_{discharge}$  = profondità di insufflazione determinata sottraendo la profondità della vasca dall'altezza di montaggio del diffusore [m]

$g$  = costante gravitazionale [m / s<sup>2</sup>]

Il carico dinamico ( $H_{dynamic}$ , kPa) che le soffianti devono superare è definito come segue:

$$H_{dynamic} = A + B \cdot Q_{a/diff} + C \cdot Q_{a/diff}^2$$

in cui:

$Q_{a/diff}$  = portata d'aria per diffusore [m<sup>3</sup> / ora]

A= costante di perdita di pressione del diffusore [kPa]

B= costante di perdita di pressione del diffusore [kPa / m<sup>3</sup> / h]

C= costante di perdita di pressione del diffusore [(kPa / m<sup>3</sup> / h) <sup>2</sup>]

La prevalenza dinamica viene calcolata per ciascun reattore nel gruppo di alimentazione dell'aria delle soffianti e la prevalenza massima dinamica viene utilizzata nel calcolo della pressione di scarico finale. Per calcolare la portata del flusso d'aria per diffusore deve essere determinata la pressione di scarico e il flusso d'aria al diffusore (scarica, diffusori, kPa). Si presume che la pressione di scarico del diffusore sia uguale alla prevalenza statica:

$$P_{Discharge,diffusers} = H_{static} = P_{surface} + \frac{\rho_{H2O} \cdot D_{discharge} \cdot g}{1000}$$

Il flusso d'aria standard (cioè la portata d'aria) è corretto per le condizioni di umidità in ingresso:

$$Q_{a,wet} = Q_{a,standard} \cdot \left\{ \frac{P_{standard} + InletAirHumidity \cdot P_{vap}}{P_{standard}} \right\}$$

Questo flusso d'aria umido [m<sup>3</sup> / hr] viene quindi corretto per le condizioni all'uscita dei diffusori nel bioreattore:

$$Q_{a,diffuser} = Q_{a,wet} \cdot \left( \frac{P_{standard}}{P_{Discharge,diffuser}} \right) \cdot \left( \frac{T_{reactor}}{T_{a,standard}} \right)$$

dove T<sub>reactor</sub> = temperatura nel bioreattore [K]

Infine, il flusso d'aria per diffusore [m<sup>3</sup> / h / diffusore] viene calcolato come segue:

$$Q_{a/diff} = \frac{Q_{a,diffuser}}{\# diffusers}$$

La pressione di uscita finale [kPa] è calcolata come somma della prevalenza statica, della prevalenza dinamica e della caduta di pressione attraverso il sistema di distribuzione:

$$P_{Discharge} = H_{static} + H_{dynamic} + P_{drop,system} \quad \text{dove:}$$

P<sub>drop, system</sub> = caduta di pressione attraverso il sistema di distribuzione (tubazioni / valvole) [kPa]

L'efficienza delle soffianti è calcolata dalla seguente equazione:

$$BlowerEff = A + B \cdot Q_{a,intake} + C \cdot Q_{a,intake}^2$$

dove:

A = costante efficienza del ventilatore [-]

B = costante efficienza del ventilatore [h / m<sup>3</sup>]

C = costante dell'efficienza del ventilatore [(h / m<sup>3</sup>)<sup>2</sup>]

Q<sub>a, intake</sub> = flusso d'aria aspirata nel ventilatore [m<sup>3</sup> / h]

L'equazione di potenza lineare è stata utilizzata per calcolare la potenza (P) per soffianti a lobi rotanti. La compressione in questi tipi di ventilatori è isocora (cioè a volume costante) (Aerzen USA, 2015). La potenza del ventilatore è proporzionale al flusso d'aria e al cambiamento di pressione ed è definita come segue:

$$P = \frac{Q_{a,intake}}{3600} \cdot (P_{Discharge} - P_{Intake})$$

in cui:

Q<sub>a, intake</sub> = flusso d'aria del ventilatore in aspirazione [m<sup>3</sup> / hr]

P<sub>discharge</sub> = pressione di uscita del ventilatore [kPa]

P<sub>intake</sub> = pressione di aspirazione del ventilatore [kPa]

3600 = conversione da m<sup>3</sup> / hr a m<sup>3</sup> / s

La potenza del ventilatore lineare finale [kW] è divisa per l'efficienza del ventilatore.

### **Potenza in fase di miscelazione e potenza meccanica**

La potenza può essere specificata in base alla potenza per unità di volume [kW/m<sup>3</sup>] o su base fissa [kW].

### **Potenza di pompaggio**

Il calcolo della potenza di pompaggio in BioWin è simile all'approccio di RAE e AECOM (2010).

Al fine di determinare i requisiti di potenza per un determinato elemento del gruppo di pompaggio occorre calcolare il carico idraulico complessivo da utilizzare nell'equazione della potenza di pompaggio. Il carico totale [m] è definito come:

$$H_{Total} = H_S + H_D$$

dove

H<sub>S</sub> = carico statico [m]

H<sub>D</sub> = carico dinamico [m]

Il carico dinamico è calcolato in base all'attrito generato all'interno del sistema utilizzando l'equazione di Darcy Weisbach:

$$H_D = \frac{K \cdot v^2}{2 \cdot g}$$

dove

K = coefficiente di perdita di carico

v = velocità nel tubo [m / s]

g = accelerazione dovuta alla gravità [m / s<sup>2</sup>]

Il coefficiente di perdita di carico tiene conto sia della perdita attraverso il tubo che della perdita attraverso i raccordi:

$$K = K_{fittings} + K_{pipe}$$

Dove K<sub>fittings</sub> è la somma dei coefficienti delle perdite di carico localizzate mentre K<sub>pipe</sub> è il coefficiente delle perdite di carico distribuite definito come:

$$K_{pipe} = \frac{f \cdot L}{D}$$

dove:

f= coefficiente di attrito

L= lunghezza del tubo [m]

D= diametro del tubo [m]

Il coefficiente di attrito viene calcolato usando l'equazione di Colebrook White:

Se  $Re \geq 2000$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log_{10} \left( \frac{k}{3.7} + \frac{2.51}{Re \sqrt{f}} \right)$$

Se  $Re < 2000$

$$f = \frac{64}{Re}$$

in cui :

K= Fattore di rugosità [m]

Re= Numero di Reynolds

Il fattore di rugosità k è un valore ottenibile da tabelle standard e si basa sul materiale del tubo.

Il numero di Reynolds è calcolato con la seguente formula:

$$Re = \frac{v \cdot D}{\nu}$$

dove:

$\nu$ = Viscosità cinematica [m<sup>2</sup> / s]

La viscosità cinematica è il rapporto tra viscosità dinamica e densità. In BioWin la viscosità dinamica del liquido miscelato ( $\mu$ ) del liquido dipende dalla concentrazione dei solidi sospesi:

$$\mu = \mu_{H_2O} \times (1 + A \times MLSS^Y)$$

dove:

$\mu_{H_2O}$ = la viscosità dinamica dell'acqua [Pa.s]

A= costante [m<sup>3</sup> / g]

Y= costante adimensionale

MLSS = concentrazione di solidi in sospensione [g / m<sup>3</sup>]

La viscosità dinamica dell'acqua ( $\mu_{H_2O}$ ) dipende dalla temperatura e viene calcolata da:

$$\mu_{H_2O} = K e^{\left(\frac{E_a}{RT}\right)}$$

nella quale:

$\mu_{H2O}$  = la viscosità dinamica dell'acqua [Pa.s]

K = costante (valore iniziale della viscosità dinamica) [Pa.s]

Ea = Energia di attivazione [J mol<sup>-1</sup>]

R = Costante universale del gas [J K<sup>-1</sup> mol<sup>-1</sup>]

T = Temperatura [K]

Infine, i requisiti di potenza [kW] per la pompa sono calcolati con la seguente formula:

$$P = \left( \frac{Q \cdot H_{Total} \cdot g \cdot \rho}{Pump\ Efficiency} \right) / 1000$$

dove:

Q = portata nel tubo [m<sup>3</sup> / s]

$\rho$  = densità dell'acqua [kg / m<sup>3</sup>]

Si assume che la densità del liquido dipenda dalla concentrazione dei solidi sospesi secondo la seguente relazione:

$$\rho = \rho_{H2O} + A \cdot MLSS$$

dove

$\rho_{H2O}$  = densità dell'acqua [kg / m<sup>3</sup>]

A = costante [m<sup>3</sup> / g]

MLSS = concentrazione di solidi in sospensione [g / m<sup>3</sup>]

La densità dell'acqua viene calcolata in funzione della temperatura utilizzando una funzione empirica basata sui dati della libreria ASCE.

5.2 Appendice 2: Monitoraggio parametri eseguito nella compostiera elettromeccanica

Data	Scarti mensa	Struttur.	T ambiente	T <sub>1</sub> (carico)	T <sub>2</sub> (centrale)	T <sub>3</sub> (scarico)	CO <sub>2</sub> %	O <sub>2</sub> %	H <sub>2</sub> S ppm	Note
	kg	kg								
<b>22/02/2018</b>	21.9	-	13	13	13	12				25 Kg compost (come inoculo) - umido in 13 sacchetti
23/02	19.3	-	12	16	12	12				11 sacchetti
28/02	24.1	-	12	12	13	12				11 sacchetti
<b>01/03/2018</b>	25	-	14	16	17	16				13 sacchetti
02/03	14.7	-	18	20	22	22				9 sacchetti
05/03	23.1	2.3	<b>21</b>	<b>26</b>	<b>27</b>	<b>27</b>	<b>0.5</b>	<b>20.4</b>	<b>0</b>	12 sacchetti mimosa
06/03	30.5	3	23	26	30	43				15 sacchetti mimosa
07/03	24	4.8	25	31	34	42				11 sacchetti 20% mimosa
08/03	24.3	4.8	25	35	34	43	3.7	18.3	0	12 sacchetti 20% mimosa
09/03	-	14	23	39	36	38				solo struttur. 14Kg <b>pellet</b>
12/03	25	2.5	26	46	50	55	15.7	4.7	0	0 sacchetti mimosa
13/03	20.8	2.1	26	42	54	58				11 sacchetti mimosa
14/03	26.4	5.5	28	43	54	59	13.2	8.4	5	<b>U= 61%</b> 14 sacchetti 20% mimosa
15/03	27.3	5.5	27	44	55	65				14 sacchetti 20% mimosa
16/03	-	-	27	45	58	63	11.2	10	0	Mancanza di scarti umidi
19/03	23.8	2.4	26	49	58	60				12 sacchetti mimosa
20/03	24.6	2.5	26	46	58	59	12.6	9.3	0	<b>U=56%</b> 13 sacchetti mimosa
21/03	21.9	2.2	30	47	59	58				10 sacchetti mimosa
22/03	27	6	32	44	63	63				13 sacchetti 30% mimosa
23/03	12.8	2.6	31	44	59	67	8.5	12	1	<b>U=63%</b> 6 sacchetti -20% mimosa- <b>inizio scarico: 8,6 Kg</b> residuo di sacchetto (foto scarico)
26/03	22.6	2.3	34	42	58	68				11 sacchetti
27/03	23	4.6	34	44	56	68	11.8	9.7	1	<b>U=62%</b> 11 sacchetti 20% mimosa <b>1°Scarico effettivo: 4.8Kg</b>
28/03	19.3	4	35	46	51	68				10 sacchetti 20% mimosa
29/03	23	7	34	44	49	69	2.1	18.8	0	<b>U=61.5%</b> 11 sacchetti 30% mimosa
<b>03/04/2018</b>	25.5	5.5	35	41	55	68	13.5	6.8	8	<b>U=60.5</b> 11 sacchetti 20% mimosa <b>2°Scarico: 6.5Kg</b>
04/04	23.8	5	34	46	52	66				11 sacchetti 20% mimosa
05/04	20.7	4.5	36	45	53	66				9 sacchetti 20% mimosa
06/04	-	3	37	45	51	70	13.1	9	10	<b>U=63%</b> Mancanza di scarti umidi solo strutturante
09/04	-	3	36	43	61	68	11.1	7.4	3	<b>U=61%</b> Mancanza di scarti umidi

										Solo strutturante <b>pellet</b> visto U alta
10/04	-	-	37	43	62	69				Mancanza di scarti umidi
										<b>3°Scarico: 6Kg</b>
11/04	11	2.2	36	44	66	67				6 sacchetti Mimosa
12/04	-	-	33	45	67	66				Mancanza di scarti umidi
										Umidificato biofiltro:8Kg H <sub>2</sub> O
13/04	-	3	32	42	63	68	13.1	8.1	37	<b>U=62%</b> Mancanza di scarti umidi Solo strutturante: <b>pellet</b>
16/4	20	4.2	36	59	70	64	13.8	5.3	13	<b>U=58%</b> 9 sacchetti 20%Mimosa
17/04	30	6	37	63	68	70				12 sacchetti 20% Mimosa
										<b>4°Scarico: 6.7Kg</b>
18/04	23.5	4.7	37	64	68	71				10sacchetti 20% Mimosa
19/04	25.8	6	36	59	70	70				10 sacchetti >20% Mimosa
										<b>Ultimo caricamento</b>
20/04			35	52	66	66	11.9	7.9	9	<b>U=62%</b>
23/04			36	53	69	64				<b>5°Scarico:7 Kg</b>
24/04			34	59	71	65	13.5	4.3	1	<b>U=60%</b>
26/04			36	67	68	57				
<b>2/05/2018</b>			31	53	59	45	4.1	16.5	0	<b>6°Scarico:5 Kg</b>
03/05			32	62	61	43				
04/05			30	65	67	52				
07/05			26	59	50	36				
08/05			24	51	42	32				
09/05			23	40	33	26	0.6	20.1	0	<b>U=43%</b> Massa umidificata:16Kg di H <sub>2</sub> O
10/05			23	35	37	27				
11/05			23	32	36	26				
14/05			20	27	27	22				Massa visibilmente asciutta, umidificata: 16Kg di H <sub>2</sub> O
15/05			20	25	25	21				
16/05			19	25	24	20				
17/05			20	26	26	22	1.3	19.1	0	<b>U=52%</b>
18/05			21	27	26	22				
21/05			23	29	28	24				<b>7°Scarico:82 Kg</b>
22/05			23	26	25	22				<b>Scarico manuale 66Kg</b>
23/05			22	21	21	21				<b>Scarico manuale completato:86.5Kg</b>

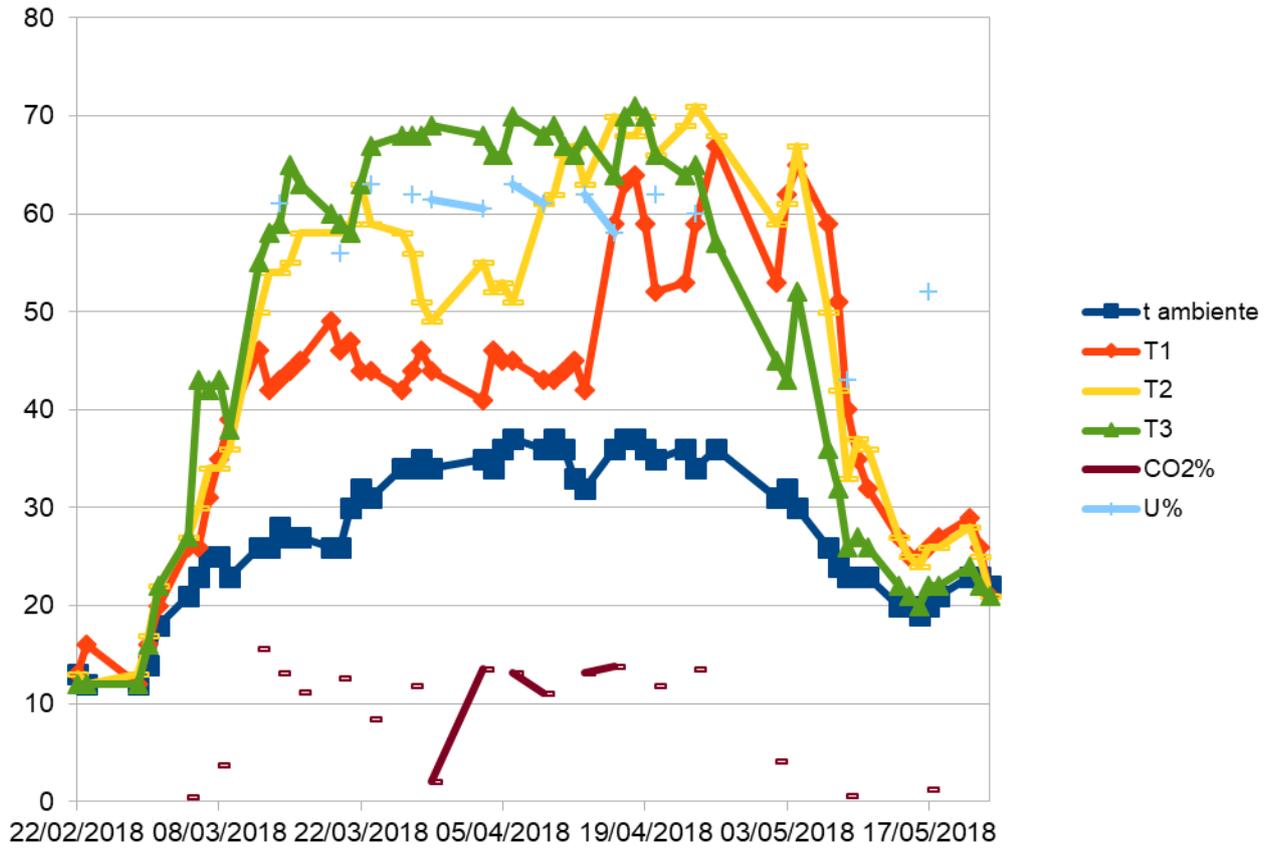


Figura 127: Andamento parametri compostiera elettromeccanica

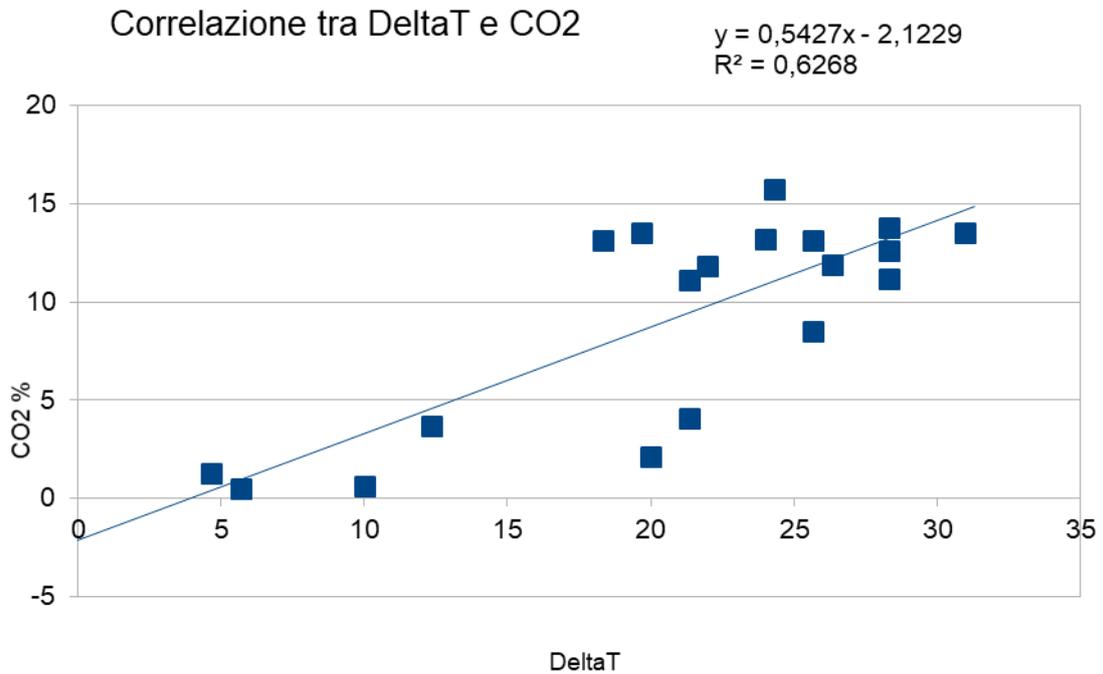


Figura 128: Correlazione tra deltaT e CO2

### 5.3 Appendice 3: Monitoraggio parametri nel cumulo in maturazione

Data	T ambiente	T centrale	T media laterali	Umidità %	pH	CO <sub>2</sub> %	O <sub>2</sub> %	H <sub>2</sub> Sppm	CH <sub>4</sub> %	Note
<b>28/05/2018</b>	26	61	40	48.5	8.7	10.8	9.2	0	0	
31/05	26	56	42	43	8.3	6.3	13.9			
4/06	27	38	32	41.5	8.2	2.8	17.9	0	0	
5/06										Cumulo rivoltato ed umidificato: 40 kg di H <sub>2</sub> O
7/06	26	64	61							
8/06	26	72	51	47	8.2	6.6	13.1	0	0	
11/06	31	45	44			7.3	13.4	0	0	
12/06	30	47	40							
14/06	26	53	37	40	8.4	5.2	15.5	0	0	
19/06	30	39	33	39	8	3	18	0	0	Cumulo rivoltato ed umidificato: 34 Kg di H <sub>2</sub> O
22/06	30	62	46	41	7.8	12.7	8	0	0	
25/06	26	50	42	41	7.4	10.3	10.7	0	0	Cumulo rivoltato ed umidificato: 51Kg di H <sub>2</sub> O
28/06	26	58	45	49	7.4	14.1	6.3	0	0	
<b>2/07/18</b>	26	54	48			9.4	11.8	0	0	
3/07	26	53	41	39	7.3	8.7	12.5	0	0	
4/07	26	53	48							Cumulo rivoltato ed umidificato: 20 Kg di H <sub>2</sub> O
5/07	30	59	41			17.4	2.6	0	0	
6/07	28	65	46			12	8.2	0	0	
9/07	30	52	41	45	7.4	11.4	10.8	0	0	
10/07	29	49	40			9.4	11.5	0	0	
12/07	30	49	40			8	13	0	0	
13/07	31	48	40			7.1	13.9	0	0	Visibilmente asciutto; cumulo rivoltato ed umidificato: 17 Kg di H <sub>2</sub> O
17/07	27	49	40			7.9	13.3	0	0	
18/07	29	47	36	43	7.4	6.4	14.3	0	0	
20/07	30	47	35			4.8	15.3	0	0	
23/07	31	40	32	39	7.4	3.5	17.4	0	0	
24/07										Cumulo rivoltato ed umidificato: 22 Kg di H <sub>2</sub> O
26/07	30	36	31			2.9	17.9	0	0	
27/07	28	37	31	44	7.4	2.8	18.1	0	0	
31/07	30	37	32			2.4	18.6	0	0	
<b>3/08/18</b>	29	35	31			1.5	19.6	0	0	
9/08	26	31	29			0.9	20.1	0	0	Cumulo rivoltato ed umidificato - 32 Kg di H <sub>2</sub> O - in previsione della sospensione del monitoraggio per chiusura centro e ferie
<b>3/09/18</b>	26	26	26			0.5	20.8	0	0	Visibilmente asciutto; cumulo rivoltato ed umidificato: 16 Kg di H <sub>2</sub> O
7/09	23	27	25	45	7.5	0.8	20.2	0	0	
10/09	30	27	26			0.7	20.5	0	0	
13/09	24	27	25	40	7.4	0.7	20.5	0	0	
17/09	27	26	26			0.5	20.6	0	0	
20/09	22	26	25	40	7.4	0.6	20.5	0	0	

25/09	21	26	24	39	7.4	0,6	20.5	0	0	Cumulo rivoltato ed umidificato: 16 Kg di H <sub>2</sub> O	
28/09	23	25	22				0.3	21.4	0		0
<b>1/10/18</b>	22	23	22				0.3	20.8	0		0
3/10	20	21	21	38	7.4	0.3	20.8	0	0	Vagliatura compost maturo	
4/10											

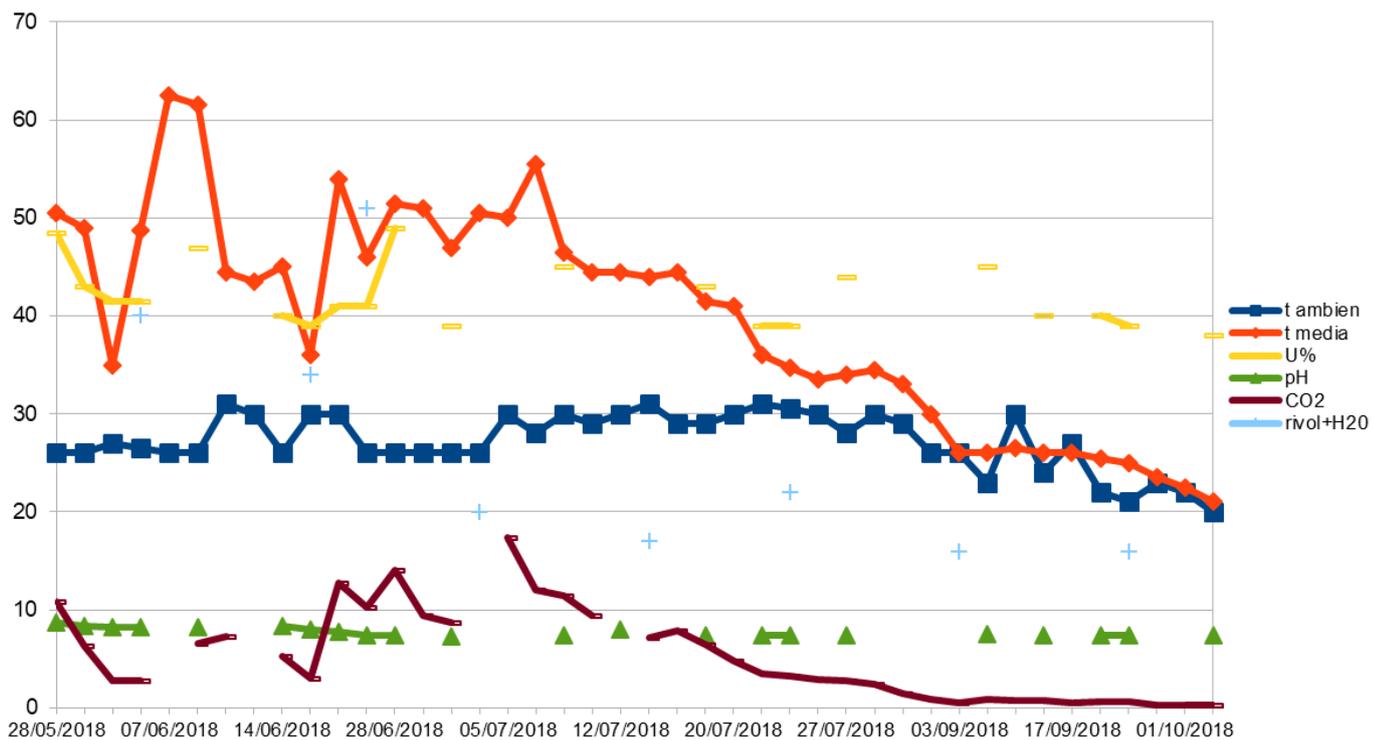


Figura 129: Andamento parametri cumulo di maturazione