



Ricerca di Sistema elettrico

Metodi per la caratterizzazione energetica degli impianti di depurazione e sviluppo di un sistema innovativo per l'autoproduzione energetica

C. Cellamare, A. Giuliano, M. Granieri, R. Guzzinati,
D. Mattioli, R. Nuzzi, L. Petta, G. Sabia

METODI PER LA CARATTERIZZAZIONE ENERGETICA DEGLI IMPIANTI DI DEPURAZIONE E SVILUPPO DI UN SISTEMA INNOVATIVO PER L'AUTOPRODUZIONE ENERGETICA

C. Cellamare, A. Giuliano, M. Granieri, R. Guzzinati, D. Mattioli, R. Nuzzi, L. Petta, G. Sabia

Con il contributo di: M. Langone, C. Brunori, L. Cutaia, C. Chiavetta, G. Barberio, R. De Carolis, S. Casu, A. De Vanna, M. Ferraris, A. Spagni, E. Tesini, P. Porta, V. Fantin, F. Cappellaro, A. Zucaro

Dicembre 2019

Report Ricerca di Sistema Elettrico

Accordo di Programma Ministero dello Sviluppo Economico - ENEA

Piano Triennale di Realizzazione 2019-2021 - I annualità

Obiettivo: N. 1 - Tecnologie

Progetto: 1.6 – Efficienza energetica dei prodotti e dei processi industriali

Work package: 5 - Efficientamento energetico degli impianti di depurazione municipale e del trattamento delle acque reflue in ambito industriale

Linea di attività: LA5.1 -Metodi per la caratterizzazione energetica degli impianti di depurazione e sviluppo di un sistema innovativo per l'autoproduzione energetica

Responsabile del Progetto: Miriam Benedetti

Responsabile del Work package: Davide Mattioli

Indice

SOMMARIO	4
1 INTRODUZIONE	5
2 DESCRIZIONE DELLE ATTIVITÀ SVOLTE E RISULTATI.....	7
2.1 CLASSIFICAZIONE ENERGETICA DEGLI IMPIANTI DI DEPURAZIONE.....	7
2.1.1 <i>Caso applicativo della metodologia di classificazione e labelling energetico</i>	8
2.1.2 <i>Sviluppo del tool software</i>	12
2.2 VALUTAZIONE DELL'EFFETTO SUI CONSUMI ENERGETICI DEGLI IMPIANTI DI TRATTAMENTO DI DIVERSE MISURE DI OTTIMIZZAZIONE DEL SISTEMA DI COLLETTAMENTO DEI REFLUI.....	15
2.2.1 <i>Caratteristiche delle acque fognarie dei sistemi misti</i>	18
2.2.2 <i>Modellazione dell'impianto</i>	22
2.2.3 <i>Confronto scenari</i>	33
2.2.4 <i>Impatti ambientali</i>	41
2.3 SVILUPPO DI UN SISTEMA INNOVATIVO DI UPGRADING BIOLOGICO DEL BIOGAS BASATO SULL'ACCOPIAMENTO TRA METANOGENESI IDROGENTROFA E CAVITAZIONE IDRODINAMICA CONTROLLATA.....	44
2.3.1 <i>Stato dell'arte generale</i>	44
2.3.2 <i>Materiali e metodi</i>	49
2.3.3 <i>Risultati e discussione</i>	54
3 CONCLUSIONI	68
4 RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI	70
5 ABBREVIAZIONI ED ACRONIMI.....	75
6 APPENDICI.....	76
APPENDICE 1 – DIMENSIONAMENTO DELL'IMPIANTO DI DEPURAZIONE	76
APPENDICE 2 - METODOLOGIA DI CALCOLO DEI CONSUMI ENERGETICI DELLE COMPONENTI ELETTROMECCANICHE DEL SOFTWARE DI SIMULAZIONE BIOWIN.	79

Sommario

Il presente rapporto si riferisce alle attività della LA 5.1 “Metodi per la caratterizzazione energetica degli impianti di depurazione e sviluppo di un sistema innovativo per l’autoproduzione energetica”, relative all’anno 2019. La linea di attività ha avuto l’obiettivo generale di fornire agli attori del settore della depurazione (gestori di reti e impianti, decisori, regolatori) strumenti semplici ed efficaci a supporto di valutazioni energetiche e di sostenibilità, nonché dati operativi relativi a tecnologie innovative sviluppate in scala pilota e sottoposte a monitoraggio di processo.

In primo luogo si è proseguito nello sviluppo di una metodologia di analisi e classificazione energetica degli impianti di depurazione. La metodologia è stata testata con successo su alcuni casi studio, consistenti in 3 impianti di depurazione di media-grande taglia dimensionale. Si è inoltre proceduto alla programmazione di un tool software in ambiente Visual Basic for Applications, che facilita l’applicazione della procedura sviluppata. Il tool è stato quindi validato tramite applicazione a casistiche relative ad impianti di depurazione di acque reflue.

A complemento della LA 5.4, è stata analizzata l’influenza dei sistemi di raccolta delle acque fognarie, in concomitanza del verificarsi di eventi meteorici rilevanti, sul funzionamento degli impianti di trattamento delle acque reflue e sui relativi consumi energetici. Sono state considerate diverse modalità di intervento sui sistemi fognari e sui bacini di raccolta (analisi di scenario), basate sull’impiego di sistemi di controllo in tempo reale (RTC) dei deflussi e su Nature Based Solutions (NBS), confrontandone vantaggi gestionali, consumi energetici ed impatti ambientali con la situazione attuale, tramite simulazione dinamica con modelli matematici dedicati. Dal punto di vista degli impatti ambientali, le soluzioni migliori sono risultate quelle basate sull’applicazione di NBS, che presentano anche vantaggi in termini di gestione dell’impianto in tempo di pioggia, a fronte di prestazioni depurative ed energetiche migliori rispetto a quelle dello scenario attuale.

Si è infine proceduto con lo sviluppo sperimentale di un sistema innovativo per l’upgrading biologico ex situ del biogas prodotto da fanghi di depurazione. Dai principali risultati sperimentali è stato possibile stabilire che il sistema nel suo complesso è in grado di garantire una efficienza media di conversione in metano dell’ordine dell’80%, con elevate efficienze di solubilizzazione di substrati gassosi (H_2 e CO_2) nel mezzo liquido, garantite da un dispositivo di cavitazione idrodinamica accoppiato al reattore metanigeno. Dai riscontri di questa fase sperimentale, si è potuto concludere che il processo testato è in grado di garantire elevati rendimenti di conversione metanigena, in virtù delle elevate efficienze di trasferimento dei substrati gassosi ai microrganismi, senza mostrare evidenti effetti inibitori sull’attività biologica nel lungo termine. Una volta consolidata la fattibilità del processo, si rendono necessarie ulteriori azioni di sviluppo sperimentale per ottimizzare l’intero sistema dal punto di vista energetico e valutare le performance del processo mediante l’introduzione diretta di biogas e idrogeno.

1 Introduzione

Il settore dei servizi idrici integrati ed in particolar modo il trattamento delle acque reflue in Italia e nel mondo è ancora largamente basato su modelli fortemente dissipativi. Di contro, gli sviluppi scientifici e tecnologici nel settore della depurazione hanno consentito di sviluppare apparecchiature, processi, logiche sempre più attenti al risparmio energetico, evidenziando la potenzialità di convertire i sistemi fognari e depurativi in vere e proprie fabbriche di energia e di risorse. Tutte le attività del WP5 puntano a migliorare la sostenibilità economica, ambientale e sociale dei servizi idrici, tramite la messa a punto di strumenti in grado di favorire la transizione degli impianti di depurazione verso strutture in grado di assicurare il recupero di risorse e principalmente di energia elettrica e termica, garantendo la qualità degli effluenti allo scarico e di far questo applicando i paradigmi e le logiche dell'economia circolare. L'obiettivo finale è rappresentato dal miglioramento del bilancio energetico dei sistemi fognari e depurativi italiani, fino a raggiungere in alcuni casi un bilancio energetico positivo (di cui attualmente ci sono pochi esempi nel mondo), da coniugare con una maggiore tutela dell'ambiente e con il recupero di risorse come acqua e nutrienti. I cittadini potranno beneficiare di riduzioni delle tariffe del servizio idrico integrato in virtù dei risparmi sui costi di gestione, oltre che di benefici indiretti connessi alla gestione sostenibile della risorsa idrica, alla tutela di risorse naturali, alla maggior salvaguardia dell'ambiente ed alla riduzione delle emissioni di gas a effetto serra.

In particolare nella linea di attività LA 5.1, a cui il presente rapporto tecnico si riferisce, è stata validata una metodologia di analisi dei consumi energetici degli impianti di depurazione delle acque reflue urbane, con l'obiettivo finale di fornire ai gestori uno strumento a supporto dell'individuazione di misure finalizzate all'efficientamento energetico. Le attività si pongono in linea con i risultati conseguiti nell'ambito del progetto D7 del PAR 2017 dell'Accordo di Programma, in cui si è proceduto alla definizione di indicatori di performance e *benchmarking* dei consumi energetici integrati, definendo una metodologia di assegnazione dell'etichetta energetica, secondo classi dimensionali di appartenenza, agli impianti di depurazione. In base a tali risultanze, oltre ad una revisione della procedura, con aggiornamento del database di riferimento sui consumi energetici, la metodologia è stata implementata in ambiente Visual Basic, per effettuare analisi di *benchmarking* con assegnazione automatica dell'Energy Labelling agli impianti di depurazione. Al fine di aumentare il livello di affidabilità e la robustezza della metodologia e del software sviluppato, la si è applicata ad un significativo numero di impianti italiani.

Date le forti interazioni e correlazioni tra il sistema fognario e gli impianti di depurazione ci si è posti l'obiettivo di valutare l'influenza dei parametri caratteristici dei sistemi di raccolta delle acque fognarie e meteoriche sull'efficienza depurativa ed energetica degli impianti attuali. Il problema, che dovrà essere affrontato negli anni a venire e che è destinato probabilmente a peggiorare per effetto dei cambiamenti climatici, è quello del controllo degli sversamenti dai sistemi fognari in tempo di pioggia. A tale scopo l'Università di Bologna ha effettuato uno studio (LA 5.4) dell'effetto di specifici interventi di riduzione dell'impatto dei deflussi di origine meteorica sulle reti di raccolta delle acque fognarie, sugli sversamenti e sui reflui inviati alla depurazione. Nella presente linea di attività tali dati sono stati utilizzati come input, per valutare gli effetti degli stessi sulle prestazioni e sui consumi energetici di un impianto di depurazione, considerato rappresentativo del panorama italiano. Altri effetti dei sistemi fognari, quantitativamente più rilevanti dal punto di vista energetico, quali l'impatto sul recupero di energia termica dai reflui, o gli impatti sulla produzione energetica dalla sostanza organica presente nei reflui in impianti di nuova generazione saranno oggetto di studio, valutazione ed ottimizzazione delle attività delle annualità successive di ENEA e Università di Bologna, specificamente dedicate all'ottimizzazione del recupero energetico.

Inoltre, in questa prima linea di attività si è proceduto allo sviluppo sperimentale di un sistema innovativo per l'upgrading biologico *ex situ* del biogas prodotto da fanghi di depurazione, in grado di favorire l'incremento degli output energetici generati dagli impianti di depurazione, nonché tendere ad una progressiva decarbonizzazione dei processi tipicamente implementati negli impianti di grossa taglia associati alla fase di trattamento dei fanghi (recupero di biogas attraverso digestione anaerobica). Il sistema è stato implementato su scala pilota e ha consentito di ottenere la conversione metanigena *ex situ* di flussi residuali di CO₂. Più nello specifico, il processo è basato sull'impiego di microrganismi metanigeni idrogenotrofi in grado di trasformare la CO₂ da fonte esterna attraverso la mediazione di H₂ prodotto a partire da energia elettrica rinnovabile. Il reattore di metanazione biologica, progettato e realizzato nell'ambito del progetto +GAS (POR-FESR 2014-2020 Regione Emilia-Romagna), è stato accoppiato ad un sistema innovativo di trasferimento gas-liquido basato

sulla tecnologia della cavitazione idrodinamica controllata. La sperimentazione ha previsto l'insufflazione all'interno del reattore biologico di una miscela di gas (H_2 e CO_2) caratterizzata da un rapporto stechiometrico prestabilito, a diversi regimi di portata e di carico volumetrico, in presenza e in assenza del dispositivo di cavitazione idrodinamica.

2 Descrizione delle attività svolte e risultati

Il presente capitolo riporta in dettaglio la descrizione delle attività svolte e la presentazione e discussione dei risultati conseguiti ed è organizzato in tre paragrafi di cui il primo è dedicato alla presentazione della metodologia e del software di classificazione energetica degli impianti di depurazione, il secondo all'analisi dell'influenza dei parametri caratteristici dei sistemi di raccolta delle acque fognarie e del verificarsi di eventi meteorici sull'efficienza dei trattamenti depurativi ed il terzo alla presentazione dell'attività sperimentale condotta per lo sviluppo di un sistema innovativo per l'upgrading biologico *ex situ* del biogas prodotto da fanghi di depurazione.

2.1 Classificazione energetica degli impianti di depurazione

La necessità di una metodologia per la classificazione energetica degli impianti di depurazione si evince dall'analisi dei fabbisogni energetici settoriali. Secondo statistiche proposte da Terna - Rete Elettrica Nazionale S.p.A. [1], di fatti, il consumo di energia elettrica imputabile al Servizio Idrico Integrato (SII) risulta pari a 6.150 GWh, rispetto ad un totale nazionale di 303,5 TWh/a, e ben più di 2.000 GWh risultano ascrivibili al solo servizio di depurazione per un costo di oltre 250milioni €/a. Peraltro, visionando le serie storiche riportate dalla medesima società e relative alle richieste energetiche del SII (Tabella 1), sebbene il contributo percentuale rimanga alquanto costante, la tendenza che ne perviene risulta in aumento in ragione dell'incremento progressivo dei consumi energetici nazionali totali:

Tabella 1. Serie storiche dei consumi del SII e del fabbisogno di energia elettrica nazionale in Italia.

Anno	SII	Consumo totale	%
	(GWh a ⁻¹)		
2013	6061	297288	2,0%
2014	5983	291083	2,1%
2015	6093	297180	2,1%
2016	6116	295508	2,1%
2017	6291	301881	2,1%
2018	6184	303443	2,0%

D'altra parte, come ampiamente evidenziato e discusso nei report delle precedenti annualità il SII offre, per le proprie caratteristiche strutturali e le tecnologie presenti, notevoli margini di efficientamento e di recupero energetico. Considerando nello specifico il settore dei trattamenti delle acque reflue, vi è un ampio panorama di configurazioni impiantistiche esistenti, tecnologie e processi implementati da cui consegue la possibilità di adottare molteplici misure a differente scala di intervento in ottica di miglioramento dei bilanci energetici sino a poter tendere, per alcune casistiche, all'autosufficienza (Report RdS/PAR2016/027).

Le attività del precedente PAR sono state tese ad individuare e sviluppare una metodologia finalizzata alla valutazione del bilancio energetico di impianti di depurazione ed utile ad orientare gli operatori di settore verso la definizione di interventi mirati da mettere in campo ai fini del miglioramento prestazionale (Report RdS/PAR2018/037). Si propongono qui di seguito i punti chiave alla base della metodologia sviluppata con l'ulteriore obiettivo di richiamare elementi di supporto allo sviluppo delle attività in corso. Le principali fasi procedurali delineate al fine di perseguire l'obiettivo di analizzare il bilancio energetico di impianti di depurazione ed individuare i margini di efficientamento conseguibili si sono basate sulle attività e sono identificabili come di seguito:

1. Analisi dei consumi energetici del settore depurativo in ambito nazionale ed europeo. Tale fase ha consentito di ricavare un quadro dei consumi energetici degli impianti di depurazione in funzione della taglia impiantistica e dei principali parametri di funzionamento quali portate trattate, caratteristiche qualitative dei reflui in ingresso ed efficienze di rimozione degli inquinanti. Nello specifico i dati ricavati sono stati organizzati e strutturati in un database seguendo il criterio della potenzialità impiantistica una volta individuate a priori specifiche classi di riferimento (i.e. $ID \leq 2.000$ A.E.; $2.000 < ID \leq 10.000$ A.E.; $10.000 < ID \leq 50.000$ A.E.; $50.000 < ID \leq 200.000$ A.E.; $ID > 200.000$ A.E.);

2. Definizione di indicatori ed indici di performance applicabili ai fini dell'analisi dei bilanci energetici degli impianti di depurazione. Nel particolare, i dati presenti nel database strutturato sono stati ulteriormente elaborati procedendo al calcolo di 3 indicatori di performance (**KPIs**) rapportando quindi i consumi energetici alla taglia, volumetrie di reflui trattate e del carico organico rimosso (kWh/m³, kWh/A.E.*anno, kWh/kgCOD_{rim}). La scelta di tali KPI viene motivata dalla più ampia disponibilità in letteratura dei dati di base ed al conseguente maggiore impiego dei suddetti KPI in articoli di settore e tecnici quali elementi indicatori valutativi delle performance energetiche impiantistiche;
3. Inserimento nel database di riferimento dei KPIs calcolati per ogni realtà impiantistica considerata ed impiego di test statistici con la finalità di individuare ed eliminare valori anomali (outlier) e migliorare il livello di affidabilità del patrimonio informativo alla base delle successive valutazioni.
4. Aggregazione degli indicatori di performance in un Indice Globale di Consumo (**GEI**) tramite fattori di ponderazione ricavati applicando approcci statistici basati su tecniche di analisi multivariata. In particolare la fase ha previsto la suddivisione del database di riferimento in sub-matrici numeriche in base alle classi dimensionali di appartenenza previamente definite. In seguito sono stati applicati dei test statistici per verificare l'assoggettabilità ad analisi fattoriale delle sotto-matrici ricavate. Verificata la positività dei test statistici è stata quindi applicata l'analisi fattoriale i cui output sono stati elaborati per il calcolo dei fattori di ponderazione da utilizzare per l'aggregazione lineare dei 3 KPI di base ed il calcolo dell'indice di consumo globale (GEI).
5. Utilizzo dell'indice GEI al fine di confrontare gli impianti di depurazione in base ai consumi energetici (*benchmarking*) e definire opportune classi di etichettatura energetica. Ai fini dell'individuazione delle classi energetiche di appartenenza, il campo di variazione numerica dei GEI è stato suddiviso in sette gruppi, da "A" a "G" secondo valori decrescenti, definiti a partire dal valore della mediana che individua il limite superiore della classe D. Considerando tale soglia, sono stati poi assegnati intervalli di riferimento per le classi superiori ed inferiori tramite equi-ripartizione del set di valori dei GEI ranghizzati (procedura in accordo con gli standard europei per la certificazione energetica degli edifici, UNI EN ISO 52003-1:2018).

Nel Report RdS/PAR2018/037 la metodologia definita è stata poi applicata, ai fini di una sua validazione, su casi studio costituiti da impianti in scala reale con taglia superiore ai 200.000 A.E. arrivando per essi ad assegnare una etichetta energetica funzionale ad inquadrarne il livello di performance energetico e definire, in base al confronto con le statiche dei consumi di impianti similari per taglia (*benchmarking*), i potenziali margini di efficientamento conseguibili una volta stabilite opportune misure ed interventi finalizzati allo scopo. In linea con tali risultanze, il prosieguo delle attività relative all'annualità 2019 si è incentrato sulla messa a punto della metodologia e sul contestuale sviluppo di uno strumento software in grado di implementare, in modo rapido e diretto, il percorso procedurale di base. Il report propone pertanto un ulteriore caso applicativo della metodologia definita ad impianti ricadenti in una differente taglia impiantistica (i.e. 50.000-200.000 A.E.) conferendo loro l'opportuna etichetta energetica ed elaborando ulteriori rappresentazioni grafiche utili alla lettura ed interpretazione dei risultati. In concomitanza, i dati di consumo degli impianti proposti, espressi secondo i valori degli relativi indicatori di performance energetica, sono stati utilizzati quali input alla versione preliminare del software in fase di sviluppo per verificare la coincidenza dei risultati con la procedura applicata per step e testare, in tal modo, la validità delle righe di codice programmate.

2.1.1 Caso applicativo della metodologia di classificazione e labelling energetico

La metodologia sviluppata è stata quindi applicata per la valutazione delle performance energetiche di 3 impianti reali considerati per il presente report quali casi studio. Gli impianti presi in esame ricadono nella classe dimensionale 50.000-200.000 A.E. e per essi sono stati acquisiti dati specifici sui consumi energetici, sulle caratteristiche quali-quantitative delle acque reflue trattate e sulle efficienze di rimozione del carico organico. Per il collettamento di tali informazioni una check-list appositamente predisposta da ENEA è stata sottoposta ai gestori degli impianti di depurazione presi in esame. I dati acquisiti sono stati elaborati ai fini del calcolo degli indicatori di prestazione energetica su base temporale annuale rapportando quindi nello specifico i consumi energetici alla taglia dimensionale di progetto, alle volumetrie trattate e al COD rimosso. In Tabella 2 vengono pertanto proposti i dati relativi agli impianti del caso studio, nel presente report indicati secondo la sigla identificativa ID03, ID04, ID05. La popolosità statistica della classe dimensionale consta di un totale di 44

impianti di depurazione di acque reflue di riferimento a cui vanno aggiunte le tre casistiche considerate e oggetto di analisi delle prestazioni energetiche.

Tabella 2. Valori di base e calcolo dei KPI relativi agli impianti analizzati

ID	Consumi elettrici [MWh]	Potenzialità (A.E.)	Portata annuale ($m^3 a^{-1}$)	COD_{rim} ($t a^{-1}$)	KP_1 ($kWh m^{-3}$)	KP_2 ($kWh A.E.^{-1} a^{-1}$)	KP_3 ($kWh COD_{rim}^{-1}$)
ID03	1850	139000	5,2E+06	3854	0,4	13,3	0,5
ID04	3135	197500	6,5E+06	3033	0,5	15,9	1,0
ID05	3029	75000	6,2E+06	4076	0,5	40,4	0,7

In seguito, i valori dei KPI calcolati sono stati inseriti nel database di riferimento secondo il criterio della taglia impiantistica di appartenenza e, il dataset così ricavato, è stato sottoposto a normalizzazione dati secondo il metodo *min-max*. Nella fase successiva è stata verificata l'assoggettabilità della matrice risultante ad analisi fattoriale (FA) tramite l'applicazione dei test statistici di sfericità di *Bartlett* e di adeguatezza campionaria di *Kaiser-Meyer-Olkin* (KMO). Verificati gli esiti dei test statistici applicati, si è proceduto con l'applicazione della tecnica statistica multivariata FA con trasformazione della matrice di base riportante i valori dei KPI nella matrice contenente i fattori dei pesi fattoriali (*factor loadings*). Tale matrice è stata pertanto sottoposta ad ulteriori elaborazioni dati che hanno consentito di derivare i fattori di ponderazione funzionali all'aggregazione lineare degli indicatori di base ed al successivo calcolo dell'indice globale di consumo energetico *GEI*. I valori di tale indice hanno consentito di effettuare una *rankizzazione* degli impianti ricadenti nella classe dimensionale impiantistica considerata in funzione del livello di performance energetica. La distribuzione dei valori dell'indice è stata poi suddivisa secondo il criterio della mediana permettendo la definizione di classi energetiche, contrassegnate con le lettere da "A" a "G", così da assegnare agli impianti le relative etichette in funzione dei consumi. In particolare, in coerenza con le scale delle classi di efficienza energetica stabilite in ambito europeo per settori quali l'edilizio e gli elettrodomestici, la lettera "A" rappresenta la classe con il migliore indice energetico mentre i livelli prestazionali diminuiscono progressivamente sino alla classe inferiore contrassegnata dalla lettera "G".

Il confronto tra le prestazioni energetiche degli impianti operato tramite i valori dell'indice *GEI* permette di definirne il livello di efficienza globale e ricavare nel contempo una stima indicativa dei margini di recupero energetico conseguibili a seguito dell'adozione di idonee misure tecniche gestionali. Va sempre e comunque richiamato che per l'individuazione degli specifici interventi da adottare ed implementare on-site risulta necessario effettuare delle indagini sito-specifiche di dettaglio quali accurate diagnosi energetiche con misurazioni dei consumi delle singole componenti elettromeccaniche e, se possibile, eseguire analisi di scenario anche tramite il ricorso ad approcci modellistici e simulazioni del fabbisogno energetico impiantistico nell'ipotesi di impetrazione di specifici interventi.

In Tabella 3 vengono riportati i risultati conseguiti a seguito dell'applicazione della metodologia di etichettatura. In particolare per i 3 ID presi in esame vengono mostrati i valori di *GEI* calcolati, il relativo ranking rispetto la popolosità campionaria della classe dimensionale impiantistica e l'etichetta energetica assegnata. Va specificato che per il calcolo del ranking degli impianti di depurazione si è adottato un ordinamento di tipo decrescente per cui, nelle posizioni inferiori vengono allocati impianti con valori più bassi dell'indice *GEI* corrispondenti a loro volta a minor consumi energetici e pertanto maggior livello di efficienza energetica. Dalla lettura dei dati riportati in tabella è possibile pertanto inquadrare il livello prestazionale degli ID presi in esame in raffronto con impianti ricadenti nella medesima classe dimensionale (n. 44).

Tabella 3 Valori di *GEI*, ranking degli ID e attribuzione dell'etichetta

	<i>GEI</i>	Rank ↓ (n. di 47)	Label
ID03	0,06	5	B
ID04	0,11	18	D
ID05	0,15	28	E

Al fine di agevolare l'interpretazione dei risultati ed allocare per efficienza energetica gli impianti considerati rispetto al gruppo di riferimento sono state calcolate alcune statistiche descrittive e realizzate rappresentazioni grafiche.

In Fig. 1 sono quindi riportati i valori di GEI di tutti gli impianti evidenziando in colore blu gli ID03, ID04 e ID05 per distinguerli da quelli del database di riferimento. Inoltre sono evidenziati, tramite linee orizzontali i valori della media, mediana 25° e 75° percentile della distribuzione dell'indice globale di consumo, rispettivamente pari a 0,12, 0,13, 0,08 e 0,19. È possibile delineare per l'ID03 un buon livello di performance energetica con un valore dell'indice di consumo globale uguale a 0,06 e compreso all'interno del primo quartile della relativa distribuzione, implicitamente assieme al 25% degli impianti di trattamento delle acque reflue afferenti alla classe dimensionale considerata. L'ID04 e ID05 risultano energeticamente meno performanti rispetto all'ID03 e, in particolare, il secondo di essi fa riscontrare un valore di GEI (i.e. 0,15) superiore al valore della mediana e della media della distribuzione. In ogni modo, l'impianto non ricade tra quelli con valori di consumi superiori al 75° percentile di GEI ovvero quelli con maggiori inefficienze. Nella successiva figura (Figura 2) sono visualizzati tramite istogrammi e in analogia con la precedente raffigurazione, i valori di GEI degli impianti di trattamento rispetto ai range delle classi energetiche definite in base alla elaborazione dei valori distributivi dell'indice e qui riportati tramite linee orizzontali. È possibile in tal modo visualizzare per ogni impianto in funzione del relativo valore di GEI la classe energetica di appartenenza e, di conseguenza, l'etichetta energetica attribuita. Come riscontrabile anche in Tabella 3 l'ID03 appartiene alla seconda classe con etichetta "B" mentre l'ID04 e l'ID05 appartengono rispettivamente a classi energeticamente meno efficienti e rispettivamente la 4a e 5a con etichettatura "D" ed "E".

Il successivo grafico radar (Figura 3) propone un quadro di insieme dei risultati conseguiti andando a visualizzare gli impianti in base al ranking di efficienza energetica ottenuto. In tale rappresentazione grafica gli impianti maggiormente performanti sono allocati verso posizioni centrali.

I valori di GEI sono stati ulteriormente elaborati effettuando una inversione dati rispetto ai valori di massimo (*GEI_{inv}*), realizzata con l'intento di porre in evidenza le differenze prestazionali tra impianti in termini di "distanze" dalle casistiche maggiormente performanti (*benchmarking*) e di cogliere, dal confronto con essi (impianti con valori di *GEI_{inv}* maggiori), i potenziali margini di efficientamento energetico perseguibili a fronte dell'adozione di opportune misure ed interventi gestionali, di processo o strutturali.

Il quadro complessivo che si desume ribadisce il differente livello prestazionale dei tre ID considerati evidenziando le maggiori criticità per l'ID05. Nel contempo tale ID rappresenta la casistica con maggiori margini di efficientamento. Una indagine più di dettaglio sito specifica potrebbe consentire di verificare la possibilità di migliorarne il bilancio energetico anche a fronte di investimenti non particolarmente significativi o comunque giustificati dai margini di guadagno conseguibili.

In tale ottica la metodologia sviluppata trova potenziali e concreti ambiti di applicazione a servizio di numerosi stakeholders quali multiutility e gestori di impianti di depurazione ma anche pianificatori di politiche territoriali. La possibilità di poter inquadrare in un contesto di riferimento la situazione prestazionale energetica del parco impianti presente può facilitare l'individuazione delle casistiche su cui risulta necessario intervenire in via prioritaria con interventi di efficientamento, promuovere politiche di investimenti e predisporre strumenti normativi per incrementare i livelli prestazionali energetici. La metodologia sviluppata potrebbe pertanto essere vista come un tool per lo screening preliminare del parco impianti ovvero un sistema di supporto alle decisioni.

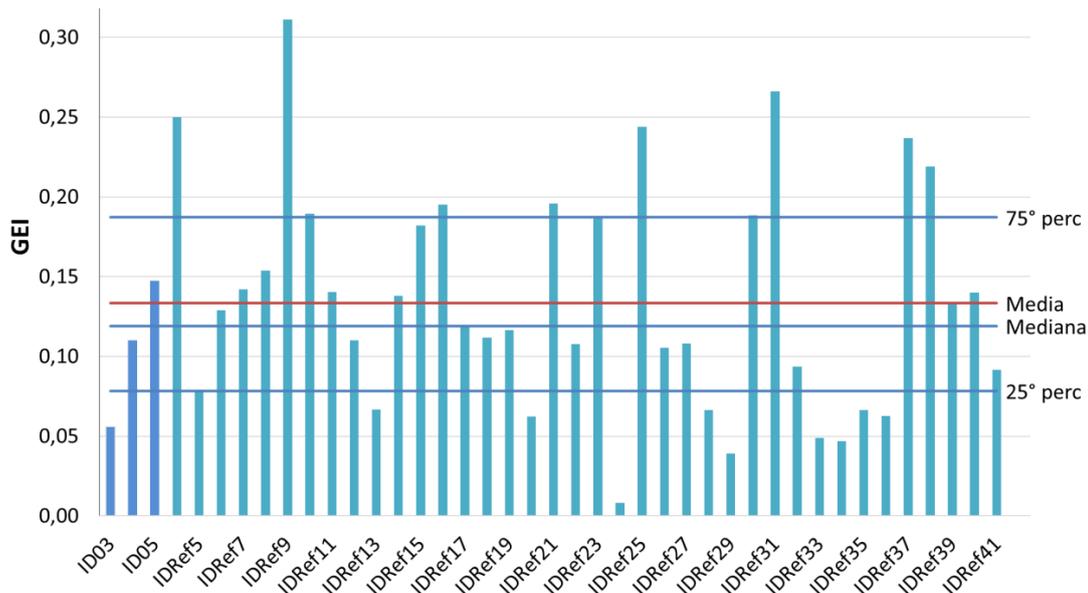


Figura 1 Valori dell'indice globale di consumo degli impianti ricadenti nella classe dimensionale 50.000-200000 A.E.

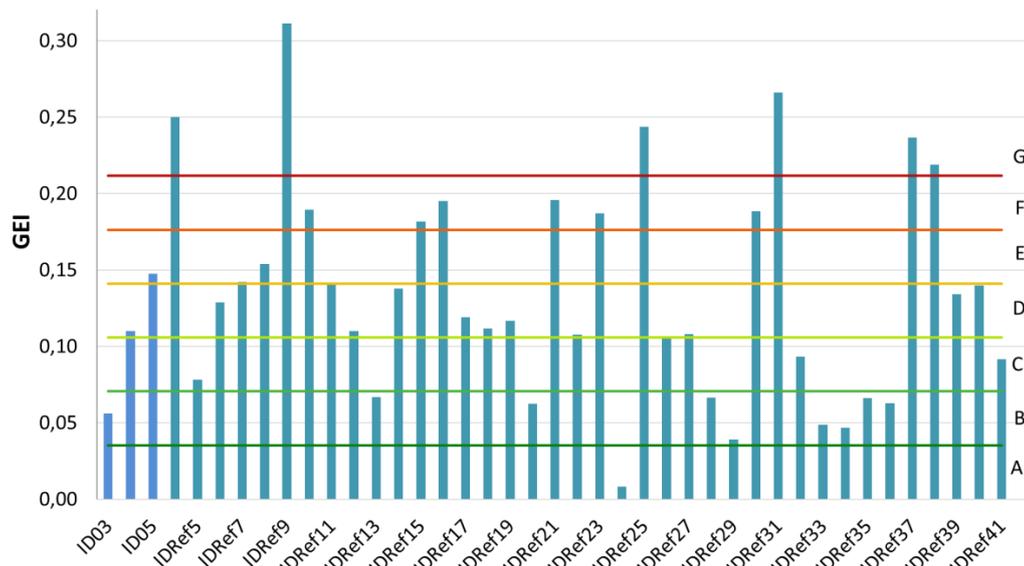


Figura 2 Valori dell'indice globale di consumo degli impianti e range delle classi energetiche.

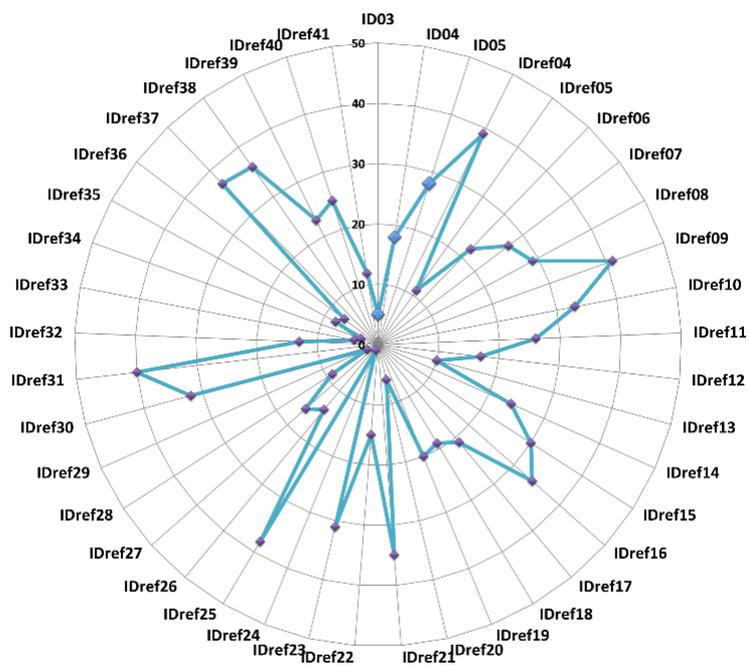


Figura 3 Ranking degli impianti in base all'indice GEI.

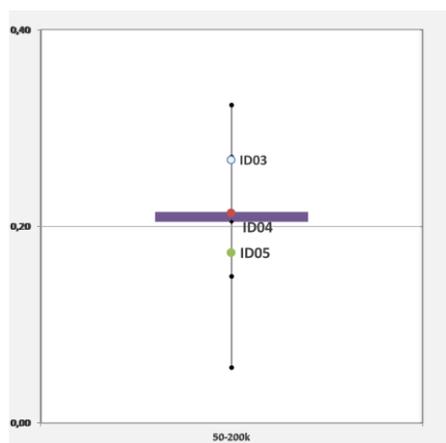


Figura 4 Figure riportanti l'andamento dei valori di GEI invertiti rispetto ai valori di massimo

2.1.2 Sviluppo del tool software

Sulla base dei passaggi procedurali propri della metodologia sviluppata, le attività svolte si sono incentrate sulla programmazione di un tool software in ambiente Visual Basic for Applications (VBA) presente nella suite Microsoft Office di Microsoft. La scelta del programma di sviluppo VBA viene motivata dalla necessità di assicurare la compatibilità di linguaggio con il software sviluppato in ambito del progetto REEF2W [2][1], con il quale, nell'ambito della linea di attività LA 5.3, è prevista la successiva integrazione.

Il tool sviluppato per il presente report è stato strutturato in modo da assegnare in modo rapido l'etichetta energetica ad impianti di cui si intenda valutare le performance sulla base di dati che consentano il calcolo dei KPI utilizzati nella metodologia implementata.

L'editor VBA è un ambiente di sviluppo con un set di strumenti utili per creare, modificare e testare macro (*subroutine e funzioni*) in grado di eseguire automaticamente un insieme di operazioni nell'ambito di cartelle e fogli di lavoro Excel. Ai fini della programmazione l'editor predispone appositi "moduli" in cui vanno scritte le linee di codice delle procedure macro secondo la specifica sintassi del programma. L'editor presenta inoltre la possibilità di creare maschere (*User form*) ovvero interfacce grafiche tramite cui è possibile visualizzare dati e svolgere le normali funzioni di input e output utilizzando le logiche di esecuzione delle procedure programmate. Tali maschere possono quindi essere utilizzate quali tool grafico con cui il fruitore del

programma interagisce in modo diretto inserendo i dati di input richiesti e funzionali all'esecuzione delle procedure definite.

Nell'ambito delle attività svolte si è quindi proceduto ad implementare negli appositi moduli dell'editor le righe di codice per la strutturazione delle macro. A tale scopo sono stati preventivamente predisposti alcuni fogli di lavoro e file su cui sono state salvate le informazioni da richiamare nell'esecuzione delle macro e su cui impostare le funzioni di calcolo. Nel particolare sono stati inseriti elementi quali i range delle classi dimensionali impiantistiche (i.e. $ID \leq 2.000$ A.E.; $2.000 < ID \leq 10.000$ A.E.; $10.000 < ID \leq 50.000$ A.E.; $50.000 < ID \leq 200K$ A.E.; $ID > 200.000$ A.E.), i pesi da assegnare agli indicatori di performance derivati dalle procedure statistiche applicate e opportuni fattori di normalizzazione per i KPI. Contestualmente è stata sviluppata una *User Form* al fine di fornire agli utilizzatori l'interfaccia interattiva su cui digitare i dati richiesti per l'esecuzione automatica delle macro. Sono stati peraltro caricati nella cartella di lavoro alcuni file immagine utili a restituire graficamente, sulla stessa maschera, gli output conseguiti a valle dell'esecuzione dei comandi. Nello specifico caso all'utilizzatore vengono richiesti informazioni di base quali il nominativo dell'impianto, la taglia dimensionale di progetto o reale e, al momento, i valori dei KPI calcolati su base annuale e riportanti quindi i rapporti numerici tra consumi elettrici, portate trattate, abitanti equivalenti e carico organico rimosso espresso come COD. Il tool pertanto elabora i dati restituendo nel contesto una immagine in cui viene indicata la classe energetica di appartenenza relativa all'impianto di cui sono stati inseriti i dati di input. La Figura 5 mostra la modalità in cui si presenta inizialmente l'interfaccia grafica sviluppata con le caselle di testo e i Check Box da compilare e spuntare.

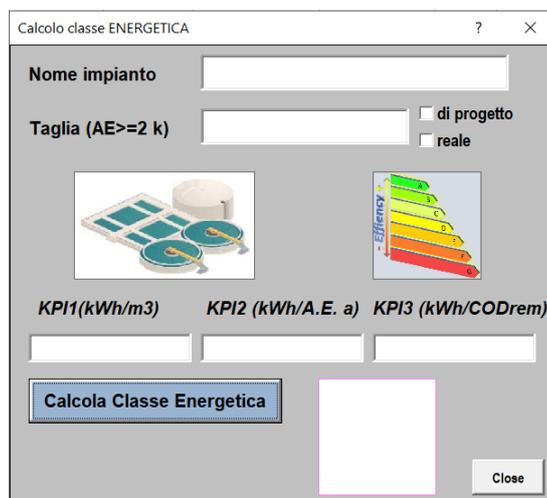


Figura 5 User form proposta dal tool di classificazione energetica

Una volta terminata la fase di programmazione delle macro e la maschera, il tool è stato testato inserendo i dati richiesti per alcuni impianti di trattamento delle acque reflue ricadenti in differenti classi dimensionali e verificando la concordanza degli output con i dati calcolati applicando step by step la metodologia proposta. In Figura 6 vengono riportate le immagini delle maschere in cui sono stati inseriti i dati di base relativi ai tre ID considerati nel presente report e sono state eseguite, tramite l'apposito pulsante di comando (i.e. "Calcola classe energetica"), le macro programmate. Dal raffronto tra le informazioni visionabili in Figura 6 e la tabella 3 è possibile verificare quindi la corretta funzionalità del tool sviluppato.

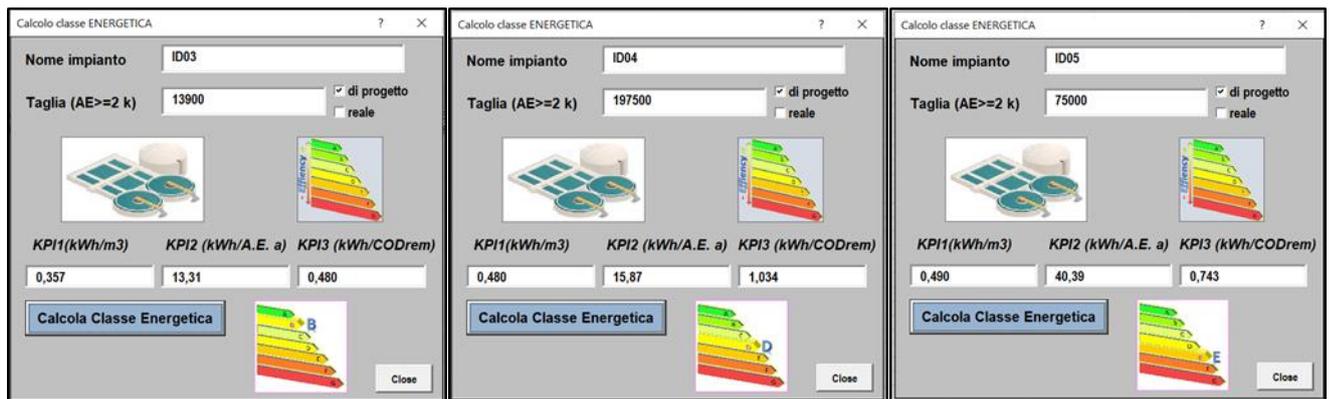


Figura 6 User form al termine della esecuzione delle macro con assegnazione della classe energetica agli impianti ID03, ID04, ID05.

Attualmente presso il laboratorio ENEA sono in fase di definizione ulteriori elementi da aggiungere al tool al fine di renderlo più completo sia nella fase di elaborazione dati sia nella fase di restituzione dei risultati. Si prevede peraltro la produzione di un report automatizzato contenente le informazioni processate nell'ambito dell'esecuzione del programma. Tale ulteriore elemento di programmazione verrà predisposto anche in ottica della futura integrazione con gli output del software sviluppato nell'ambito del progetto REEF 2W [2].

2.2 Valutazione dell'effetto sui consumi energetici degli impianti di trattamento di diverse misure di ottimizzazione del sistema di collettamento dei reflui.

I sistemi fognari combinati sono reti di condotte sotterranee progettate per drenare le strade e le superfici impermeabili delle città, raccogliendo il deflusso dell'acqua piovana, insieme con le acque reflue domestiche e le acque reflue industriali. Questo sistema di raccolta è impiegato nella stragrande maggioranza delle città italiane ed europee, ma presenta un problema di difficile soluzione: quando una grande quantità di acqua piovana viene ad aggiungersi al flusso di acque reflue, il risultato inevitabile è lo sversamento di una parte dei reflui non depurati nei corpi idrici. In tempo asciutto, un sistema fognario combinato invia l'intero volume di acque reflue della città a un impianto di trattamento reflui, che lo depura e scarica nell'ambiente il refluo depurato. In condizione di eventi meteorici tuttavia viene spesso ecceduta la capacità di smaltimento della fognatura combinata. Le fognature sono progettate specificamente con scarichi di troppo pieno, in modo che la miscela di fogna e acque piovane sia sempre evacuata, a tutela delle aree urbane e della salute pubblica. Questi sversamenti da sistemi fognari misti (CSO – combined sewer overflow) scaricano in laghi, fiumi e acque costiere, creando potenzialmente problemi nelle zone interessate dagli scarichi. Le acque scaricate portano ai corsi d'acqua vari contaminanti tra cui agenti patogeni microbici, solidi sospesi, sostanza organica, rifiuti e nutrienti e possono causare rischi diretti per la salute umana e degli ecosistemi, contaminazione delle riserve di acqua potabile superficiali e sotterranee. La dimensione della problematica va relazionata alla diffusione territoriale di scolmatori specialmente in connessione a tipologie di reti miste. Secondo ARERA [3] in Italia l'infrastruttura fognaria presente è composta in prevalenza da reti miste (73%) con una copertura di reti separate per acque nere pari al 27% e coltetta nel complesso un carico pari all'88,7% di quanto generato sul territorio nazionale. ARERA ha peraltro previsto un indicatore integrato specifico (M4) inerente l'adeguatezza del sistema fognario e l'impatto associato al convogliamento delle acque reflue. L'indicatore definisce un sistema di classificazione dell'infrastruttura fognaria (da A ad E) tenendo conto da un lato del fenomeno degli allagamenti e degli sversamenti da fognatura e, dall'altro, dell'adeguatezza impiantistica e di funzionamento degli scaricatori di piena. I dati elaborati con riferimento all'anno 2015 fanno evincere come il sistema fognario a servizio di circa due terzi della popolazione nazionale necessiti di interventi di miglioramento. Il dato risente in particolare dell'elevata frequenza di allagamenti e/o sversamenti da fognatura (i.e. ≥ 1 per 100 km di rete). Di fatto, dal punto di vista tecnico, il dimensionamento dei condotti fognari è da sempre eseguito assegnando alla portata di inizio sfioro un valore pari ad un multiplo della portata media di tempo asciutto e non prevedendo, per le acque riversate in ambiente, degli specifici trattamenti. Recenti rapporti europei evidenziano in merito una forte difformità di approcci dei Paesi Membri della Comunità europea [4] e la necessità di regolamentare in modo univoco la tematica vista la rilevanza degli impatti ambientali connessi [5]. Di fatti, con la Direttiva sulle acque reflue urbane [6], si demandava agli Stati membri l'adozione di misure per contenere l'inquinamento da tracimazioni, in funzione di criteri basati sui tassi di diluizione da raggiungere, capacità rispetto alla portata di tempo asciutto, o sul numero accettabile di tracimazioni all'anno. L'approccio veniva proposto in ragione della impossibilità tecnica di trattare tutte le acque reflue, in situazioni di piogge singolarmente abbondanti.

Oltre ai limiti dovuti alla capacità dei sistemi fognari devono essere considerati i problemi per gli impianti di trattamento. La tecnologia a fanghi attivi per la rimozione della sostanza organica e l'azoto tramite il processo di predenitrificazione-nitrificazione è lo standard per il trattamento delle acque reflue e deve la sua larga applicazione ad una notevole efficacia, affidabilità ed efficienza nella gestione dei reflui in tempo asciutto. I processi di trattamento però hanno una capacità limitata e grandi flussi di acque reflue, come quelli che seguono forti piogge, non possono essere gestite perché causerebbero il dilavamento dei microrganismi responsabili della degradazione dei contaminanti, rendendo le vasche di trattamento inutilizzabili per lunghi periodi. Per questo motivo il bypass dei trattamenti biologici per una parte della portata è una tecnica ingegneristica che molti operatori di impianti sono costretti a utilizzare per gestire i flussi di picco, causando ulteriori rilasci nell'ambiente di reflui non depurati, o insufficientemente depurati. Anche quando non interviene il by-pass, le portate elevate che devono essere trattate in tempo di pioggia possono determinare fughe di biomassa dai sedimentatori secondari, con ulteriori impatti sui corpi idrici recettori. Oltre agli impatti ambientali, gli impatti energetici e sull'efficienza dell'uso delle risorse, in ottica di economia circolare sono molteplici. In assenza di interventi specifici per la soluzione del problema andrebbero correttamente

considerati i costi (anche energetici), per il ripristino delle aree contaminate (es. depurazione falde o acque superficiali per potabilizzazione), e per la cura degli effetti sulla salute delle persone e degli animali.

Nessun singolo atto legislativo a livello dell'UE è, almeno attualmente, specificamente mirato a regolamentare sversamenti fognari e il loro impatto sull'ambiente e sulla salute umana, ma varie direttive vi si riferiscono implicitamente o esplicitamente. Il documento più importante al riguardo è la sopra citata Direttiva sulle acque reflue urbane [6], che è l'unico atto legislativo dell'UE che si riferisce espressamente al problema. Altre direttive che affrontano l'inquinamento delle acque, la qualità delle acque e le condizioni dell'habitat sono implicitamente rilevanti come ad esempio la Direttiva quadro sulle acque [7], la Direttiva sulle acque di balneazione [8], la Direttiva sulle acque sotterranee [9] e la Direttiva sugli standard di qualità ambientale [10]. Questi atti legislativi contengono disposizioni che stabiliscono gli obiettivi di qualità per i corpi idrici e le regole che richiedono il raggiungimento o il mantenimento di uno stato di qualità. A tale scopo sono definiti gli standard di concentrazione per determinati inquinanti, richiedendo implicitamente il controllo degli sversamenti, quando essi mettono in pericolo lo stato di qualità o impediscono il rispetto di tali standard. In Italia, in recepimento delle suddette direttive europee [11], si è andato a delineare un sistema di competenze per cui le Regioni ai fini della prevenzione di rischi idraulici ed ambientali, attraverso strumenti di pianificazione territoriale, sono tenute a individuare i principali apporti inquinanti e il loro effetto sulla qualità dai corpi idrici, contemplando nell'analisi anche i carichi associati agli scolmatori. A livello regionale, si portano come esempio di programmi attuativi per la gestione delle acque meteoriche le "Linee guida di indirizzo per la gestione acque meteoriche di dilavamento e acque di prima pioggia" approvate dalla Regione Emilia Romagna nel 2005, e più di recente (2019), le "Linee guida per la progettazione e realizzazione dei sistemi di trattamento delle acque reflue provenienti da sfioratori di reti fognarie" con "Indirizzi per l'elaborazione del programma di riassetto delle fognature e degli sfioratori" emanati dalla Regione Lombardia. La Regione Emilia Romagna nel Piano di tutela delle acque (PTA), con l'obiettivo di prevedere azioni che limitino il contenimento del carico inquinante veicolato dalle acque di prima pioggia, ha previsto linee di intervento per la localizzazione e dimensionamento delle vasche di prima pioggia delle reti a servizio dei principali agglomerati, con la successiva restituzione in rete delle acque raccolte. In conseguenza, le Province emiliano-romagnole si sono organizzate e hanno adottato Piani di indirizzo per il contenimento del carico inquinante delle acque di prima pioggia, eseguendo studi di approfondimento conoscitivo territoriale dei sistemi fognari e scolmatori al fine di quantificare i carichi ambientali e ottemperare alle prescrizioni del PTA, programmando gli interventi da effettuare sulla base delle criticità rilevate. La Regione Lombardia, più nello specifico, ha previsto nelle Linee guida emanate alcune schede descrittive di possibili schemi di trattamento delle acque scolmate, indicando per ogni soluzione trattata limiti, criticità e punti di forza. Peraltro, contestualmente, propone una analisi comparativa di vantaggi/svantaggi dei diversi sistemi adottabili, sulla base delle rese di abbattimento conseguibili, costi di investimento, occupazione, spazio, necessità di personale, consumi energetici e fanghi prodotti. Tale valutazione è offerta nell'ottica di indirizzare i gestori dei servizi idrici verso scelte sostenibili, sia ambientalmente che economicamente, nella piena consapevolezza dei conseguenti aggravii sulla gestione del servizio idrico integrato, dovendo prevedere, oltre agli investimenti per la realizzazione di opere infrastrutturali, anche spese di gestione e manutenzione, con risvolti conseguenti sui bilanci energetici. In ogni modo le normative di settore sottolineano che, tra le soluzioni tecnico-gestionali implementabili, sia pur sempre preferibile adottare misure di laminazione e regolazione dei flussi, a monte dei sistemi di collettamento delle acque meteoriche. Appare quindi evidente la tendenza della normativa verso una maggiore tutela ambientale, tramite la limitazione dei carichi inquinanti connessi agli scolmatori, per la preservazione contestuale della risorsa idrica. Tale tendenza è in linea con l'applicazione dei paradigmi dell'economia circolare, che orientano le politiche del settore verso la chiusura del ciclo idrico in scala locale, in modo da soddisfare funzionalmente usi e riusi multipli, diversi a seconda della qualità necessaria.

In conclusione, per la riduzione degli impatti dei CSO sono disponibili diverse misure. Una prima soluzione già studiata e parzialmente applicata è quella di realizzare vasche di accumulo, le cosiddette vasche di prima pioggia a monte dell'impianto di depurazione. Si tratta di una soluzione di progetto che consente di limitare i picchi di portata in ingresso all'impianto e, nel contempo, di ottenere una significativa riduzione degli indicatori di impatto sul ricettore (massa inquinante scaricata, numero annuo degli scarichi, concentrazioni degli inquinanti scaricati) [12][11]. Un'altra possibile soluzione consiste nella realizzazione di una linea di depurazione di tipo chimico-fisico parallela a quella delle acque di tempo asciutto, che agisca in maniera mirata su una frazione abbastanza consistente delle portate in afflusso in tempo di pioggia. Entrambe queste

opzioni sono di tipo “end of pipe”, andando ad incidere sul problema dopo che questo è stato creato e comportano costi energetici e di risorse aggiuntivi per la realizzazione e la gestione delle infrastrutture, come ad esempio i costi per il mantenimento delle vasche di prima pioggia e costi energetici aggiuntivi per il trattamento (pompaggi, trattamenti meccanici e aerazione), il tutto per un settore che, come abbiamo visto, grava già pesantemente sul bilancio energetico nazionale. Inoltre esse rappresentano una soluzione solo parziale del problema, non andando ad incidere sui deflussi fognari e quindi non risolvendo il problema degli sfiori in fognatura, dovuti al superamento della capacità di smaltimento delle tubazioni.

In ottica di un approccio di economia circolare, che massimizzi la tutela e l'uso efficiente delle risorse, nel presente studio sono state prese in considerazione soluzioni in grado di intervenire sul problema alla radice, eliminando o riducendo gli afflussi dell'acqua piovana pulita nel sistema fognario, ad esempio separando totalmente o parzialmente le reti di raccolta delle acque piovane dalla fognatura nera. In questo caso due sistemi di diversi sono impiegati uno per il trasporto di acque reflue domestiche e industriali e l'altro per il trasporto di acque piovane. Le acque reflue vengono convogliate all'impianto di trattamento e l'acqua piovana viene scaricata direttamente in un corpo idrico recettore, senza trattamento. Il sistema separato presenta diversi vantaggi. Il primo vantaggio principale è che il volume di acque reflue da trattare è minore e meno variabile in quantità e qualità, con ricadute positive per gli impianti di trattamento. Un ulteriore notevole beneficio è che le acque meteoriche non sono inutilmente contaminate con i liquami e quindi possono, in genere, essere scaricate nei corpi idrici senza pericoli. Tra i principali svantaggi di questo sistema si segnalano però i costi maggiori di installazione e manutenzione, anche a causa della problematicità di pulizia della fognatura nera, che ha in genere tubazioni piccole e che, a meno che non abbia un'elevata inclinazione, non raggiunge velocità sufficienti a mantenersi pulita da sola, con il conseguente accumulo progressivo di materiale sedimentabile. Un ulteriore problema presentato da questo tipo di soluzione è che le acque meteoriche per effetto dell'intercettazione del pulviscolo atmosferico, dell'azione di dilavamento di superfici impermeabili, e della ri-sospensione di materiali negli stessi condotti fognari possono trasportare rilevanti quantità di inquinanti. Tale problematica è legata al così detto first flush, che interessa solo le primissime fasi dell'evento meteorico, dopo di che la concentrazione di inquinanti diminuisce notevolmente in ragione degli elevati fattori di diluizione.

Un altro approccio considerato è quello che prevede la riduzione del deflusso superficiale, tramite le cosiddette misure di ritenzione idrica naturale (NWRM). Per intervenire in aree già servite da fognatura mista possono essere impiegati metodi per ridurre il deflusso delle acque piovane, noti come SUDS (Sustainable Urban Drainage Systems) [13]. Essendo basati sull'impiego di soluzioni naturali NBS (Nature Based Solutions) sono considerate tecnologie a basso impatto. La realizzazione di tetti verdi, giardini pluviali, marciapiedi e superfici stradali permeabili, distese erbose o fossati lungo le strade possono essere utili per una serie di motivi: il suolo e la vegetazione forniscono filtrazione, le riserve idriche sotterranee vengono reintegrate e i flussi delle acque piovane da smaltire tramite i sistemi fognari sono ridotti, perché le acque meteoriche sono intercettate prima che raggiungano le reti di raccolta e ne viene favorita l'infiltrazione nel terreno. Nel presente lavoro in particolare sono state studiate due tipologie di intervento: i tetti verdi e la pavimentazione porosa delle superfici urbane. I tetti verdi, cioè le coperture dei tetti con vegetazione (chiamati anche tetti viventi, tetti naturali ed eco-tetti) sono costituiti da un sottile strato di vegetazione che poggia su un substrato costituito da materiali a differente porosità sopra una membrana impermeabile. I tetti verdi sono stati usati per centinaia di anni per aiutare a mantenere calde le case nei climi più freddi e fresche le case nei climi più caldi. Dagli anni '60 a partire dal nord Europa hanno iniziato a diffondersi come mezzo per migliorare la qualità ambientale urbana, anche attraverso la riduzione del deflusso ed un parziale trattamento depurativo delle acque piovane. Nel presente studio è stato ipotizzato l'inserimento di coperture verdi, in sostituzione alle coperture tradizionali presenti nell'area del bacino di raccolta considerato. L'altra NBS presa in considerazione prevede l'inserimento, nell'area urbana di riferimento, di soluzioni verdi diffuse, quali fasce filtro e pavimentazioni o aree permeabili, per la mitigazione dei deflussi immessi in rete, è stata incrementata del 100% la permeabilità dei sottobacini dell'area oggetto di studio escludendo le coperture. Ulteriore soluzione considerata, si focalizza sull'intervento diretto in fognatura allo scopo di sfruttarne al massimo la capacità di accumulo e rilascio ottimizzato dei flussi è la realizzazione di un sistema di RTC, cioè di controllo in tempo reale dei deflussi nei sistemi fognari.

Il presente lavoro è complementare al rapporto dell'Università di Bologna che valuta l'effetto dell'applicazione di tutte queste opzioni sui sistemi fognari e sulla corretta gestione dei deflussi urbani. Qui si valuta l'effetto del

sistema di raccolta delle acque reflue e meteoriche e delle citate misure per il contenimento dei CSO sulle prestazioni depurative e sui consumi elettrici degli impianti di depurazione acque, per evitare che la soluzione di questo problema determini ulteriori impatti negativi, sotto forma per esempio di costi energetici o di risorse aggiuntivi. L'attività di questo primo anno è circoscritta alla valutazione degli impatti sui sistemi di trattamenti attuali, ma gli impatti potrebbero essere ben più rilevanti se si combinati con l'applicazione di tecnologie innovative di recupero energetico. Più specificamente le acque meteoriche rappresentano un ostacolo al recupero dell'energia termica dei reflui in fognatura, o negli impianti di depurazione. Inoltre l'invio a depurazione di un effluente più concentrato, privato degli apporti meteorici rappresenta un fattore chiave per la trasformazione dei sistemi fognari e depurativi in strutture in grado di assicurare il recupero di risorse e principalmente di energia elettrica e termica. Queste valutazioni saranno oggetto di studio, valutazione ed ottimizzazione nelle prossime annualità di attività specificamente dedicate all'ottimizzazione del recupero energetico.

2.2.1 Caratteristiche delle acque fognarie dei sistemi misti

Al fine di valutare gli impatti delle caratteristiche delle reti di raccolta delle acque fognarie e meteoriche sulla depurazione delle acque, occorre conoscere le caratteristiche qualitative dei reflui nelle reti miste in corrispondenza di eventi meteorici. Il processo di accumulo delle sostanze inquinanti in soluzione e in sospensione nelle acque di pioggia avviene secondo il meccanismo descritto di seguito: l'acqua piovana raccoglie il pulviscolo atmosferico e dilava le superfici impermeabili portando in soluzione il particolato precipitato trasportando componenti disciolti, colloidali e solidi in una miscela eterogenea. Le sostanze trasportate comprendono composti organici e inorganici, nutrienti, oli, grassi e metalli pesanti. Successivamente l'acqua giunge in rete fognaria, dove il carico inquinante può diminuire a seguito della sedimentazione delle particelle presenti nelle acque di drenaggio, oppure può crescere a causa della ripresa in sospensione delle particelle depositate nei collettori. Nei sistemi di fognatura separata, la risospensione è connessa alle particelle depositate in occasione di eventi precedenti mentre, nelle reti di tipo unitario, vengono ripresi in sospensione anche sedimenti di natura organica accumulati per sedimentazione delle acque nere in tempo asciutto. Il grado di inquinamento e la tipologia di contaminanti dipende quindi da vari fattori, quali la situazione dell'atmosfera al momento delle precipitazioni, l'accumulo di sostanze depositate sulle superfici impermeabili urbane e non e la situazione delle reti fognarie. Tutti questi fenomeni dipendono a loro volta dalla intensità del fenomeno meteorico e dal tempo intercorso dalla precedente precipitazione significativa. Inoltre la tipologia del territorio è un fattore decisivo per il tipo ed il grado di contaminazione attesi. In particolare in zona urbana è importante la vastità delle superfici impermeabili, mentre in zone rurali la tipologia di terreno e il tipo di coltivazioni agricole.

D'altra parte quello dovuto alle acque meteoriche ed in particolare alle acque di prima pioggia è un carico inquinante significativo per gli impianti di trattamento che, in particolari situazioni può essere persino superiore al carico delle acque reflue in condizioni di tempo asciutto [14].

Tutto ciò considerato, risulta molto difficile caratterizzare i carichi inquinanti delle acque di pioggia e molti studi hanno condotto a diversi risultati. I risultati fin qui ottenuti studiando i principali fattori che influenzano i processi di dilavamento ed il build up degli inquinanti nelle acque di prima pioggia hanno rivelato la complessità e l'elevata sito specificità del fenomeno. L'identificazione dei fattori idrologici, climatici e morfologici che lo controllano dipende fortemente dalle caratteristiche del sito. La scarsità di dati da studi di lunga durata raccolti nel medesimo sito rende difficile l'elaborazione di un modello idrologico affidabile per la simulazione del build up e dei processi di dilavamento per le diverse superfici urbane. Un altro fattore che influenza l'eterogeneità dei risultati disponibili è connesso all'utilizzo di differenti metodi e frequenze di campionamento. Le misure acquisite tramite sensori multi parametrici on-line da un lato permettono di monitorare efficacemente l'intero evento piovoso meteorico, dall'altro sono meno accurate di analisi di laboratorio su campioni [15].

Ai fini del presente studio, che ha lo scopo di valutare l'influenza dei parametri caratteristici dei sistemi di raccolta delle acque fognarie (misti o separati) e del verificarsi di eventi meteorici sulle prestazioni e sull'efficienza energetica degli impianti di depurazione, è necessario ricostruire le caratteristiche qualitative delle acque reflue di un sistema di raccolta fognaria misto in corrispondenza degli eventi meteorici. I dati di portata e concentrazione di solidi sospesi del sistema fognario considerato sono stati forniti dall'Università di Bologna e sono il risultato della simulazione del comportamento della rete urbana mista del quartiere Fossolo

di Bologna per un anno intero. Al fine della simulazione su impianto di depurazione, tali dati devono essere completati con gli andamenti ricostruiti di altri parametri fondamentali quali COD, BOD, azoto e fosforo. Tali andamenti sono stati ricostruiti in funzione dell'andamento della concentrazione di solidi sospesi tramite l'applicazione di correlazioni, ottenute da dati forniti dall'Università di Bologna e relativi al monitoraggio della stessa rete modellata.

Si riportano nel grafico di Figura 7 i dati sperimentali di concentrazione di sostanza organica, in funzione della concentrazione di solidi sospesi e la linea di interpolazione di equazione di coefficiente angolare 1,08, caratterizzata un coefficiente di determinazione da R^2 pari a 0,98, indice dell'elevata correlazione delle due misure.

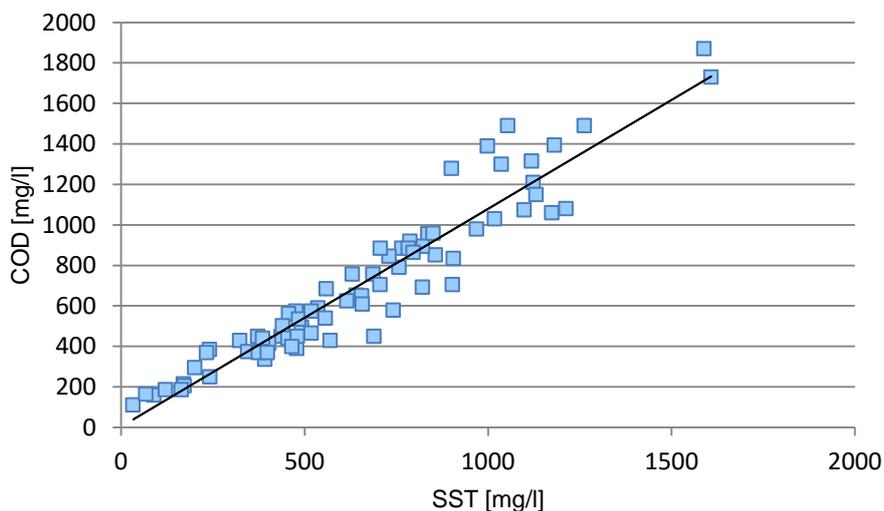


Figura 7 Correlazione tra valori sperimentali di concentrazione di solidi sospesi totali e COD per la rete fognaria del quartiere Fossolo di Bologna

Relativamente alle misure di azoto totale, i dati a disposizione sono più scarsi, ma comunque sufficienti per stabilire una correlazione e sono riportati nella Figura 8 sempre in funzione della concentrazione di solidi sospesi. La linea di interpolazione ha coefficiente angolare 0,042 ed è caratterizzata un coefficiente di determinazione da R^2 pari a 0,94.

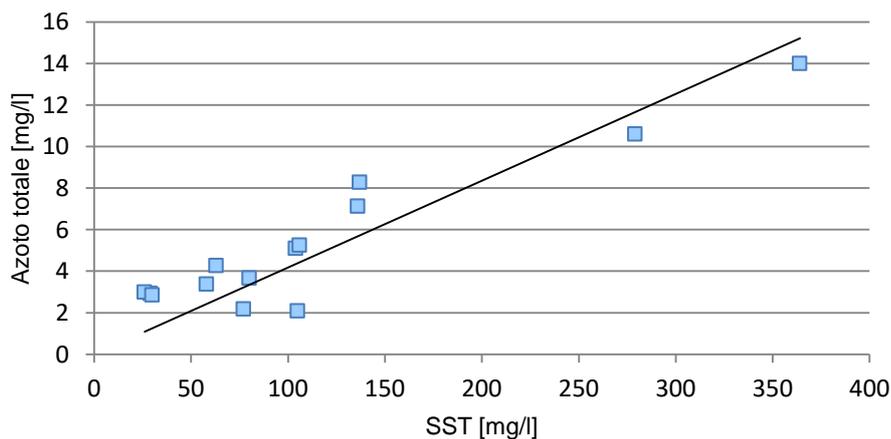


Figura 8 Correlazione tra valori sperimentali di concentrazione di solidi sospesi totali e azoto totale per la rete fognaria del quartiere Fossolo di Bologna

Infine nella Figura 9 sono riportate le determinazioni di fosforo totale, sempre in funzione della concentrazione di solidi sospesi. In questo caso la linea di interpolazione ha coefficiente angolare 0,012 ed è caratterizzata un coefficiente di determinazione da R^2 pari a 0,92.

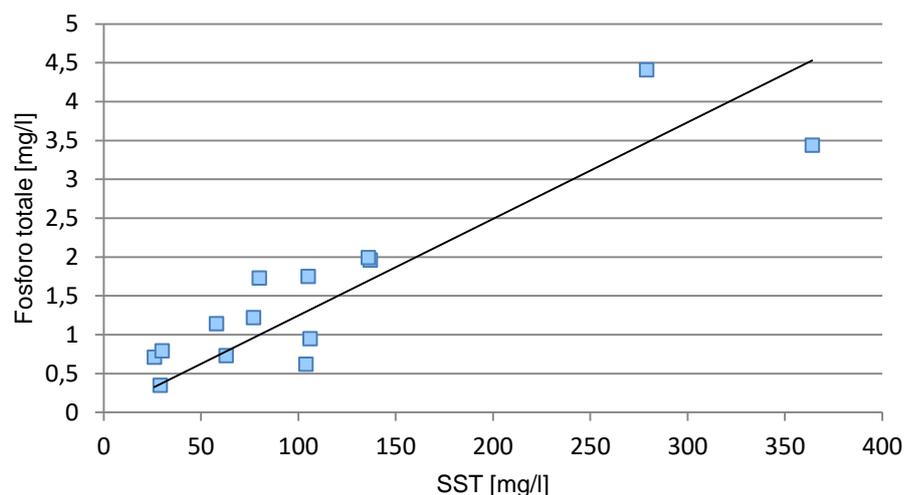


Figura 9 Correlazione tra valori sperimentali di concentrazione di solidi sospesi totali e fosforo totale per la rete fognaria del quartiere Fossolo di Bologna

Per un confronto con le correlazioni ottenute, si riporta di seguito una comparazione con simili correlazioni ricavate dai dati pubblicati in letteratura.

In [15] è riportata un'analisi di frequenza e magnitudo di fenomeni di pioggia da strade e tetti in una fognatura separata in un bacino tipicamente urbano della città di Genova. Il sito può essere considerato rappresentativo di una zona residenziale tipica italiana. Sono stati raccolti dati di portata e analisi della qualità dell'acqua da 12 differenti eventi meteorici. I valori analitici di COD e di solidi sospesi totali dei campioni raccolti sono riportati in Figura 5.

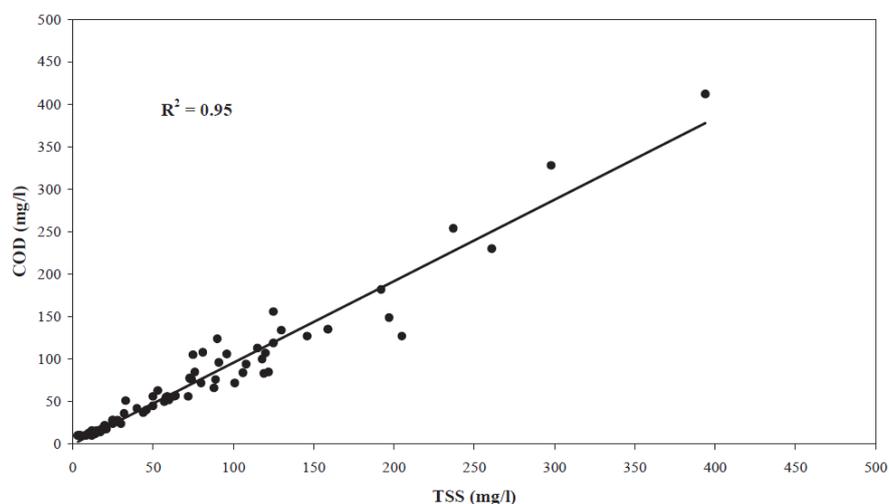


Figura 10 Correlazione tra valori sperimentali di concentrazione di solidi sospesi totali e COD una rete fognaria separata della città di Genova [15]

E' possibile notare l'elevata correlazione tra COD e SST (con coefficiente di correlazione di 0.97). Il rapporto tra le due misure COD/SST ha un valore medio di 0.95. Tale valore è solo leggermente inferiore a quello determinato nel presente studio.

In [16] vengono presi in esame numerosi studi condotti negli ultimi decenni per valutare la qualità delle acque meteoriche defluenti da superfici a diversa destinazione e per caratterizzare i fenomeni di formazione, accumulo, trasporto e trasformazione delle sostanze inquinanti nel sistema bacino-rete fognaria. La tabella sotto riportata presenta i range di variazione delle concentrazioni medie di alcuni parametri inquinanti, riscontrati in campagne di indagine negli Stati Uniti, in Europa e in Australia [17]. Le indagini sono state condotte su reti fognarie di tipo separato e unitario, sulle acque defluenti da infrastrutture viarie e da aree

urbanizzate a diversa destinazione. La Tabella 4 mostra dati precedenti al 1985 e, quindi, poco aggiornati, ma costituenti una parte molto consistente dei database oggi disponibili.

Tabella 4 Range di concentrazione di alcuni inquinanti nelle acque di dilavamento di superfici a diversa destinazione (estratto da Tabella 2.4 in [16])

	SST (mg/l)	BOD5 (mg/l)	COD (mg/l)	NH4 (mg/l)
Sistema fognario pluviale	21-582	7-22	33-265	0,2-4,6
Scaricatore di piena di sistema fognario unitario	237-635	43-95	120-560	2,9-4,9

I dati riportati, fornendo solo dei range non consentono il calcolo dei rapporti COD/SST, ma sono compatibili con il valore determinato per la rete oggetto di studio.

Nello stesso articolo [16] vengono presentati nel dettaglio i risultati di campagne di monitoraggio condotte sul bacino di Cascina Scala (Pavia), di tipo residenziale, si sviluppa su un'area di 12 ha e si avvale di un sistema fognario unitario [18]. I dati relativi ai campioni prelevati dal sistema fognario durante campagne di monitoraggio sono stati rappresentati nei grafici di Figura 11, con la concentrazione di sostanza organica, azoto totale e fosforo totale, in funzione della concentrazione di solidi sospesi e le corrispondenti linee di interpolazione.

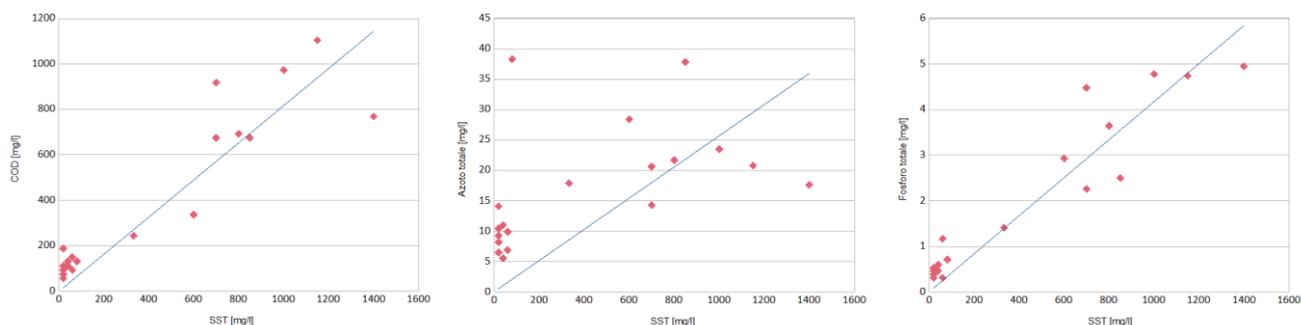


Figura 11 Correlazioni tra i dati di COD, azoto e fosforo e solidi sospesi totali per la fognatura unitaria del bacino di Cascina Scala, Pavia

Le correlazioni tra i dati di COD, azoto e fosforo con i solidi sospesi danno dei valori dei rapporti rispettivamente di 0,81 per COD/SST, leggermente più basso di quello determinato per la rete studiata e di 0,026 per Ntot/SST e 0,004 per Ptot/SST, significativamente più bassi di quelli del lavoro in oggetto, ma hanno il limite di riferirsi ad un solo evento meteorico.

Nell'articolo [19] gli autori hanno analizzato un totale di 7 eventi meteorici su una fognatura urbana mista di Santiago de Compostela in Spagna, una delle città più piovose d'Europa con una media di precipitazioni di 1600 mm/anno. Nella Figura 12 sono riportate le elaborazioni grafiche eseguite a partire dai dati presentati nell'articolo.

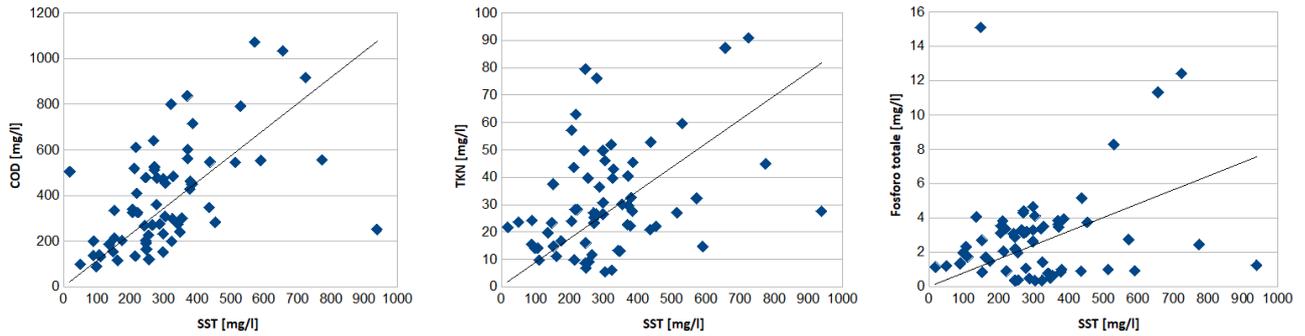


Figura 12 Correlazioni tra i dati di COD, azoto organico e fosforo totale e solidi sospesi totali per una fognatura unitaria di Santiago de Compostela

Anche in questo caso, la correlazione tra i dati di COD e i solidi sospesi fornisce un valore molto prossimo a quello determinato in questo progetto, con un coefficiente della retta di interpolazione pari a 1,15. L'analogo valore per l'azoto di 0,087 è più elevato di quello determinato per la rete studiata, mentre per il fosforo è di 0,008, inferiore a quello del lavoro in oggetto.

Infine [20] presenta a sua volta una comparazione tra le concentrazioni medie in reti miste, in condizioni di tempo umido, da varie fonti di letteratura. Dai dati riportati è stato possibile calcolare i rapporti tra le concentrazioni medie di COD ed SST, azoto organico ed SST e fosforo totale e SST riportati in Tabella 5.

Tabella 5 rapporti tra le concentrazioni medie di COD ed SST, azoto organico ed SST e fosforo totale e SST in reti miste in condizioni di tempo di pioggia

	[20]	[21]	[22]	[23]	[24]
COD/SST	0,99	1.12	0,69	1,57*	0,81*
TKN/SST	0,05	0,03	0,03	0,09*	-
TP/SST	0,01	0,01	0,03	-	-

* Rapporto dei valori mediani

Si può notare che i valori desunti per la rete oggetto di studio, per tutti e tre i rapporti, sono compresi nei range dei dati presentati in Tabella 5. In conclusione, dal confronto con tutti i dati di letteratura qui presentati, si può ritenere che le correlazioni ottenute siano caratteristiche di quanto tipicamente riscontrato nelle reti di raccolta miste.

2.2.2 Modellazione dell'impianto

Sulla base dei dati relativi alla fognatura, forniti dall' università di Bologna, si è proceduto al dimensionamento di un impianto di depurazione adeguato al trattamento dei carichi inquinanti. Secondo le indicazioni della UIDA italiana [25] per gli impianti di depurazione a fanghi attivi a schema semplificato ovvero privi di sedimentazione primaria la portata totale in tempi di pioggia (Q_{tot} , m^3/h) da sottoporre a trattamento depurativo è pari a $3 Q_i$ (tre volte la portata media tempo secco). Nel caso specifico, avendo riscontrato che, in occasione degli eventi piovosi più intensi, la portata addotta all'impianto dai collettori fognari eccede tale soglia, si è innanzitutto previsto uno scolmatore di piena a monte dell'impianto, che consenta il rispetto di tali limiti. Il dimensionamento dell'impianto di depurazione è stato eseguito secondo la procedura riportata in Appendice 1, basata sulle indicazioni di uno dei testi italiani di riferimento [26].

Per l'attività di modellazione, ENEA si è avvalsa del software BioWin sviluppato da EnviroSim [27]. 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.

Tra le numerose altre applicazioni si possono citare:

- esame della composizione di un percolato di discarica [28];
- determinazione della capacità di impianto di acque reflue di rimuovere biologicamente il fosfato [29];
- ottimizzazione dell'efficacia di rimozione dei nutrienti in impianto in piena scala [30];
- identificazione del miglior processo di trattamento per un nuovo effluente di un impianto di trattamento municipale [31];
- effetto dell'ottimizzazione del trattamento primario sul bilancio energetico del processo di trattamento delle acque reflue [32];
- esame delle performance e delle strategie di controllo del processo in impianto avanzato di trattamento delle acque reflue [33];
- confronto di diversi processi di trattamento secondario [34].

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. Le due maggiori tipologie di consumi elettrici di un impianto sono costituite 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 2 si presenta il metodo di calcolo impiegato da BioWin, per la modellazione dei consumi energetici.

Per i consumi energetici delle altre utenze, si sono utilizzati valori fissi o in funzione della portata trattata a seconda della tipologia di consumo. Per la valutazione dei vari parametri si è fatto riferimento a formule empiriche, riportate nella letteratura di riferimento [35] ed in particolare:

Per il consumo della sezione di grigliatura si è utilizzata la formula empirica:

$$W_d [\text{kWh/anno}] = 435 Q_{24}^{0,2}$$

con Q_{24} portata media oraria in m^3/ora

Per il consumo del dissabbiatore aerato si è fatto riferimento alla formula empirica:

$$W_d [\text{kWh/anno}] = 7,92 V^{0,23}$$

Laddove V è il volume in m^3 calcolato per garantire un tempo di permanenza di 3,5 ore.

Per il sedimentatore secondario si è utilizzata la seguente:

$$W_s = \alpha f v(S)$$

con $\alpha = 48,44 V_r$ e V_r (velocità perimetrale del ponte raschiatore) assunta pari a 0,03 m/s
 $f = 64 + 57.6 x$ con x (percentuale di solidi sospesi sul fondo del sedimentatore) pari a 1%
 ed S è la superficie del sedimentatore.

Per il preispessitore si è utilizzata la seguente:

$$W_s = \alpha f v(S)$$

con $\alpha = 48,44 V_r$ e V_r (velocità perimetrale del ponte raschiatore) assunta pari a 0,03 m/s
 $f = 64 + 57.6 x$ con x (percentuale di solidi sospesi sul fondo del sedimentatore) pari a 2%
 ed S è la superficie dell'ispessitore.

Per la disidratazione su nastropressa si è utilizzata la seguente:

$$W_{nas} = 23600 Q_f^{0,74}$$

In cui Q_f è la portata di fango in m^3/ora .

L'impianto oggetto della modellazione riceve reflui di origine principalmente civile, per una media in tempo secco di circa $65 \text{ m}^3/\text{h}$. La linea di trattamento è unica e basata su un ciclo classico di trattamento biologico, con unità di pre-denitrificazione e di nitrificazione, seguiti da sedimentazione e scarico. I fanghi di supero sono sottoposti a pre-ispessimento a gravità, stabilizzazione aerobica e disidratazione. Le portate di ricircolo sono di

circa 130 m³/h per la miscela aerata e di circa 50 m³/h per i fanghi estratti dal sedimentatore secondario. La concentrazione di solidi in vasca di ossidazione è di circa 3,5 g/l. La fase di ossidazione viene condotta in vasca equipaggiata con diffusori a bolle fini, con un'aerazione modulata, in base ai valori di ossigeno disciolto. Nella Figura 13 si riporta lo schema dell'impianto come modellato in BioWin.

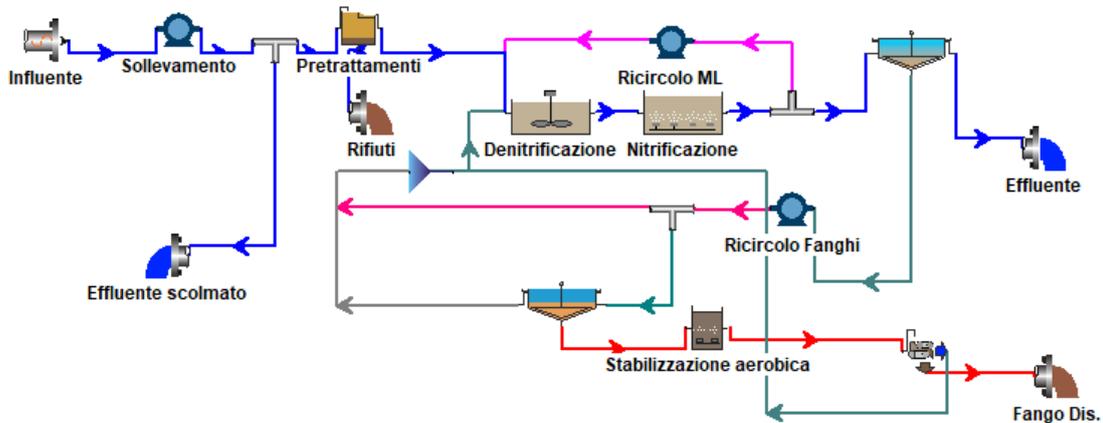


Figura 13 Schema dell'impianto modellato 10000 AE

Le simulazioni statiche sono state condotte impostando i valori medi delle concentrazioni in ingresso, in tempo secco, mentre per le simulazioni dinamiche sono stati usati come input i risultati numerici del modello di una fognatura reale del quartiere Fossolo di Bologna, costruito con il software SWMM dall'Università di Bologna nell'ambito della linea di attività LA 5.4. I dati di input per tale modello sono relativi agli eventi meteorici reali dell'anno 2009. Le simulazioni hanno consentito di calcolare la portata sversata dagli scolmatori di piena posti lungo il tragitto fognario e quella afferente all'impianto di depurazione. Tali dati, con cadenza oraria, su un periodo di un anno, dal 1 gennaio al 31 dicembre 2009 sono stati utilizzati da ENEA come input per la simulazione in BioWin. L'andamento nel tempo della portata addotta all'impianto dalla fognatura per il periodo considerato è riportato in Figura 14.

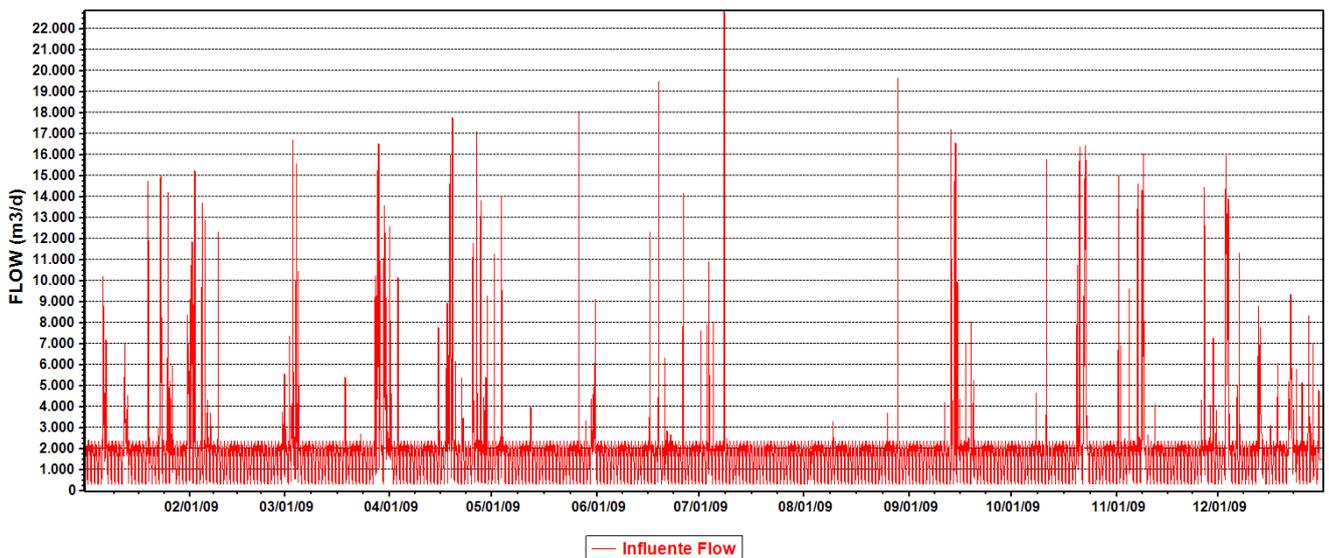


Figura 14 Andamento della portata addotta dal sistema fognario.

Nel grafico sono ben visibili i picchi di portata corrispondenti agli eventi meteorici più significativi succedutisi durante l'anno. La portata complessiva addotta all'impianto nell'anno della modellazione è di 689643 m³. Come descritto nel paragrafo precedente, a monte dei trattamenti depurativi dell'impianto è stato previsto uno scolmatore di piena che ha la funzione di impedire il trattamento di eccedenti le capacità di trattamento. La massima portata addotta all'impianto è pari a tre volte il valore medio di tempo secco. La Figura 15

rappresenta l'andamento nel tempo della portata in ingresso a i trattamenti depurativi, il cui volume annuo complessivo ammonta a 637546 m³.

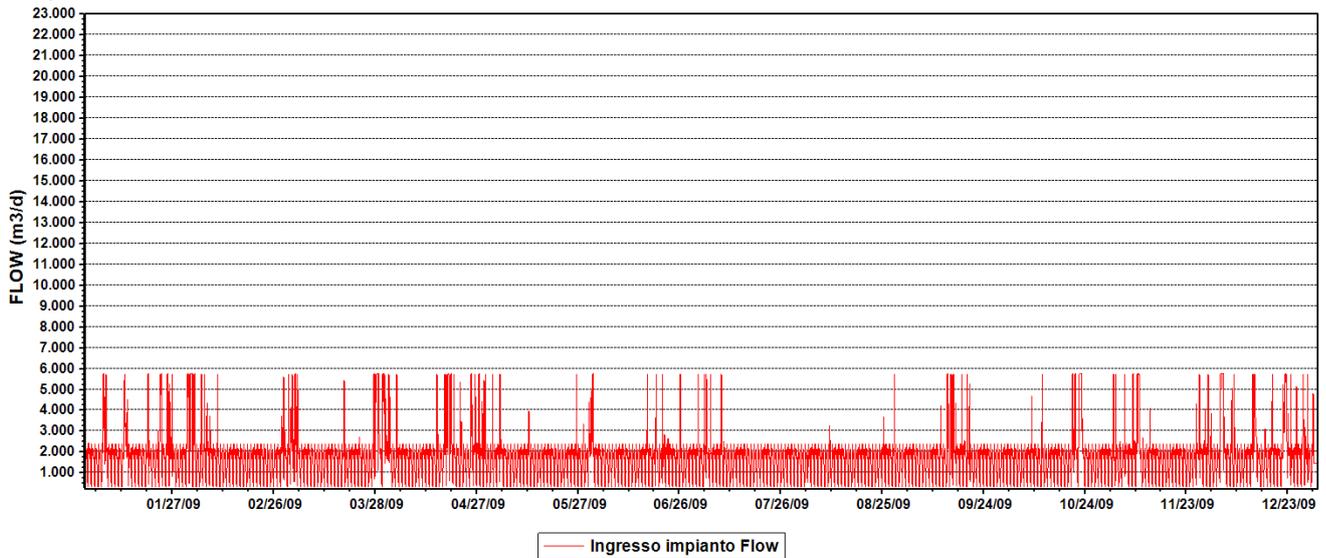


Figura 15 Andamento della portata in ingresso all'impianto

I valori delle concentrazioni in ingresso di SST sono quelli ottenuti dalla modellazione in SWMM e se ne riporta l'andamento in Figura 16.

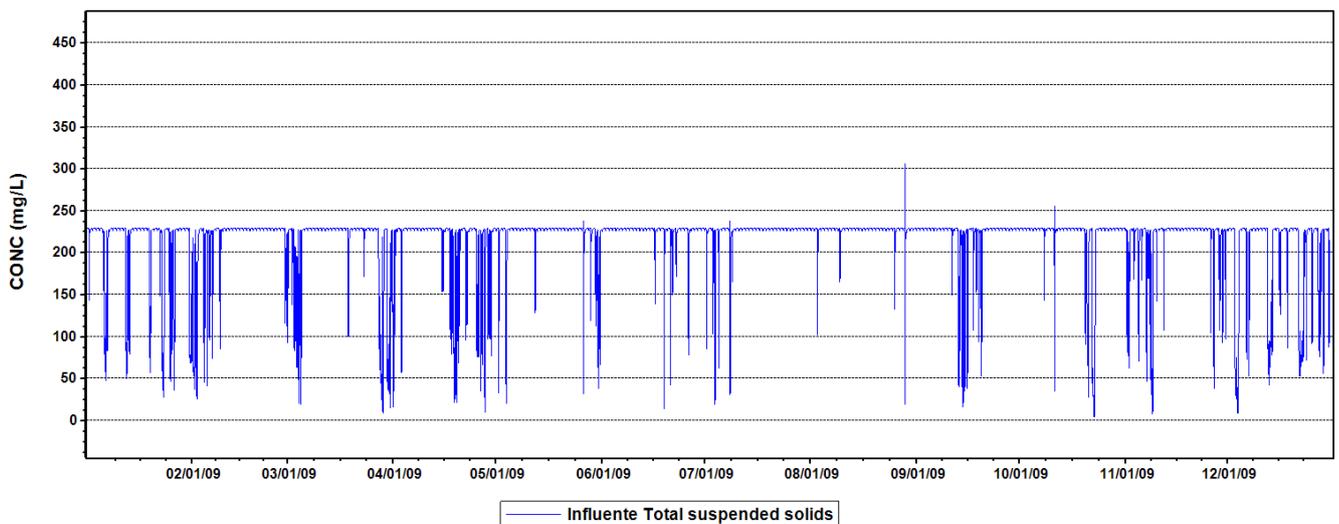


Figura 16 Andamento della concentrazione di SST in ingresso all'impianto

Il modello del sistema fognario restituisce, per l'influente all'impianto di depurazione, un valore di circa 225 mg/l in tempo secco, mentre in presenza degli eventi meteorici la concentrazione media oraria è sempre inferiore a tale valore, tranne in tre occasioni in cui si verificano degli incrementi di breve durata della concentrazione media in tempo secco. Il numero limitato di tali picchi di concentrazione è dovuto al fatto che, per la simulazione in Biowin sono stati utilizzati come input i dati medi orari, mentre l'incremento della concentrazione all'inizio degli eventi piovosi dovuta al fenomeno di risospensione del materiale accumulato in tempo secco, di cui si è discusso al paragrafo 2.2.1, interessa normalmente i primi minuti di pioggia.

Per gli altri parametri contaminanti principali, quali sostanza organica azoto e fosforo, l'andamento nel tempo è stato ricostruito sulla base degli andamenti dai valori della portata e dei solidi sospesi. In condizioni di tempo asciutto si sono assunti i valori medi (450 mgCOD/l e 50 mgTKN/l e 10 mgP/l). In tempo di pioggia sono state utilizzate le correlazioni con i solidi sospesi discusse al paragrafo 2.2.1 (riportare correlazioni). Gli andamenti nel tempo delle concentrazioni dei parametri inquinanti non sono qui riportati, perché del tutto analoghi a quello riportato sopra per i solidi sospesi. Gli andamenti nel tempo dei carichi inquinanti in termini di massa

addotta all'impianto invece, essendo ricavati come prodotto della portata idrica per la concentrazione hanno un andamento diverso, per esempio il carico di COD in ingresso assume l'andamento di Figura 17. Tale andamento è importante ai fini dei consumi energetici, perché strettamente correlato con il fabbisogno energetico dei sistemi di aerazione dell'impianto di depurazione, che rappresentano la voce più importante dei consumi energetici complessivi. Il carico di COD trattato complessivamente ammonta a circa 250 t/anno.

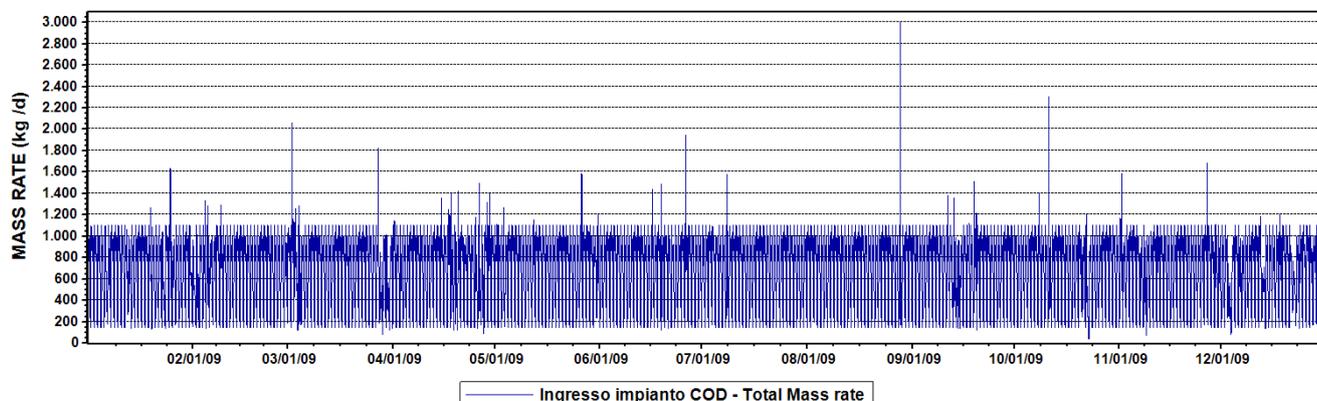


Figura 17 Andamento del carico di sostanza organica in ingresso all'impianto

Analoghi andamenti caratterizzano i carichi di azoto e fosforo.

I risultati delle simulazioni dinamiche riportati in Figura 18 si riferiscono all'andamento in ingresso e in uscita della concentrazione di sostanza organica; come si può vedere, l'impianto rispetta sempre i limiti di scarico (COD < 125 mgO₂/l, come da Tabella 1 - Allegato 5 del D.Lgs 152/06) [36], con un elevato margine di sicurezza. In tempo di pioggia si nota che la concentrazione in uscita tende a salire, nonostante quella in ingresso scenda sensibilmente. Ciò è dovuto alle maggiori portate che devono essere trattate in questi periodi e che causano da un lato una riduzione del tempo di residenza dei reflui nell'impianto e dall'altro un incremento della sostanza organica particolata che riesce a sfuggire dal sedimentatore secondario. Complessivamente il carico di COD rimosso ammonta a 230 t/anno

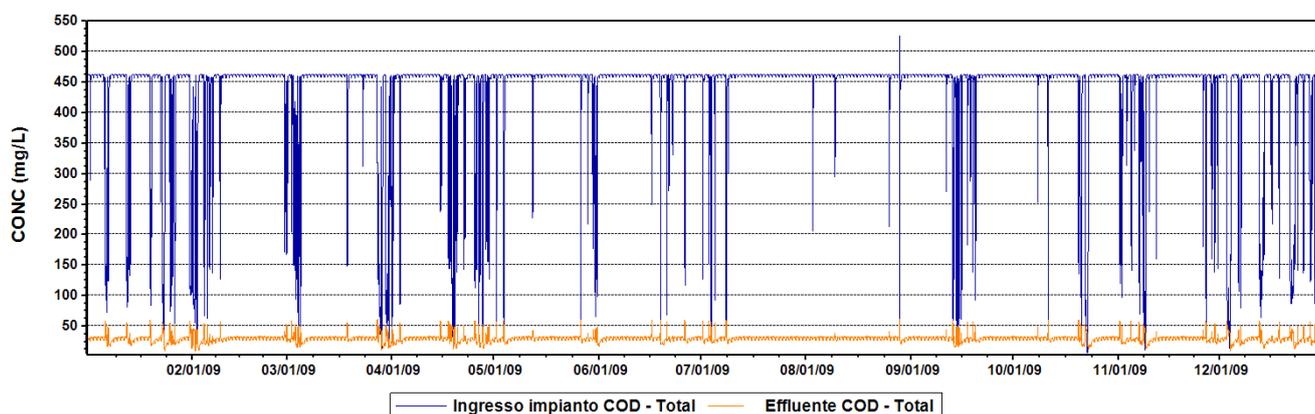


Figura 18 Andamento della concentrazione di sostanza organica in ingresso e in uscita all'impianto

Nella figura 19 è riportato l'andamento in ingresso dell'azoto organico (TKN) ed in uscita di ammoniaca, nitrati e nitriti. L'impianto rispetta i limiti di scarico delle diverse forme azotate e in particolare, essendo in area sensibile, il limite molto stringente dell'azoto totale (concentrazione media annua inferiore o uguale a 15 mgN/l, come da Tabella 2 - Allegato 5 del D.Lgs. 152/2006) [36], rispettato con margine di sicurezza non elevato. Il carico di azoto complessivamente rimosso nell'anno ammonta a 19 t.

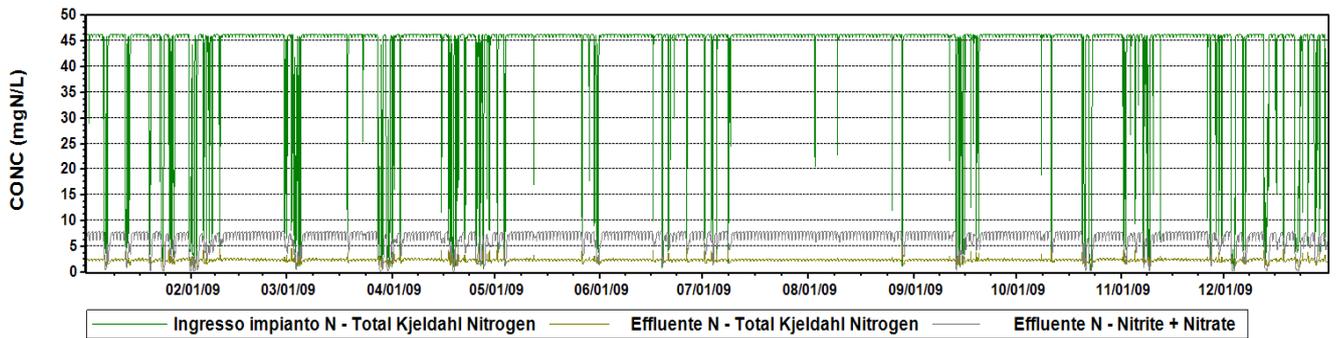


Figura 19 Andamento della concentrazione delle forme azotate in ingresso e in uscita all'impianto

In aggiunta, il modello ha permesso di valutare il funzionamento della sedimentazione, fase del trattamento particolarmente critica in tempo di pioggia. Nel diagramma di Figura 20, si può vedere il corretto funzionamento della sedimentazione secondaria: la curva in verde (flux) descrive la sedimentazione di massa, funzione della concentrazione della torbida alle diverse quote; la linea azzurra (overflow) rappresenta il flusso dovuto all'estrazione dei fanghi dal fondo; in viola (underflow) la retta che individua la concentrazione del fango in uscita; i punti neri (state points) indicano la concentrazione del fango in ingresso alla vasca di sedimentazione). La teoria del flusso solido limite è uno strumento essenziale per la buona gestione dei depuratori a fanghi attivi, con particolare riguardo alla fase di sedimentazione; è fondamentale che il sedimentatore non venga alimentato con un flusso solido superiore al FS_{limite} . Tale condizione eviterà l'accumulo dei fanghi negli strati superiori, con conseguente innalzamento dell'interfaccia tra refluo chiarificato e torbida, che col tempo potrebbe generare una fuoriuscita del fango dai dispositivi superficiali di sfioro [26]. Dal grafico di Figura 20, si nota come il flusso solido applicato risulta sempre inferiore al flusso solido limite, la concentrazione dei fanghi in ingresso si mantiene intorno ai 3 kgSS/m^3 e la concentrazione del fango in uscita circa 6 kgSS/m^3 .

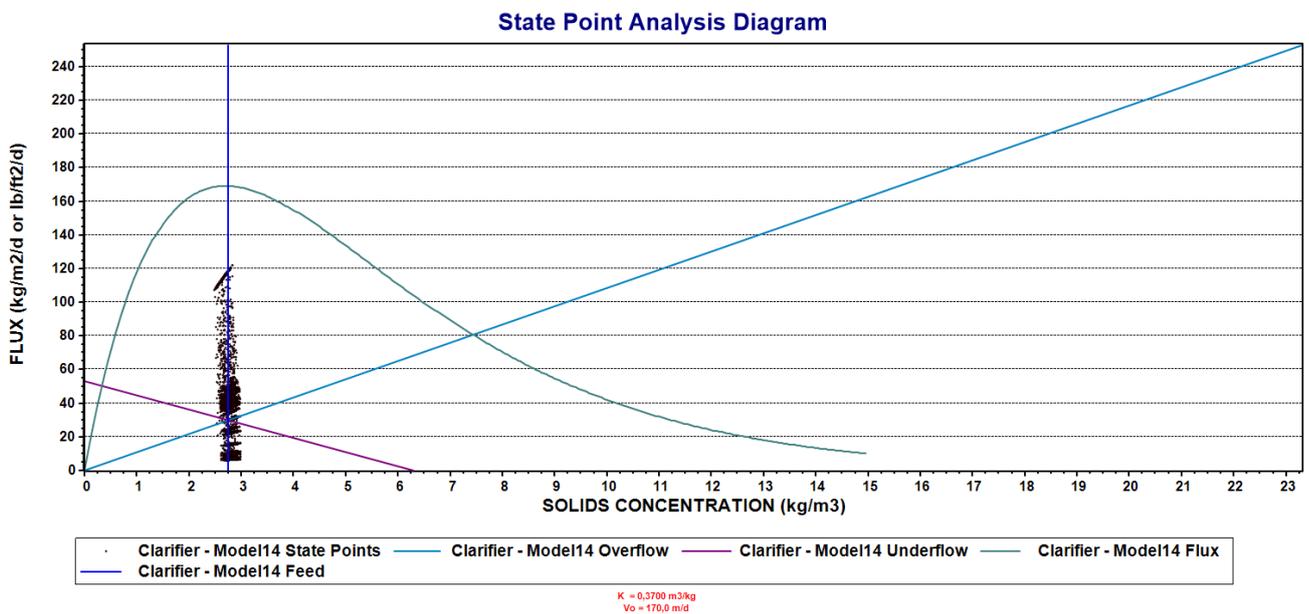


Figura 20 Diagramma di stato del sedimentatore

In tempo secco il sedimentatore risulta molto poco caricato come visibile dai grafici di Figura 21, che mostrano, nell'immagine di sinistra la concentrazione di solidi sospesi a varie altezze e nell'immagine di destra la quantità complessiva di solidi sospesi nelle vasche biologiche e nel sedimentatore. Si può notare che la parte alta del sedimentatore è tutta a concentrazione molto bassa e che la biomassa nel sedimentatore è complessivamente l'8,5 % del totale.

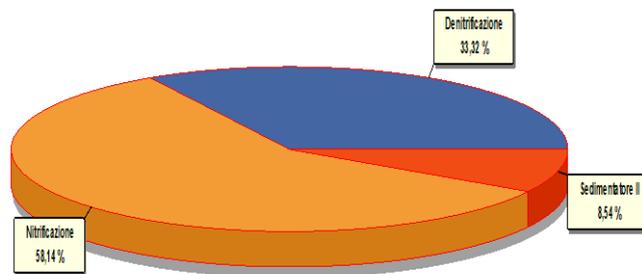
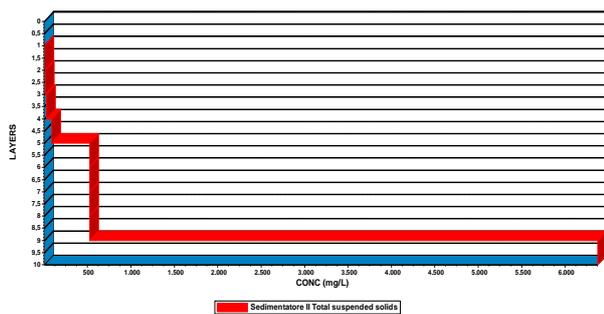


Figura 21 Concentrazione di solidi sospesi a varie quote del sedimentatore secondario (sinistra) e ripartizione percentuale della biomassa tra vasche di nitrificazione, denitrificazione e sedimentatore (destra) in tempo asciutto

La situazione in tempo di pioggia cambia, come mostrato nell'esempio relativo all'evento piovoso del 22/12/2009, per il quale l'andamento della portata è mostrata nel grafico di Figura 22, insieme al corrispondente andamento della concentrazione di solidi sospesi in uscita dal sedimentatore.

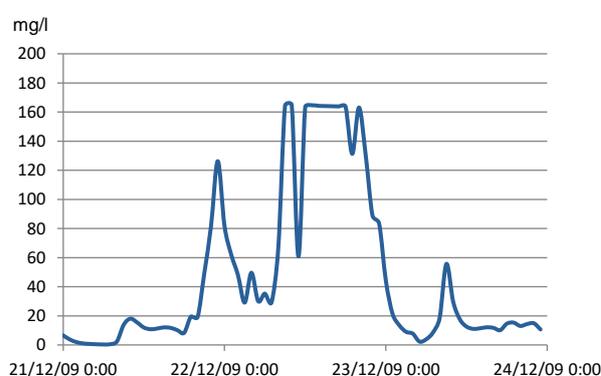
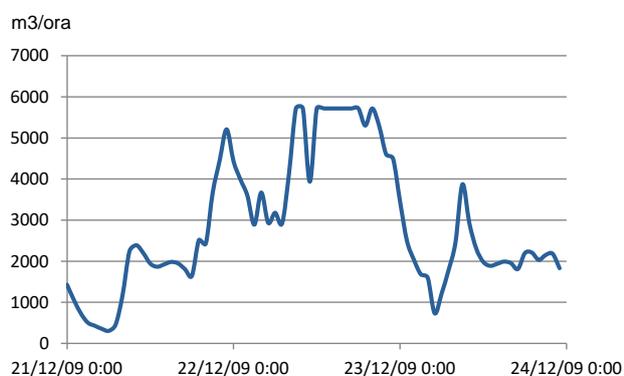


Figura 22 Andamento della portata (a sinistra) e della concentrazione di solidi sospesi (a destra) in uscita dal sedimentatore secondario nei giorni dal 21/12 al 23/12

Si può notare chiaramente la fuga di solidi sospesi dal sedimentatore che raggiunge per qualche ora valori di oltre 160 mg/l. Dai grafici di Figura 23, si vede l'incremento della concentrazione a tutte le quote e l'aumento della quantità di solidi nel sedimentatore, che passa dall'8,5% al 13,3%.

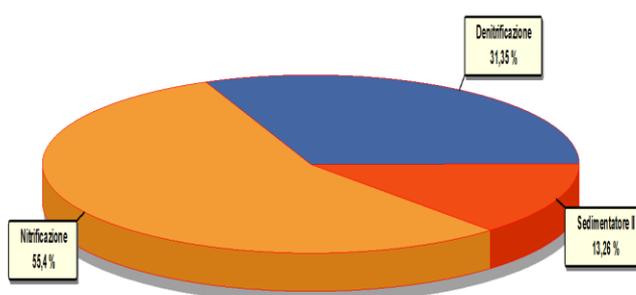
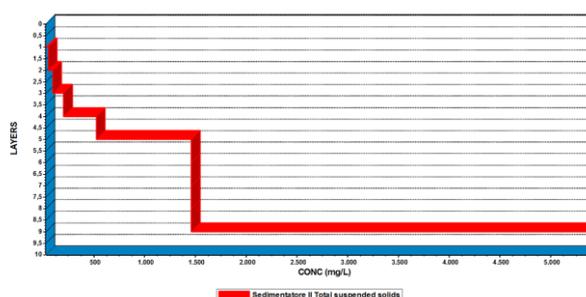


Figura 23 Concentrazione di solidi sospesi a varie quote del sedimentatore secondario (sinistra) e ripartizione della biomassa tra vasche di nitrificazione, denitrificazione e sedimentatore (destra) in tempo di pioggia

Per l'impianto simulato, la situazione descritta non determina un superamento dei limiti normativi (che valgono per il campione medio giornaliero scaricato), ma per un impianto reale con problemi occasionali di sedimentabilità dei fanghi, oppure con sedimentatore leggermente sottodimensionato, essa potrebbe facilmente degenerare fino a determinare superamenti dei limiti di scarico di solidi e sostanza organica, o anche perdita significativa di biomassa, tale da compromettere la funzionalità dell'impianto per lunghi periodi. Per questi motivi qualsiasi intervento in grado di determinare un'attenuazione di questo effetto, renderebbe maggiormente affidabile l'impianto anche in tempo di pioggia.

In aggiunta ai dati di processo, per l'impianto in oggetto, sono stati modellati i dati di potenza assorbita delle maggiori utenze, tra cui: sistema di aerazione della vasca di trattamento aerobico e della vasca di stabilizzazione fanghi, sistemi di miscelazione, utenze meccaniche, sistemi di pompaggio, e processo di disidratazione fanghi. Le due maggiori tipologie di consumi elettrici dell'impianto sono rappresentate dai sistemi di aerazione e di 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 i sistemi di pompaggio sono stati considerati il materiale dei tubi, il diametro per le perdite di carico dinamiche e l'efficienza della pompa. I consumi in miscelazione, in disidratazione e quelli delle apparecchiature meccaniche, come carri ponte di sedimentatori e ispessitori, pretrattamenti, etc. sono stati inseriti nel modello su base parametrica. La modellazione eseguita ha permesso di quantificare l'andamento nel tempo della potenza assorbita totale e di ciascun sistema energivoro necessario al corretto funzionamento dell'impianto, con notevole completezza e dettaglio come visibile dal grafico di Figura 24

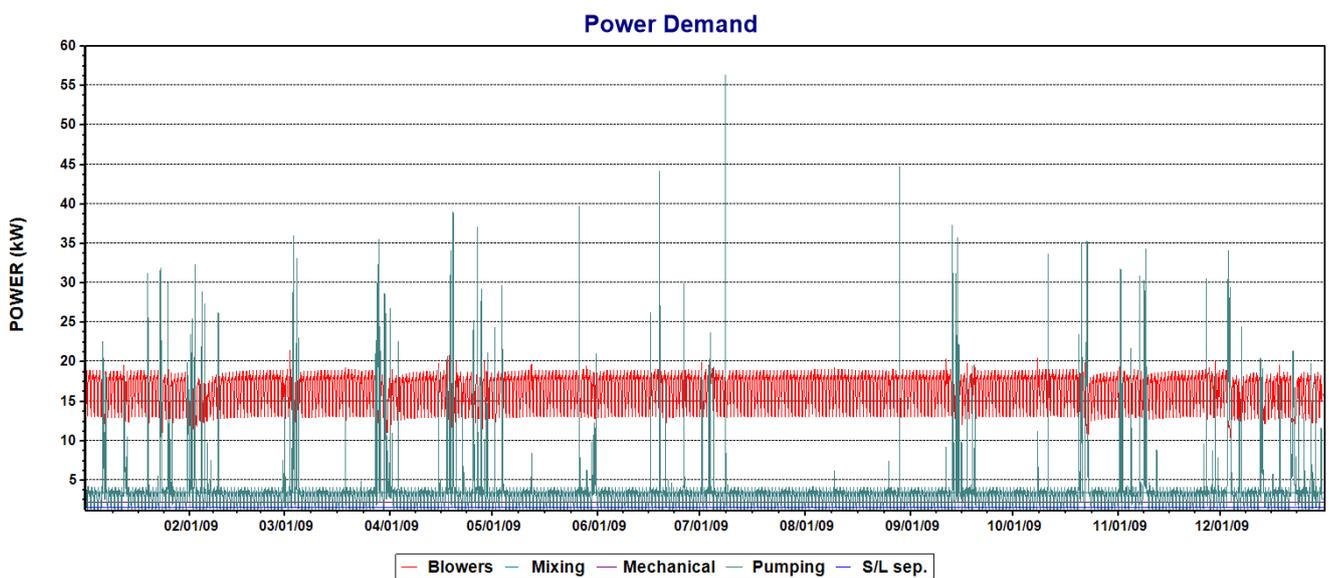


Figura 24 Andamento della potenza assorbita dalle diverse categorie di utenze dell'impianto nell'anno

Si nota che, mentre in tempo secco l'aerazione rappresenta la principale voce di consumo elettrico, in tempo di pioggia il pompaggio ha dei picchi molto elevati. L'effetto è ancora più visibile nel grafico di Figura 25, che rappresenta l'andamento delle stesse grandezze su un periodo di dieci giorni, dal 25 febbraio al 7 marzo, caratterizzati da un periodo iniziale asciutto, seguito da un periodo piovoso.

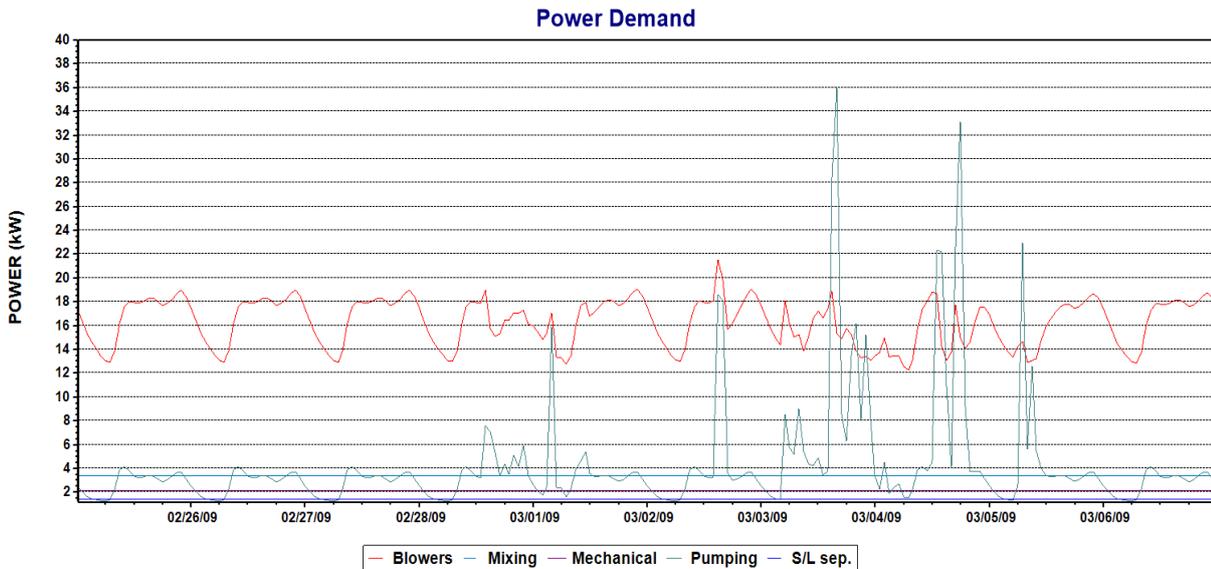


Figura 25 Andamento della potenza assorbita dalle diverse categorie di utenze dell'impianto dal 25/2 al 7/3

Dal confronto con gli andamenti di Figura 26 si può notare che la potenza assorbita in fase di pompaggio segue l'andamento della portata in arrivo, mentre la potenza in aerazione dipende principalmente dal carico organico.

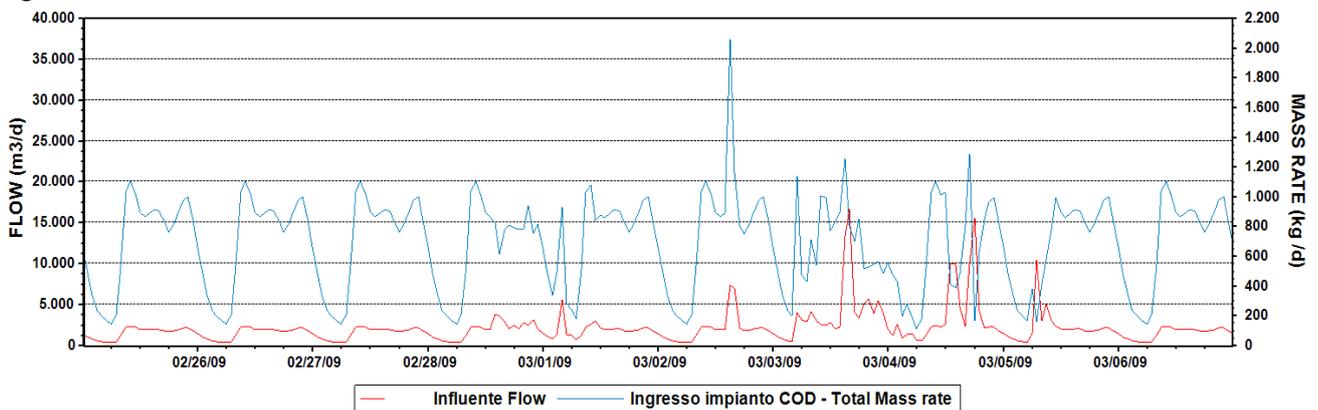


Figura 26 Andamento della portata in ingresso e del carico di COD dal 25/2 al 7/3

In Figura 27 si può vedere la ripartizione percentuale di energia utilizzata tra le principali categorie di utenze.

REALE consumo annuo tot. 235197 kWh

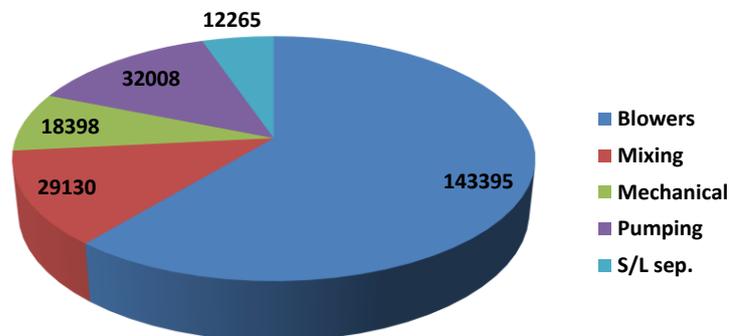


Figura 27 Consumi energetici annui in kWh di ripartiti fra le diverse categorie di utenze

Si noti come l'aerazione rappresenti la principale voce di consumo, seguita da sistemi di pompaggio e miscelazione.

Entrando nello specifico dei consumi in aerazione, nel grafico successivo (Figura 28) è rappresentato l'andamento nel tempo dell'ossigeno disciolto nella vasca di nitrificazione. Insieme all'ossigeno si riporta l'andamento della portata d'aria insufflata nella stessa vasca. Si può notare che, per il mantenimento di una concentrazione di circa 1 mg/l, occorre una portata d'aria che varia tra il minimo notturno di 400 e il massimo diurno di 800 m³/h nei giorni di tempo asciutto mentre molto più irregolare è il consumo in tempo di pioggia.

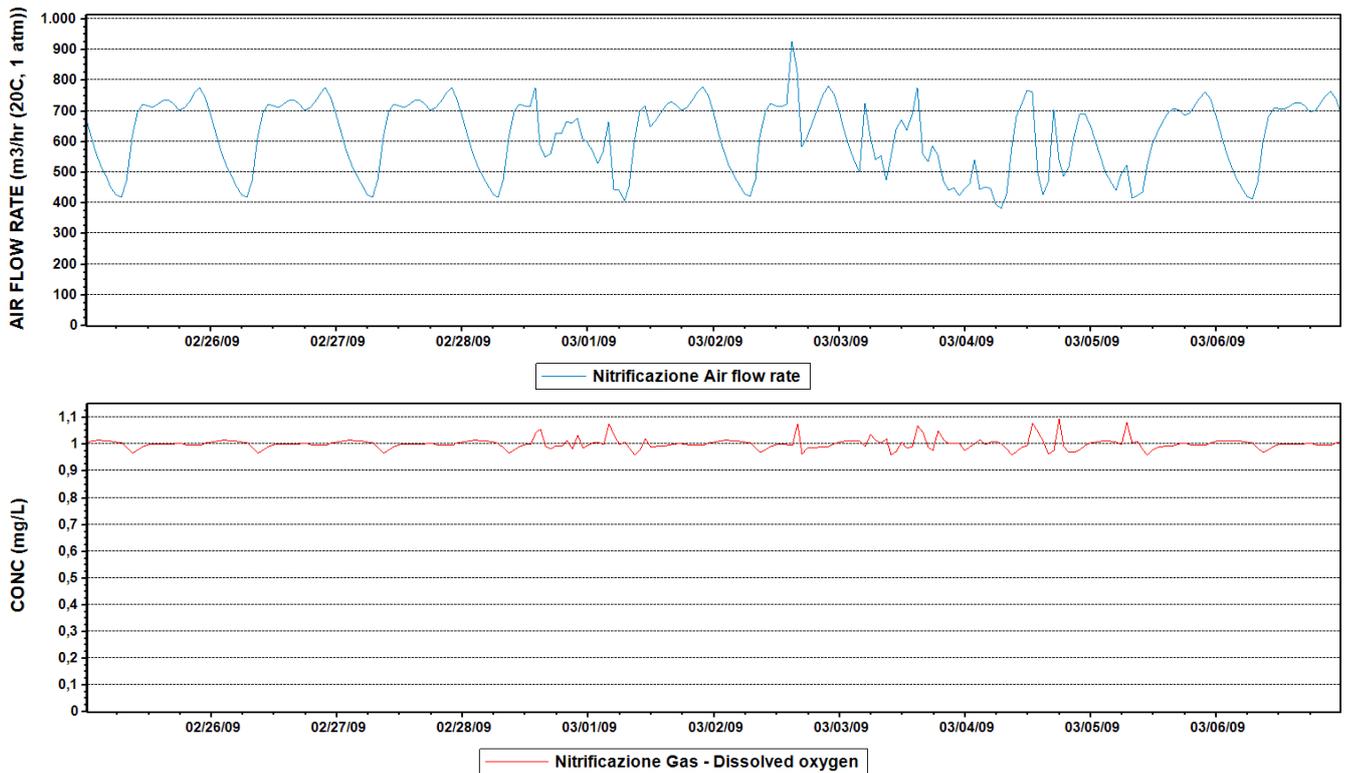


Figura 28 Andamento della concentrazione di ossigeno disciolto in vasca di nitrificazione (in alto) e della portata d'aria insufflata (in basso) dal 25/2 al 7/3

In base ai consumi di energia elettrica ricavati dalla modellazione dinamica sono stati calcolati gli indicatori di performance energetica, secondo la procedura definita nel Report RdS/PAR2018/037. I valori risultanti sono: 41kWh/A.E. per il KPI₁ di 0,37 kWh/m³ per il KPI₂ e di 1.02 kWh/kgCOD_{rim} per il KPI₃. Tutti i KPI dell'impianto si collocano tra il 25° e il 50° percentile, per efficienza energetica, rispetto a impianti reali della medesima taglia per cui l'impianto può essere considerato rappresentativo della media italiana, con un'efficienza poco superiore alla media.

In alternativa all'impianto così descritto, le simulazioni dinamiche sono state effettuate anche su un impianto meno efficiente energeticamente, che si differenzia dal primo per il sistema di aerazione, che è a portata fissa, anziché modulare l'insufflazione in base al valore di ossigeno disciolto in vasca di aerazione. Tale tipologia di impianto pur non essendo ottimale è ancora la più comune in Italia, soprattutto su impianti datati e di piccola taglia [35]. L'aerazione fissa comporta una notevole inefficienza dal punto di vista energetico poiché, per poter garantire un valore di aerazione sufficiente per le situazioni di massima domanda di ossigeno, deve necessariamente fornire troppa aria nei momenti in cui la domanda è minore, per via delle fluttuazioni nel carico organico e azotato da trattare, come visibile dal grafico in Figura 29, in cui si possono notare le oscillazioni del valore di ossigeno disciolto, in corrispondenza di una portata in aerazione fissa a 1000 Nm³/ora.

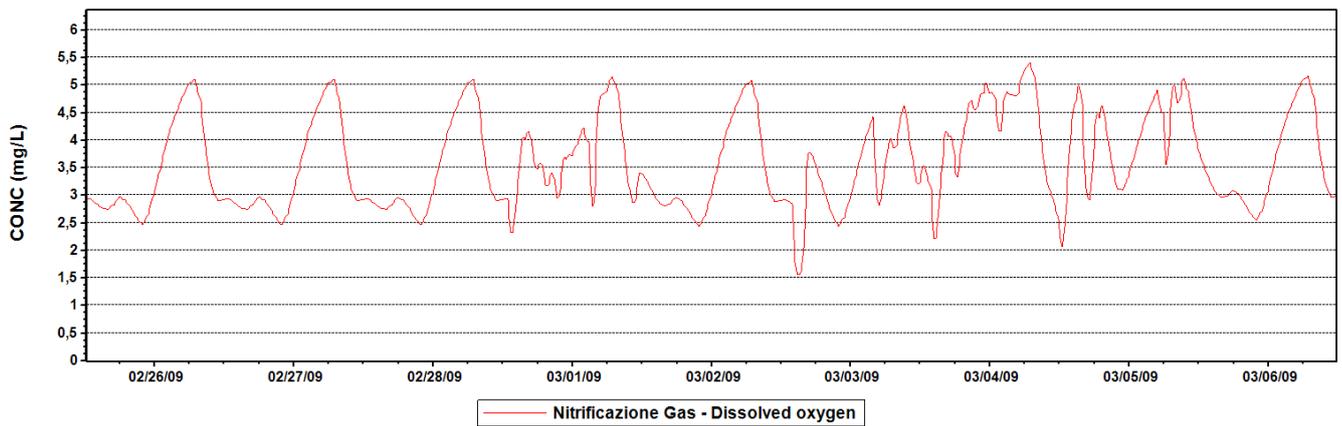


Figura 29 Andamento della concentrazione di ossigeno disciolto in vasca di nitrificazione nella configurazione d'impianto a portata d'aria insufflata fissa a 1000 Nm³/ora dal 25/2 al 7/3

In questa configurazione di impianto, a fronte di un funzionamento sostanzialmente analogo in termini di prestazioni depurative, si nota un fabbisogno energetico significativamente superiore a causa del valore di potenza richiesta in aerazione, che resta fisso per tutto il periodo al valore relativamente elevato di circa 23 kW (Figura 30).

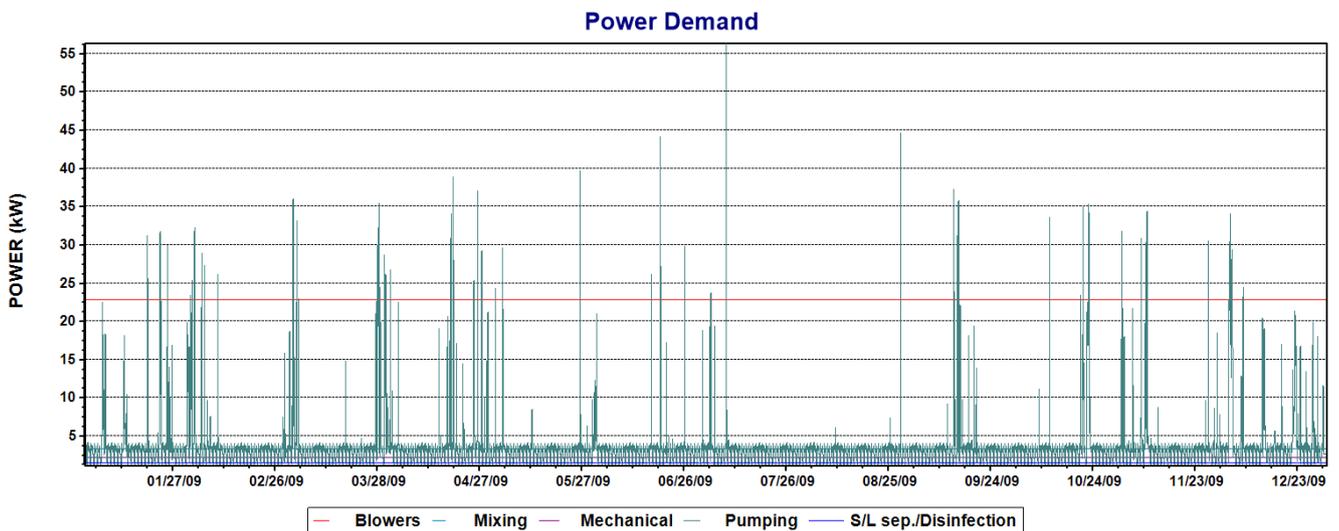


Figura 30 Andamento della potenza assorbita dalle diverse categorie di utenze dell'impianto nell'anno per la configurazione d'impianto ad aerazione fissa

In questo caso come si può vedere dal grafico di Figura 31, il consumo energetico in aerazione è molto più elevato e determina un incremento totale del consumo annuo di circa il 20% superiore, rispetto all'impianto con aerazione controllata.

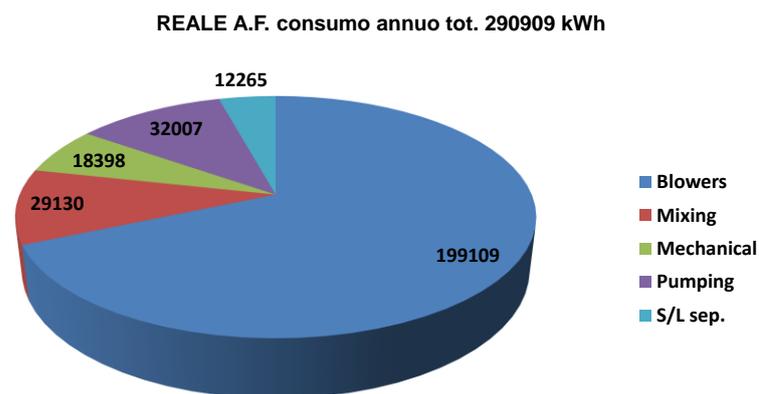


Figura 31 Consumi energetici annui in kWh di ripartiti fra le diverse categorie di utenze perla configurazione d'impianto ad aerazione fissa.

Anche per questa conformazione di impianto, in base ai consumi di energia elettrica ricavati dalla modellazione dinamica, sono stati calcolati gli indicatori di performance energetica, secondo la procedura definita nel Report RdS/PAR2018/037. I valori risultanti sono di 51 kWh/A.E. per il KPI₁ di 0,46 kWh/m³ per il KPI₂ e di 1.27 kWh/kgCOD_{rim} per il KPI₃. Tutti i KPI dell'impianto sono più elevati di quelli della configurazione ad aerazione variabile, rendendo l'impianto ancora più rappresentativo dell'efficienza energetica media italiana.

2.2.3 Confronto scenari

Le stesse elaborazioni presentate al paragrafo precedente per l'analisi dello scenario attuale, nelle due configurazioni di impianto con aerazione fissa e controllata, sono state ripetute per otto diverse ipotesi alternative (scenari): fognatura separata, fognatura dotata di sistema RTC, installazione di tetti verdi, tetti verdi con RTC, realizzazione di superfici pavimentate permeabili, superfici permeabili con RTC, tetti verdi e superfici permeabili, tetti verdi e superfici permeabili con RTC, per un totale di sedici ulteriori scenari simulati con passo orario per la durata di un anno.

Di seguito vengono presentati i risultati principali ottenuti dall'elaborazione delle simulazioni dinamiche per i diversi scenari solo relativamente alla configurazione d'impianto ad aerazione controllata.

Le simulazioni nella configurazione impiantistica con aerazione fissa hanno dato risultati sostanzialmente analoghi, tranne che per i consumi elettrici in aerazione che, ovviamente, in questa configurazione restano gli stessi per tutti gli scenari.

Scenario fognatura separata

In questo scenario si è ipotizzato che il sistema di raccolta e smaltimento delle acque sia costituito da sistemi fognari separati, cioè due reti diverse impegnate una per il trasporto di acque reflue domestiche e industriali e l'altra per il trasporto di acque piovane. Per le simulazioni si è utilizzata la rete mista esistente come fognatura nera, che convoglia le acque reflue all'impianto di trattamento. Lo scenario è stato valutato in termini di effetti sull'impianto di depurazione, come termine di paragone per gli altri scenari, mentre l'impatto ambientale dovuto ai carichi inquinanti sversati dalla rete bianca non è stato valutato, perché non paragonabile per entità a quello degli altri scenari.

Il volume complessivamente addotto all'impianto di depurazione nell'anno considerato è di 550449 m³, contro i 689646 m³ della situazione attuale. Il volume trattato dall'impianto di depurazione, in questo caso, coincide con quello addotto, non essendoci picchi di portata dovuti agli apporti di origine meteorica.

Nella Figura 32 è possibile effettuare la comparazione delle portate in arrivo all'impianto nei due scenari, situazione attuale (Flow R - linea verde) e fognatura separata con collettamento all'impianto della sola rete nera (Flow SN - linea azzurra), su un periodo di dieci giorni, dal 25 febbraio al 7 marzo, caratterizzati da un periodo iniziale asciutto, seguito da un periodo piovoso.

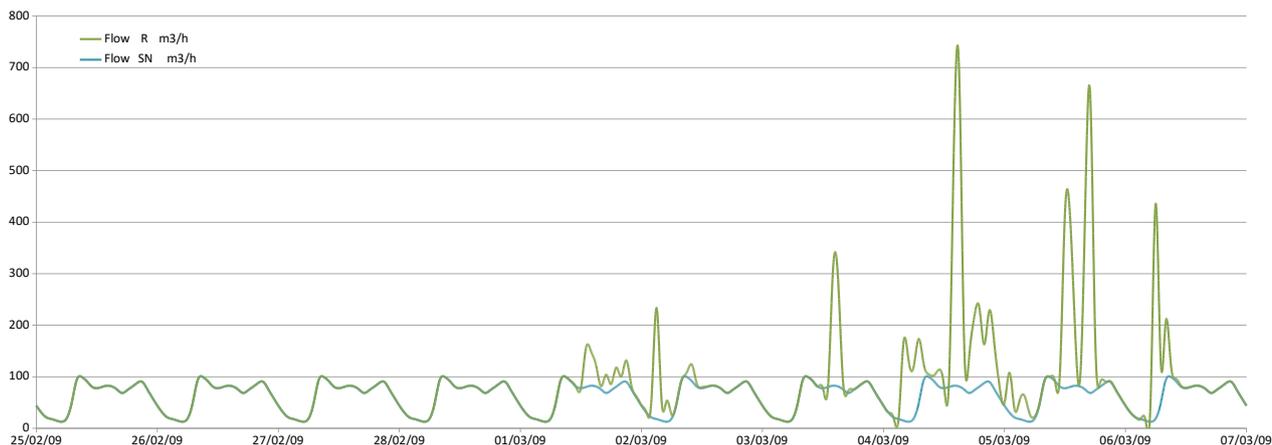


Figura 32 Andamento della portata addotta all'impianto per la situazione attuale (linea verde) e per lo scenario con fognature separate (linea azzurra) dal 25/2 al 7/3

Sono evidenti i picchi nei giorni di pioggia dovuti all'effetto delle acque meteoriche, che rappresentano un problema per gestione corretta dell'impianto e che la separazione delle fognature risolverebbe in modo drastico.

In caso di collettamento all'impianto della sola portata nera, il carico di sostanza organica in ingresso corrisponde a 254 t/anno, superiore a quello della situazione attuale, perché il mancato sversamento di liquami più che compensa il mancato apporto dei carichi apportati dal dilavamento causato dalle acque piovane. Il carico rimosso dall'impianto di 237 t/anno è pure significativamente superiore, il che implica una maggiore richiesta energetica in fase di aerazione ma anche una maggiore tutela ambientale. Ragionamenti analoghi possono essere fatti per altri contaminanti ed in particolar modo per i nutrienti: l'azoto rimosso è in questo caso di 20 t/anno.

Nel caso di sola portata nera il sedimentatore secondario, non essendo soggetto a picchi di flusso, non presenta mai situazioni di potenziale fuga di solidi.

In questo scenario, i consumi elettrici complessivi sono inferiori a quelli dello scenario attuale, come si può vedere nella Figura 33. In particolare è significativamente più basso il fabbisogno energetico in fase di pompaggio, mentre risulta leggermente più elevato il fabbisogno in aerazione, in ragione dei maggiori carichi di sostanza organica ed azoto rimossi.

NERA consumo annuo tot. 230688 kWh

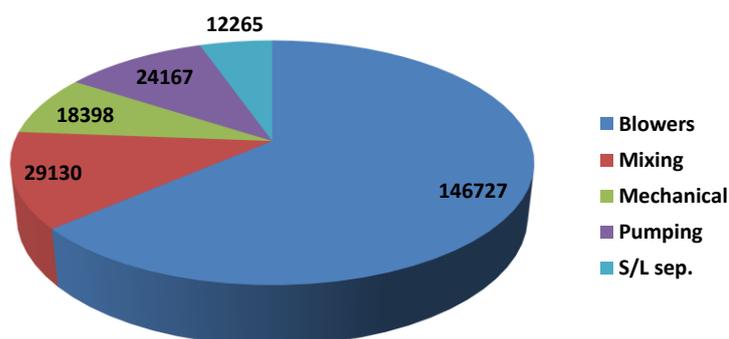


Figura 33 Consumi energetici annui in kWh di ripartiti fra le diverse categorie di utenze per lo scenario con fognature separate

Se anziché considerare il consumo assoluto, consideriamo il consumo energetico per unità di carico organico rimosso il valore di 0,97 kWh/kgCOD_{rim}, è indice di una maggiore efficienza di rimozione da parte dell'impianto con questo tipo di configurazione della fognatura.

Scenario fognatura dotata di sistema RTC

Questo scenario prevede l'intervento diretto in fognatura, allo scopo di sfruttarne al massimo la capacità di accumulo e rilascio ottimizzato dei flussi, tramite la realizzazione di un sistema di RTC, cioè di controllo in tempo reale dei deflussi nei sistemi fognari. La rete è stata implementata con un sistema RTC locale, al fine di ottimizzare la capacità di invaso della rete di drenaggio, utilizzando sette paratoie gestite da algoritmi PID in funzione del livello a monte della paratoia stessa.

Il volume complessivamente addotto all'impianto di depurazione nell'anno considerato è di 702392 m³, contro i 690437 m³ della situazione attuale ed anche la volume annuo trattato dall'impianto di depurazione, pari a 651198 m³, è superiore all'attuale.

Nella Figura 34 è possibile effettuare la comparazione delle portate in arrivo all'impianto nei due scenari, situazione attuale (Flow R - linea verde) e fognatura dotata di sistema di controllo in tempo reale dei deflussi (RTC - linea azzurra), sul periodo di dieci giorni, dal 25 febbraio al 7 marzo, caratterizzati da un periodo iniziale asciutto, seguito da un periodo piovoso.

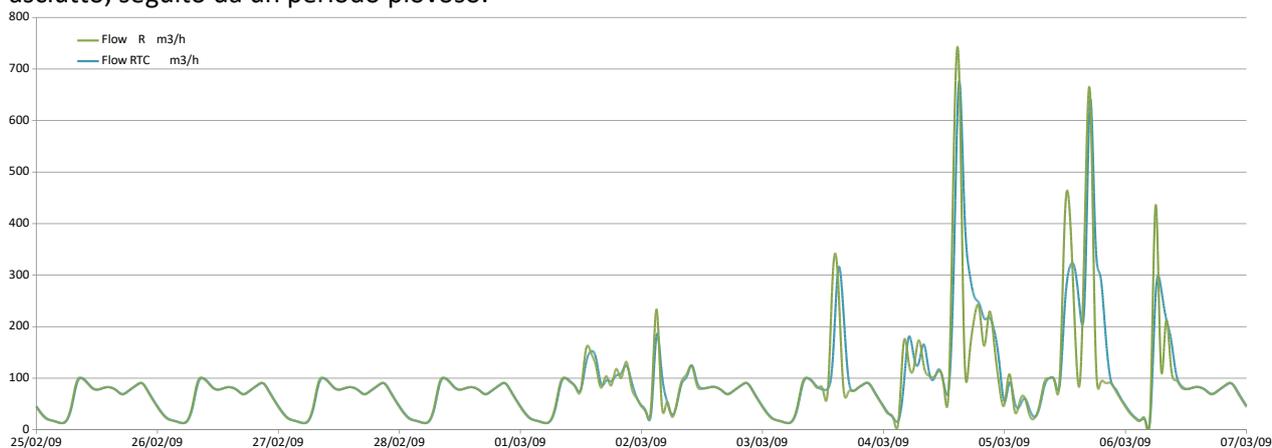


Figura 34 Andamento della portata addotta all'impianto per la situazione attuale (linea verde) e per lo scenario con fognatura fornita di sistema RTC (linea azzurra) dal 25/2 al 7/3

Si può vedere che in corrispondenza degli eventi meteorici più intensi il sistema RTC determina una riduzione ed un leggero ritardo del picco massimo iniziale dell'evento piovoso, permettendo un deflusso complessivamente più regolare.

Dal punto di vista dei carichi di sostanza organica e nutrienti addotti all'impianto e trattati non vi sono differenze significative tra questo scenario e la situazione attuale.

Relativamente alla gestione dell'impianto in tempo di pioggia e con riferimento all'esempio già descritto relativo all'evento piovoso del 22/12/2009 il picco di portata e di concentrazione di solidi sospesi in uscita dal sedimentatore è spostato in avanti nel tempo, ma è sostanzialmente analogo in intensità (Figura 35), indice che il sistema RTC non fornisce una soluzione del problema già discusso per lo scenario attuale.

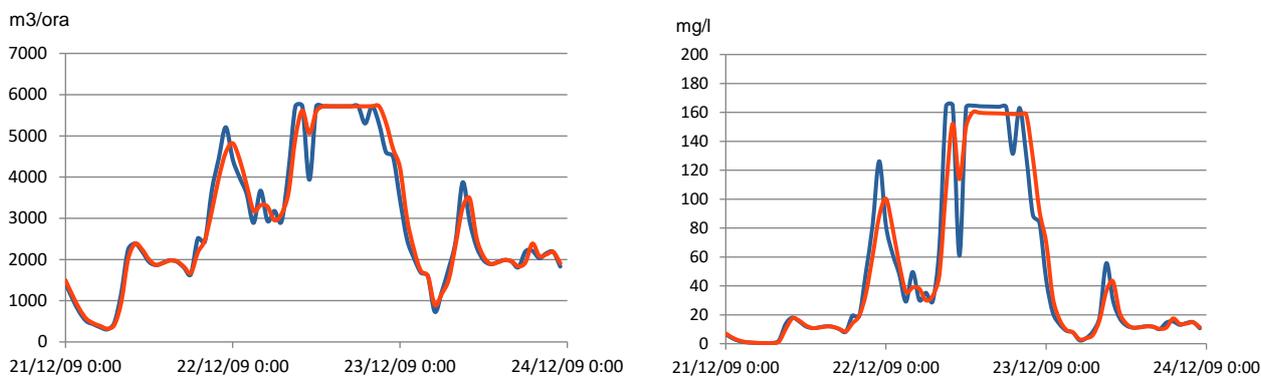


Figura 35 Andamento della portata (a sinistra) e della concentrazione di solidi sospesi (a destra) in uscita dal sedimentatore secondario nei giorni dal 21/12 al 23/12 - confronto tra scenario attuale (linee blu) e scenario con RTC (linee rosse)

Anche dal punto di vista energetico questo scenario non si discosta significativamente da quello attuale, dalla Figura 36 si nota un fabbisogno energetico in pompaggio leggermente superiore per via della maggiore portata sollevata.

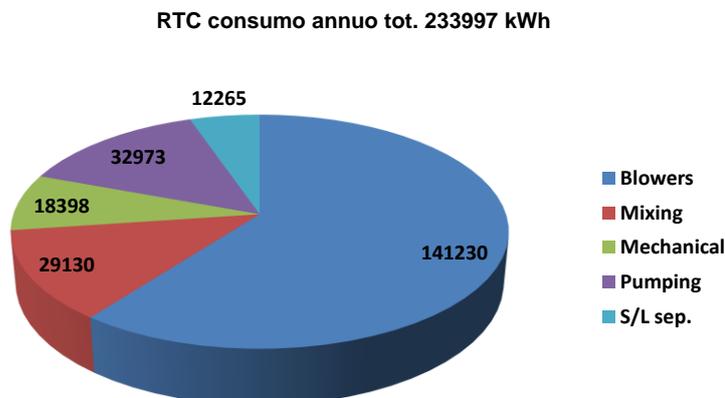


Figura 36 Consumi energetici annui in kWh di ripartiti fra le diverse categorie di utenze per lo scenario con fognatura fornita di sistema RTC

Scenari tetti verdi con o senza RTC della fognatura

In questi scenari è stato ipotizzato l’inserimento di coperture verdi, in sostituzione alle coperture tradizionali presenti nell’area del bacino di raccolta considerato, per un totale di circa 8.2 ha. È stato considerato uno strato di vegetazione di 3 mm, un substrato di terreno di 10 cm di spessore e un elemento drenante di 25 mm di spessore con un rapporto vuoti/pieni pari a 0.5. La soluzione è stata considerata anche in combinazione con fognatura equipaggiata con sistema RTC.

Il volume complessivamente addotto all’impianto di depurazione nell’anno considerato è di 634199 m³ per lo scenario con i soli tetti verdi e 643150 m³ per tetti verdi e sistema RTC, contro i 690437 m³ della situazione attuale. Le portate trattate dall’impianto sono rispettivamente di 605405 m³ per tetti verdi senza RTC e di 615234 m³ per tetti verdi con RTC.

Nella Figura 37 è possibile effettuare la comparazione delle portate in arrivo all’impianto nei tre scenari, situazione attuale (Flow R – linea verde), applicazione su tutti gli edifici del bacino di raccolta di tetti verdi (TV) e ulteriore dotazione di sistema di controllo in tempo reale dei deflussi (RTC+TV), sul periodo di dieci giorni, dal 25 febbraio al 7 marzo, caratterizzati da un periodo iniziale asciutto, seguito da un periodo piovoso.

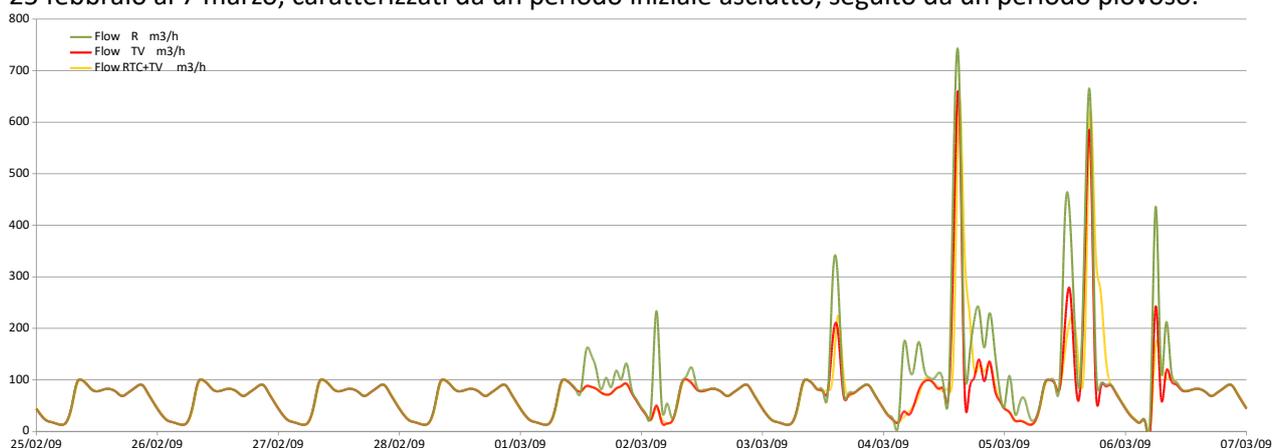


Figura 37 Andamento della portata addotta all’impianto per la situazione attuale (linea verde) e per lo scenario con tetti verdi (linea rossa) e tetti verdi + RTC (linea gialla) dal 25/2 al 7/3

Si può vedere che, in corrispondenza degli eventi meteorici, l’effetto dei tetti verdi sulla riduzione dei picchi di portata addotta all’impianto è significativo, mentre l’aggiunta del sistema RTC non determina ulteriori benefici evidenti.

Nello scenario con tetti verdi, il carico di sostanza organica in ingresso all’impianto corrisponde a 251 t/anno, superiore a quello della situazione attuale, ma inferiore al quello con sola fognatura nera. Il carico rimosso

dall'impianto, di 232 t/anno, è anch'esso proporzionalmente superiore. Ragionamenti analoghi possono essere fatti per altri contaminanti ed in particolar modo per i nutrienti.

Relativamente alla gestione dell'impianto in tempo di pioggia e con riferimento all'esempio già descritto relativo all'evento piovoso del 22/12/2009, i valori di portata e di concentrazione di solidi sospesi in uscita dal sedimentatore sono leggermente più bassi ed i picchi hanno durata minore (Figura 38), indice che i tetti verdi consentono di migliorare la situazione.

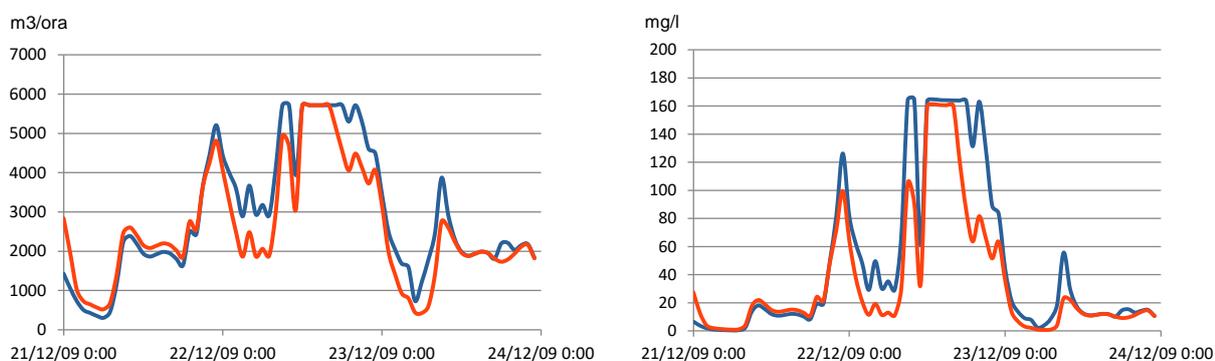


Figura 38 Andamento della portata (a sinistra) e della concentrazione di solidi sospesi (a destra) in uscita dal sedimentatore secondario nei giorni dal 21/12 al 23/12 – confronto tra scenario attuale (linee blu) e scenario con tetti verdi (linee rosse)

Come si può vedere nel grafico a torta di Figura 39, a fronte dei vantaggi per l'impianto, lo scenario con tetti verdi non si discosta significativamente dalla situazione attuale dal punto di vista energetico.

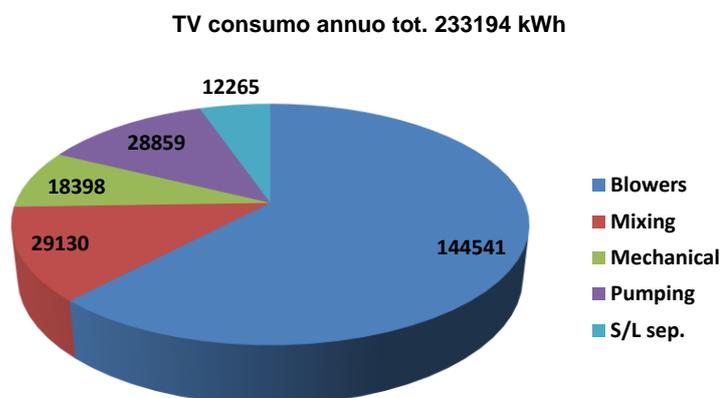


Figura 39 Consumi energetici annui in kWh di ripartiti fra categorie di utenze per lo scenario con tetti verdi

Scenari superfici permeabili con o senza RTC della fognatura

Questi scenari prevedono l'inserimento nell'area urbana di riferimento di soluzioni verdi diffuse, quali fasce filtro e pavimentazioni o aree permeabili, per la mitigazione dei deflussi immessi in rete, è stata incrementata del 100% la permeabilità dei sottobacini dell'area oggetto di studio, escludendo le coperture. La soluzione è stata considerata anche in combinazione con fognatura equipaggiata con sistema RTC.

Il volume complessivamente addotto all'impianto di depurazione nell'anno considerato è di 605787 m³ per lo scenario con i sole superfici pavimentate permeabili e 608842 per superfici permeabili e sistema RTC, contro i 690437 m³ della situazione attuale. I volumi trattati sono rispettivamente di 596757 m³ e di 601580 m³ per i due scenari.

Nella Figura 40 è possibile effettuare la comparazione delle portate in arrivo all'impianto nei tre scenari, situazione attuale (Flow R – linea verde), sostituzione di tutte le superfici pavimentate impermeabili del bacino di raccolta con superfici permeabili (SP – linea blu) e ulteriore dotazione di sistema di controllo in tempo reale

dei deflussi (RTC+SP – linea arancione), sul periodo di dieci giorni, dal 25 febbraio al 7 marzo, caratterizzati da un periodo iniziale asciutto, seguito da un periodo piovoso.

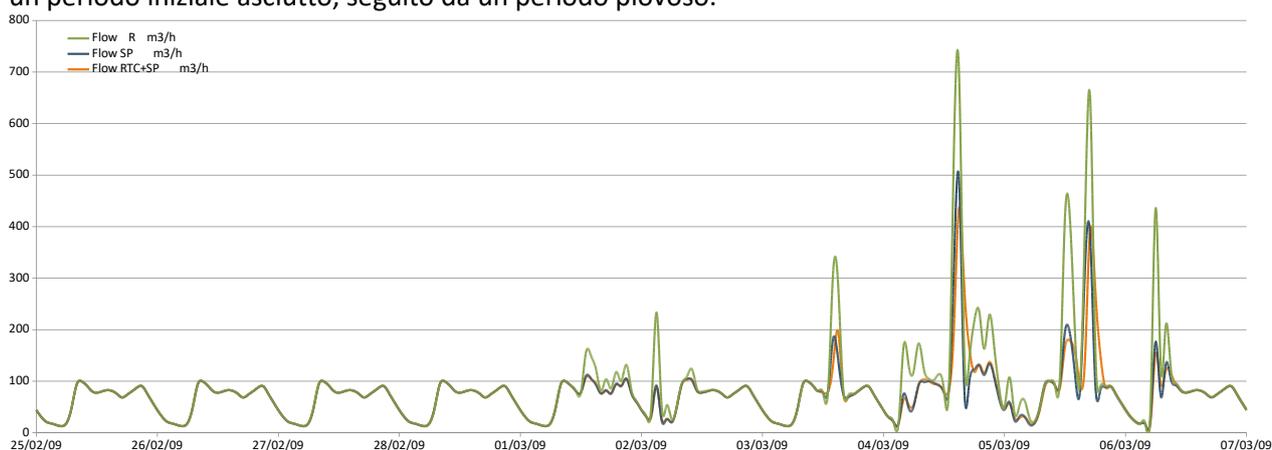


Figura 40 Andamento della portata addotta all'impianto per la situazione attuale (linea verde) e per lo scenario con superfici permeabili (linea blu) e superfici permeabili + RTC (linea gialla) dal 25/2 al 7/3

Si può vedere che, in corrispondenza degli eventi meteorici, l'effetto di questo scenario sulla riduzione dei picchi di portata addotta all'impianto è significativo, mentre l'aggiunta del sistema RTC non determina ulteriori benefici evidenti.

Nel caso di superfici permeabili, nonostante le minori portate addotte il carico di sostanza organica in ingresso all'impianto è di 253 t/anno, valore significativamente maggiore di quello attuale e assai vicino a quello ottenibile con fognatura separata. Parimenti risulta incrementato il carico rimosso dall'impianto, pari a 235 t/anno, segno del migliore funzionamento dei processi depurativi in queste condizioni. Anche in questo caso i dati sono confermati in termini di carico di azoto rimosso.

Anche per questo scenario si riportano, nei grafici di Figura 41, gli andamenti relativi all'esempio già descritto relativo all'evento piovoso del 22/12/2009, dei valori di portata e di concentrazione di solidi sospesi in uscita dal sedimentatore, che sono significativamente più bassi come intensità e durata dei picchi, indice che l'introduzione di superfici permeabili permetterebbe di risolvere il problema delle fughe di solidi in tempo di pioggia.

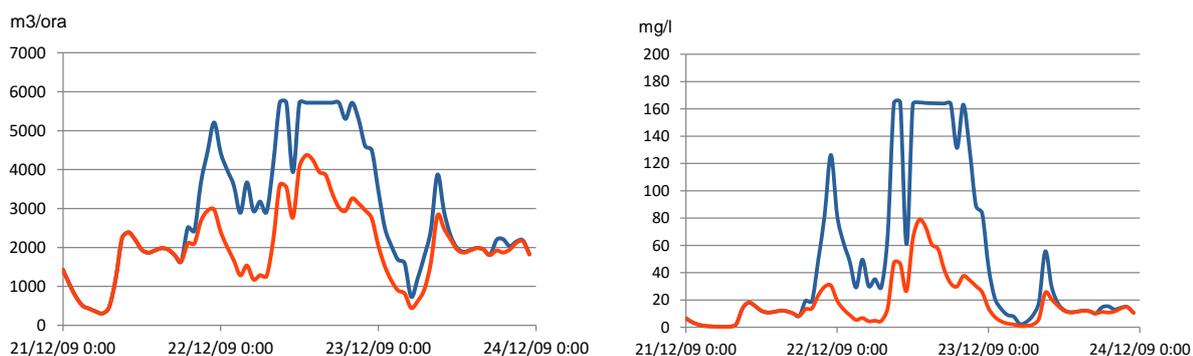


Figura 41 Andamento della portata (a sinistra) e della concentrazione di solidi sospesi (a destra) in uscita dal sedimentatore secondario nei giorni dal 21/12 al 23/12 – confronto tra scenario attuale (linee blu) e scenario con superfici permeabili (linee rosse)

Dal grafico di Figura 42 si può vedere che il consumo elettrico dell'impianto nello scenario con superfici permeabili è minore dello scenario attuale, principalmente a causa dei minori costi di pompaggio.

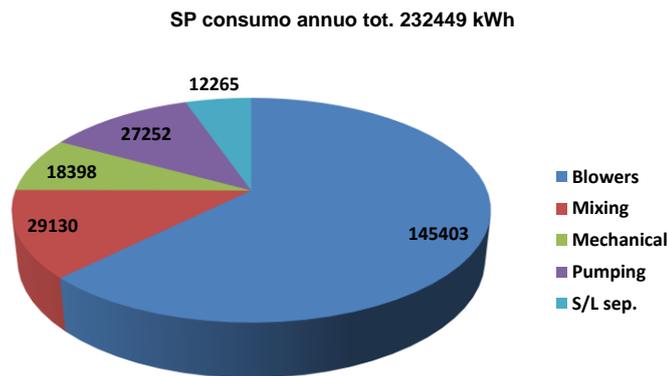


Figura 42 Consumi energetici annui in kWh di ripartiti fra le diverse categorie di utenze per lo scenario con superfici permeabili

Scenari tetti verdi e superfici permeabili con o senza RTC della fognatura

In questi scenari è stato ipotizzato l’inserimento di coperture verdi in sostituzione alle coperture tradizionali presenti nell’area del bacino di raccolta considerato, in combinazione con l’inserimento nell’area urbana di riferimento di soluzioni verdi diffuse, quali fasce filtro e pavimentazioni o aree permeabili, per la mitigazione dei deflussi immessi in rete. La soluzione è stata considerata anche in combinazione con fognatura equipaggiata con sistema RTC.

Il volume complessivamente addotto all’impianto di depurazione nell’anno considerato è di 583915 m³ per lo scenario con tetti verdi e superfici pavimentate permeabili 585346 m³ per tetti verdi, superfici pavimentate permeabili e sistema RTC, contro i 690437 m³ della situazione attuale. Le portate trattate risultano rispettivamente di 578212 m³ e di 581069 m³, corrispondenti a poco più della portata nera.

Nella Figura 43 è possibile effettuare la comparazione delle portate in arrivo all’impianto nei tre scenari, situazione attuale (Flow R – linea verde), sostituzione di tutte le superfici pavimentate impermeabili del bacino di raccolta con superfici permeabili e applicazione a tutti gli edifici di tetti verdi (SP+TV – linea viola) e ulteriore dotazione di sistema di controllo in tempo reale dei deflussi (RTC+SP+TV – linea azzurra), sul periodo di dieci giorni, dal 25 febbraio al 7 marzo, caratterizzati da un periodo iniziale asciutto, seguito da un periodo piovoso.

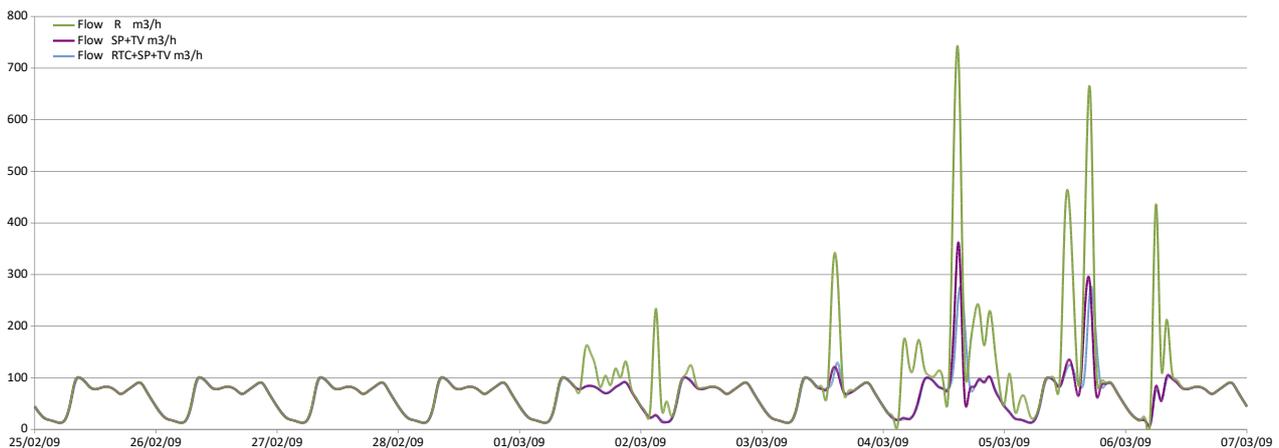


Figura 43 Andamento della portata addotta all’impianto per la situazione attuale (linea verde) e per lo scenario con superfici permeabili e tetti verdi (linea viola) e superfici permeabili e tetti verdi + RTC (linea azzurra) dal 25/2 al 7/3

Si può vedere che in corrispondenza degli eventi meteorici l’effetto combinato di tetti verdi e incremento delle aree permeabili sulla riduzione dei picchi di portata addotta all’impianto è molto netto mentre, anche in questo caso l’aggiunta del sistema RTC non determina ulteriori benefici evidenti.

Anche in termini di carichi di sostanza organica e nutrienti in ingresso all’impianto e rimossi questi scenari si posizionano su valori assai prossimi a quelli ottenuti con fognature separate, dimostrandosi quasi equivalenti

in termini di prestazioni depurative dell'impianto. Per lo scenario tetti verdi e superfici permeabili il carico di sostanza organica trattato è di 253 T/anno mentre quello rimosso è di 234 T/anno, per l'azoto il carico in ingresso è di 25 T/anno e quello rimosso di 20 T/anno.

Nei grafici di Figura 44 sono riportati gli andamenti, relativi all'esempio già descritto relativo all'evento piovoso del 22/12/2009, dei valori di portata e di concentrazione di solidi sospesi in uscita dal sedimentatore, che anche per questo scenario risultano significativamente più bassi come intensità e durata dei picchi, indice che l'introduzione di superfici permeabili in combinazione con tetti verdi permetterebbe di risolvere il problema delle fughe di solidi in tempo di pioggia.

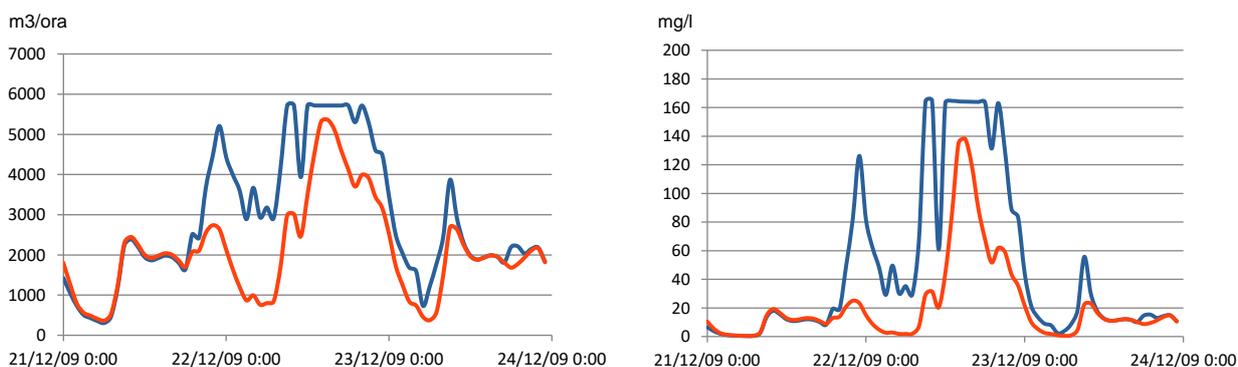


Figura 44 Andamento della portata (a sinistra) e della concentrazione di solidi sospesi (a destra) in uscita dal sedimentatore secondario nei giorni dal 21/12 al 23/12 – confronto tra scenario attuale (linee blu) e scenario con tetti verdi e superfici permeabili (linee rosse)

Per questo stesso scenario si riportano anche, in Figura 45, l'andamento della concentrazione di biomassa a varie quote del sedimentatore secondario e la ripartizione percentuale della biomassa tra vasche di nitrificazione, denitrificazione e sedimentatore, nello scenario con tetti verdi e superfici permeabili, sempre in corrispondenza dello stesso evento meteorico. Si vede come la situazione sia migliore rispetto allo scenario attuale con un picco massimo di biomassa nel sedimentatore inferiore al 12%.

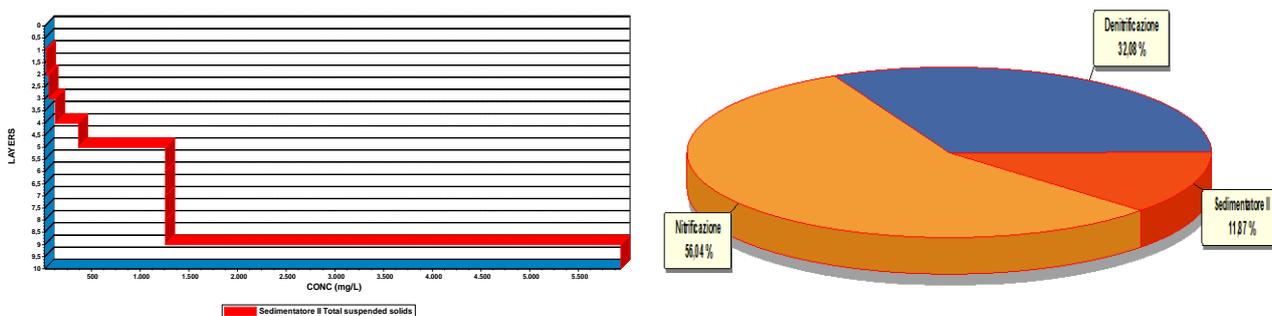


Figura 45 Concentrazione di solidi sospesi a varie quote del sedimentatore secondario (sinistra) e ripartizione percentuale della biomassa tra vasche di nitrificazione, denitrificazione e sedimentatore (destra) in tempo di pioggia nello scenario con tetti verdi e superfici permeabili

Anche dal punto di vista energetico questi scenari mostrano risultati molto simili a quelli ottenibili tramite separazione delle fognature, come visibile in Figura 46 con evidenti vantaggi rispetto alla situazione attuale soprattutto relativamente al fabbisogno energetico in fase di pompaggio.

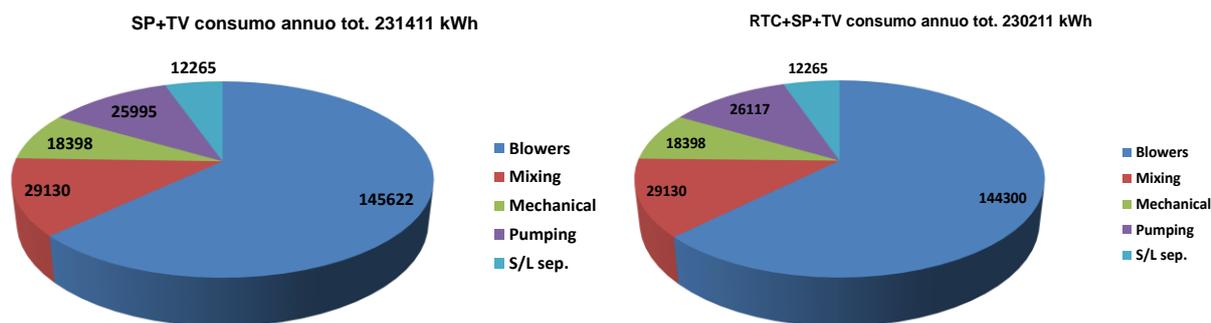


Figura 46 Consumi energetici annui in kWh di ripartiti fra le diverse categorie di utenze per lo scenario con superfici permeabili e tetti verdi senza RTC (snistra) e con RTC (destra)

In conclusione, relativamente agli impatti sull'impianto di depurazione gli scenari considerati mostrano tutti in vari gradi vantaggi di gestione dell'impianto e prestazioni depurative ed energetiche simili o migliori rispetto a quelle ottenibili nella situazione attuale. Gli scenari migliori dal punto di vista degli impatti ambientali e cioè, quelli che prevedono la realizzazione di tetti verdi e superfici permeabili con o senza RTC, hanno anche le migliori prestazioni energetiche.

Va considerato che le valutazioni sono state effettuate su un impianto che ha una configurazione tipica del panorama Italiano attuale. Si ritiene ragionevolmente che i benefici per configurazioni impiantistiche più avanzate ed ottimizzate energeticamente, siano assai più significative. L'esclusione totale o parziale delle acque meteoriche (caratterizzate in genere da basse temperature) dalle fognature, potrà determinare maggiori recuperi energetici. Per impianti che ottimizzano il recupero dell'energia chimica dei reflui tramite la digestione anaerobica, la possibilità di trattare un effluente più concentrato di sostanza organica può determinare recuperi energetici superiori e rendere conveniente tale recupero anche in impianti di taglia medio piccola come quello studiato.

2.2.4 Impatti ambientali

A valle dell'effettuazione delle simulazioni degli scenari valutati e a completamento delle analisi effettuate nelle L 5.4, è stata condotta una analisi dei carichi ambientali associati alle acque di scolo derivanti dall'attivazione del by-pass a servizio dell'impianto di depurazione.

Per i vari scenari è stato possibile quantificare i carichi volumetrici riversati in ambiente ed esplicitare i relativi carichi di inquinanti in termini di COD, azoto e fosforo. In figura 47 viene riportato l'andamento delle portate dal by-pass del depuratore modellato per lo scenario relativo al caso reale, al fine di evidenziare la frequenza di attivazione dello stesso per un totale annuo di 52.100 m³ di acque reflue non trattate. In totale nell'arco dell'annualità il numero degli sversamenti è pari a 101, con intensità e durata variabili a seconda delle caratteristiche degli eventi di pioggia e della sequenza temporale di avvenimento.

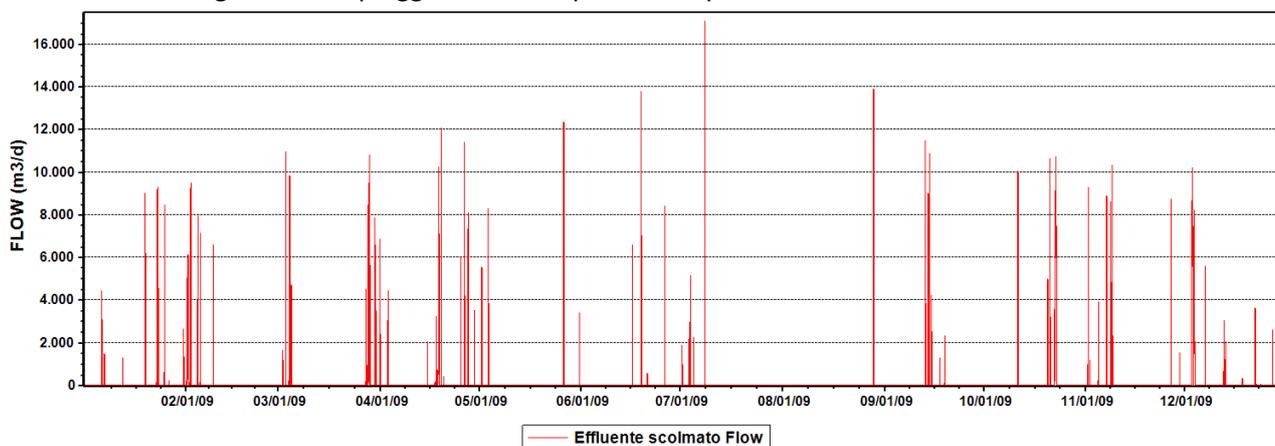


Figura 47 Portata scolmata dal by-pass a servizio dell'impianto di depurazione

La Tabella 6 riporta pertanto sia le volumetrie scolmate, sia i carichi relativi, come valore cumulato consentendo di effettuare sulla base di tali voci un confronto tra scenari. E' possibile quindi verificare come tutti gli scenari consentano rispetto all'attuale, una diminuzione sostanziale gli impatti ambientali. Prendendo in considerazione i carichi organici, gli scenari relativi che prevedono l'applicazione di una sola delle diverse misure considerate, ovvero RTC, tetti verdi e superfici permeabili, comportano rispettivamente una immissione in ambiente di 1.690, 1.344, 830 kg COD/anno, arrivando quindi nel caso dei pavimenti porosi ad una rimozione superiore al 60% rispetto al caso reale. In termini di volumetrie è possibile osservare come lo scenario basato sull'utilizzo di tecniche di controllo in tempo reale (RTC) non comporti, per la modalità di funzionamento di tali sistemi, una sostanziale riduzione delle volumetrie scolmate rispetto al caso reale. Di fatto i sistemi RTC sono concepiti al fine di ottimizzare la capacità di invaso effettiva delle condotte fognarie regolando lo stoccaggio dinamico dei flussi, con restituzione successiva delle volumetrie di acque reflue verso il comparto depurativo. Le simulazioni evidenziano come, anche in questo caso, i carichi di inquinanti rilasciati a livello del by-pass dell'impianto di depurazione risultino inferiori rispetto al caso reale. La combinazione di più soluzioni tecnologiche e gestionali analizzate nei successivi scenari implica un decremento ulteriore degli impatti ambientali, sia per le portate che per i carichi. In linea con quanto discusso, lo scenario più efficace nella minimizzazione degli impatti ambientali risulta dalla combinazione simultanea delle tre tecnologie considerate. Per tale casistica si ha, nel complesso, una volumetria di acque reflue non trattate sversate in ambiente dall'attivazione del by-pass a servizio dell'impianto pari a 3960 m³/anno con valori dei carichi di COD, azoto e fosforo rispettivamente paria a 156, 319, 12 kg/anno. Rispetto allo scenario reale sia le portate che i carichi sversati sono ridotti di oltre il 90%.

Tabella 6 Portata e carichi scolmati dal by-pass a servizio dell'impianto di depurazione

	Portata (m³/a)	COD (kg/a)	TN (kg N/a)	TP (kg P/a)
REALE	52100	2272	4633	203
RTC	51194	1690	3447	137
TV	28094	1344	2742	124
SP	8607	830	1692	73
RTC+TV	27245	1077	2196	87
RTC+SP	6887	591	1204	47
SP+TV	5364	282	576	25
RTC+SP+TV	3960	156	319	12

La valutazione complessiva degli impatti ambientali sull'ambiente va effettuata considerando l'effetto congiunto dello scolmatore presente sulla rete fognaria, valutato nella linea di attività 5.4, e del by-pass a servizio dell'impianto di depurazione. La visione della tabella 7 permette quindi di quantificare i carichi organici cumulati sversati in ambiente: per gli scenari basati sull'implementazione di soluzioni tecnologiche in singola configurazione e rispettivamente RTC, tetti verdi e superfici porose, i quantitativi annuali riversati risultano rispettivamente di circa 5.400 kg, 5.400 kg e 3.700 kg. Le simulazioni successive, relative agli scenari basati sulla combinazione delle singole tecnologie, evidenzia un ulteriore sgravio dei carichi ambientali ed, in particolare, lo scenario a minor impatto ambientale è risultato dalla combinazione di tali 3 misure con soli 400 kg annuali di COD scaricati in ambiente dal sistema fognario e depurativo.

Tabella 7 Raffronto tra carichi di COD sversati a livello di rete fognaria ed impianto di depurazione

	COD sversato da fognatura (kg/a)	COD da by-pass impianto (kg/a)	COD sversato in ambiente kg/a)
REALE	4182	4633	8815
RTC	1999	3447	5446
TV	2644	2742	5385
SP	1504	2196	3700
RTC+TV	1176	1692	2868
RTC+SP	403	1204	1608
RTC+SP+TV	90	319	409

Nell'ottica di dover garantire la tutela dei corpi idrici ricettori, ed in linea con gli sviluppi normativi, andrebbero messe in campo soluzioni per consentire l'abbattimento dei carichi associati alla tracimazione delle acque a livello di scolmatori e by-pass. Tale step richiede un aggravio sui costi di investimento e gestione del sistema idrico integrato. Nel caso analizzato nel presente studio, in riferimento allo scenario reale, andrebbe trattata pertanto una volumetria complessiva aggiuntiva di circa 91.000 m³/anno a cui è associato un carico organico di 8.800 kg di COD annuo. Nell'ipotesi di implementazione di sistemi di rimozione dei contaminanti di tipo fisico (i.e. griglie, dissabbiatori, sedimentatori) e di comparabilità dei consumi energetici richiesti con quelli riportati in letteratura per trattamenti di tipo primario di 0,22 kWh/m³ [35], è possibile stimare un fabbisogno di circa 20 GWh/anno, che rappresentano un incremento del 8,5% rispetto agli attuali fabbisogni energetici di trattamento. Per trattamenti più mirati e finalizzati all'abbattimento del carico organico o della contaminazione batterica, in linea per esempio con le richieste della Regione Lombardia, tale fabbisogno energetico è destinato ad aumentare. Per esempio, nell'ipotesi di implementazione di trattamento secondario per la rimozione anche dei contaminanti organici in soluzione e dei nutrienti, considerando di potenziare l'impianto attuale e mantenendo le attuali efficienze di trattamento (0,37 kWh/m³ per la configurazione di impianto ad aerazione controllata e 0,46 kWh/m³ per l'aerazione fissa), il fabbisogno energetico aggiuntivo sarebbe rispettivamente di circa 34 GWh/anno e di 42 GWh/anno, che rappresentano un incremento del consumo del 14% circa. Al contrario, un intervento sul bacino di raccolta basato sull'applicazione estesa di NBS, renderebbe possibile la gestione del problema senza ulteriori aggravii energetici (anzi con una riduzione dell'1% circa). Va detto peraltro che le portate prese in considerazione nello studio effettuato risultano pur sempre riferite ad un impianto di piccola taglia, per cui appare plausibile sostenere che per sistemi fognari e depurativi a maggior livello di complessità l'aggravio gestionale ed economico sarebbe maggiormente rilevante andando a gravare in modo più netto sul bilancio del sistema idrico integrato. In tale ottica appaiono evidenti anche dal punto di vista energetico i vantaggi conseguibili tramite l'implementazione delle tecnologie alla base degli scenari in grado di minimizzazione le volumetrie afferenti all'impianto e di conseguenza riversate in ambiente.

2.3 Sviluppo di un sistema innovativo di upgrading biologico del biogas basato sull'accoppiamento tra metanogenesi idrogenotrofa e cavitazione idrodinamica controllata

2.3.1 Stato dell'arte generale

La digestione anaerobica è uno dei processi più consolidati per la gestione dei fanghi prodotti negli impianti di depurazione che consente di implementare efficacemente strategie di gestione circolare delle risorse. Infatti dal trattamento anaerobico dei fanghi è possibile generare energia rinnovabile sotto forma di biogas e nello stesso tempo, dal digestato prodotto, recuperare ad esempio sostanza organica e nutrienti da reimpiegare in ambito agricolo.

Gli output energetici del processo dipendono dal contenuto di metano (CH_4) nel biogas che risulta compreso tipicamente tra il 50-70% in termini volumetrici mentre la restante parte vede la presenza principalmente di anidride carbonica (CO_2), vapore acqueo e ad altre sostanze presenti in tracce (H_2S , NH_3 , silossani, etc.) [40]. Ad eccezione del CH_4 , le altre componenti del biogas sono considerate elementi indesiderati dato che, oltre ad abbassare il potere calorifico del biogas stesso, necessitano di essere rimosse per evitare il deterioramento degli elementi impiantistici e compromettere il funzionamento del motore di combustione.

Comunemente negli impianti di depurazione il biogas prodotto viene sfruttato per autoprodurre in loco energia elettrica e/o termica mediante combustione in cogenerazione e/o in caldaia. Tuttavia dato il basso potere calorifico del biogas (c.a. 20-25 MJ/m^3 considerando un contenuto di CH_4 pari al 60-65%), i ritorni energetici derivanti dal solo trattamento dei fanghi risultano limitati rispetto al consumo di energia totale fatto registrare mediamente negli impianti di trattamento di acque reflue civili dotati di uno schema di processo convenzionale anche nel caso in cui siano state applicate soluzioni di risparmio energetico [41].

Sulla spinta delle direttive europee (55/2033/CE; 28/2009/CE) l'attuale quadro normativo nazionale (DM 02/03/2018) favorisce l'uso del biometano come biocarburante in particolare nel settore dei trasporti, in sostituzione o ad integrazione del gas naturale di origine fossile. Per tanto, sulla base anche del trend registrato negli ultimi anni in Europa che ha visto un sensibile incremento della capacità installata in termini di produzione di biometano, è previsto nel prossimo futuro un aumento del numero di installazioni che a partire dal biogas consentono di ottenere un flusso finale con caratteristiche in specifica con le prescrizioni dettate dalla normativa tecnica (UNI EN 16723-1:2016) quindi idoneo all'uso come carburante nel settore dei trasporti e per altre applicazioni in ambito civile ed industriale [42][43].

La fase raffinazione del biogas, più comunemente detta upgrading, consiste essenzialmente nel rimuovere la CO_2 e le altre componenti fino ad ottenere un flusso gassoso ricco in CH_4 caratterizzato da un contenuto energetico adatto agli usi finali. I sistemi di upgrading commerciali più diffusi si basano su operazioni unitarie di natura chimico-fisica che portano alla cattura e all'allontanamento delle componenti indesiderate dal biogas. Tra i processi industrializzati ritroviamo il lavaggio ad acqua, separazione a membrane, pressure swing adsorption (PSA), adsorbimento chimico, adsorbimento fisico e separazione criogenica. La letteratura di settore riporta numerosi casi studio, anche comparativi, in cui per ciascuna tecnologia è stata effettuata una caratterizzazione completa del sistema in termini di efficienza di recupero CH_4 , contenuto di CH_4 nell'*off-gas*, rimozione di CO_2 e degli altri contaminanti, consumi di energia, acqua e *chemicals*, impatto ambientale ed economico [43][44][45].

Nella Tabella 8 viene riportata una sintesi di quelli che sono i principali punti di forza e limiti associati a ciascuna tecnologia di upgrading [45]:

Tabella 8 vantaggi e svantaggi dei sistemi di up-grading commerciali del biogas [45].

Tecnologia	Vantaggi	Svantaggi
lavaggio ad acqua	Facilità di gestione, sistema flessibile alle variazioni di temperatura e pressione, basse perdite di CH ₄ , tollerante alle impurità presenti nel biogas	Alti CAPEX, intasamento per crescita batterica, formazione di schiume, bassa flessibilità in caso di variazione delle portate trattate.
adsorbimento chimico	Bassi OPEX, rigenerabile, capacità di assorbimento specifico superiore (Vs lavaggio ad acqua)	Alti CAPEX, corrosione, necessita calore per la rigenerazione, sensibile alla presenza impurità nel biogas, formazione di schiume, precipitazione di sali
adsorbimento fisico	Letto assorbente rigenerabile, bassi consumi energetici (Vs. lavaggio ad acqua), basse perdite di CH ₄	Alti CAPEX ed OPEX, bassa efficienza in presenza di glicole, complessità gestionale,
PSA	Bassi consumi energetici, alta tolleranza alle impurità nel biogas, sistema compatto e rigenerabile	Alti CAPEX ed OPEX, necessità di controllo durante il funzionamento, possibili emissioni di CH ₄ ,
Separazione a membrane	Installazione molto semplice, flessibile in caso di variazione della portata di biogas in ingresso,	Bassa selettività con perdite di CH ₄ , necessita di diversi moduli per ottenere alta purezza del gas finale
separazione criogenica	Alta purezza dei flussi di CH ₄ e di CO ₂ , riduce i costi in caso di produzione di biometano liquido	Alti CAPEX ed OPEX

In generale, trattandosi di sistemi commerciali, le tecnologie di upgrading del biogas che adottano meccanismi di natura chimico-fisica sono caratterizzati da un'elevata maturità tecnologica e, ad eccezione di alcuni casi, quali separazione a membrana e criogenica, hanno limitati margini di sviluppo finalizzati all'ottimizzazione tecnico-economica del processo. Tuttavia per la maggior parte di esse si registrano significativi consumi di risorse (energia, acqua e reagenti) a cui molto spesso è associata un'alta complessità tecnologica in quanto richiedono diversi step di raffinazione prima che il gas finale raggiunga le caratteristiche desiderate. Conseguono quindi costi di investimento e di gestione tali che la remuneratività dell'investimento risulta limitata a specifiche taglie impiantistiche [72].

Recenti sviluppi sperimentali si sono focalizzati sulla possibilità di sfruttare la capacità di alcuni microrganismi anaerobi stretti, appartenenti tassonomicamente a diverse classi del Phylum degli *Archea* (classe Euryarcheota), di produrre CH₄ a partire da idrogeno gassoso (H₂) e CO₂ attraverso una via catabolica, definita metanogenesi idrogenotrofa basata sulla reazione di Sabatier in cui per ogni mole di CH₄ prodotto si generano circa 165 kJ di energia termica (Eq.1):



I metanigeni sono accomunati dalla proprietà di produrre CH₄ da un numero limitato di composti carbonio organico e/o inorganico. Qualunque siano i substrati utilizzati, il meccanismo di utilizzo del carbonio appare il medesimo, con un intermedio comune, come riportato nello schema seguente:

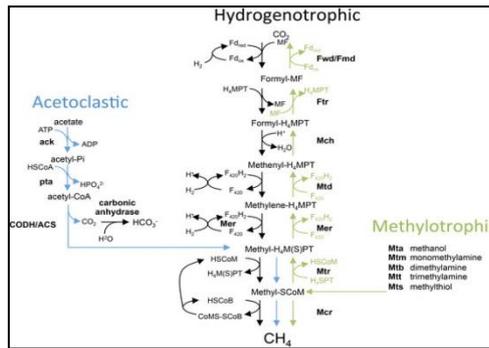


Figura 48 Vie biochimiche della produzione di CH₄ da diversi substrati [72]

Aspetti particolarmente interessanti sotto il profilo della sostenibilità energetica ed ambientale della metanazione biologica per via idrogenotrofa sono che la CO₂ può essere valorizzata a fini energetici e l’H₂ può essere prodotto a partire da fonte rinnovabile [72]. In tale caso il processo di produzione di H₂ più consolidato a livello industriale e più promettente per essere integrato su larga scala con la metanazione biologica è l’elettrolisi dell’acqua. Dall’integrazione dei due processi (metanazione biologica idrogenotrofa e l’elettrolisi dell’acqua) è possibile implementare un processo di stoccaggio di energia sotto forma di biometano, sfruttando l’H₂ come vettore transitorio per accumulare la quota di energia in eccesso derivante dallo sbilanciamento tra i picchi produzione di energia elettrica rinnovabile e domanda da parte delle utenze finali secondo con un approccio di tipo “power to gas” (Figura 48).

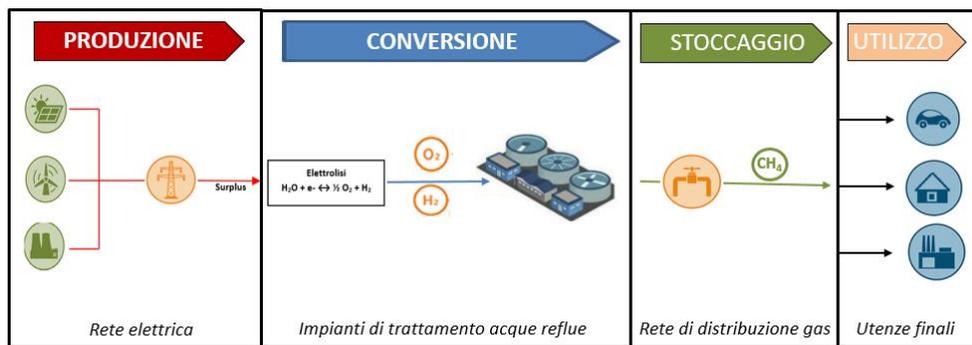


Figura 49 Schema semplificato per la produzione di biometano a partire da energia elettrica rinnovabile (approccio Power to Gas)

Tale processo risulta particolarmente interessante se si guarda da una parte alle previsioni di crescita nei prossimi anni del numero di installazioni di impianti fotovoltaici ed eolici che porteranno all’immissione in rete di una quota sempre maggiore di energia dal carattere aleatorio e dall’altra alla distribuzione capillare sul territorio nazionale sia degli impianti di depurazione di grossa taglia (potenziale fonte di CO₂ puntuale derivante dal trattamento anaerobico dei fanghi di depurazione) che della rete del gas naturale (Figura 50)

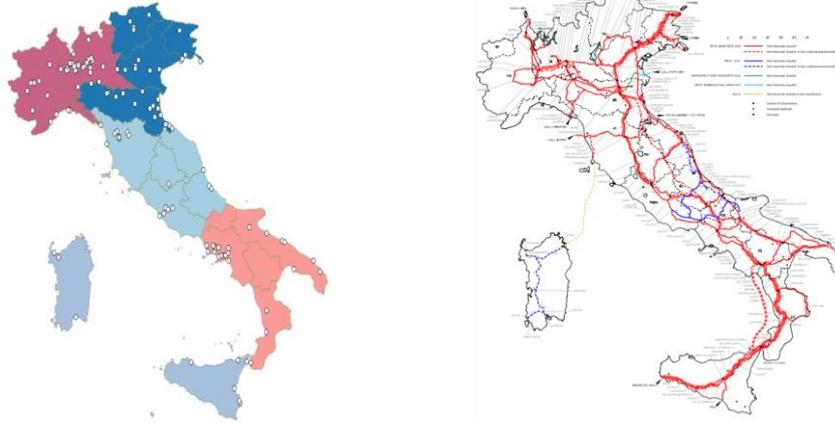


Figura 50 Distribuzione impianti di trattamento acque reflue >100.000 AE (sinistra); rete nazionale gasdotti (destra) [Fonti: censimento delle acque reflue ISTAT 2014; SNAM 2016]

Quindi gli impianti di trattamento, laddove sussistono le condizioni tecniche, possono fungere da sistemi di conversione energetica mentre la rete del gas naturale potrebbe essere sfruttata come infrastruttura di accumulo sopperendo in parte ai noti limiti associati allo stoccaggio diretto dell'energia elettrica e dell'H₂. Inoltre se l'elettrolizzatore insiste all'interno dell'impianto di depurazione stesso, l'O₂ derivante dalla reazione di scissione dell'acqua potrebbe essere reimpiegato direttamente nelle vasche di aereazione in un sistema a fanghi attivi aumentando così l'efficienza globale del processo di trattamento [48][49]

Sebbene la reazione di metanazione a partire da H₂ e CO₂ può essere effettuata anche per via chimica (reattori di Sabatier), un approccio di tipo biologico basato sul metabolismo idrogenotrofo consente di operare in condizioni di processo molto più blande in termini di pressione e temperatura rispetto ad un reattore chimico di Sabatier [50][51].

Il processo di upgrading biologico del biogas per via idrogenotrofa può essere implementato secondo due diverse configurazioni (Figura 51):

- nella modalità *in-situ* l'H₂ viene iniettato direttamente all'interno dei digestori anaerobici dove avviene anche la degradazione delle matrici organiche (es. fanghi di depurazione), per cui l'azione dei microrganismi idrogenotrofi avviene in simbiosi con la popolazione microbica direttamente responsabili della produzione di biogas [48][52][53][55][57][58][66][67].
- nella modalità *ex-situ* la reazione si espleta in un reattore dedicato arricchito di microrganismi *Archea* ed alimentato esclusivamente con i substrati gassosi (Es. H₂, CO₂, biogas, syngas) [40][54][55][59][60][62].

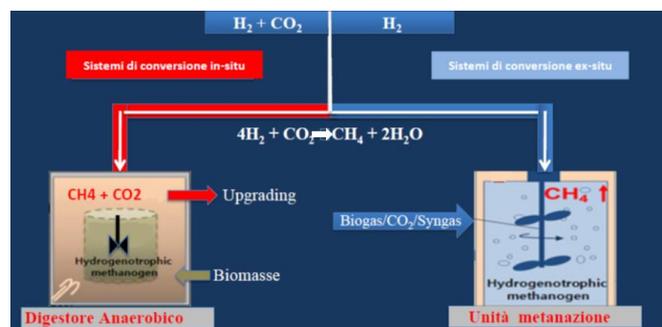


Figura 51 Upgrading biologico del biogas mediante metanogenesi idrogenotrofa in situ ed ex situ

In generale l'implementazione di un processo di upgrading in modalità in situ ha il vantaggio di sfruttare all'interno di un impianto di digestione anaerobica le infrastrutture esistenti, per cui i CAPEX sono essenzialmente limitati all'acquisto dell'elettrolizzatore, al contrario di quanto previsto per la modalità ex situ che necessita la realizzazione e l'installazione di volumi dedicati alla sezione di metanogenesi idrogenotrofa. Tuttavia vi è da considerare che l'immissione diretta di H₂ in un digestore anaerobico, in cui avvengono contestualmente reazioni di degradazione della sostanza organica, comporta necessariamente una più oculata gestione e controllo del processo biologico per il possibile innescarsi di fenomeni di sbilanciamento nella catena trofica anaerobica che porta alla produzione di biogas e che potrebbero comportare l'accumulo di intermedi metabolici indesiderati (es. VFA) nonché al consumo di alcalinità necessaria al mantenimento dei livelli di pH su valori ottimali per la flora microbica.

Rispetto ad una tradizionale tecnologia di upgrading basata su processi chimico fisici, un sistema biologico avrebbe in vantaggio quindi di:

- sfruttare la CO₂ a fini energetici con incremento generale delle rese in biometano del processo di digestione anaerobica e contestuale riduzione delle emissioni climalteranti;
- operare in condizioni operative più blande in relazione ad alcuni parametri fisici;
- abbattere i costi di gestione legati ai consumi energetici;
- maggiore tolleranza alla presenza di impurità nel biogas (H₂S, NO_x, NH₃, solfati, particolato, etc.)
- consentire l'accoppiamento tra diverse infrastrutture di approvvigionamento energetico da fonti rinnovabili provvedendo a fornire maggiore bilanciamento e flessibilità e al sistema energetico nazionale.

Tuttavia, nonostante le rilevanti potenzialità applicative, la metanazione idrogenotrofa non risulta essere diffusa in scala industriale come sistema di upgrading. Il fattore limitante in termini economici è rappresentato soprattutto dagli elevati costi di investimento associati all'acquisto degli elettrolizzatori, che tuttavia dovrebbero subire una riduzione nel prossimo futuro [52]. Dal punto di vista tecnico i principali limiti derivano dal fatto che, trattandosi di un processo biologico, la biomassa microbica presente nei reattori necessita di un periodo d'acclimatazione relativamente lungo prima di convertire efficacemente l'H₂ in biometano. Per abbattere i tempi di avviamento impianto si può ricorrere all'impiego colture pure [63], come nel caso, ad esempio, dell'impianto di depurazione di Avedøre (Danimarca) in cui è stato implementato un processo di upgrading del biogas ex-situ che vede l'adozione di una coltura pura all'interno di un reattore tubulare in pressione (8 bar) mantenuta alla temperatura di 65°C. Dalle limitatissime informazioni presenti in letteratura scientifica, risulta che l'efficienza di conversione della CO₂ nell'impianto danese è mediamente del 98% con un gas finale caratterizzato da contenuto medio di CH₄ superiore al 97% (v/v) [53][54]. Non sono noti al momento i costi di esercizio esatti del processo in esame su cui inevitabilmente incideranno sia gli oneri legati alle esigenze nutrizionali per il mantenimento della coltura pura su scala industriale che alla gestione delle fasi transitorie nei periodi di avviamento a seguito di fermi impianto [55][64].

Un altro fattore limitante è il basso grado di solubilità dell'H₂ in soluzione acquosa (0,7 mmol H₂ L⁻¹ bar⁻¹), che risulta essere circa 24 volte inferiore rispetto alla CO₂. Per tanto una delle sfide principali su cui si sta focalizzando la ricerca di settore è quella di trovare delle soluzioni tecniche e tecnologiche che consentano di migliorare il trasferimento e la diffusione dell'H₂ nel liquor di processo al fine di favorire la sua captazione da parte dei microrganismi idrogenotrofi ed incrementare della produzione di CH₄ [58]. All'interno di un reattore biologico il trasferimento dell'H₂ (R_{H_2}) in soluzione acquosa dipende dal suo coefficiente di trasferimento ($K_L a$) e dal gradiente di concentrazione che si viene a stabilire tra lo spazio di testa e la fase liquida (Eq.2):

$$R_{H_2} = (K_L a)_{H_2} \cdot (C_{H_2,G} - C_{H_2,L}) \quad (Eq.2)$$

In accordo con l'Eq. 2 aumentando la $K_L a$ (L/h) e/o la solubilità del gas è possibile agevolare la fase di contatto tra i gas e microrganismi ed incrementare in linea teorica le rese di produzione metano. Tra i parametri di processo su cui è possibile intervenire facilmente per migliorare la solubilità del gas vi sono la pressione e la

temperatura (legge di Henry), mentre dal punto di vista ingegneristico è possibile agire in particolar modo sulla la $K_L a$ attraverso:

- modifiche della geometria e tipologia di reattore (es. *CSTR*, *UASB*, *BC*, *FBR*, *TBR*, *MBR*) [40][61][64][65]
- l'incremento della velocità dei sistemi agitazione laddove è previsto un mescolamento meccanico della fase liquida [52];
- l'adozione di ricircoli del gas dallo spazio di testa del reattore [55];
- l'implementazione di dispositivi di diffusione gas quali ad esempio sistemi di cavitazione passiva (Venturi), diffusori ceramici, membrane polimeriche e a fibre cave [57][58][59][60][62].

A livello commerciale il primo impianto di upgrading biologico dimostrativo è stato realizzato ad Allendorf (Germania) che vede l'impiego di colture miste termofile all'interno di un reattore da 5m^3 a mescolamento continuo (CSTR) esercitato ad una temperatura di 65°C alla pressione di 7 Bar. Caratteristica di tale impianto, rispetto ad altri presenti su scala industriale, è che per ottimizzare la fase di contatto tra microrganismi e i substrati gassosi viene applicata un'intensa agitazione delle pale meccaniche con inevitabili ricadute sui consumi energetici dell'intero processo [53][55].

Quindi l'ottimizzazione del processo di upgrading biologico del biogas a partire H_2 e CO_2 transita attraverso l'adozione di accorgimenti tecnici e tecnologici che mirano a ridurre i consumi di energia favorendo allo stesso tempo la solubilizzazione dei substrati gassosi nel liquor di processo. Obiettivo della presente linea di attività sperimentale è di verificare la fattibilità di un processo di upgrading biologico del biogas su scala pilota attraverso l'implementazione di un reattore di metanazione idrogenotrofa in modalità ex-situ accoppiato ad un innovativo sistema di diffusione gas basato sulla cavitazione idrodinamica controllata. In questa prima fase sperimentale le attività di ricerca hanno previsto l'insufflazione all'interno del reattore biologico di una miscela di H_2 e CO_2 caratterizzata da un rapporto stechiometrico prestabilito, a diversi regimi di portata, carico volumetrico e modalità di funzionamento associate al sistema di trasferimento gas/liquido (cavitatore idrodinamico). Obiettivi specifici sono stati quelli di definire l'efficienza di conversione dei substrati gassosi e le rese di produzione di biometano nonché definire i margini di ottimizzazione in relazione alle diverse condizioni operative applicate. Le attività sviluppate nascono dal background acquisito nel progetto di ricerca industriale +GAS (www.piugas.enea.it), coordinato da ENEA finanziato dalla Regione Emilia-Romagna nell'ambito del programma POR-FESR 2014-2020, in cui per la prima volta è stata verificata su scala di laboratorio la fattibilità del processo di cavitazione idrodinamica come sistema per migliorare la solubilità dell' H_2 in fase liquida ed è stato inoltre progettato e realizzato un prototipo su scala pilota di reattore biologico accoppiato al dispositivo di cavitazione idrodinamica controllata. Inoltre è stato effettuato uno screening microbiologico di diversi impianti di digestione anaerobica in scala reale caratterizzati da differenti regimi di alimentazione, configurazioni di processo e condizioni operative al fine di individuare un inoculo ricco di microrganismi metanigeni idrogenotrofi.

2.3.2 Materiali e metodi

Inoculo

L'inoculo utilizzato in questa linea di attività sperimentale è stato selezionato a partire da un impianto termofilo ($55\pm 1^\circ\text{C}$) multistadio alimentato principalmente con fanghi di supero disidratati, con un carico organico complessivo (OLR) di $2,3\text{ kgTVS/m}^3\text{,d}$ ed un tempo medio di ritenzione idraulica (HRT) di circa 43 giorni [68]. La scelta di utilizzare il digestato di tale impianto come inoculo dell'impianto pilota si è basata principalmente sulla presenza di microrganismi idrogenotrofi obbligati *Methanoculleus spp.* Dalla caratterizzazione microbiologica è emerso inoltre la presenza di microrganismi appartenenti al genere dei *Methanosaeta* e *Methanosarcina spp* [69]. Al fine di rimuovere le particelle grossolane ed evitare così eventuali intasamenti nell'apparato sperimentale, il digestato prima di essere caricato nel reattore è stato diluito con acqua di rete e sottoposto ad una fase di setacciatura attraverso un retino metallico dotato di maglie da 0,5 mm. L'inoculo è stato quindi inserito all'interno del reattore fino al raggiungimento di un volume di lavoro di circa 52L, mantenuto in termofilia (55°C) per 30 giorni per consentire la completa degradazione del

materiale organico ed evitare quindi una produzione residua di biogas prima dell'avvio delle procedure di alimentazione. Nella Tabella 9 si riportano i valori medi dei principali parametri chimici del digestato da cui è stato selezionato l'inoculo:

Tabella 9 Caratteristiche chimiche del digestato da cui è stato selezionato l'inoculo

Parametro	u.m	Media	Parametro	u.m	media
TS	g/kg	10,3±0,2	Na	g/kgTS	1,5±0,1
TVS	% TS	61,4±0,2	P	g/kgTS	29,8±0,3
pH	-	7,9±0,1	S	g/kgTS	10,2±0,2
N-NH4	mg/L	4170±29	Cr	mg/kgTS	75,4±13,7
C	%TS	31,2±0,1	Cu	mg/kgTS	386±47,4
N	% TS	3,9±0,7	Hg	mg/kgTS	<1,3
C/N	-	8,6±0,4	Nb	mg/kgTS	<0,3
VFA _{tot}	mg/L	980±90	Ni	mg/kgTS	51,7±6,7
Total Alkalinity	mgCaCO ₃ /L	9960±910	Pb	mg/kgTS	58,4±3,4
Partial Alkalinity	mgCaCO ₃ /L	8300±80	Se	mg/kgTS	<15
Ca	g/kgTS	32±0,3	As	mg/kgTS	<15,0
K	g/kgTS	4,2±0,1	Zn	mg/kgTS	964±81,5
Mg	g/kgTS	4,7±0,1	Cd	mg/kgTS	1,0±0,3

Apparato sperimentale

Il reattore biologico impiegato nella sperimentazione (V=65L) è dotato di una geometria cilindrica caratterizzata da un rapporto altezza e diametro interno pari a 8 (Figura 52).



Figura 52 Apparato sperimentale utilizzato per effettuare le prove di metanazione idrogenotrofa

Il reattore è stato mantenuto per tutta la durata della sperimentazione alla temperatura di 55±1°C attraverso un sistema di riscaldamento/raffreddamento formato da una camicia esterna in cui è stata fatta fluire dell'acqua a stretto contatto con la parete del reattore, quest'ultima realizzata in acciaio (AISI 314). La scelta di adottare la termofilia deriva da evidenze scientifiche in cui si riporta come a 55°C si sviluppano prevalentemente colture miste di microrganismi idrogenotrofi che comportano rese specifiche di CH₄ superiori rispetto alla mesofilia [70][71]. Il mescolamento della fase liquida all'interno del reattore è stato effettuato mediante una pompa volumetrica monovite azionata da inverter da cui era possibile regolare la portata di ricircolo interno nel range 1-8L/min. Nella figura 5 si riporta uno schema dettagliato dell'impianto sperimentale:

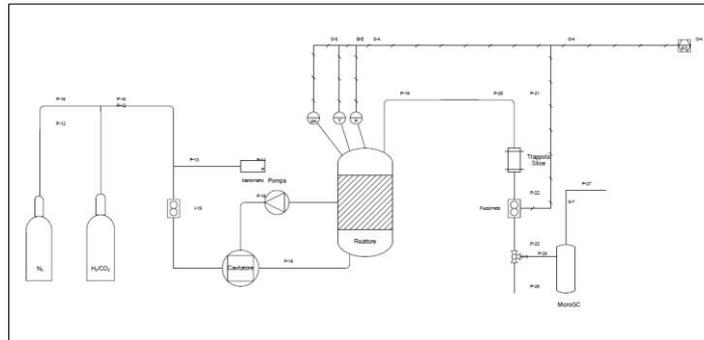


Figura 53 Layout dell'impianto pilota di metanogenesi idrogenotrofa

L'apparato di cavitazione idrodinamica (Three-ES – Italy) consiste principalmente in uno statore e un rotore accoppiato ad un motore elettrico alloggiati all'interno di una camera cilindrica dal volume di circa 2L. Il monitoraggio della temperatura dei fluidi sottoposti alla fase di cavitazione è stato garantito attraverso l'istallazione di una sonda PT100 alloggiata all'interno della camera cilindrica. L'apparato è stato inoltre equipaggiato con due manometri posti in prossimità dei dotti di ingresso e uscita dei fluidi di processo in modo tale da monitorare l'eventuale formazione di intasamenti interni alla camera di cavitazione. Il numero di giri del motore elettrico e quindi gli input energetici associati al dispositivo di cavitazione sono stati controllati attraverso un inverter azionato da un quadro elettrico dedicato. Una descrizione dettagliata del sistema di cavitazione è fornita all'interno del brevetto EP3097973A1 [72]

Monitoraggio del reattore e metodi analitici

La pressione dell'impianto è stata regolata attraverso una valvola meccanica a retroazione mentre i valori pressione dello spazio di testa monitorati attraverso un manometro installato sulla flangia superiore del reattore biologico. La temperatura d'esercizio è stata acquisita istantaneamente attraverso una sonda PT100 posta in una camera interna al reattore biologico e posta a contatto con il liquor di processo. La misura della portata dei gas in ingresso è stata effettuata attraverso un rotametro in vetro (RAGK – Yokogawa GmbH) tarato appositamente per una miscela H_2/CO_2 (80:20) mentre il volume di gas deumidificato in uscita dal reattore è stato quantificato attraverso un misuratore massico-termico (Bronkhorst®). I valori di portata restituiti dal misuratore sono stati corretti in funzione della qualità del gas analizzata mediante un microGC-TCD (Pollution, Italy) usando Argon come gas carrier. La CO_2 è stata quantificata per differenza rispetto alla frazione totale (v/v) di analiti gassosi (H_2 , N_2 , CH_4 , O_2) determinati direttamente dal gas cromatografo. Come meglio specificato nel paragrafo successivo, le attività sperimentali sono state condotte in modalità batch e continua: durante le prove batch l'analisi qualitativa del gas presente nello spazio di testa del reattore è stata effettuata subito prima e al termine delle procedure giornaliere di insufflazione gas, mentre durante le prove in continuo l'analisi è stata effettuata con cadenza oraria.

Il pH, l'alcalinità totale (TA) e parziale (PA), solidi totali (TS) e volatili (VS) e ammoniaca ($N-NH_4^+$) sono stati determinati una volta a settimana secondo le procedure fornite dagli Standard Methods [73]. Anche l'analisi degli acidi grassi volatili (VFA) è stata effettuata settimanalmente per via cromatografica (GC-FID, Agilent Technology, 7820A) secondo la procedura riportata in Malaspina et al. 2000 [74]. I metalli sono stati determinati attraverso ICP-OES in accordo con la EN ISO 11885 (E22) (2009-09). L'analisi elementare (C/N) è stata effettuata mediante Vario Max Cube (Elementar, Italy) secondo la procedura indicata dal fornitore [75].

La caratterizzazione microbiologica è stata condotta su quattro aliquote di fango prelevate dal fondo del reattore subito prima dell'avviamento (giorno 0) e al termine di ciascuna fase sperimentale (giorni 29, 50 e 160 rispettivamente per S1, S2 e S3). Preliminarmente è stata condotta una prima osservazione del campione fresco in luce diretta e in fluorescenza con un microscopio Jenalumar Zeiss equipaggiato con lampada fluorescente di 200 Watt e telecamera DIP. L'elaborazione delle immagini è stata condotta mediante software Delta Pix. La fluorescenza naturale emessa dal coenzima F420, flavoproteina, FAD, è tipica del metabolismo

anaerobio dei metanigeni. Il campione osservato al microscopio con filtro di eccitazione alla lunghezza d'onda di 420 nm emette alla lunghezza d'onda di 470 nm dando fluorescenza blu. Dato che la fluorescenza decade con il decrescere dell'attività metabolica, tale procedura consente di effettuare una prima "diagnosi" dello stato funzionale della biomassa metanigena di un digestore anaerobico. Inoltre l'analisi permette di distinguere i microrganismi metanigeni dalle altre popolazioni microbiche anaerobiche strette.

Maggiori approfondimenti sono stati effettuati tramite Ibridazione fluorescente in situ (FISH), seguendo le procedure riportate in letteratura [78][79]. Le sonde genetiche utilizzate (Tabella 10) sono costituite da sequenze oligonucleotidiche (15-30 nucleotidi) che codificano per regioni specifiche dell'16S RNA e relative a sequenze conservative dell'organismo che si vuole identificare che, in determinate condizioni chimico fisiche, si ibridizzano con una sequenza complementare di DNA [84]. Una volta messe a contatto con il campione, le sonde, a cui è legato un fluorocromo fluorescente, penetrano nelle cellule microbiche e nel caso di presenza di sequenze complementari sugli acidi nucleici formano con esse legami idrogeno. Per le analisi sono stati utilizzati due differenti fluorocromi FITC e il Cy3 che emettono rispettivamente nel verde e nel rosso. Dopo l'ibridazione tutti i campioni sono stati sottoposti a colorazione con 4',6-diamidin-2-fenilindolo (DAPI), un colorante vitale aspecifico che lega tutta la biomassa microbica presente nel campione emettendo una fluorescenza nel blu. Il preparato è stato quindi osservato al microscopio ottico in epifluorescenza, confrontando la totalità della biomassa colorata con il DAPI (blu) con la fluorescenza emessa dalle specifiche sonde (rosso o verde).

Tabella 10 Microorganismi target, sonde oligonucleotidiche utilizzate, relativi fluorocromi, sequenze target e percentuale di formamide usata per l'ibridazione.

Nome sonda	Organismo target	Sequenza (5' 3')	Formamide (%)	Fluorocromo	Ref.
EUB 338 I	<i>Most Bacteria</i>	GCT GCC TCC CGT AGG AGT	35	FITC	[37]
EUB 338 II	<i>Planctomycetales</i>	CA GCC ACC CGT AGG TGT	35	FITC	[40]
EUB 338 III	<i>Verrucomicrobiales</i>	GCT GCC ACC CGT AGG TGT	35	FITC	[40]
ARCH 915	<i>Archaea</i>	GTGCTCCCCGCAATTCCT	0	Cy3	[41]
MB311	<i>Methanobacteriaceae</i>	ACCTTGCTCAGTTCATCTCC	30	FITC	[42]
MC1109	<i>Methanococcales</i>	GCA ACA TAG GGC ACG GGT CT	45	Cy3	[42]
MG1200b	<i>Most Methanomicrobiales</i>	CGG ATA ATT CGG GGC ATG CTG	20	FITC	[42]
MSMX860	<i>Methanosarcinaceae</i>	GGCTCCGCTTACGGCTTCCT	45	Cy3	[43]
MX825	<i>Methanosaetacea</i>	TCGCACCGTGCCGACACCTAGC	50	CY3	[43]
MX825b	<i>Methanosaetacea subgroup</i>	TCGCACCGTTGCCGACACCTAGC	50	CY3	[42]
MX825 c	<i>Methanosaetacea subgroup</i>	TCGCACCGTGCTGACACCTAGC	50	CY3	[42]

Piano di attività sperimentale

La sperimentazione ha avuto la durata complessiva di circa 160 giorni (dal 14 febbraio al 24 luglio 2019) ed è stata suddivisa in tre principali periodi (S1, S2 e S3) corrispondenti a tre diverse modalità operative (Tabella 11). Durante la fase l'S1 (giorni 0-29) e S2 (giorni 32-50) la modalità di funzionamento è stata di tipo semi-batch, ovvero l'insufflazione del gas all'interno del reattore avveniva una volta al giorno con una portata volumetrica costante fino al raggiungimento del valore desiderato della pressione nello spazio di testa del reattore (c.a 2 bar). La differenza tra i due periodi consiste nel fatto che l'insufflazione di gas è avvenuta tramite il dispositivo di cavitazione disattivo (S1) e attivo (S2). Risultato di questa modalità operativa è che il tempo di ritenzione dei substrati gassosi applicato all'interno del reattore biologico è stato di 24h per entrambe le fasi S1 ed S2, così come riportato da Voelklein e collaboratori [55].

Nella terza fase S3 (giorni 53-160) l'insufflazione di gas è avvenuta mediamente per circa 8 ore al giorno, simulando così una modalità di funzionamento in continuo. Il periodo S3 è stato suddiviso in cinque fasi ognuna caratterizzata da un diverso carico di substrati gassosi applicato (S3A, S3B, S3C, S3D, S3E). L'ultima fase S3E è stata ulteriormente suddivisa in due differenti periodi, S3E.1 e S3E.2, in cui è stata variata la frequenza di funzionamento del dispositivo di cavitazione ovvero il numero di giri del rotore. Come già anticipato, durante la fase di funzionamento in continuo la misura della qualità del gas dello spazio di testa è stata effettuata una volta ogni ora per cui, acquisiti i valori di portata di gas in ingresso e in uscita dal reattore, è stato possibile valutare l'efficienza istantanea di conversione dell'H₂ e della CO₂ nonché le rese di metanazione biologica in funzione delle condizioni operative applicate.

Tabella 11 Principali condizioni operative applicate all'impianto pilota di metanazione

	S1	S2	S3A	S3B	S3C	S3D	S3E.1	S3E.2
Giorni	0-29	32-50	53-64	67-85	88-99	102-127	130-141	144-160
Temperatura (°C)	55							
Rapporto H ₂ /CO ₂	4:1							
Volume di lavoro (L)	52							
Modalità di funzionamento	discontinuo		Continuo					
Cavitatore idrodinamico	OFF	ON	ON					
Giri funzionamento cavitatore (rpm)	-	3528	3528	3528	3528	3528	3528	3124
Q _{in} portata specifica di gas (L/L,d)	1.8	1.8	0.8-2.6	2.6	3.4	4.1	12.6	12.4

Il reattore è stato alimentato per 5 giorni a settimana (dal lunedì al venerdì) con una miscela certificata di H₂ e CO₂ caratterizzata da un rapporto stechiometrico pari a 4:1. Prima di iniziare le procedure di carico nella fase S1 (giorno 0) e S3 (giorno 53) dal fondo del reattore è stato insufflato azoto gassoso (N₂) per rimuovere i gas residui presenti nello spazio di testa del reattore.

Indici di performance

Le performance del processo sono state definite attraverso la quantificazione della produzione specifica di metano (*MPR*), l'efficienza di utilizzazione (η_i) e di conversione dei substrati gassosi ($Y_{H_2/CO_2 \rightarrow CH_4}$) ed efficienza di produzione di CH₄ ($Y_{CH_4/i}$). Di seguito vengono riportate le equazioni di calcolo dei vari parametri che, per quanto riguarda i volumi di gas in uscita dal reattore, si riferiscono alla quantità di gas al netto della quota di vapore acque.

- produzione specifica di CH₄ (*MPR*), espressa in L_{CH₄}/L_r d, ovvero il volume di CH₄ prodotto dal reattore nell'unità di tempo per unità di volume di fase liquida presente nel reattore (V_r)

$$MPR = \frac{Q_{out,CH_4}}{V_r} \quad (Eq.3)$$

dove la Q_{out,CH_4} corrisponde al volume di gas totale in uscita dal reattore nell'unità di tempo (L_{out}/d) per la frazione di CH₄ (X_{out,CH_4}) riscontrata mediante analisi cromatografica.

- efficienze di utilizzazione dei substrati gassosi H₂ (η_{H_2}) e CO₂ (η_{CO_2}) espresse in percentuale (%)

$$\eta_i = \frac{Q_{in,i} - Q_{out,i}}{Q_{in,i}} \cdot 100 \quad (Eq.4)$$

L'efficienza di utilizzazione riferita al substrato *i-esimo* indica la quantità di totale di H₂ o CO₂ che viene trasferita in fase liquida sommata a quella utilizzata dalla comunità microbica per espletare le reazioni biologiche che comprendono, oltre alla biosintesi di metano, anche quelle necessarie alla crescita della biomassa microbica nonché altre vie metaboliche (Es. omoacetogenesi: *Wood-Ljungdahl pathway*)

- efficienza di produzione di CH₄ ($Y_{CH_4/i}$), ovvero il rapporto tra il volume di CH₄ prodotto dal reattore nell'unità di tempo (Q_{out,CH_4}) e la quantità di componente *i-esimo* introdotto nel reattore nell'unità di tempo, che nel nostro caso può essere espresso in funzione dell'H₂ (L_{CH_4out}/L_{H_2in}) o della CO₂ ($L_{out,CH_4}/L_{in,CO_2}$).

$$Y_{CH_4/i} = \frac{Q_{out,CH_4}}{Q_{in,i}} \quad (\text{Eq.5})$$

- Efficienza di conversione dei substrati gassosi (H₂ o CO₂) in CH₄ espressa in percentuale (%).

$$Y_{H_2/CO_2 \rightarrow CH_4} = \frac{Y}{Y_{th}} \cdot 100 \quad (\text{Eq.6})$$

Dove Y è data dall'Eq.5, mentre Y_{th} è la quantità teorica di CH₄ ottenibile calcolata in accordo con la stechiometrica dettata dall'Eq.1, ovvero 0,25 L_{CH₄}/L_{H₂} o 1 L_{CH₄}/L_{CO₂} se espressi in funzione della H₂ o CO₂ rispettivamente.

2.3.3 Risultati e discussione

La conduzione delle varie prove è stata effettuata in maniera sequenziale, dall'S1 all'S3 senza interruzioni tra ciascuna fase sperimentale, per cui le performance del processo di biometanazione in ciascuna fase sono influenzate dallo specifico stadio evolutivo in cui si trovava la comunità microbica all'interno del reattore biologico. Nelle sezioni seguenti vengono illustrati e discussi separatamente i risultati relativi alle prove condotte in modalità discontinua (2.5.1) e continua (2.5.2), per poi chiudere con gli approfondimenti di natura microbiologica (2.5.3).

Test batch di metanazione

La durata complessiva dei test eseguiti in modalità discontinua è stata di 50 giorni, in cui nei primi 28 giorni (S1) l'insufflazione di gas è stata condotta senza ottimizzare il trasferimento gas-liquido, al contrario della fase successiva S2 (giorni 30-50) dove l'introduzione della miscela di gas è avvenuta attraverso il dispositivo di cavitazione idrodinamica azionato ad una frequenza di circa 60Hz (3528 rpm). L'insufflazione di gas per entrambe le fasi è avvenuta fino al raggiungimento del valore di pressione dello spazio di testa intorno ai 2 bar.

A causa dell'isteresi insita nello strumento di misura di portata che risentiva anche dello stato transitorio relativo all'avviamento del reattore, non è stato possibile mantenere costante il flusso di gas in ingresso al reattore (Q_{in}) sul valore prefissato (Tabella 11). Conseguenza di ciò è stata un'oscillazione della Q_{in} pari a $\pm 20\%$ del valore prefissato risultando un flusso medio di H₂ e CO₂ corrispondente a 1,42 e 0,36 L/L_d rispettivamente.

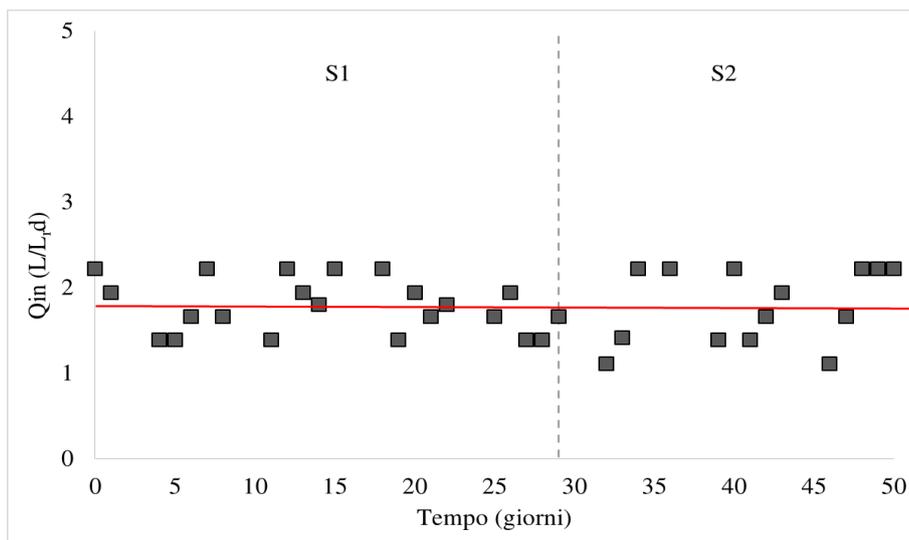


Figura 54 Andamento della portata di gas introdotta giornalmente nel reattore di metanogenesi

Come già anticipato prima di procedere con l'insufflazione della miscela H₂/CO₂ dal fondo del reattore è stato iniettato N₂ gassoso per rimuovere le componenti gassose residue dallo spazio di testa. L'effetto di tale procedura è stato un incremento dei valori di pH fino a 8,85 (giorno 0) dovuto al parziale allontanamento della CO₂ dalla fase liquida [62]. Al contrario dal momento in cui è stato avviato il reattore, il pH ha subito una graduale riduzione fino a raggiungere il valore di 7,46 in corrispondenza del giorno 25, mantenendo nei giorni successivi un profilo sostanzialmente costante fino al termine dell'S2 (Figura 55).

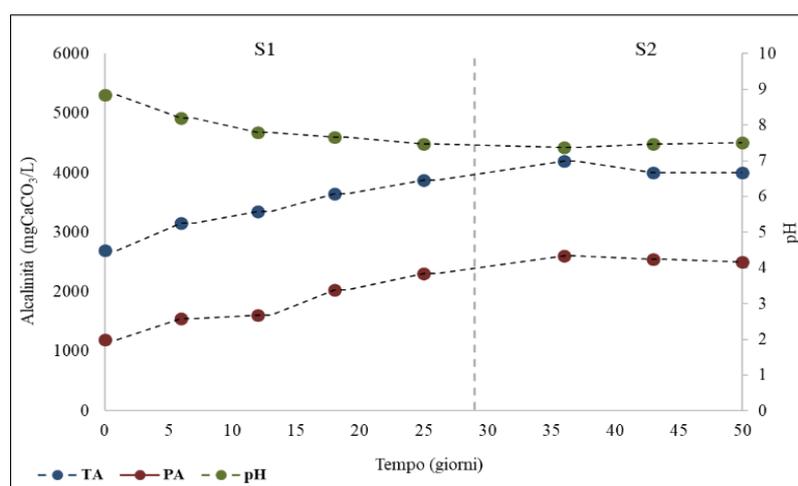


Figura 55 Profilo temporale del pH, alcalinità totale (TA) e parziale (PA) durante le prove batch

La lieve riduzione del pH osservata durante la fase S1 probabilmente era dovuta alla parziale solubilizzazione della CO₂ a cui non è corrisposta un'istantanea conversione in CH₄ da parte dei microrganismi idrogenotrofi, i quali si trovavano ancora presumibilmente in uno stadio di adattamento alle condizioni di processo che in questa fase non prevedevano l'ottimizzazione del contatto gas-liquido. Il trasferimento della CO₂ nel mezzo acquoso è stato confermato dal contestuale incremento dell'alcalinità totale che durante la fase di start-up ha subito un passaggio da 2.700 (giorno 0) a 3.875 mgCaCO₃/L (giorno 25), per poi assestarsi su un valore medio di circa 4.000 mg/L senza subire oscillazioni significative anche dopo l'attivazione del dispositivo di cavitazione idrodinamica (giorno 33). Il raggiungimento di un profilo stabile dei valori di alcalinità, così come quelli di ammoniaca (dati non mostrati), indica che all'interno del reattore non si è verificato un effetto di diluizione dovuto alla formazione di acqua derivante dalla reazione di formazione di CH₄ a partire da H₂ e CO₂ (Eq.1). Vi è da sottolineare che comunque il carico applicato in questa fase sperimentale è risultato molto basso e

l'eventuale effetto di diluizione potrebbe essere stato in parte tamponato dall'introduzione settimanale di una quota di inoculo fresco, caratterizzato da una concentrazione media di alcalinità totale di circa 2 gCaCO₃/L. Al raggiungimento in tempi relativamente ridotti di un profilo stazionario, in riferimento ai parametri di stabilità biologica del reattore, ha contribuito il basso livello di concentrazione di VFA di partenza che, in corrispondenza dell'avvio dell'attività sperimentale (giorno 0), era di 158±35 mg/L (50,6% a. acetico, 20,9% a. butirrico e 28,5% a. valerico) mantenendosi su valori inferiori ai 200 mg/L per l'intera durata delle prove in modalità batch (Figura 56). Il basso contenuto totale di VFA di partenza deriva dalla procedura prolungata di degassificazione adottata prima dell'avvio del reattore.

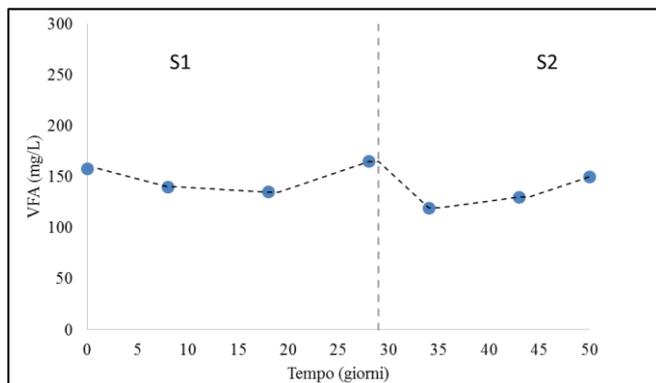


Figura 56 Andamento della concentrazione degli acidi grassi volatili (VFA) durante le prove batch

Nel grafico di Figura 57 si riporta il profilo temporale della qualità del gas riscontrata nello spazio di testa del reattore relativo alle componenti di interesse (H₂, CO₂ e CH₄).

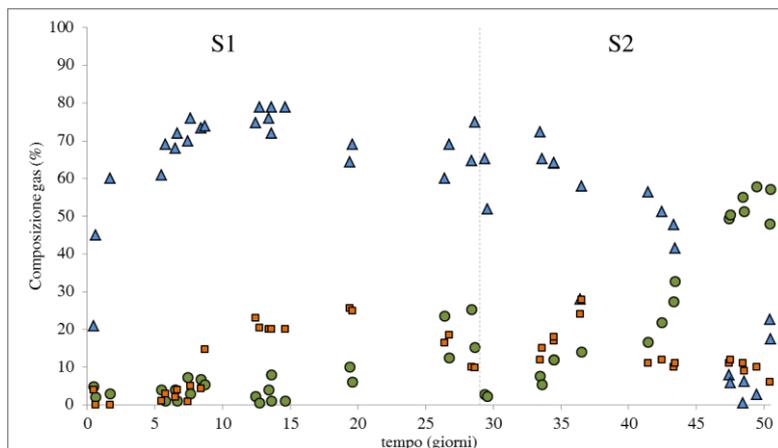


Figura 57 Andamento delle concentrazioni di H₂, CO₂ e CH₄ nello spazio di testa del reattore biologico

Nello specifico si può osservare come nel corso della prima fase sperimentale il contenuto di H₂ nello spazio di testa ha assunto un andamento crescente fino a registrare un picco di concentrazione pari al 79% (v/v) dopo due settimane dall'avviamento del reattore, periodo in cui la miscela gassosa H₂/CO₂ è stata introdotta con una portata media di circa 4,1 L/h. Il raggiungimento nello spazio di testa di un valore molto simile al rapporto che caratterizzava la miscela di gas in ingresso ha fatto presupporre che all'interno del reattore non sussistevano le condizioni ideali necessarie ad effettuare la conversione biologica in CH₄ dell'H₂ e della CO₂. Infatti durante l'S1 il CH₄ ha subito al termine delle procedure di insufflazione un decremento rispetto al valore di partenza per effetto della diluizione con i gas alimentati. Nelle fasi subito dopo l'avvio dell'impianto anche il tenore di CO₂ ha assunto livelli molto bassi rafforzando l'ipotesi che la riduzione del pH iniziale e l'incremento dell'alcalinità erano conseguenza di un suo trasferimento in fase liquida e contestuale produzione di acido carbonico. Tuttavia a partire dall'ottavo giorno si è assistito ad un incremento della concentrazione di CO₂ conseguenza del raggiungimento del livello di saturazione nella fase liquida. Studi di letteratura riportano che il consumo di H₂ è favorito quando il livello di concentrazione della CO₂ nello spazio di testa raggiunge valori intorno al 10-15% [76]. Tale effetto, seppur in lieve misura, è stato riscontrato anche nel presente studio in cui

dal quindicesimo giorno in poi si è assistito una lieve riduzione del contenuto di H_2 nello spazio di testa contestualmente ad un incremento della frazione di CH_4 .

L'accumulo di H_2 e CO_2 nello spazio di testa registrato durante l'S1, può essere giustificato in primo luogo dall'assenza di accorgimenti tecnici per ottimizzare sia la dispersione del gas nel liquido (es. sistemi di agitazione meccanica spinta interna al reattore) che l'incremento della superficie specifica delle bolle (Es. diffusori). A conferma di tale ipotesi si è osservato che l'attivazione del cavitatore (S2) ha comportato progressivamente dei livelli di riduzione giornaliera della pressione parziale dell'idrogeno, maggiori rispetto a quelli osservati durante la fase precedente (S1) (Figura 58). Contestualmente si è assistito ad un incremento della percentuale di CH_4 nello spazio di testa (Figura 57), indicando anche che si il livello di concentrazione di microrganismi idrogenotrofi all'interno del reattore cominciava ad essere sufficiente per la conversione dell' H_2 e della CO_2 , motivo per cui si è passati ad una modalità di funzionamento in continuo.

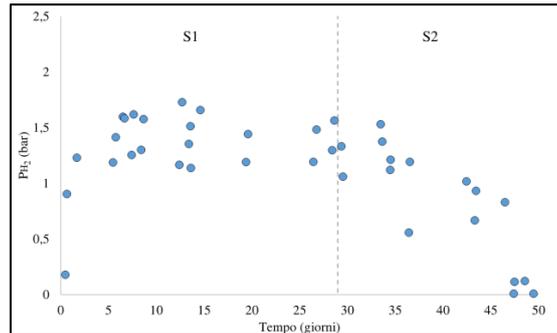


Figura 58 Andamento della pressione parziale di H_2 nello spazio di testa del reattore durante le prove batch.

Test di metanazione biologica in continuo

In ragione della significativa riduzione della pressione parziale dell' H_2 e del contestuale incremento della frazione di CH_4 nello spazio di testa del reattore sul finire dell'S2, a partire da giorno 53 la modalità di funzionamento dell'impianto pilota è stata modificata applicando al reattore una portata continua di gas per circa 8 ore al giorno simulando una modalità di funzionamento in continuo. L'S3 ha avuto una durata di circa 108 giorni (giorni 53-160) e l'insufflazione di gas è avvenuta esclusivamente tramite il dispositivo di cavitazione idrodinamica attivato settando la pressione dello spazio testa a circa 2 BAR. La portata specifica in ingresso della miscela gassosa è stata progressivamente incrementata come mostrato nella figura seguente:

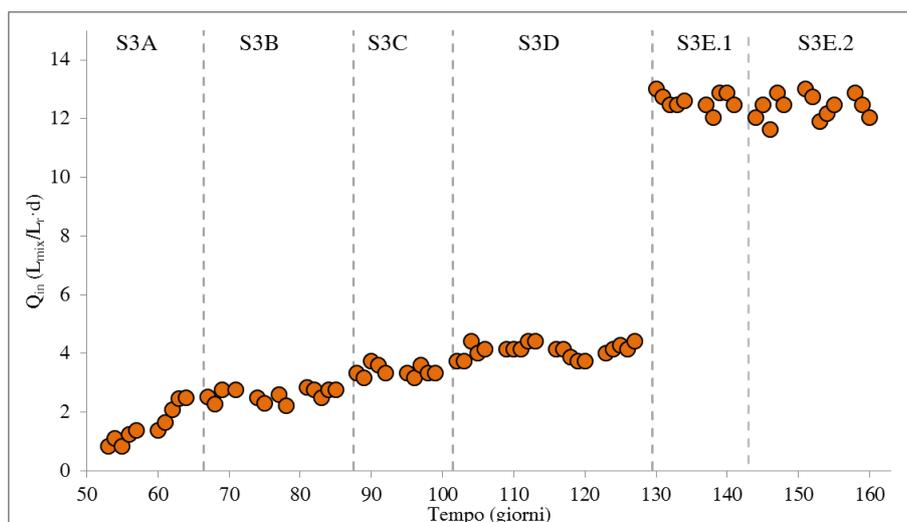


Figura 59 Profilo temporale della portata specifica di gas in ingresso al reattore

Come riportato in Figura 59 durante le operazioni di funzionamento in continuo possono essere distinti cinque fasi sperimentali in funzione dell'andamento della Q_{in} media applicata: nell'S3A (giorni 53-64) la portata è stata

incrementata giornalmente fino al raggiungimento di circa $2,6 L_{mix}/L_r \cdot d$, valore con cui il reattore è stato alimentato anche durante S3B (giorni 67-85); nell'S3C (giorni 88-99) ed S3D (giorni 102-127) la Q_{in} media applicata è stata rispettivamente di 3,4 e 4,1 $L_{mix}/L_r \cdot d$; infine nell'ultima finestra sperimentale S3E (giorni 130-160), dove la potenza associata al dispositivo di cavitazione è stata variata modificando il numero di giri del motore per cui si distinguono ulteriormente le fasi S3E.1 (130-141) ed S3E.2 (143-160), la portata è stata all'incirca triplicata rispetto all'S3D risultando in un valore medio di 12,4 $L_{mix}/L_r \cdot d$. Conseguenza di questo approccio operativo è stata la possibilità di quantificare istantaneamente la portata e la qualità del gas prodotto dal reattore e quindi le relative performance del processo.

Nella Figura 60 si riporta il profilo temporale delle concentrazioni relative alle componenti gassose (H_2 , CO_2 , CH_4) riscontrate nel gas in uscita dal reattore biologico che grazie alla presenza di un flusso continuo è stato possibile analizzare con cadenza oraria.

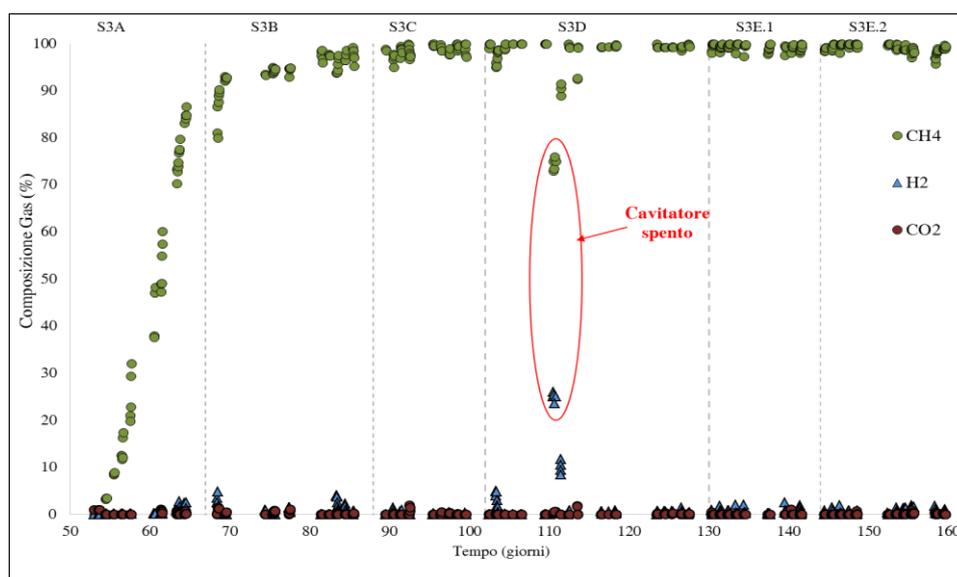


Figura 60 Profilo temporale dei principali componenti gassosi riscontrati nel flusso in uscita dal reattore biologico

Come si può notare, subito dopo l'inizio le operazioni di insufflazione il contenuto di CH_4 ha assunto un andamento di costante crescita fino a raggiungere dopo circa 38 giorni (S3B: giorni 81-85) un valore medio di $96.6 \pm 1.6 \%$. Il basso tenore di H_2 e CO_2 riscontrato in questa finestra sperimentale suggerisce un effetto positivo della cavitazione sul trasferimento dei substrati gassosi nel liquor di processo favorendo anche la loro assimilazione da parte della comunità microbica che popola il reattore biologico. In ragione di ciò, il carico specifico di gas è stato progressivamente incrementato aumentando la portata di insufflazione. Tale variazione non ha comportato particolari sbilanciamenti in relazione alla qualità del gas in uscita dal reattore la quale ha mantenuto un livello CH_4 intorno 100%, anche dopo la riduzione del numero di giri funzionamento del cavitatore (giorni 143-160). L'unica eccezione è stata osservata in corrispondenza del giorno 111, in cui a causa di un mal funzionamento soggiunto all'apparato di cavitazione, la frazione di CH_4 registrata nel gas in uscita dal reattore ha subito una brusca riduzione fino a raggiungere un valore del 73% a cui è corrisposto un picco di H_2 del 26%. Ciò nonostante, non appena il meccanismo di cavitazione è stato ripristinato, le concentrazioni di H_2 e CH_4 si sono riequilibrate sui valori osservati prima dell'inconveniente tecnico, confermando l'efficacia del processo di cavitazione nel favorire la conversione biologica dell' H_2 e della CO_2 in CH_4 da parte dei microrganismi idrogenotrofi.

Nella tabella 5 vengono riportati per ciascuna fase sperimentale i valori medi assunti dai principali parametri di performance del processo riscontrati nelle condizioni di stato pseudo-stazionario identificate sulla base del profilo della portata di gas in uscita dal reattore biologico. Rispetto a questo aspetto vi è da sottolineare che il raggiungimento della piena stazionarietà è stata ostacolata dalle variazioni giornaliere della portata di gas con cui il reattore è stato alimentato e dai fermi impianto intervenuti con cadenza quotidiana nelle ore notturne e durante il fine settimana.

Tabella 12 Prestazioni del processo di biometanazione idrogenotrofa nelle condizioni di stato pseudo stazionario

	S3B	S3C	S3D	S3E.1	S3E.2
Periodo di riferimento	81-85	95-99	123-127	137-141	151-160
HLR [$L_{H_2}/L_r \cdot d$]	2,2	2,7	3,4	10,4	10,0
Carico CO_2 [$L_{CO_2}/L_r \cdot d$]	0,55	0,67	0,84	2,51	2,49
CH_4 [%]	97	99	99	99	99
H_2 [%]	1,01	0,04	0,52	0,62	0,78
CO_2 [%]	0,04	0,2	0,1	0,1	0,1
MPR [$L_{CH_4}/L_r \cdot d$]	0,37	0,56	0,69	1,97	1,97
η_{H_2} [%]	99,8	100	99,9	99,9	99,8
η_{CO_2} [%]	100	99,9	100	100	99,9
$Y (L_{CH_4}/L_{H_2})$	0,17	0,21	0,21	0,20	0,20
$Y_{H_2/CO_2 \rightarrow CH_4}$ [%]	68	84	82	79	79

In prima analisi si evince che ad un aumento della portata di substrati gassosi corrisponde un incremento delle rese volumetriche di metano ($L_{CH_4}/L_r \cdot d$) che nelle condizioni di massimo carico applicato (circa $12,5 L_{mix}/L_r \cdot d$) ha fatto registrare un valore medio di circa $2 L_{CH_4}/L_r \cdot d$, con un contenuto medio di CH_4 intorno al 99%. La crescita registrata ha seguito un andamento simile a quella osservata in altri studi presenti in letteratura in cui, in determinati range di portata, si riportano incrementi lineari in funzione del carico applicato di H_2 e CO_2 [16,24]. Indipendentemente dalle condizioni operative applicate, la concentrazione di H_2 ha assunto valori trascurabili nel gas in uscita dal reattore raggiungendo efficienze di utilizzazione superiori al 99%. Quindi, nonostante il basso grado di solubilità dell' H_2 ($0.7 \text{ mmolH}_2 \text{ L}^{-1} \text{ bar}^{-1}$) che alla temperatura di 55°C risulta essere 24 volte inferiore rispetto alla CO_2 , la cavitazione idrodinamica si è dimostrata essere un processo efficace per trasferire i gas in fase liquida senza che allo stesso tempo l'attività biologica dei microrganismi metanigeni idrogenotrofi venisse inibita dall'azione di stress fisico esercitata dallo stesso cavitatore.

Per quanto riguarda le rese specifiche di conversione dei substrati ($Y_{H_2/CO_2 \rightarrow CH_4}$), in accordo con la stechiometria di processo dettata dalla reazione di Sabatier, assumendo una produttività massima di metano teorica di quattro volte inferiore al quantitativo di idrogeno introdotto nel reattore ($0,25 L_{CH_4}/L_{H_2}$) ovvero un rapporto unitario tra la CO_2 alimentata e il CH_4 prodotto ($1L_{CH_4}/L_{CO_2}$), è stato osservato che nelle condizioni operative testate, fatta eccezione per la fase S3B, il tasso medio di conversione dell' H_2/CO_2 in CH_4 è rientrato nel range 79-84%.

Dall'analisi del profilo settimanale assunto dal tasso di conversione dei substrati (Figura 61) appare evidente come dopo alcuni giorni consecutivi di alimentazione il reattore tende a raggiungere efficienze di conversione superiori ai valori medi riportati in Tabella 12, superando il 90% in corrispondenza degli ultimi due giorni settimanali, facendo presupporre ulteriori importanti margini di ottimizzazione della strategia di alimentazione. Si può notare inoltre che anche durante la fase S3B dove è stato registrato il valore medio più basso di produzione specifica volumetrica di metano ($0,37 L_{CH_4}/L_r \cdot d$ corrispondente ad un tasso di conversione di $0,17 L_{CH_4}/L_{H_2}$), dopo il dopo 3 giorni consecutivi di alimentazione il reattore raggiunge tassi di conversione equiparabili a quelli ottenuti nelle fasi sperimentali successive (S3C, S3D, S3E).

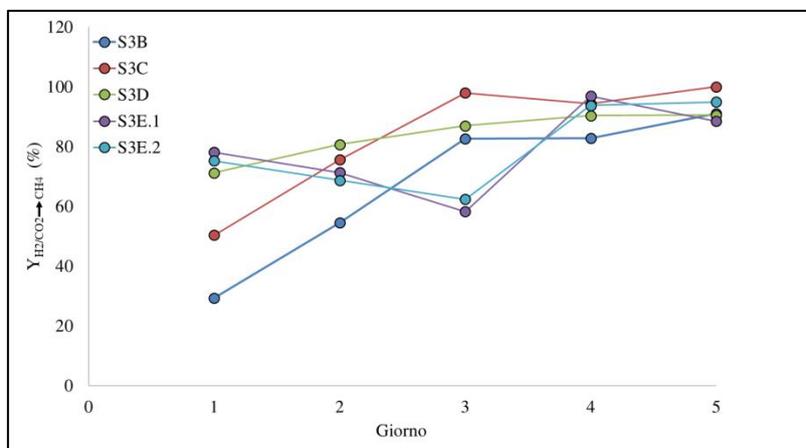


Figura 61 Andamento dell'efficienza di conversione dei substrati ($\eta_{H_2/CO_2 \rightarrow CH_4}$) durante le condizioni di stato pseudo stazionario in un tipico ciclo di alimentazione settimanale (1→5: Lunedì→venerdì)

Il buon equilibrio tra la velocità di trasferimento e il tasso di conversione dei substrati gassosi è stato confermato dal profilo dei principali parametri di stabilità del processo. Analogamente a quanto osservato nella fase S2, per l'intera durata delle prove in continuo, pH ha assunto valori stabili all'interno del range 7,7-8,0 grazie al potere tamponante esercitato dall'alcalinità totale che ha assunto un valore medio di 4.259 mg/L (range: 3.800-4.550 mg/L). Il salto di pH più considerevole è stato da 7,5 e 8,0 osservato in corrispondenza del passaggio tra le fasi S2 ed S3 per effetto della rimozione di CO₂ dal mezzo liquido a seguito dell'introduzione di N₂ gassoso effettuata dal fondo del reattore. Analogamente a quanto avvenuto in fase di avviamento l'alcalinità totale ha fatto registrare minimo di 3.800 mg/L (Figura 62).

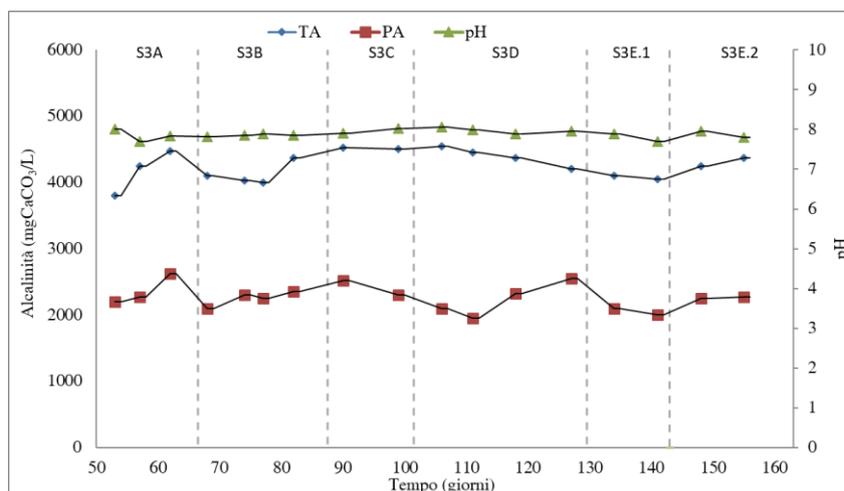


Figura 62 Profilo temporale dell'alcalinità totale (TA), parziale (PA) e pH durante le prove in continuo

Anche dall'andamento del contenuto di VFA totali si denota un comportamento essenzialmente stabile del reattore biologico con l'unica eccezione del periodo compreso tra i giorni 90-112 in cui, in corrispondenza di una portata oraria della miscela gassosa di circa 9 L/h, è stato osservato un progressivo incremento della concentrazione di VFA totali fino a raggiungere un picco di 492 mg/L (giorno 112), di cui il 77% era rappresentato da acido acetico (Figura 63). Tale aumento, a cui è corrisposto la differenza massima tra l'alcalinità totale e parziale registrata nel corso dell'intera sperimentazione, probabilmente è il risultato di una parziale degradazione della sostanza organica contenuta nell'aliquota di digestato introdotto settimanalmente nel reattore per mantenere costante il volume di lavoro. Il lieve incremento di acido acetico e la bassa concentrazione di acidi grassi a catena lunga indica che potrebbe essersi innescato un metabolismo di tipo omoacetogeno riduttivo (*Wood-Ljungdahl pathway*) dovuto alla possibile presenza di microrganismi (es. *Clostridium* e *Acetobacterium*) capaci di catalizzare la reazione che porta alla produzione di acido acetico (CH₃COOH) a partire da quattro moli H₂ e due moli CO₂ [55][77].

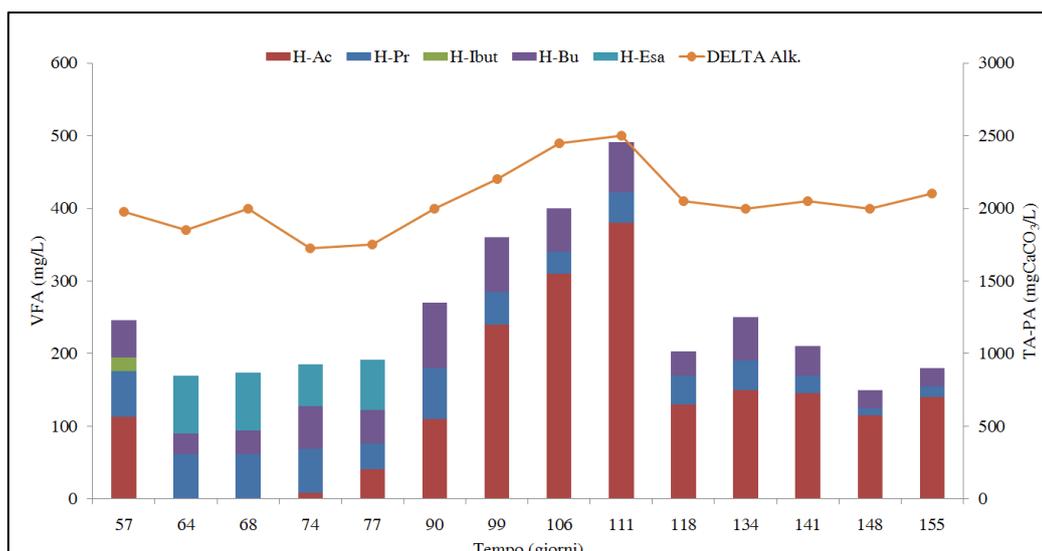


Figura 63 Profilo temporale degli contenuti di acidi grassi volatili e della differenza tra alcalinità totale e parziale

Monitoraggio microbiologico del reattore pilota

Obiettivo delle indagini di natura microbiologica è stato quello di monitorare qualitativamente l'evoluzione della popolazione microbica nel corso della sperimentazione. Per tanto sono state prelevate dal fondo del reattore diverse aliquote di fango nelle diverse fasi sperimentali come dettagliato nella Tabella 13.

Tabella 13 Tipologia di campioni prelevati per la caratterizzazione microbiologica del reattore pilota

Nome campione	Giorno campionamento	Descrizione
S0	0	inoculo reattore
S1	29	fine prove batch in assenza di cavitazione
S2	50	fine prove batch con cavitazione
S3	160	fine prove in continuo con cavitazione

Gli approfondimenti microbiologici condotti con tecnica FISH, si sono focalizzati principalmente sui microrganismi appartenenti al regno degli Archea che, come descritto nella fase introduttiva, sono i principali responsabili della produzione di CH₄ per via biologica. Il regno degli Archea è diviso in 3 ordini tassonomici a cui appartengono diverse famiglie e generi microbici che per la produzione di CH₄ possono utilizzare diversi substrati come fonte di carbonio ed elettroni (Figura 64). Tra questi ritroviamo:

- il genere *Methanosaeta*, acetotrofici stretti, che utilizzano l'acetato come unica fonte sia di carbonio che di elettroni.
- il genere *Methanosarcina* che utilizzano acetato e/o CO₂ come fonte di carbonio ed H₂ come equivalenti riducenti.
- il genere *Methanothermobacter*, idrogenotrofici stretti, che utilizzano CO₂ come unica fonte di carbonio e H₂ come donatore di elettroni

CLASSE TASSONOMICA	SUBSTRATI
Ordine: METHANOBACTERIALES	
Famiglia: Methanobacteriaceae (MB311)	
Genere: Methanobacterium	H₂/CO₂, FORMIATO
Genere: Methanobrevibacter	
Genere: Methanosphaera	
Famiglia: Methanothermaceae	
Genere: Methanothermobacter o Methanothermobacter	H₂/CO₂
Ordine: METHANOCOCCALES	
Famiglia: Methanococcaceae (MC1109)	
Genere: Methanococcus	H₂/CO₂
Ordine: METHANOMICROBIALES (MG1200b)	
Famiglia: Methanomicrobiaceae	
Genere: Methanomicrobium	H₂/CO₂
Genere: Methanogenium	
Genere: Methanospirillum	
Famiglia: Methanocorpusculaceae	
Genere: Methanocorpusculum	H₂/CO₂
Famiglia: Methanoplanaceae	
Genere: Methanoplanus	H₂/CO₂
Famiglia: Methanosarcinaceae (MSMX860)	
Genere: Methanosarcina	H₂/CO₂, ACETATO
Genere: Methanococcoides	
Genere: Methanolobus	METANOLO E METILAMMINE
Genere: Methanohalophilus	
Genere: Methanosaeta (MS825)	ACETATO

Figura 64 Tassonomia del dominio Archea, classe Euryarchaeota e relativi substrati per la formazione del CH₄. In **italico e tra parentesi sono riportate le sigle degli oligonucleotidi utilizzati nell'ibridazione fluorescente in situ (FISH), metodologia applicata in questo progetto.**

I risultati della FISH, condotta sul campione S0 in fase di avviamento impianto (giorno 0), evidenziano una risposta positiva della sonda fluorescente MSMX 860, marcata con fluorocromo Cy3- rosso, specifica della famiglia Methanosarcinales (ordine Methanomicrobiales, dominio Archea) evidenziando in particolare la presenza del genere Methanosaeta dalla tipica morfologia filamentosa e con metabolismo acetotrofico obbligato (Figura 65).

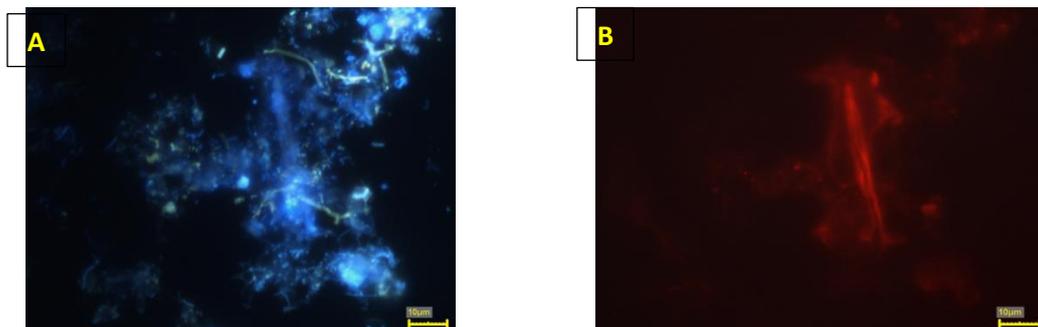


Figura 65 Analisi FISH effettuata sul campione S0 subito prima dell'avviamento dell'impianto. Colorazione DAPI (A) e ibridazione con la sonda MSMX860 (B) che evidenzia la presenza del genere Methanosaeta (fluorocromo Cy3, rosso). Barra 10 µm.

La famiglia tassonomica Methanosarcinales, comprende anche altri generi microbici, più versatili metabolicamente, in grado di produrre CH₄ anche per via idrogenotrofica, come il genere Methanosarcina, la cui presenza è stata evidenziata dalle osservazioni microscopiche della fluorescenza naturale del campione S0 (Figura 66). La fluorescenza naturale emessa dal coenzima F420, flavoproteina, FAD, è tipica del metabolismo anaerobio dei batteri metanigeni.

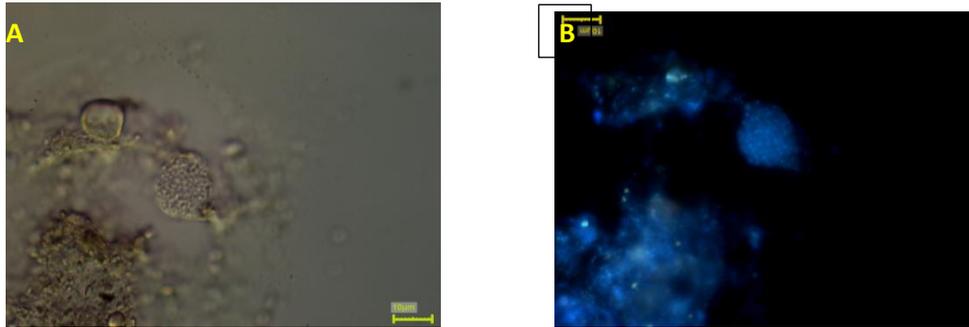


Figura 66 Microfotografia della biomassa microbica (non fissata) dell'impianto pilota osservata a luce diretta, evidenzia la tipica morfologia del genere *Methanosarcina* (A). Lo stesso campo di osservazione, in epifluorescenza con filtro di eccitazione alla lunghezza d'onda di 420 nm evidenzia la fluorescenza naturale emessa alla lunghezza d'onda di 470 nm, caratteristica dei metanigeni (B). Barra 10 µm

Le indagini condotte alla fine della fase S1 hanno evidenziato leggere variazioni morfologiche della biomassa microbica rispetto ai campionamenti effettuati in fase di avviamento dell'impianto (S0). Le immagini riportate nella Figura 67, evidenziano che la biomassa microbica inizia a differenziarsi e che la fluorescenza dovuta alla sonda ARK 915, marcata con fluorocromo Cy3- rosso, specifica di Archea, (Figura 67 C) evidenzia morfologie diverse dal genere *Methanosaeta*, metanigeno acetotrofilo obbligato, riscontrato all'inizio della sperimentazione. Anche la biomassa microbica appartenente ad alcune classi microbiche del dominio Eubacteria, evidenziata con la sonda EUB 338 mix, marcata con fluorocromo FITC- verde, (Fig. 67 B) che ibridizza con le specie batteriche non metanigene, evidenzia specie sporigene, probabilmente in fase vegetativa, per la mancanza di substrato carbonioso di origine organica.

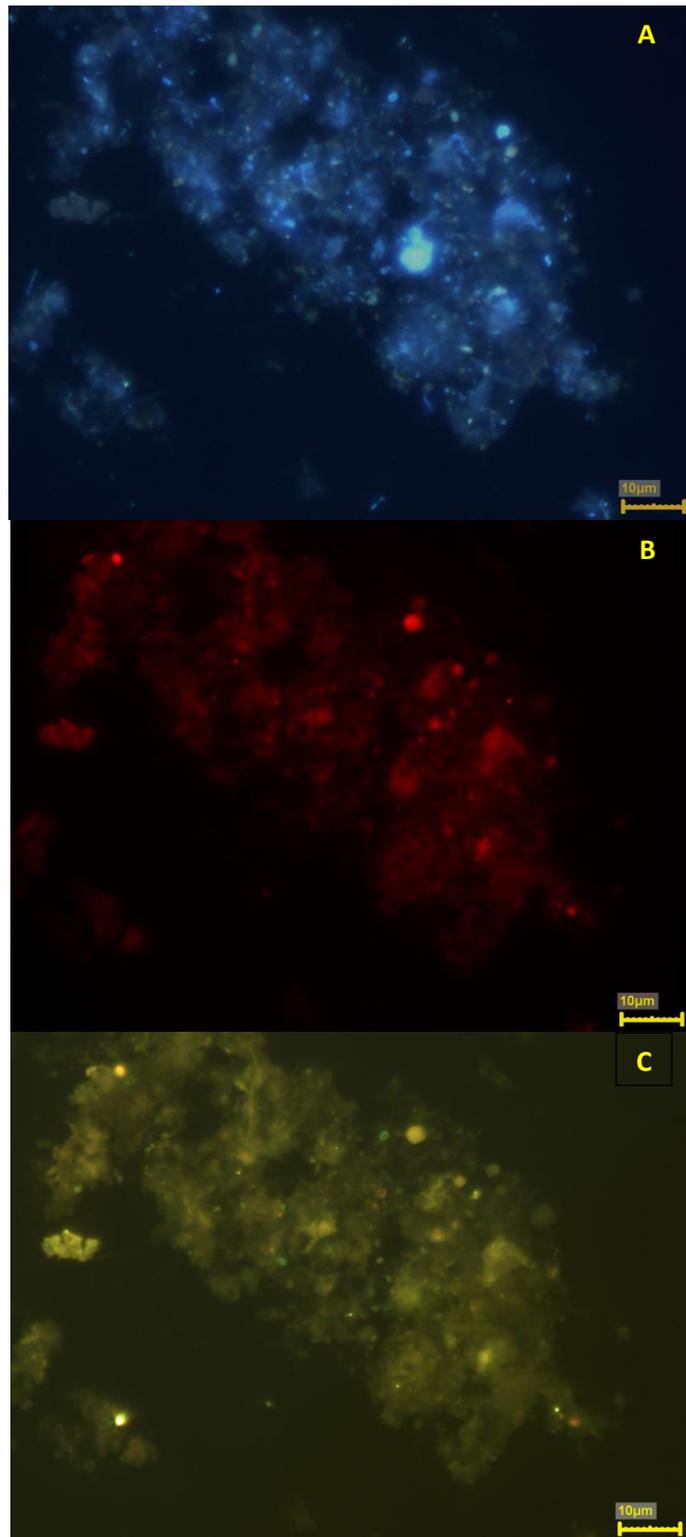


Figura 67 Analisi FISH effettuata sul campione S1. Colorazione DAPI (A), ibridazione con sonda EUB 338 mix marcata con fluorocromo FITC verde (B) e con sonda ARK 915 marcata con fluorocromo Cy3, rosso (C).
Barra 10 µm

Alla fine della fase S2 la caratterizzazione microbiologica ha evidenziato l'arricchimento del fango microbico dell'impianto di batteri metanigeni idrogenotrofi, ciò confermato dalla risposta positiva della sonda MB311 (marcata con fluorocromo FITC - verde) specifica dell'ordine tassonomico Methanobacteriales, phylum ARCHEA, ricco di generi metanigeni idrogenotrofi (Figura 68).

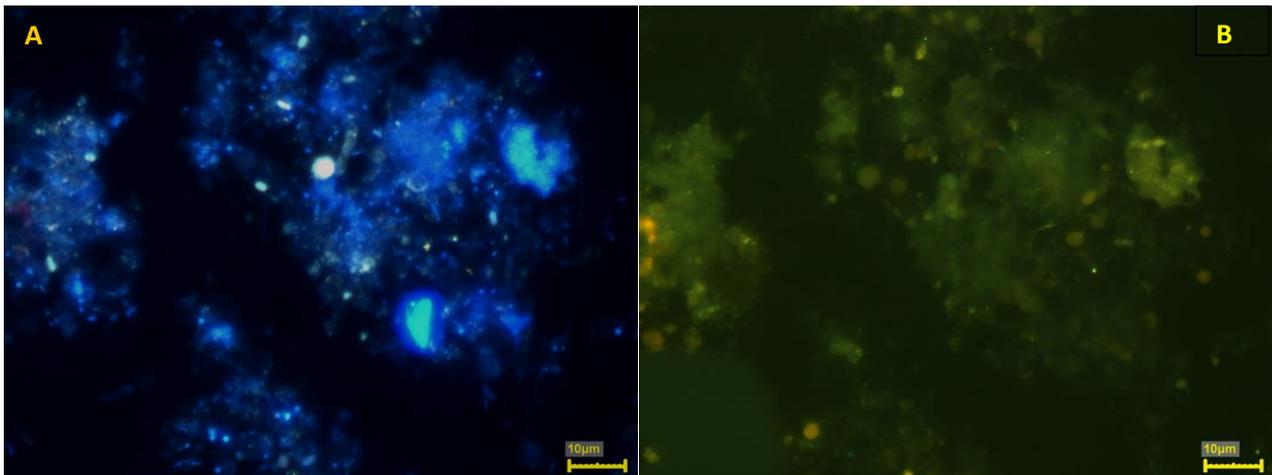


Figura 68 Analisi FISH condotta sul campione S2: colorazione DAPI (A) e ibridazione con la sonda MB 311, fluorocromo FITC - verde (B) specifica dell'ordine tassonomico Methanobacteriales Barra 10 µm

L'osservazione microscopica della fluorescenza naturale del campione S2 (Figura 69) riporta la presenza di metanigeni con morfologia a bastoncino-filamentosa, oltre alle forme evidenziate dai risultati della FISH.

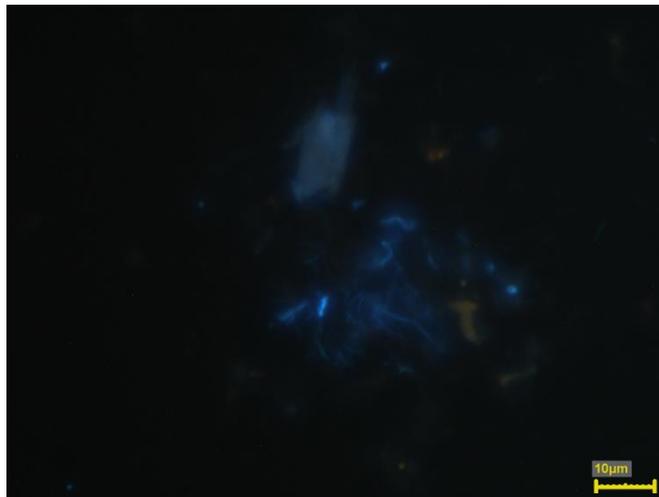


Figura 69 Osservazione in epifluorescenza del campione S2 con filtro di eccitazione alla lunghezza d'onda di 420 nm con emissione lunghezza d'onda di 470 nm della fluorescenza naturale della biomassa microbica. Barra 10 µm

Dalle osservazioni al microscopiche effettuate al termine dell'ultima fase di sperimentazione (S3), in cui il reattore è stato alimentato con la miscela di H_2/CO_2 in maniera continua attraverso il dispositivo di cavitazione idrodinamica, riportano un'evidente *shift* dal punto vista morfologico della biomassa microbica data la presenza di specie metanogene morfologicamente caratterizzate da una geometria bastoncellare predominanti sulle altre. La positività all'ibridazione con le sonde ARK 915, marcata con fluorocromo Cy3 rosso (Figura 70), ed MB 311, marcata con fluorocromo FITC verde specifica dell'ordine tassonomico Methanomicrobiales (Figura 71), ci fa ipotizzare la presenza di microrganismi appartenenti al genere termofilo *Methanothermobacter*. Dalla letteratura risulta che tali microrganismi, dalla tipica forma bastoncellare o a filamento, sono caratterizzati da un metabolismo esclusivamente idrogenotrofo e sono stati riscontrati in altri impianti con produzione di CH_4 esclusivamente a partire da CO_2 e H_2 [85].

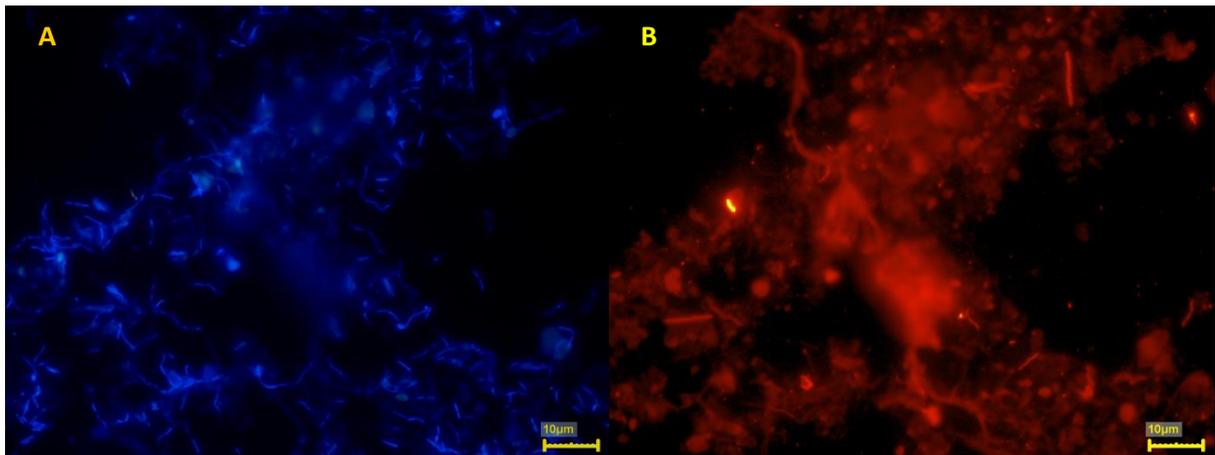


Figura 70 Analisi FISH condotta sul campione S3. Colorazione con DAPI (A) e ibridazione con la sonda ARK 915 marcata con fluorocromo Cy3-rosso (B). Entrambi i risultati rilevano la comparsa e l'abbondanza di specie con morfologia a bastoncino o filamentosa la cui appartenenza tassonomica, è da affiliare all'ordine Methanomicrobiales. Barra 10 µm

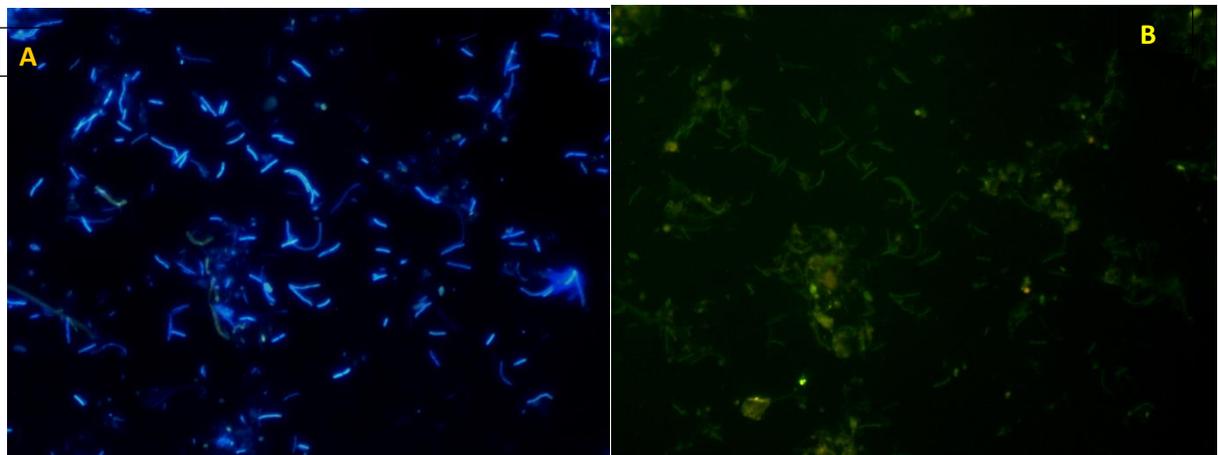


Figura 71 Analisi FISH condotta sul campione S3. Colorazione con DAPI (A) e ibridazione con la sonda MB 311 marcata con fluorocromo FITC-verde (B), specifica dell'ordine tassonomico Methanobacteriales, morfologicamente simile al genere Methanothermobacter, idrogenotrofo stretto, termofilo. Barra 10 µm

Dalle principali evidenze sperimentali è possibile concludere che:

- Il processo di cavitazione idrodinamica è applicabile come sistema per favorire la dissoluzione di substrati gassosi nel liquor di processo, favorendo la loro captazione da parte dei microrganismi idrogenotrofi e la conversione in metano.
- L'attività biologica dei microrganismi idrogenotrofi termofili non sembra essere inibita dall'azione del cavitatore, mostrando una sostanziale stabilità a lungo termine in assenza di un controllo esterno del pH e di dosaggio di nutrienti.
- All'aumentare del carico di substrati è corrisposto un incremento lineare delle rese di produzione volumetrica specifica di metano, che nelle condizioni di massimo carico applicato ($10 \text{ m}^3 \text{H}_2/\text{m}^3 \text{d}$, $2,5 \text{ m}^3 \text{CO}_2/\text{m}^3 \text{d}$) ha raggiunto un valore di circa $2 \text{ m}^3 \text{CH}_4/\text{m}^3 \text{d}$, rimanendo sostanzialmente costante anche dopo una riduzione di circa il 30% della potenza di funzionamento del dispositivo di cavitazione controllata. Ulteriori approfondimenti sono necessari per l'ottimizzazione energetica complessiva del processo proposto, che mirino da una parte ad aumentare la produzione di metano e dall'altra a ridurre i consumi di specifici di energia.
- Nelle condizioni di processo testate tramite la cavitazione idrodinamica controllata è possibile ottenere efficienze di utilizzazione di H_2 e CO_2 prossime al 100% a bassi regimi di pressione (2bar) e in assenza di ricircolo di gas dello spazio di testa, nonché di ulteriori accorgimenti per favorire la ritenzione nel gas nel liquor di processo (es. corpi di riempimento).

- Il tenore di CH₄ medio assunto al termine di ciascuna fase sperimentale è risultato sempre in linea con le prescrizioni fornite dalla normativa tecnica, che regola l'immissione nella rete di distribuzione del gas naturale.

3 Conclusioni

La linea di attività LA 5.1 si è focalizzata sulla messa a punto di strumenti e tecnologie mirate a garantire la sostenibilità ambientale ed economica dei servizi idrici, con particolare riferimento all'obiettivo del miglioramento del bilancio energetico dei sistemi di raccolta, collettamento e depurazione delle acque reflue. Tale obiettivo di ottimizzazione energetica è stato perseguito in sinergia con la tutela dell'ambiente e con il recupero di risorse come acqua e nutrienti, secondo i paradigmi e le logiche dell'economia circolare.

Le attività hanno previsto la validazione di una metodologia di classificazione energetica per gli impianti di depurazione delle acque reflue, già sviluppata nell'ambito del progetto D6, PAR 2017 e PAR 2018 della Ricerca di Sistema Elettrico, che è stata testata su alcuni casi studio, consistenti in 3 impianti di depurazione ricadenti nella classe dimensionale 50.000-200.000 A.E. Al fine di agevolare l'applicazione della metodologia, si è inoltre proceduto alla programmazione e messa a punto di un tool software in ambiente Visual Basic for Applications. Il tool sviluppato è stato quindi testato, tramite applicazione a casistiche relative ad impianti di depurazione delle acque reflue. Nelle attività successive (LA 5.3) il tool di classificazione energetica sarà integrato in uno strumento software, utilizzabile per l'analisi di scenari energetici e per la valutazione della carbon footprint di impianti di depurazione, che implementerà anche indicatori di circolarità e sostenibilità.

È stata inoltre affrontata la problematica della corretta gestione delle acque meteoriche e dei conseguenti sversamenti dai sistemi fognari, con i relativi impatti energetici, oltre che ambientali, che tale gestione determina sui sistemi di depurazione. A tale scopo, sono stati analizzati diversi scenari di intervento sul sistema di drenaggio e ne sono stati valutati i vantaggi in termini di gestione dell'impianto di depurazione in tempo di pioggia (i.e. minori fughe di solidi dai sedimentatori), di prestazioni depurative e di fabbisogni energetici dei processi di trattamento. Le prestazioni dei vari scenari analizzati sono state raffrontate con quelle relative allo scenario attuale, in assenza di interventi, individuando così le soluzioni più efficaci ed energeticamente efficienti. A complemento di tali valutazioni, sono stati analizzati gli impatti ambientali associati all'attivazione dei by-pass degli impianti di depurazione, che comportano un ulteriore flusso di acque reflue non trattate nell'ambiente, che va a sommarsi ai contributi degli scolmatori delle reti fognarie (valutati nella LA 5.4). In conclusione, dal punto di vista degli impatti ambientali, gli scenari più sostenibili sono quelli che prevedono l'impiego di Nature Based Solutions (i.e. tetti verdi e superfici permeabili), con o senza sistema di Real Time Control dei deflussi lungo la rete di drenaggio. Tali scenari presentano anche vantaggi gestionali e migliori prestazioni energetiche (con un risparmio stimato del 15 % rispetto all'alternativa del trattamento delle acque di pioggia in impianto). Va considerato che le valutazioni sono state effettuate su un impianto di piccola taglia, appositamente dimensionato per il fabbisogno di trattamento della rete fognaria considerata (quartiere Fossolo di Bologna), con una configurazione tipica del panorama italiano attuale. Si ritiene ragionevole che, per configurazioni impiantistiche più avanzate ed ottimizzate energeticamente, i benefici energetici ed ambientali conseguibili possano risultare assai più rilevanti. Ad esempio, per impianti che ottimizzino il recupero dell'energia chimica dei reflui tramite la digestione anaerobica, la possibilità di trattare un effluente più concentrato può determinare recuperi energetici superiori e rendere economicamente sostenibile tale recupero, anche in impianti di taglia medio piccola. Un altro vantaggio di queste misure, che comportano l'esclusione totale o parziale delle acque meteoriche, più fredde, dalle fognature, è valutabile in termini di recupero di energia termica dalle acque fognarie, che sarà oggetto delle linee di attività dei prossimi anni. In ultimo, vanno considerati gli ulteriori contributi derivanti dall'applicazione di NBS all'incremento della resilienza dei sistemi urbani (grazie ad esempio alla mitigazione degli impatti degli eventi meteorici) ed alla gestione e conservazione delle risorse idriche (grazie ad esempio all'infiltrazione per la ricarica delle falde). Le valutazioni effettuate risultano di particolare rilevanza anche come supporto ai futuri sviluppi normativi.

Infine, nell'ottica di fornire dati operativi relativi a tecnologie innovative, con forte impatto sul bilancio energetico del settore, è stato implementato per la prima volta su scala pilota un processo di metanogenesi idrogenotrofa ex-situ, accoppiato ad un sistema innovativo di trasferimento gas-liquido basato sulla cavitazione idrodinamica controllata. Dai risultati sperimentali è stato possibile stabilire che il sistema nel suo complesso è in grado di garantire una efficienza media di conversione in metano, nelle condizioni di stato pseudo stazionario, dell'ordine dell'80%, con ulteriori importanti margini di ottimizzazione visto il raggiungimento di picchi superiori al 90%. Inoltre, con riferimento alla solubilizzazione dei substrati gassosi (H_2 e CO_2) nel mezzo liquido, realizzata mediante dispositivo di cavitazione idrodinamica accoppiato al reattore

metanigeno, è stato osservato un tasso di trasferimento sia per l' H_2 che per la CO_2 prossimo al 100%, senza che si osservino particolari effetti inibitori sull'attività biologica dei microrganismi metangeni idrogenotrofi. I risultati sperimentali consentono quindi di confermare la validità del processo di metanazione idrogenotrofa ex situ testato, evidenziando elevati rendimenti di trasferimento dei flussi gassosi nel mezzo liquido e di loro successiva conversione metanigena. Tali riscontri giustificano le ulteriori azioni di sviluppo sperimentale che si intende implementare, finalizzate ad una valutazione della stabilità del processo a lungo termine con l'immissione diretta di biogas ed idrogeno, nonché all'ottimizzazione delle performance energetiche complessive del sistema proposto. Tali azioni saranno oggetto delle LA 5.2 e LA 5.3.

4 Riferimenti bibliografici

- [1] Terna (2019) Rapporto annuale: consumi, https://download.terna.it/terna/6-CONSUMI_8d726f170b61362.pdf
- [2] REEF 2W - Increased renewable energy and energy efficiency by integrating, combining and empowering urban wastewater and organic waste management systems, <https://www.interreg-central.eu/Content.Node/REEF-2W.html>
- [3] Autorità per l'energia elettrica il gas e il sistema idrico (2017), Relazione annuale sullo stato dei servizi e sull'attività svolta, https://www.arera.it/it/relaz_ann/17/17.htm
- [4] Pistocchi, A., Dorati, C., Grizzetti, B., Udias, A., Vigiak, O., Zanni, M., "Water quality in Europe: effects of the Urban Wastewater Treatment Directive. A retrospective and scenario analysis of Dir. 91/271/EEC", EUR 30003 EN, Publications Office of the European Union, Luxembourg, 2019, ISBN 978-92-76-11263-1, doi:10.2760/303163, JRC115607
- [5] Mileu. (2016) "Assessment of impact of storm water overflows from combined waste water collecting systems on water bodies (including the marine environment) in the 28 EU Member States" Specific Contract No. 070201/2014/SFRA/693725/ENV/C.2
- [6] Direttiva 91/271/CEE del Consiglio, del 21 maggio 1991, concernente il trattamento delle acque reflue urbane (GU L 135 del 30/05/1991)
- [7] Direttiva 2000/60/CE del Parlamento Europeo e del Consiglio, del 23 ottobre 2000 che istituisce un quadro per l'azione comunitaria in materia di acque (GU L 327 del 22.12.2000)
- [8] Direttiva 2006/7/CE del Parlamento europeo e del Consiglio, del 15 febbraio 2006, relativa alla gestione della qualità delle acque di balneazione e che abroga la direttiva 76/160/CEE (GU L 64 del 4.3.2006)
- [9] Direttiva 2006/118/CE del Parlamento Europeo e del Consiglio, del 12 dicembre 2006, sulla protezione delle acque sotterranee dall'inquinamento e dal deterioramento
- [10] Direttiva 2008/105/CE del Parlamento Europeo e del Consiglio, del 16 dicembre 2008, relativa a standard di qualità ambientale nel settore della politica delle acque, recante modifica e successiva abrogazione delle direttive del Consiglio 82/176/CEE, 83/513/CEE, 84/156/CEE, 84/491/CEE e 86/280/CEE, nonché modifica della direttiva 2000/60/CE del Parlamento europeo e del Consiglio (GU L 348 del 24.12.2008)
- [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] Papiri S., Bertanza G., Todeschini S. (2008), "Le acque meteoriche di dilavamento e gli impianti di depurazione urbani: problemi progettuali e gestionali". Atti XXXI Convegno Nazionale di idraulica e Costruzioni Idrauliche, Perugia, 9-12 settembre 2008, ISBN/ISSN: 978-88-6074-220-9, Morlacchi Editore, Perugia, Italia.
- [13] Sirishantha, Uvini, Rathnayake, Upaka. (2017). "Sustainable urban drainage systems (SUDS) – What it is and where do we stand today?". Engineering and Applied Science Research. 44. 235-241. 10.14456/easr.2017.36.
- [14] Artina, S., Bardasi, G., Borea, F., Franco, C., Maglionico, M., Paoletti, A., Sanfilippo, S., (1999) "Water quality modelling in ephemeral streams receiving urban overflows. The pilot study in Bologna". Proc. 8th Int. Conf. on Urban Storm Drainage, ICUSD, Sydney, pp. 1589–1596.
- [15] Gnecco I., Berretta C., Lanza L.G., La Barbera P. (2005). "Storm water pollution in the urban environment of Genoa, Italy" Atmospheric Research, 77 (1-4 SPEC. ISS.), pp. 60-73.
- [16] Todeschini S. (2005), "Qualità delle acque meteoriche di dilavamento di aree urbanizzate". Atti della Giornata di Studio Gestione delle acque meteoriche di dilavamento: un approccio integrato, Varese (Italia), 6 maggio 2005.
- [17] Ellis J.B., "Pollutional Aspects of Urban Runoff. Urban Runoff Pollution", Torno H.C., Marsalek J., Desbordes M. (Eds.) NATO ASI Series G: Vol. 10 Springer-Verlag 1-38.
- [18] Barco O.J., Ciaponi C., Papiri S., "Pollution in storm water runoff. Two cases: an urban catchment and a highway toll gate area", Proceedings of 5th Int. Conference on Sustainable Techniques and Strategies in Urban Water Management, Lyon, France, 6-10 June 2004.
- [19] Diaz-Fierros T.F., Puerta J., Suarez J., Diaz-Fierros V.F. (2002) "Contaminant loads of CSOs at the wastewater treatment plant of a city in NW Spain" Urban Water, 4 (3), pp. 291-299.

- [20] Regneri, M., 2015. "Modeling and multi-objective optimal control of integrated wastewater collection and treatment systems in rural areas based on fuzzy decision-making". Dissertation Technischen Universität Graz
- [21] Choe, J., Bang, K., Lee, J. (2002) 'Characterization of surface runoff in urban areas', *Water Science & Technology*, 45(9), 249–254.
- [22] Lee, J.H., Bang, K.W. (2000) 'Characterization of urban stormwater runoff', *Water Research*, 34(6), 1773–1780.
- [23] Kafi, M., Gasperi, J., Moilleron, R., Gromaire, M.C., Chebbo, G. (2008) 'Spatial variability of the characteristics of combined wet weather pollutant loads in Paris', *Water Research*, 42(3), 539–549.
- [24] Brombach, H., Weiss, G., Fuchs, S. (2005) 'A new database on urban runoff pollution: comparison of separate and combined sewer systems', *Water Science & Technology*, 51(2), 119–128.
- [25] L. Masotti (2011). "Depurazione delle acque. Tecniche ed impianti per il trattamento delle acque di rifiuto". Ediagricole-New Business Media
- [26] L. Bonomo, (2008) "Trattamenti delle acque reflue", Ed. McGraw-Hill Education
- [27] EnviroSim Associates Ltd. (2015). "BioWin", <http://envirosim.com/products/biowin>.
- [28] 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.
- [29] 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.
- [30] 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.
- [31] K. Venkatapathi, "Nutrient management control regulation and preparedness of a northern Colorado waste water treatment plant" Dissertation, Colorado State University, Fort Collins, Colorado, 2013.
- [32] 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.
- [33] 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.
- [34] 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.
- [35] M. Campanelli, P. Foladori, M. Vaccari, *Consumi elettrici ed efficienza energetica nel trattamento delle acque reflue*, 2013, Ed. Maggioli.
- [36] P. J. Phillips A. T. Chalmers, J. L. Gray, D. W. Kolpin, W. T. Foreman, G. R. Wall, "Combined Sewer Overflows: An Environmental Source of Hormones and Wastewater Micropollutants". *Environ. Sci. Technol.* 2012, 46, 5336–5343.
- [37] Benotti, M. J.; Brownawell, B. J. Distributions of pharmaceuticals in an urban estuary during both dry- and wet-weather conditions. *Environ. Sci. Technol.* 2007, 41, 5795–5802.
- [38] Riechel, M., Matzinger, A., Pawlowsky-Reusing, E., Sonnenberg, H., Uldack, M., Heinzmann, B., Caradot, N., von Seggern, D., Rouault, P., Impacts of combined sewer overflows on a large urban river – Understanding the effect of different management strategies, *Water Research* (2016), doi: 10.1016/j.watres.2016.08.017.
- [39] Marsalek, J., 2005. *Evolution of urban drainage: from cloaca maxima to environmental sustainability*, I Covegno Acqua e Città, Sorrento, Italy.
- [40] P. G Kougias, L. Treu, D.P. Benavente, K. Boe, S. Campanaro, I. Angelidaki, "Ex-situ biogas upgrading and enhancement in different reactor systems", *Bioresource Technology*, 225 (2017), 429-437
- [41] M. Campanelli, P. Foladori, M. Vaccari, "Consumi elettrici ed efficienza energetica nel trattamento delle acque reflue, *Ambiente e Territorio*", 232 (2013), 215-306 Maggioli Editore.

- [42] G. Bortoluzzi, M. Gatti, F. Capra, N. Labartino, G. Lombardelli, F. Magli, S. Piccinini, S. Picone, A. Sogni, S. Valentini, "Linee guida per lo sviluppo della filiera del biometano in Emilia-Romagna", - Progetto Biomether, LIFE12ENV/IT/308, Giugno 2019
- [43] I. Angelidaki, L. Treu, P. Tsapekos, G. Luo, S. Campanaro, H. Wenzel, "Biogas upgrading and utilization: current status and perspectives" *Biotechnology Advances*, 36 (2) (2018), 452-466
- [44] I.U. Khan, M.H.D. Othman, H. Hashim, T. Matsuura, A.F. Ismail, M. Rezaei-DashtArzhandi, I. Wan Azelee, "Biogas as a renewable energy fuel – a review of biogas upgrading, utilisation and storage", *Energy Conversion and Management*, 150 (2017), 277-294
- [45] E. Ryckebosch, M. Drouillon, H. Vervaerenc, "Techniques for transformation of biogas to biomethane", *Biomass and Bioenergy* 35 (5), 2011, 1633-1645
- [46] R. Muñoz, L. Meier, I. Diaz, D. Jeison, "A review on the state-of-the-art of physical/chemical and biological technologies for biogas upgrading". *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, 14(4), 727–759.
- [47] Y. Liu and W.B. Whitman, "Metabolic, Phylogenetic, and Ecological Diversity of the Methanogenic Archaea", *Annals of the New York Academy of Sciences*, 1125 (2018), 171-189
- [48] V. Corbellini, A. Catenacci, F. Malpei "Hydrogenotrophic biogas upgrading integrated into WWTP: enrichment strategy, *Water Science & Technology*, 79 (4) (2019) 759–770
- [49] L. Lardon "Full scale demonstration of energy positive sewage treatment plant concepts towards market penetration" Munich 17/05/2018
- [50] P. Collet, E. Flottes, A. Favre, L. Raynal, H. Pierre, S. Capela, C. Peregrina, "Techno-economic and Life Cycle Assessment of methane production via biogas upgrading and power to gas technology", *Applied Energy*, 192 (2017), 282-295.
- [51] S. Rönsch, J. Schneider, S. Matthischke, M. Schlüter, M. Götz, J. Lefebvre, P. Prabhakaranb, S. Bajohr "Review on methanation – From fundamentals to current project", *Fuell*, 166 (2016), 276-296
- [52] M. Götz, J. Lefebvre, F. Mörs, AMD. Koch, F. Graf, S. Bajohr, R. Reimert, T. Kolbb, "Renewable Power-to-Gas: A technological and economic review" *Renewable Energy*, 85 (2016), 1371-1390
- [53] M. Bailera, P. Lisbona, L.M. Romeo, S. Espatolero, "Power to Gas projects review: Lab, pilot and demo plants for storing renewable energy and CO₂", *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 69 (2017), 292-312
- [54] L. Lardon Biocat – Power to Gas technology by Biological methanation Integration to a resource treatment plant, Biocat Project
- [55] M.A. Voelklein, D. Rusmanis, J.D. Murphy "Biological methanation: Strategies for in-situ and ex-situ upgrading in anaerobic digestion" *Applied energy* 235 (2019), 1061-1071
- [56] N.J.R. Kraakman, J. Rocha-Rios, M.C.M. Van Loosdrecht, "Review of mass transfer aspects for biological gas treatment" *App Microbiol Biotechnol* 91 (2011), 873-886
- [57] G. Luo, I. Angelidaky, "Hallow fiber membrane based H₂ diffusion for efficient in situ biogas upgrading in an anaerobic bioreactor", *App Microbiol Biotechnol*, 97 (2013), 1373-1381
- [58] M.B. Jensen, M.V.W. Koefed, K. Fischer, N.V. Voigt, L.M. Agneessens, D.J. batsone, L.D.M. Ottesen, "Venturi-type injection system as potential H₂ mass transfer technology for full scale *in situ* biomethanation" *Applied Energy* 222 (2018) 840-846
- [59] I. Díaz, C. Pérez, N. Alfaro, F. Fdz-Polanco, "A feasibility study on the bioconversion of CO₂ and H₂ to biomethane by gas sparging through polymeric membranes, *Bioresource Technology*, 185 (2015), 246-253
- [60] N. Alfaro, M. Fdz-Polanco, F. Fdz-Polanco, I. Díaz, "Evaluation of process performance, energy consumption and microbiota characterization in a ceramic membrane bioreactor for ex-situ biomethanation of H₂ and CO₂" *Bioresource Technology*, 258 (2018), 142-150
- [61] J.J. Orgill, H.K. Atiyeh, M. Devarapalli, J.R. Phillips, R.S. Lewis, R.L. Huhnke "A comparison of mass transfer coefficients between trickle-bed, hollow fiber membrane and stirred tank reactors" *Bioresource Technology* 133 (2013), 340-346
- [62] I. Bassani, P.G. Kougias, L. Treu, H. Porté, S. Campanaro, I. Angelidaki, Optimization of hydrogen dispersion in thermophilic up-flow reactors for ex situ biogas upgrading, *Bioresource Technology* 234 (2017) 310–319
- [63] M.R. Martin, J.J. Fornero, R. Stark, L. Mets, L.T. Angenent, "A single-culture bioprocess of *Methanothermobacter thermautotrophicus* to upgrade digester biogas by CO₂ -to-CH₄ conversion with H₂". *Archaea* 2013; 2013:157529.

- [64] D. Strübing, A.B. Moeller, B. Mößnang, M. Lebuhn, J.E. Drewes, K. Koch, Anaerobic thermophilic trickle bed reactor as a promising technology for flexible and demand-oriented H₂/CO₂ biomethanation”, *Applied Energy* 232 (2018), 543-554
- [65] V. Corbellini, P.G. Kaugias, L. Treu, I. Bassani, F. Malpei, “Hybrid biogas upgrading in a two stage thermophilic reactor”, *Energy Conversion and Management* 168 (2018) 1-10
- [66] I. Bassani, P.G. Kaugias, I. Angelidaki, “In situ biogas upgrading in thermophilic granular UASB reactor: key factor affecting the hydrogen mass transfer rate, *Bioresource technology*, 221 (2016) 485-491
- [67] L.M. Agneessens, L.D.M. Ottosen, N.V Voigt, J. L. Nielsen, D. De Jonge, C.H. Fischer, M.V.W. Kofoed” “In-situ biogas upgrading with pulse H₂ additions: the relevance of methanogen adaption and inorganic carbon level”, *Bioresource Technology*. 233 (2017), 256-263
- [68] A. Giordano, F. Di Capua, G. Esposito, F. Pirozzi, “Long-term biogas desulfurization under different microaerobic conditions in full-scale thermophilic digesters co-digesting high-solid sewage sludge”, *International Biodeterioration & Biodegradation*, 142 (2019) 131–136
- [69] A. Giuliano, C.M. Cellamare, R. Guzzinati, S. Tabacchioni, L. Chiarini, S. Bruni, G. Marghella, L. Petta, “Hydrodynamic cavitation as potential gas mass transfer system for ex situ hydrogenotrophic biomethanation” 5th IWA Specialized International Conference ‘Ecotechnologies for Wastewater Treatment (ecoSTP) 2020’ - June 22-26, 2020 - Milan, Italy
- [70] A. Giuliano, L. Zanetti, F. Micolucci, C. Cavinato, “Thermophilic two-phase anaerobic digestion of source-sorted organic fraction of municipal solid waste for bio-hythane production: effect of recirculation sludge on process stability and microbiology over a long-term pilot-scale experience”, *Water Science & Technology*, 69 (11) 2200–2209.
- [71] I. Bassani, P.G. Kougias, L. Treu, I. Angelidaki, “Biogas Upgrading via Hydrogenotrophic Methanogenesis in Two-Stage Continuous Stirred Tank Reactors at Mesophilic and Thermophilic Conditions”, *Environmental Science and Technology*, 33 49 (2015), 12585-12593
- [72] Three ES, “Controlled Cavitation Device” European Patent EP3097973A1, 2016/48
- [73] APHA, AWWA, WPCF, 2005. *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater*, 21st ed, Washington, DC
- [74] F. Malaspina, C.M. Cellamare, L. Stante, G. Bortone, A. Tilche, “Gas chromatography of organic acids produced during anaerobic digestion process”. *Inquinamento*, 42 20, (2000), 58-64
- [75] A. Rizzo, C. Telloli, “Analytical Techniques for a Rapid Determination of Nitrogen Content in Extra Virgin” Olive Oil”, *J Agron Agri Sci* (2019), 1: 005
- [76] T. Ullrich, J. Lindner, K. Bär, F. Mörs, F. Graf, A. Lemmer, “Influence of operating pressure on the biological hydrogen methanation in trickle-bed reactors”, *Bioresource Technology*, 247 (2018), 7-13
- [77] L.M. Agneessens, L.D.M. Ottosen, M. Andersen, C. Berg Olesen, A. Feilberg, M.V.W Kofoed, “Parameters affecting acetate concentrations during in-situ biological hydrogen methanation”, *Bioresource Technology*, 258 (2018), 33-40
- [78] R. I. Amann, W. Ludwig, and K. H. Schleifer. “Phylogenetic identification and in situ detection of individual microbial cells without cultivation”, *Microbiol. Rev.* 59, (1995), 143-169 Aman et al 1990
- [79] H. Daims, K. Stoecker and M. Wagner “Fluorescence in situ hybridization for the detection of prokaryotes,” in *Advanced Methods in Molecular Microbial Ecology*, A. M. Osborn and C. J. Smith Abingdon, Bios-Garland, (2005) 213–239
- [80] H. Daims, A. Bruhl, R. Amann, K. H. Schleifer, and M. Wagner. “The domain-specific probe EUB338 is insufficient for the detection of all Bacteria: development and evaluation of a more comprehensive probe” *Syst. Appl. Microbiol.* 22 (1999), 434-444
- [81] R. I. L, Amann, Krumholz. , D. A Stahl. “Fluorescent Oligonucleotide Probing of Whole Cells for Determinative Phylogenetic, and Environmental, Studies in Microbiology” . *Journal of bacteriology*, 172, 2. (1990), 762-770
- [82] G. Crocetti, M. Murto and L. Bjo”rnsson “An update and optimisation of oligonucleotide probes targeting methanogenic Archaea for use in fluorescence in situ hybridization (FISH)” *Journal of Microbiological Methods* 65 (2006), 194– 201
- [83] L. Raskin, , J. M. Stromley, B. E. Rittmann, and D. A. Stahl. “Group-specific 16S rRNA hybridization probes to describe natural communities of methanogens” *Appl. Environ. Microbiol.* 60, (1994), 1232-1240

- [84] D. Greuter, A. Loy, M. Horn, T. Rattei, "probe base- an online resource for rRNA-target oligonucleotide probes and primers: new features", *Nucleic Acids Res.* Jan 4;44, D1, (2016) D586-9 doi: 10.1093/nar/gkv1232.
- [85] I. Maus, D. Wibberg, A. Winkler, A. Pühler, A. Schnürer, A. Schlüter "Complete Genome Sequence of the Methanogen *Methanoculleus bourgensis* BA1 Isolated from a Biogas Reactor" 4, 3 e00568-16 *Genome Announcements* genomea.asm.org (2016)

5 Abbreviazioni ed acronimi

A.E.:	Abitanti Equivalenti
BC:	Bubble column
BOD:	Biochemical Oxygen Demand - Domanda biochimica di ossigeno
COD:	Chemical Oxygen Demand - Domanda chimica di ossigeno
CSO:	Combined Sewer Overflow - Sversamenti da sistemi fognari misti
CSTR:	Continuous Stirred Tank Reactor - Reattore a mescolamento continuo
DAPI:	4',6-diamidin-2-fenilindolo
FA:	Analisi Fattoriale
FBR:	Fluidized Bed Reactor - Reattore a letto fluido
FISH:	Fluorescent In Situ Hybridization - Ibridazione fluorescente in situ
GEI:	Indice di consumo globale
GEIinv:	Inversione dell'indice GEI rispetto ai valori di massimo
GC:	Gas Cromatografo
HRT:	Hydraulic Retention Time – Tempo di residenza idraulica
ID:	Impianto di Depurazione acque
KPI:	Key Performance Indicator -indicatore di performance
KMO:	Test statistico di adeguatezza campionaria di <i>Kaiser-Meyer-Olkin</i>
MBR:	Membrane Bio Reactor- Bioreattore a membrana
MPR:	Methane Production Rate - Produzione specifica di metano
NBS:	Nature Based Solutions - Soluzioni basate sulla natura
NWRM:	Natural Water Retention Measures - Misure di ritenzione idrica naturale
OLR:	Organic Load Rate
PA:	Alcalinità parziale
PTA:	Piano di Tutela delle Acque
RTC:	Real Time Control - Controllo in tempo reale dei deflussi
SII:	Servizio Idrico Integrato
SP:	Superfici permeabili
SST:	Solidi Sospesi Totali
SUDS:	Sustainable Urban Drenage Systems – Sistemi sostenibili di drenaggio urbano
TA:	Alcalinità totale
TCD:	Thermal Conductivity Detector
TN:	Total Nitrogen – Azoto totale
TP:	Total Phosphorus – Fosforo totale
TV:	Tetti verdi
UASB:	Up Flow Anaerobic Sludge Blanket
VBA:	Visual Basic for Applications
VFA:	Acidi grassi volatili.

6 Appendici

Appendice 1 – Dimensionamento dell'impianto di depurazione .

Lo schema di trattamento previsto a progetto è costituito da un sistema di pre-denitrificazione anossico, seguito da nitrificazione aerobica. Nella fase aerobica avviene tanto la ossidazione dell'azoto ammoniacale in parte già presente nel refluo e in parte derivante dall' ammonificazione dell'azoto organico e dell'urea, quanto la rimozione della sostanza organica. La popolazione batterica in questo tipo di reattore è costituita contemporaneamente da batteri autotrofi ed eterotrofi e il mantenimento delle condizioni stazionarie del reattore richiede che per entrambe queste popolazioni la nuova biomassa con pensi sempre quanto viene allontanato come fango di supero e quanto perso in sospensione nelle fluente depurato.

Essendo la velocità di crescita dei batteri autotrofi notevolmente ridotta rispetto agli eterotrofi, questo costituisce l'elemento limitante di cui tener conto nel dimensionamento.

Per il dimensionamento è stato realizzato un foglio di calcolo e di seguito è illustrata schematicamente la procedura seguita, per i dettagli si rimanda a [26].

Per il dimensionamento dell'impianto sono stati considerati i seguenti dati di progetto:

Portata media giornaliera (tempo asciutto):	1530 m ³ /giorno
Sostanza organica biodegradabile in ingresso (BOD):	230 mg/l
Sostanza organica biodegradabile in uscita (BOD):	10 mg/l
Azoto organico in ingresso (TKN):	46 mg/l
Azoto organico in uscita (TKN):	1,5 mg/l
Azoto nitrico in ingresso (NO ₃ -N):	0 mg/l
Azoto nitrico in uscita (NO ₃ -N):	10 mg/l
Solidi sospesi totali in ingresso (SST):	230 mg/l
Solidi sospesi totali in uscita (SST):	25 mg/l
Temperatura invernale dei reflui:	12°C
Ossigeno in vasca di nitrificazione:	2 mg/l
Solidi sospesi totali nel fango di ricircolo:	8 g/l

E' stata innanzitutto determinata la velocità di rimozione del substrato V_{NT} a partire dalla velocità massima di rimozione del substrato a T=20°C, riportandola al valore di riferimento per la temperatura T=12°C (temperatura minima invernale del refluo corrispondente alla condizione più sfavorevole per la crescita batterica) tramite l'opportuno coefficiente di correzione θ pari a 1.07 e tenendo conto degli effetti di limitazione rispetto ai valori massimi dovuti alla concentrazione di TKN e ossigeno effettivamente previste nel reattore.

$$(\hat{v}_N)_T = (\hat{v}_N)_{20} \cdot \frac{\text{TKN}}{k_{\text{TKN}} + \text{TKN}} \cdot \frac{\text{O.D.}}{k_O + \text{O.D.}} \cdot \theta^{T-20}$$

Per reflui urbani è possibile assumere (V_N)₂₀ = 5 kg TKN kg SSV⁻¹ giorno⁻¹

per la costante di semisaturazione relative al TKN il valore di 1 mg TKN L⁻¹

per la costante di semisaturazione relative al TKN ed all'ossigeno disciolto il valore di 1 mg O₂ L⁻¹

E' stato quindi possibile determinare (μ_N)_T la velocità di crescita della biomassa nitrificante alla temperatura di riferimento T di 12 °C (temperatura minima invernale dell'acqua corrispondente alla condizione più sfavorevole per la crescita batterica) come prodotto tra la velocità di rimozione del substrato V_{NT} ed il tasso di crescita cellulare Y_N che, per reflui urbani può essere assunto pari a 0,18 kg SSV kg TKN⁻¹

$$(\mu_N)_T = Y_N \cdot V_{NT}$$

Si è quindi calcolato il minimo tempo di residenza cellulare della biomassa nitrificante, compatibile con il mantenimento della stessa nel sistema, sottraendo alla velocità di crescita della biomassa nitrificante (μ_N)_T la velocità di scomparsa batterica (k_d)_N.

$$\text{SRT} = (\mu_N)_T - (k_d)_N$$

Per reflui urbani è possibile assumere $(k_d)_N = 0,05 \text{ kg SSV kg SSV}^{-1} \text{ giorno}^{-1}$

Nel dimensionamento degli impianti, il valore di SRT così ricavato deve essere incrementato, così da assicurare un margine di sicurezza che permetta di gestire eventuali punte prolungate di carico e rallentamenti del processo dovuti per esempio ad effetti di inibizione. FS viene scelto nell'intervallo 1,5-2,0 in funzione della variabilità dell'alimentazione e dell'entità dei rischi potenziali.

$$SRT_{CAL} = FS \cdot SRT$$

E' quindi stato possibile calcolare la biomassa denitrificante nel sistema dividendo il carico di azoto che deve essere ossidato, (pari al totale rimosso diminuito del quantitativo necessario al metabolismo della biomassa eterotrofa), per la velocità di nitrificazione.

$$X_N = f \cdot X = \frac{q_c \cdot [TKN_0 - TKN_e - 0,05 \cdot (S_0 - S_e)]}{(v_N)_T}$$

Tenendo conto della frazione di biomassa nitrificante sulla biomassa totale, calcolabile con la seguente:

$$f = \left(1 + \frac{Y_E \cdot (S_0 - S_e) - [(k_d)_E \cdot (X_V)_E] / q}{Y_N \cdot [TKN_0 - TKN_e - 0,05 \cdot (S_0 - S_e)] - [(k_d)_N \cdot (X_V)_N] / q} \right)^{-1}$$

Nella quale si può assumere Y_E pari a $0,8 \text{ kg SSV kg BOD}^{-1}$

E' risultato che la biomassa totale che occorre mantenere nel sistema è

$$X_V = \frac{X_N}{f}$$

Assumendo un rapporto tra solidi sospesi volatili e totali nella biomassa pari a 0,7 si è ricavata la massa totale di solidi in fase di aerazione. Ponendo per sicurezza il valore di concentrazione di biomassa nel ricircolo dei fanghi secondari $x_r = 8 \text{ kg SS/m}^3$, che può essere con ragionevole certezza mantenuto in condizioni di esercizio ed un valore di concentrazione di biomassa nella miscela aerata di $x = 3,5 \text{ kg SS/m}^3$, si è ottenuto il volume necessario per la vasca di nitrificazione come rapporto tra la massa totale e la concentrazione della miscela aerata.

Il dimensionamento condotto in base al tempo di residenza cellulare è stato verificato calcolando il carico del fango applicato al sistema e per le condizioni di alimentazione di punta.

Per il dimensionamento del reattore di denitrificazione si è proceduto innanzitutto alla determinazione del carico di nitrati da rimuovere come differenza tra il carico generato in vasca di nitrificazione ed il carico ammesso allo scarico. Per questo, tenendo conto delle limitate dimensioni dell'impianto è stato assunto un valore di concentrazione di nitrati allo scarico pari a 10 mg/l .

La biomassa nel reattore di denitrificazione è stata valutata con la seguente formula:

$$(X_V)_D = \frac{\Delta N_{DEN} \cdot \theta^{20-T} - 0,030 \cdot B_b}{0,029}$$

Da cui è stato possibile ricavare il volume della vasca modo analogo a quanto fatto per la nitrificazione.

Si è quindi determinato il fattore di ricircolo cioè l'entità del ricircolo necessario ad assicurare la concentrazione di nitrati allo scarico stabilita, in funzione delle caratteristiche dei reflui alimentati al sistema e delle concentrazioni di BOD e di TKN ammesse allo scarico.

$$r = \frac{TKN_0 - TKN_e - (NO_3)_e - 0,05 \cdot (S_0 - S_e)}{(NO_3)_e}$$

Dal fattore r è stata calcolata la portata di ricircolo della miscela aerata.

Per il dimensionamento dei sistemi di aerazione si è calcolato il consumo di ossigeno massimo (cioè quello del periodo estivo) tenendo conto della respirazione attiva ed endogena, del fabbisogno per la nitrificazione e del parziale recupero dell'ossigeno utilizzato per l'ossidazione del TKN, grazie al fatto che i nitrati riciccolati in

vasca di denitrificazione sostituiscono in parte l'ossigeno libero come accettori di elettroni nelle reazioni di ossidazione della sostanza organica. Da tale fabbisogno è stata calcolata la capacità dei sistemi di insufflazione per un sistema di aerazione di diffusori a bolle fini.

Per quanto riguarda il sedimentatore secondario, la superficie della vasca è stata calcolata in base al flusso solido ($6 \text{ kg SS m}^{-2} \text{ h}^{-1}$), al carico idraulico in tempo secco ($0,8 \text{ m h}^{-1}$) e al carico idraulico in tempo di pioggia ($1,2 \text{ m h}^{-1}$), assumendo il maggiore dei valori risultanti. L'altezza è stata fissata in 3 m.

Il processo di depurazione delle acque reflue progettato comporta la produzione di fanghi che devono essere adeguatamente trattati prima dello smaltimento. I fanghi sono costituiti da sospensioni concentrate dei materiali rimossi nel corso dei trattamenti, nel nostro caso la componente volatile risulta prevalente, essendo costituita dal materiale organico sedimentabile all'origine nei reflui, da inquinanti organici bioflocculati e dalla biomassa di supero.

Il trattamento e lo smaltimento dei fanghi impatta pesantemente sul bilancio energetico e su quello complessivo dell'impianto con costi che possono avvicinarsi al 40-45 % dell'onere complessivo di costruzione e di esercizio dei depuratori.

Prioritaria è la riduzione dell'umidità dei fanghi che determina notevoli vantaggi nei successivi trattamenti, consentendo di evitare inutili sovraccarichi idraulici nelle fasi di stabilizzazione di disidratazione. Per questo si è progettato innanzitutto un trattamento di ispessimento. La tipologia di ispessitore, a gravità, selezionata per questo impianto è la più semplice e la più utilizzata per l'addensamento dei fanghi.

L'ispessitore è stato dimensionato semplicemente partendo dal carico di sostanza secca alimentato e assumendo un valore conservativo di flusso solido FS di $35 \text{ kg SS m}^{-2} \text{ giorno}^{-1}$.

Il trattamento depurativo progettato per questo impianto si caratterizza per bassi valori del carico del fango e quindi per alti valori del tempo di residenza cellulare (SRT). Questo fa sì che il fango estratto sia già abbastanza stabilizzato. Per uno smaltimento sicuro è però necessaria una ulteriore fase di stabilizzazione aerobica che interessa i soli fanghi. In questo tipo di reattore il solo substrato organico disponibile è costituito dalle sostanze volatili contenute nei fanghi stessi. Nel reattore si realizzano condizioni per cui, data la scarsità di materiale biodegradabile incluso nel fango, interviene anche una riduzione della stessa massa batterica per via della cosiddetta respirazione endogena.

Il criterio su cui si è basato il dimensionamento della vasca di stabilizzazione aerobica è quello di nell'assegnare un valore di tempo di residenza cellulare SRT_{tot} , complessivo (tra linea acque e linea fanghi), adeguato al livello di stabilizzazione desiderato. Tale valore è funzione della temperatura e della percentuale di solidi volatili che si vuole rimuovere. Per il valore di abbattimento desiderato (attorno al 35 %), si è assunto:

$$SRT_{tot} \cdot T = 320^{\circ}\text{C}$$

Si è quindi calcolato il tempo di residenza cellulare che deve essere assicurato nel reattore di stabilizzazione aerobica sottraendo al totale quanto già garantito nella fase aerobica della linea acque. Il volume del reattore è quello che consente il tempo di residenza desiderato in corrispondenza della effettiva portata di fango da digerire.

Appendice 2 - metodologia di calcolo dei consumi energetici delle componenti elettromeccaniche del software di simulazione BioWin.

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 [m³ / ora]

$Q_{a,standard}$ = flusso d'aria standard richiesto in ciascun reattore (cioè a 20 ° C, 101,325 kPa) [m³ / 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, m³/h):

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

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]

ρ_{H2O} = densità dell'acqua alla temperatura specificata del flusso [kg / m³]

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

g = costante gravitazionale [m / s²]

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 [m³ / ora]

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

B = costante di perdita di pressione del diffusore [kPa / m³ / h]

C = costante di perdita di pressione del diffusore [(kPa / m³ / h)²]

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:

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

Questo flusso d'aria umido [m³ / 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 Treactor = temperatura nel bioreattore [K]

Infine, il flusso d'aria per diffusore [m³ / 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:

$$P_{Discharge} = H_{static} + H_{dynamic} + P_{drop,system}$$

dove:

Pdrop, system = 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 / m³]

C = costante dell'efficienza del ventilatore [(h / m³)²]

Qa, intake = flusso d'aria aspirata nel ventilatore [m³ / 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:

Qa, intake = flusso d'aria del ventilatore in aspirazione [m³ / hr]

Pdischarge = pressione di uscita del ventilatore [kPa]

Pintake = pressione di aspirazione del ventilatore [kPa]

3600 = conversione da m³ / hr a m³ / s

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

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_S = carico statico [m]

H_D = 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 / s²]

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 $K_{fittings}$ è la somma dei coefficienti delle perdite di carico localizzate mentre K_{pipe} 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 $Re > 2000$

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

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:

ν = Viscosità cinematica [m² / s]

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

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

dove:

μ_{H_2O} = la viscosità dinamica dell'acqua [Pa.s]

A= costante [m³ / g]

Y= costante adimensionale

MLSS = concentrazione di solidi in sospensione [g / m³]

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

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

nella quale:

μ_{H_2O} = la viscosità dinamica dell'acqua [Pa.s]

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

Ea = Energia di attivazione [J mol⁻¹]

R = Costante universale del gas [J K⁻¹ mol⁻¹]

T = Temperatura [K]

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

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

dove:

Q = portata nel tubo [m³ / s]

ρ = densità dell'acqua [kg / m³]

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

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

dove:

ρ_{H2O} = densità dell'acqua [kg / m³]

A = costante [m³ / g]

MLSS = concentrazione di solidi in sospensione [g / m³]

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