

# Ricerca di Sistema elettrico



Strumenti e tecnologie per la gestione sostenibile dei flussi di materia ed energia del settore della depurazione. (LA5.2)

D. Mattioli, L. Cafiero, D. De Angelis, S. Di Fabio, M. Ferraris, A. Giuliano, M. Granieri,  
R. Guzzinati, M. Langone, R. Nuzzi, L. Petta, G. Sabia, L. Sciubba, R. Tuffi

Strumenti e tecnologie per la gestione sostenibile dei flussi di materia ed energia del settore della depurazione.

LA5.2 Strumenti e tecnologie per la gestione sostenibile dei flussi di materia ed energia del settore della depurazione.

D. Mattioli, L. Cafiero, C. Cardenia, D. De Angelis, S. Di Fabio, M. Ferraris, A. Giuliano, M. Granieri, R. Guzzinati, M. Langone, R. Nuzzi, L. Petta, G. Sabia, L. Sciubba, R. Tuffi (ENEA)

Con la collaborazione di: C. M. Cellamare, S. Casu, A. Spagni, S. Busi, S. D'Accurso, R. Preka, G. Barberio, F. Cappellaro (ENEA)

Dicembre 2024

Report Ricerca di Sistema Elettrico

Accordo di Programma Ministero dell'Ambiente e della Sicurezza Energetica -ENEA Piano Triennale di Realizzazione 2022-2024

Obiettivo: Decarbonizzazione

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

Linea di attività: 5.2

Responsabile del Progetto: Miriam Benedetti, ENEA

Responsabile del Work Package: Davide Mattioli, ENEA

Responsabile Linea di Attività: ENEA

Mese inizio previsto: Gennaio 2022

Mese inizio effettivo: Gennaio 2022

Mese fine previsto: Dicembre 2024

Mese fine effettivo: Dicembre 2024

## Indice

1	Risultati attesi .....	6
1.1	Prove su pilota MBBR .....	6
1.2	Disinfezione UV per riutilizzo irriguo.....	6
1.3	Prove di filtrazione su membrane .....	6
1.4	Valutazioni energetiche del riuso idrico.....	6
1.5	Pirolisi dei fanghi di depurazione .....	6
1.6	Automazione processo di upgrading biologico del biogas .....	7
1.7	Essiccamento fanghi in serre solari .....	7
1.8	Analisi energetica impianto centralizzato di trattamento fanghi .....	7
1.9	Sviluppo software DEES .....	7
2	Risultati ottenuti.....	8
2.1	Prove su pilota MBBR.....	8
2.2	Disinfezione UV per riutilizzo irriguo.....	8
2.3	Prove di filtrazione su membrane .....	9
2.4	Valutazioni energetiche del riuso idrico.....	10
2.5	Pirolisi dei fanghi di depurazione .....	10
2.6	Automazione processo di upgrading biologico del biogas .....	13
2.7	Essiccamento fanghi in serre solari .....	14
2.8	Analisi energetica impianto centralizzato di trattamento fanghi .....	16
2.9	Sviluppo software DEES .....	17
2.10	Bibliografia.....	18
3	Prodotti attesi .....	20
4	Prodotti sviluppati .....	21
5	Analisi degli scostamenti su attività e risultati.....	22
6	Sintesi delle attività svolte .....	23
7	Dettaglio delle attività svolte.....	24
7.1	Prove su pilota MBBR.....	24
7.2	Disinfezione UV per riutilizzo irriguo.....	24
7.3	Prove di filtrazione su membrane .....	25
7.4	Valutazioni energetiche del riuso idrico.....	26
7.5	Pirolisi dei fanghi di depurazione .....	26
7.6	Automazione processo di upgrading biologico del biogas .....	28
7.7	Essiccamento fanghi in serre solari .....	31

7.8	Analisi energetica impianto centralizzato di trattamento fanghi .....	31
7.9	Sviluppo software DEES .....	33
7.10	Bibliografia.....	33
8	Contributo delle eventuali consulenze alle attività sopra descritte.....	35
9	Pubblicazioni scientifiche .....	36
10	Eventi di disseminazione .....	37

## Indice delle figure

Figura 1 Andamento temporale delle concentrazioni di azoto inorganico totale in ingresso (TINin) e delle concentrazioni di N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> , N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> e N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> nell'effluente, misurate giornalmente durante sei periodi sperimentali di funzionamento in continuo dell'impianto pilota MBBR. ....	8
Figura 2 Dosaggi di radiazioni UV (mJ/cm <sup>2</sup> ) ottenibili gestendo il sistema con l'opzione di modulazione dell'intensità delle lampade al 50% per varie portate (5-10-15-20 m <sup>3</sup> /h) e di trasmittanza (50-55-60-65-70-75-80%) (Dati su prove di validazione della tecnologia forniti da Emiambiente). ....	9
Figura 3 Confronto delle efficienze di rimozione ottenute nelle diverse configurazioni testate. I risultati mostrano le percentuali di abbattimento per i quattro contaminanti emergenti (CE) target (BPA= Bisfenolo A, CBZ= Carbamazepina, CLA= Claritromicina, DIC= Diclofenac) al variare del tipo di membrana (PES, PA, PAN) e del taglio molecolare, comparate con il trattamento UV di riferimento. ....	9
Figura 4 Rese dei prodotti della pirolisi termica. ....	11
Figura 5 Analisi merceologica svolta sui campioni di bio-olio. ....	12
Figura 6 Impianto Fedora dopo intervento di upgrading: vista fronte, retro e pannello di controllo. ....	13
Figura 7 profilo temporale di pH e dCO <sub>2</sub> (Fig.2A) e della composizione del gas in uscita dal bioreattore (Fig.2B). ....	14
Figura 8 Foto e schema dell'impianto impianto pilota MBBR installato presso il depuratore di Angri per la validazione del processo di nitrificazione-denitrificazione simultanea. ....	24
Figura 9 Particolari strutturali del sistema UVStream-C installato presso il depuratore di Cesena e vista del modulo di disinfezione installato in campo. ....	25
Figura 10 Sistema pilota per prove di filtrazione composto da modulo principale con doppio sistema di pressurizzazione (pompa di precarico fino a 4 bar e pompa ad alta pressione fino a 70 bar) per l'alimentazione delle membrane e modulo aggiuntivo configurato per l'utilizzo di membrane piane di diversa tipologia e taglio molecolare. ....	26
Figura 11 Macrofasie delle attività sperimentali. ....	27
Figura 12 Set-up utilizzato per le prove di pirolisi a 650°C. ....	28
Figura 13 Schema dettagliato dell'impianto sperimentale di metanazione idrogenotrofa ....	30
Figura 14 Configurazione del caso studio con essiccatore termico a nastro (a) e con essiccatore a serre solari (b). La serra solare garantisce evaporazione tramite l'ottimizzazione dell'energia solare; controllo automatico della ventilazione per regolare l'umidità interna alla serra; movimentazione del fango per aumentare il contatto con l'aria, prevenendo zone anaerobiche e cattivi odori. ....	31
Figura 15 Foto aerea dell'impianto ....	32
Figura 16 Schema dell'impianto ....	32

## Indice delle tabelle

Tabella 1 Dati principali raccolti relativamente a sette casistiche reali di filiera del riutilizzo idrico di reflui depurati.....	10
Tabella 2 Analisi immediata, analisi elementare e potere calorifico del fango secco. ....	10
Tabella 3 Analisi elementare del bio-olio prodotto nelle prove termiche di pirolisi .....	11
Tabella 4 Elenco delle principali componenti necessario allo sviluppo del sistema di gestione e controllo automatico dell'impianto di upgrading biologico del biogas (per gli acronimi far riferimento alla Figura 13). ....	14
Tabella 5 Dimensionamento del sistema di essiccamento a serre solari con e senza apporto di energia termica delle acque reflue .....	15
Tabella 6 Consumi energetici (energia elettrica e metano) degli scenari proposti .....	15
Tabella 7 Costi operativi e di investimento degli scenari previsti. ....	15
Tabella 8 Ripartizione del biogas alle singole unità dell'impianto per ciascuno degli scenari analizzati .....	17
Tabella 9 Bilanci di energia e ricavi economici per ciascuno degli scenari analizzati .....	17
Tabella 10 Assunzioni alla base del calcolo dei ricavi per ciascuno scenario considerato .....	17
Tabella 11 Condizioni operative e valori medi raggiunti dai principali parametri di controllo on-line nelle condizioni di stato stazionario .....	30

# 1 Risultati attesi

## 1.1 Prove su pilota MBBR

Risultati sperimentali dell'esercizio dell'impianto pilota a letto mobile MBBR, gestito in alternanza di micro-aerazione e anossia, testato in condizioni reali presso un impianto di depurazione sia su reflui civili, sia su reflui misti civili e industriali. Ottimizzazione dei parametri di esercizio per l'incremento dell'efficienza energetica, garantendo al contempo adeguate prestazioni depurative. In base ai risultati ottenuti sarà valutata la tecnologia dal punto di vista tecnico economico.

## 1.2 Disinfezione UV per riutilizzo irriguo

Verifica sperimentale in scala reale di un sistema di disinfezione di acque reflue tramite tecnologia a UV. Ottimizzazione dei parametri di processo in funzione della classe di qualità delle acque reflue da riutilizzare in ambito agricolo e della tipologia di colture fertirrigate. Verifica dei consumi energetici in ottica di efficientamento delle prestazioni e dei livelli di rimozione della carica batterica. L'analisi dei potenziali vantaggi energetici e dei risparmi economici perseguibili in scala reale sarà funzionale alla valutazione della potenziale diffusione della tecnologia di disinfezione dei reflui depurati per il riuso agricolo.

## 1.3 Prove di filtrazione su membrane

Risultati sperimentali delle prove di trattamento terziario a membrane di vario taglio molecolare per il riuso degli effluenti trattati. Valutazione delle efficienze di rimozione della carica batterica e verifica della capacità di abbattimento di inquinanti emergenti, micro e nanoplastiche, in ottica del loro impiego come sistemi di trattamento quaternario secondo la definizione riportata nella direttiva (UE) 2024/3019. Comparazione delle prestazioni con la tecnologia ad UV.

## 1.4 Valutazioni energetiche del riuso idrico

Presentazione dei risultati ottenuti per diversi casi studio significativi in scala reale, relativi all'implementazione di filiere di riuso, realizzati al fine di valutare i costi di gestione e le richieste di energia a supporto. L'attività consentirà di ricavare stime indicative delle esigenze gestionali della filiera e delle relative necessità strutturali ed energetiche, al fine di strutturare la filiera in ottica di sostenibilità economica ed ambientale, in vista della prossima entrata in vigore del Reg. (UE) 2020/741 recante prescrizioni minime per il riutilizzo dell'acqua.

## 1.5 Pirolisi dei fanghi di depurazione

Prove di pirolisi eseguite per il trattamento dei fanghi di depurazione in scala banco di tipo semibatch per valutare l'effetto di parametri di processo e dei catalizzatori sulla resa e qualità del bio-olio prodotto. L'attività prevede l'utilizzo sia di catalizzatori commerciali, che a basso costo da materiali di scarto, con l'obiettivo di migliorare le rese in olio leggero e la sua qualità come combustibile. Valutazione delle condizioni migliori del processo di pirolisi in termini di resa e qualità del bio-olio prodotto. Prove di co-pirolisi con rifiuti in plastica per valutare il potenziale miglioramento del contenuto energetico e delle proprietà dei bio-oli. Caratterizzazione dei bio-oli ottenuti attraverso gas-cromatografia. Replica delle prove più significative su sistema semibatch di taglia maggiore per ottenere quantità sufficienti di olio per i successivi processi di upgrading. Prove di funzionamento dell'impianto di pirolisi in scala laboratorio di tipo continuo con test preliminari di funzionamento sia a freddo che a caldo. Test del sistema di caricamento del materiale, tenute del reattore, sistema di condensazione e di

raccolta gas. Prove preliminari di pirolisi con fanghi di depurazione. Valutazione energetica nella produzione di bio-olio dal processo di pirolisi dei fanghi di depurazione, utilizzando dati di letteratura e i risultati della sperimentazione condotta.

## 1.6 Automazione processo di upgrading biologico del biogas

Automazione del processo di upgrading biologico del biogas, basato sulla metanazione idrogenotrofa, in vista del test in ambiente rilevante. Risultati della simulazione delle principali condizioni di funzionamento riscontrabili in scala reale e dei test finalizzati alla definizione di logiche di controllo automatico del processo.

## 1.7 Essiccamento fanghi in serre solari

Valutazione della fattibilità tecnica ed economica dell'essiccamento dei fanghi tramite l'impiego di serre solari per consentire la comparazione con le alternative tecnologiche attualmente diffuse.

## 1.8 Analisi energetica impianto centralizzato di trattamento fanghi

Analisi delle performance di un impianto in scala reale per il trattamento centralizzato di fanghi di depurazione, bilanci di massa ed energia dei processi. Valutazione della combinazione ottimale tra la produzione di energia elettrica, la produzione di biometano ed il recupero dei cascami termici e biogas per il teleriscaldamento-raffrescamento. I risultati saranno generalizzabili a impianti simili di tipo centralizzato, ma anche a grandi impianti di depurazione che intendano dotarsi di tecnologie simili per la valorizzazione energetica del processo di trattamento fanghi.

## 1.9 Sviluppo software DEES

Strumento software DEES (secondo deliverable della LA), di supporto alle decisioni per la classificazione energetica degli impianti di depurazione e per la valutazione di scenari, già aggiornato rispetto alle novità introdotte dalla direttiva europea proposta nella LA1, con ampliamento del database per il benchmarking energetico e nuovi moduli integrativi definiti in base ai risultati del WP e le performance delle tecnologie sperimentate. Lo strumento, completo di manuale operativo e di esempi di utilizzo, messo a disposizione previa richiesta ad ENEA, potrà essere utilizzato come sistema di supporto alle decisioni dei gestori e dei pianificatori nella individuazione di soluzioni e strategie di efficientamento, nel percorso verso il raggiungimento degli ambiziosi obiettivi della normativa.

## 2 Risultati ottenuti

Tutti i risultati attesi sono stati conseguiti. Di seguito si riportano per ogni paragrafo i risultati più rilevanti, che fanno riferimento alle attività descritte nel paragrafo 7.

### 2.1 Prove su pilota MBBR

La sperimentazione ha evidenziato l'efficacia del processo MBBR nella rimozione simultanea di carbonio e azoto. Durante la fase di sviluppo della biomassa denitrificante (fasi I e II), le efficienze di rimozione dei nitrati sono aumentate dal  $72\pm 25\%$  al  $99\pm 0,5\%$ , con un parallelo incremento nella rimozione del COD dal  $45\pm 28\%$  al  $69\pm 23\%$ . Nelle successive fasi operative in continuo, l'ottimizzazione del rapporto C/N e delle condizioni di aerazione ha permesso di bilanciare efficacemente i processi di nitrificazione e denitrificazione, evitando accumuli di  $\text{N-NO}_3^-$  o  $\text{N-NH}_4^+$ . La successiva analisi modellistica su scala reale (5.000 AE) ha dimostrato che il processo ottimizzato mantiene le stesse prestazioni depurative dei sistemi convenzionali, garantendo una significativa riduzione dei consumi energetici ( $-41\%$ , pari a 78.000 kWh/anno) grazie all'eliminazione dei ricircoli. In particolare, i consumi specifici del sistema MBBR risultano pari a  $0,19 \text{ kWh/m}^3$  di refluo trattato (vs  $0,33 \text{ kWh/m}^3$  del sistema tradizionale),  $0,47 \text{ kWh/kg}$  COD rimosso (vs  $0,82 \text{ kWh/kg}$ ) e  $15,58 \text{ kWh/kg}$  N rimosso (vs  $25,72 \text{ kWh/kg}$ ). La valutazione economica, considerando un investimento differenziale di 270.000 €, ha evidenziato la sostenibilità dell'intervento con un VAN positivo (306.000 € al 2%) e un TIR del 6%, per un tempo di ritorno di circa 9 anni.

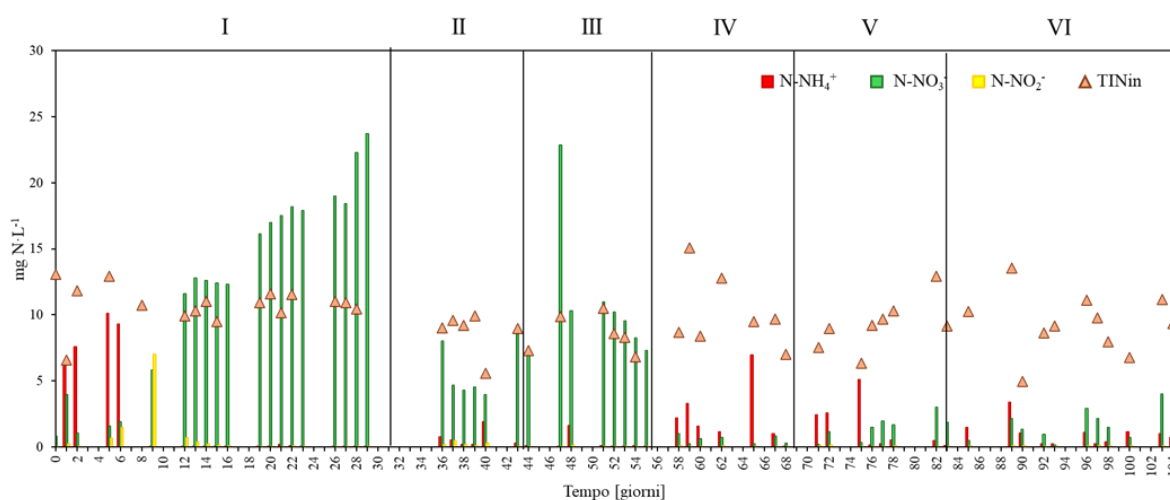


Figura 1 Andamento temporale delle concentrazioni di azoto inorganico totale in ingresso (TINin) e delle concentrazioni di  $\text{N-NH}_4^+$ ,  $\text{N-NO}_3^-$  e  $\text{N-NO}_2^-$  nell'effluente, misurate giornalmente durante sei periodi sperimentali di funzionamento in continuo dell'impianto pilota MBBR.

### 2.2 Disinfezione UV per riutilizzo irriguo

Le prove sperimentali hanno dimostrato l'efficacia del sistema UV nel garantire livelli qualitativi rispondenti ai requisiti del Reg. 741/2020. In particolare, operando con il dosaggio minimo erogabile di  $40 \text{ mJ/cm}^2$  (portata  $20 \text{ m}^3/\text{h}$ , modulazione intensità lampade al 50%, trasmittanza 50%) è stato verificato un abbattimento di *E. coli* di 2-3 Log, consentendo di ottenere acque reflue affinate rientranti prevalentemente in classe A (*E. coli* < 10 UFC/100ml) e occasionalmente in classe B (*E. coli* < 100 UFC/100ml) in linea con la letteratura [1][2][3][4][5]. In queste condizioni operative, il consumo energetico si attesta a circa  $0,032 \text{ kWh/m}^3$  per le sole lampade e  $0,058 \text{ kWh/m}^3$  per l'intero sistema, valori allineati con i benchmark di letteratura per sistemi UV ad alta efficienza ( $0,03-0,06 \text{ kWh/m}^3$ ) [6][7][8][9]. L'analisi tecnico-economica

comparativa con altre tecnologie di disinfezione ha evidenziato come gli UV e il PAA rappresentino le alternative più promettenti rispetto ai tradizionali trattamenti con cloro-derivati, sia per l'efficacia nell'inattivazione batterica sia per gli aspetti ambientali. Il PAA risulta più competitivo in termini di CAPEX, mentre i costi operativi sono dello stesso ordine di grandezza grazie alla compensazione tra costi energetici (UV) e costi dei reagenti (PAA).

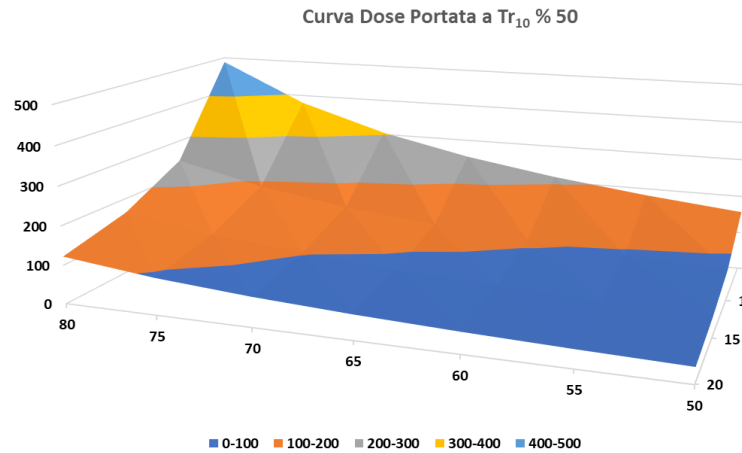


Figura 2 Dosaggi di radiazioni UV ( $\text{mJ}/\text{cm}^2$ ) ottenibili gestendo il sistema con l'opzione di modulazione dell'intensità delle lampade al 50% per varie portate (5-10-15-20  $\text{m}^3/\text{h}$ ) e di trasmittanza (50-55-60-65-70-75-80%) (Dati su prove di validazione della tecnologia forniti da Emiambiente).

### 2.3 Prove di filtrazione su membrane

Le membrane UF e NF hanno dimostrato elevate efficienze di rimozione per tutti i contaminanti target, con prestazioni superiori al trattamento UV per BPA, CBZ e CLA (Figura 3). In particolare, le membrane in PES hanno raggiunto rimozioni prossime al 100% per BPA e CLA, con efficienze attribuibili non solo all'esclusione dimensionale [9][10][12] ma anche a fenomeni di adsorbimento superficiale [13]. Per quanto riguarda la disinfezione, la letteratura scientifica conferma che membrane UF con MWCO 10-50 kDa garantiscono una rimozione efficace della carica batterica. Analogamente, per micro e nanoplastiche, le membrane UF hanno dimostrato capacità di rimozione superiori al 99% per particelle aggregate >100 nm [14][15], mentre per dimensioni inferiori l'efficienza dipende dallo strato di fouling che agisce come barriera secondaria [14][16]. Le prestazioni complessive confermano l'idoneità di questi sistemi come trattamenti quaternari secondo la direttiva (UE) 2024/3019.

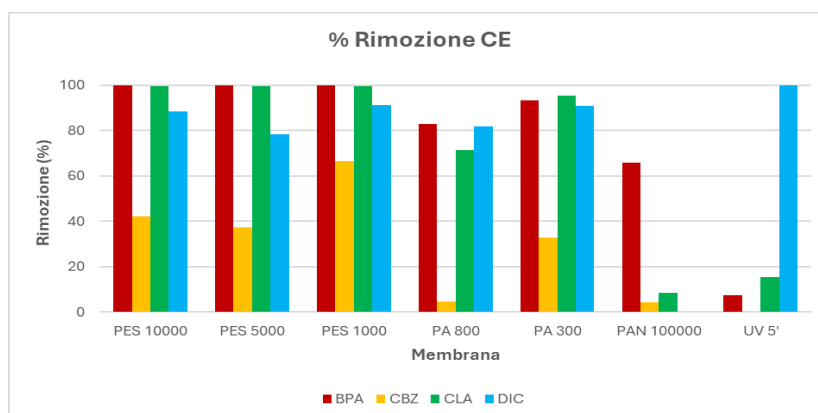


Figura 3 Confronto delle efficienze di rimozione ottenute nelle diverse configurazioni testate. I risultati mostrano le percentuali di abbattimento per i quattro contaminanti emergenti (CE) target (BPA= Bisfenolo A, CBZ= Carbamazepina, CLA= Claritromicina, DIC= Diclofenac) al variare del tipo di membrana (PES, PA, PAN) e del taglio molecolare, comparate con il trattamento UV di riferimento.

## 2.4 Valutazioni energetiche del riuso idrico

L'analisi ha prodotto una valutazione di casi reali di filiera del riutilizzo idrico di reflui depurati e delle relative necessità infrastrutturali ed energetiche. I risultati (Tabella 1) mostrano consumi energetici totali compresi tra 0,24 e 1,28 kWh/m<sup>3</sup>, con consumi specifici per i trattamenti terziari variabili tra 0,02 e 0,49 kWh/m<sup>3</sup> in funzione delle tecnologie adottate. L'interconnessione infrastrutturale tra impianto di depurazione e sistemi di distribuzione esistenti permette di contenere i costi di implementazione e gestione. I volumi riutilizzati variano significativamente (da 30.000 a oltre 55 milioni m<sup>3</sup>/anno) in funzione della taglia dell'impianto e del contesto territoriale. Lo studio ha evidenziato come diverse combinazioni di trattamenti terziari (filtrazione + UV/PAA/ipoclorito) permettano di rispettare i requisiti del Reg. UE 2020/741 con diversi profili di costo energetico, fornendo indicazioni utili per l'ottimizzazione delle filiere in ottica di sostenibilità economica ed ambientale. L'analisi dei costi energetici ha dimostrato la sostenibilità del riuso, specialmente negli impianti di grossa taglia grazie ad economie di scala.

Tabella 1 Dati principali raccolti relativamente a sette casistiche reali di filiera del riutilizzo idrico di reflui depurati

	u.m.a.	Mancasale	Cesena	Forlì	Milano Nosedo	Milano San Rocco	Gallipoli	Ostuni
<b>Impianto di depurazione</b>								
AE progetto		280.000	197.500	250.000	1.250.000	1.050.000	79.000	64.912
AE serviti		170.000	75.000	156.787	1.106.881	764.695	52.921	26.470
Capacità trattamento	m <sup>3</sup> /d	2.500	18.000	40.000	432.000	345.600	7.154	4.290
<b>Tipologia riuso</b>								
Agricolo		✓	✓	-	✓	✓	✓	✓
Industriale		-	✓	✓	✓	-	-	-
Ambientale		-	-	-	✓	-	-	-
<b>Trattamenti terziari</b>								
Filtrazione		Rapida granulare	Filtrazione	-	Sabbia	Sabbia	Sabbia	Microfiltrazione
Disinfezione		UV + H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	UV + PAA	PAA	PAA	UV	Ipoclorito	Ipoclorito
<b>Riuso idrico</b>								
Volume annuo riuso agricolo	m <sup>3</sup> /anno	5.735.594	18.000	0	54.622.385	5.739.948	213.593	149.723
Volume annuo riuso totale	m <sup>3</sup> /anno	5.735.594	30.947	230.478	55.622.385	5.739.948	213.593	149.723
Volume massimo mensile riusato	m <sup>3</sup> /mese	1.083.518	12.000	28.497	9.811.875	2.509.776	82.201	60.643
Periodo riuso		Apr-Set	Ago-Set (agr.) + ind. sempre	Giu-Dic	Apr-Set	Giu-Ago	Giu-Ott	Lug-Ott
<b>Consumi energetici</b>								
Totale impianto	kWh/m <sup>3</sup>	0,35	0,31	0,28	0,24	0,35	0,57	1,28
Trattamenti terziari	kWh/m <sup>3</sup>	0,12	0,19	0,07	0,02	0,10	0,18	0,49
Distribuzione	kWh/m <sup>3</sup>	-	-	-	0,02	0,04	-	-

## 2.5 Pirolisi dei fanghi di depurazione

La caratterizzazione termochimica del campione di fango è riportata in Tabella 2. Il fango è caratterizzato da un elevato contenuto di solidi volatili e di ceneri e un discreto potere calorifico. Le concentrazioni non trascurabili di N, S e O anticipano la necessità di dover sottoporre il futuro bio-olio prodotto a processi di *upgrading* volti a diminuire la quantità di questi elementi, al fine di poterli impiegare come bio-combustibili.

Tabella 2 Analisi immediata, analisi elementare e potere calorifico del fango secco.

UR (p/p%)	SV (p/p%)	C <sub>f</sub> (p/p%)	Ceneri (p/p%)	C (p/p%)	H (p/p%)	N (p/p%)	S (p/p%)	O* (p/p%)	Cl (p/p%)	PCS (MJ/kg)
2.4±0.6	57.8±0.3	10.7±0.1	29.2±0.3	36±1	5.3±0.2	5.8±0.2	1.1±0.1	22.2	0.050±0.002	15.0±0.3

\* O ottenuto per differenza

Nelle prove di pirolisi termica si è poi valutato come la temperatura di pirolisi influenzi le rese dei prodotti, con l'obiettivo di individuare le condizioni ottimali per massimizzare la resa in bio-olio. In Figura 4 sono riportate le rese dei vari prodotti alle diverse temperature dopo aver effettuato la separazione bio-olio/acqua.

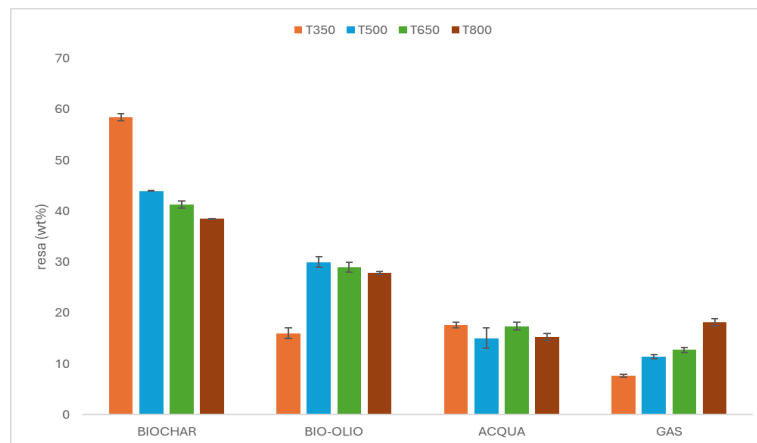


Figura 4 Rese dei prodotti della pirolisi termica.

I risultati mostrano come le principali differenze siano tra la prova a 350°C e tutte le altre, che invece hanno presentato rese più simili fra di loro. Le differenze più significative si osservano per il biochar che rimane nell'ambiente ad alta temperatura per tutto lo svolgimento della prova, a favore di un leggero aumento della resa di gas. La temperatura di processo ottimale al fine di ottenere rese elevate di bio-olio è 500 °C. Questa temperatura ha inoltre permesso di diminuire la quantità di olio viscoso che rimane adeso alle pareti del reattore e di diminuire la quantità di acqua prodotta rispetto alle prove condotte alle altre temperature. Inoltre, è risultata la prova più semplice in termini di configurazione del sistema e di sua gestione se paragonata a quelle condotte a temperatura superiore.

Le analisi di caratterizzazione hanno mostrato come le differenze fra i bio-oli prodotti alle diverse temperature non siano sostanziali, ma che, dal punto di vista di una futura applicazione come combustibili alternativi, siano sempre risultate buone. In particolare, il potere calorifico è risultato più elevato rispetto a quello di altri bio-combustibili con valori di PCI compresi tra 31 e 33 MJ/kg. In Tabella 3 l'analisi elementare dei bio-oli mostra anche come il contenuto totale di eteroatomi arrivi a oltre il 20 p/p%.

Tabella 3 Analisi elementare del bio-olio prodotto nelle prove termiche di pirolisi

T pirolisi	C (p/p%)	H (p/p%)	N (p/p%)	S (p/p%)	O (p/p%)
B0350	70.9 ± 0.5	8.7 ± 0.3	7.94 ± 0.06	1.5 ± 0.2	10.9 ± 0.6
B0500	69.6 ± 0.1	8.5 ± 0.2	8.90 ± 0.02	1.04 ± 0.04	12.0 ± 0.3
B0650	70.1 ± 0.7	8.4 ± 0.4	9.5 ± 0.2	1.4 ± 0.3	11 ± 1
B0800	70 ± 2	7.8 ± 0.4	9.7 ± 0.8	1.9 ± 0.5	10 ± 4

Un upgrading del bio-olio è quindi necessario, al fine di evitare lo sviluppo di NO<sub>x</sub> e SO<sub>x</sub> in fase di combustione. A tal fine, un'ipotesi può essere quella di sottoporre il bio-olio ad un *hydrotreating*, che consentirebbe di diminuire il contenuto di zolfo, azoto e ossigeno aumentando ulteriormente, al contempo, la stabilità e il potere calorifico del bio-olio stesso (vedere report relativo alla LA 5.6 dell'Università Sapienza). I bio-oli sono risultati essere costituiti da una miscela complessa di composti organici e principalmente da composti fenolici, nitrili, idrocarburi (sia alifatici che aromatici) e derivati degli steroli. In Figura 5 sono riportati i tipici *cut points* utilizzati per le diverse frazioni petrolifere e si può osservare come la frazione principale sia quella assimilabile al gasolio e come il bio-olio prodotto a 650 °C sia quello più ricco nelle due frazioni più leggere nafta e cherosene.

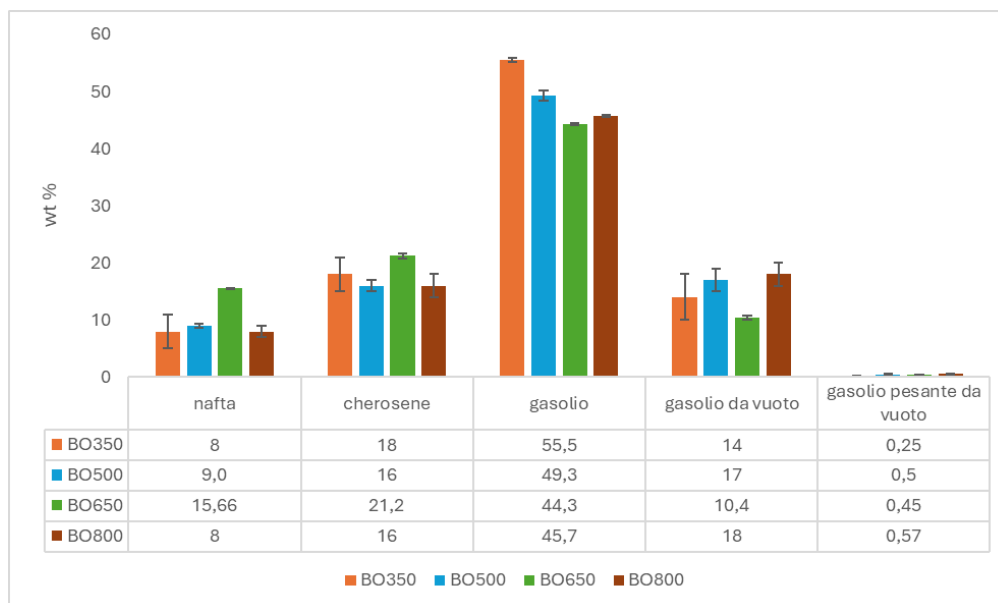


Figura 5 Analisi merceologica svolta sui campioni di bio-olio.

Per quanto riguarda gli altri due prodotti di interesse, il biochar ottenuto con questo sistema da banco ha confermato i risultati descritti nel report relativo alle attività della LA 5.1. Il gas di pirolisi, invece, è sempre risultato prevalentemente costituito da CO<sub>2</sub> ma, all'aumentare della temperatura, si è riscontrato un aumento della produzione di CO e dei gas idrocarburici con conseguente aumento del contenuto energetico [17]. Il gas contiene anche concentrazioni non trascurabili di H<sub>2</sub>S (4,5 v/v%), il cui volume complessivo rimane circa costante al variare della temperatura di processo.

Fra i catalizzatori utilizzati, invece, il più interessante si è rivelato essere la H-Mordenite, che ha consentito di aumentare di oltre il 10 p/p% la resa del prodotto liquido rispetto alla prova termica condotta alla stessa temperatura [18]. Inoltre, la produzione di CO nel gas è raddoppiata e quella di H<sub>2</sub>S quasi dimezzata (in termini volumetrici) rispetto alla prova svolta alla stessa temperatura, ma in assenza di catalizzatore. Nessuno dei catalizzatori testati ha invece diminuito la temperatura di degradazione del fango. Anche questa evidenza fa protendere per un impiego dei catalizzatori in modalità *vapor phase contact mode*, quindi non direttamente a contatto con il fango.

Le prove di co-pirolisi hanno mostrato che all'aumentare della concentrazione del PS aumenta la resa di liquido fino a raggiungere l'88 p/p% con il 70 p/p% di PS aggiunto. Il bio-olio mostra un potere calorifico molto maggiore già al 10 p/p% di PS (circa 40 MJ/kg) e si presenta, inoltre, molto meno viscoso: l'olio prodotto dal PS agisce da solvente per il bio-olio del fango rendendone più semplice la raccolta ed evitando l'utilizzo di un solvente organico quale il diclorometano.

La pirolisi, sebbene promettente, presenta lo svantaggio del rilevante dispendio energetico richiesto dal processo di essiccamento dei fanghi in ingresso [19] [7]. Si è scelto quindi di simulare il processo di pirolisi a 500 °C con un software commerciale, modellizzando la fase di essiccamento, di reazione e di separazione dei prodotti e prevedendo una serie di recuperi termici. La modellizzazione del processo è stata svolta rispettando i risultati sperimentali raccolti, caratterizzando il fango, il biochar, il prodotto liquido e il gas di pirolisi come componenti non convenzionali. L'analisi ha evidenziato che il processo di pirolisi dei fanghi, considerando sia il biochar che il bio-olio come prodotti finali, non è in grado di autosostenersi da un punto di vista energetico, in quanto i recuperi termici effettuati e il calore recuperato

dalla combustione del gas non riescono a soddisfare completamente il fabbisogno energetico del processo stesso. Una possibile soluzione a questo problema potrebbe essere quella di recuperare energia anche dal biochar, la cui combustione consente un recupero energetico di circa 110 kW. La pirolisi necessita quindi di una ottimizzazione dal punto di vista energetico, soprattutto per quanto concerne lo step di essiccamento, il più energivoro di tutto il processo.

Infine, l'upgrading dell'impianto Fedora è stato completato e in Figura 6 è mostrato il nuovo assetto. L'impianto è in grado di caricare fino a 12 kg/h di fango secco e di arrivare a una temperatura nel reattore di 1000 °C. Le prove di tenuta sono state superate e il test di pirolisi di 500 °C ha portato a rese simili a quelle ottenute nei sistemi scala laboratorio. La fase di condensazione deve essere ottimizzata studiando i flussi di azoto, la depressione instaurata dalla soffiante, la temperatura dell'acqua di raffreddamento e la stessa portata di alimentazione del fango.



Figura 6 Impianto Fedora dopo intervento di upgrading: vista fronte, retro e pannello di controllo.

## 2.6 Automazione processo di upgrading biologico del biogas

Il reattore pilota è stato monitorato per un periodo di lavoro di circa 90 giorni durante il quale sono stati acquisiti i profili temporali dei principali parametri operativi e di controllo del processo biologico. Dopo una prima fase transitoria durata circa tre settimane dall'avviamento del reattore, tutti i parametri hanno assunto un andamento di sostanziale stabilità ad eccezione del pH, che ha registrato un profilo crescente, dovuto alla riduzione dei livelli di CO<sub>2</sub> disciolta nella fase liquida (Figura 7A). In ragione degli alti valori raggiunti dal pH sia al termine della prima fase sperimentale (S1, giorno 52) che durante la seconda fase (S2), si è intervenuti acidificando il mezzo liquido attraverso la sola alimentazione di CO<sub>2</sub>. Tale strategia ha consentito di ridurre il pH senza influenzare la composizione del gas in uscita dal reattore, mantenendo un contenuto di CH<sub>4</sub> compatibile con l'immissione nella rete di distribuzione del

gas naturale. Nel corso della seconda fase sperimentale sono stati registrati inoltre due eventi di formazione di schiume, caratterizzati da un contestuale peggioramento della qualità del gas in uscita dal reattore (Figura 7B). Ciò ha richiesto specifici interventi operativi, consistiti nella riduzione e/o momentanea sospensione del carico di gas e nell'attivazione della seconda linea di ricircolo durante i cicli di alimentazione.

La sperimentazione ha fornito elementi utili e indispensabili ai fini della successiva progettazione dell'architettura del sistema di gestione e controllo automatico dell'impianto, da realizzarsi attraverso l'installazione lungo i circuiti idraulici di diverse valvole in grado di intercettare i vari flussi di processo e associate ad attuatori elettrici e/o pneumatici attivati sulla base dei segnali provenienti dalle diverse sonde di processo. La possibile strategia di controllo da attuare sulla base delle risultanze sperimentali viene descritta in Tabella 4.

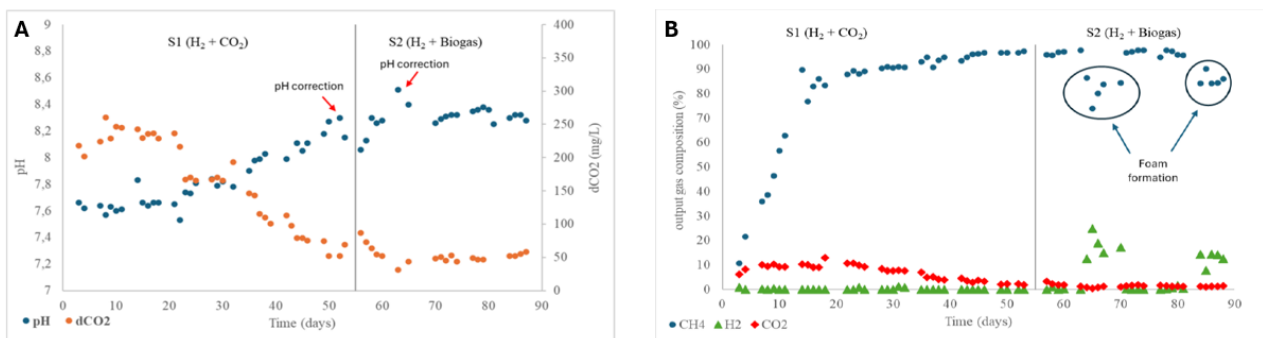


Figura 7 profilo temporale di pH e dCO<sub>2</sub> (Fig.2A) e della composizione del gas in uscita dal bioreattore (Fig.2B).

Tabella 4 Elenco delle principali componenti necessario allo sviluppo del sistema di gestione e controllo automatico dell'impianto di upgrading biologico del biogas (per gli acronimi far riferimento alla Figura 13).

Sonda	Target	Segnale	Attuatore	Descrizione/azione
Misuratore di livello delle schiume LM	Pompa ricircolo R2	ON/OFF	E1	Accensione/Spengimento pompa Q <sub>R2</sub> ; stop erogazione Q <sub>m</sub> ; deviazione di flusso gas tramite E1 per effettuare il ricircolo del gas dallo spazio di testa
Temperatura T1	Resistenze elettriche e refrigeratore	Valore SET		Accensione/spengimento resistenze elettriche e refrigeratore
pH	MFMC1-MFMC2- MFMC3	Valore SET		Controllo dell'erogazione di H <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> e Biogas
GC	MFMC1-MFMC2- MFMC3	Valore SET	E1	Controllo dell'erogazione di H <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> e Biogas; deviazione di flusso gas tramite E1 per effettuare il ricircolo del gas dallo spazio di testa
P1 e P2	MFMC1-MFMC2- MFMC3	Valore SET		Blocco erogazione gas

## 2.7 Essiccamento fanghi in serre solari

Considerando i valori climatici della zona in cui è situato l'impianto (Lombardia), si stima una radiazione solare globale annua pari a 1.401 kWh/m<sup>2</sup>. Per essiccare le tonnellate di fango prodotto fino a raggiungere un contenuto di sostanza secca del 76% utilizzando esclusivamente energia solare, sarebbe necessaria una serra con una superficie totale di 4.028 m<sup>2</sup>, suddivisa in 3 linee di essiccamento. Tuttavia, nel caso specifico dell'impianto in analisi, tale superficie non è disponibile, rendendo impraticabile questa soluzione di essiccamento. L'integrazione dell'energia termica recuperata dalle acque reflue renderebbe invece possibile l'implementazione dell'essiccamento solare su una superficie ridotta di 2.236 m<sup>2</sup>, sufficiente per 2 linee di essiccamento (Tabella 5). In questo caso, l'energia di recupero necessaria ammonterebbe a un minimo di 285 kW. Nella Tabella 6 sono riportati i consumi energetici relativi ai diversi scenari di essiccamento, sia termico che solare. La soluzione basata esclusivamente sull'essiccamento solare risulta essere la meno energivora. Tuttavia, l'integrazione del recupero di calore consente di ottimizzare l'uso della superficie disponibile,

comportando minori costi di investimento, a fronte di costi energetici e di smaltimento leggermente più elevati (Tabella 7).

Tabella 5 Dimensionamento del sistema di essiccamento a serre solari con e senza apporto di energia termica delle acque reflue

FONTI DI ENERGIA TERMICA	Linee di essiccamento	Area serre	Lunghezza di ingombro serra	Larghezza di ingombro serra	Portata di aria estratta	Fango essiccato prodotto	Sostanza secca fango essiccato
	n	m <sup>2</sup>	m	M	m <sup>3</sup> /h	ton/anno	%TQ
Energia solare	3	4.028	106	38	195.00	1.200	76
Energia solare + energia acque reflue (285 KW)	2	2.236	86	26	105.00	1.216	75

Tabella 6 Consumi energetici (energia elettrica e metano) degli scenari proposti

FONTI DI ENERGIA TERMICA	Fonte di calore	Temp. Acqua	Fanghi prodotti	SS fanghi essiccati	Consumo metano	Consumo Energia Elettrica	Consumo TEP
		°C	ton/anno	%	MWh	MWh	
Essiccatore a serra solare	Energia solare	-	1.200	76	-	112	21
Essiccatore a serra solare	Energia solare + energia acque reflue	55	1.216	75	-	618	116
Essiccatore a nastro	Caldaia	80	1.015	90	3.081	434	319
Essiccatore a nastro	Energia acque reflue	70	1.015	90	-	1.304	244
Essiccatore a nastro	Energia acque reflue	80	1.015	90	-	1.389	260

Tabella 7 Costi operativi e di investimento degli scenari previsti.

Fonti di energia termica	Fonte di calore	Spesa metano*	Spesa Energia elettrica*	Spesa smaltimento	OPEX (energia elettrica + smaltimento)	CAPEX (essiccamento, scambiatore, pompa di calore)
		€/anno	€/anno	€/anno	€/anno	k€
Essiccatore a serra solare	Energia solare	-	32.499	230.400	262.899	2.750-3.050
Essiccatore a serra solare	Energia solare + energia acque reflue (55°C)	-	178.699	233.472	412.141	2.200-2.500
Essiccatore a nastro	Caldaia (80°C)	252.663	144.367	194.880	591.910	2.650
Essiccatore a nastro	Energia acque reflue (70°C)	-	376.836	194.880	571.716	3.200-3.400
Essiccatore a nastro	Energia acque reflue (80°C)	-	401.292	194.880	596.172	2.950-3.150

\* i prezzi per l'energia elettrica e gas sono stati estratti dalla relazione annuale di Arera 2024 [20]

## 2.8 Analisi energetica impianto centralizzato di trattamento fanghi

L'analisi delle performance è partita dalla configurazione impiantistica attuale: l'impianto di digestione anaerobica in esame ha un volume di reazione di circa 18.000 m<sup>3</sup> e ha una capacità di trattamento fino a 170.000 tonnellate di rifiuti, principalmente fanghi di depurazione (almeno il 70%), con un carico organico medio di 3,7 kg TVS/m<sup>3</sup>·d; la produzione di biogas è di circa 9 milioni di Nm<sup>3</sup> all'anno, con una resa media specifica di circa 500 Nm<sup>3</sup> di biogas per tonnellata di TVS; il biogas prodotto è destinato a diversi utilizzi (Tabella 8): circa 3.353 kNm<sup>3</sup> vengono inviati al cogeneratore, 1.007 kNm<sup>3</sup> alla caldaia per il riscaldamento dei digestori e 4.733 kNm<sup>3</sup> all'impianto di upgrading. Questa configurazione consente di immettere in rete circa 3.232 MWh/anno di energia elettrica e 3.222 kSm<sup>3</sup>/anno di biometano, generando circa 3.263 TEP.

Il bilancio energetico fornisce utili spunti per la definizione di possibili scenari di ottimizzazione impiantistica. Un possibile scenario, finalizzato alla massima riduzione dell'approvvigionamento da fonti di energia fossile, prevede di ridurre il biogas destinato al cogeneratore, destinando l'eccesso alla caldaia per l'autoconsumo di energia termica e alla produzione di biometano, con un potenziale equivalente di 3.317 TEP. Tale configurazione, migliorativa dal punto di vista ambientale, ottimizza, seppur di poco, i ricavi (

	Biogas prodotto	Biogas a cogeneratore	Biogas a caldaia impianto	Biogas a Biometano	Biogas a caldaia per telerisc.
	kNm3/a	kNm3/a	kNm3/a	kNm3/a	kNm3/a
SCENARIO ATTUALE	9.093	3.353	1.007	4.733	-
SCENARIO ATTUALE-OTTIMIZZATO	9.093	2.164	1.274	5.655	-
SCENARIO TELERISCALDAMENTO	9.093	2.908	1.760	3.697	728
SCENARIO TELERISCALDAMENTO-OTTIMIZZATO	9.093	6.775	1.760	558	0

Tabella 9). Per quanto riguarda invece la configurazione che prevede il teleriscaldamento e teleraffrescamento, lo scenario previsto dal gestore sulla base delle esigenze del territorio, prevede che l'impianto possa cedere annualmente circa 9.886 MWh di energia termica e 3.242 MWh di energia frigorifera, riducendo l'energia elettrica e biometano ceduti alla rete, ma producendo annualmente l'equivalente di 3.393 TEP. Ipotizzando la possibilità di incrementare l'energia termica ceduta alla rete di teleriscaldamento nei limiti della capacità massima dell'impianto, diviene possibile massimizzare la produzione delle TEP, inviando al cogeneratore una maggiore quantità di biogas. Tale scenario, tuttavia, a fronte di una riduzione dei ricavi determina un modesto un incremento delle TEP generate rispetto allo scenario non ottimizzato (circa 5%) e anche in riferimento allo scenario attuale (

	Biogas prodotto	Biogas a cogeneratore	Biogas a caldaia impianto	Biogas a Biometano	Biogas a caldaia per telerisc.
	kNm3/a	kNm3/a	kNm3/a	kNm3/a	kNm3/a
SCENARIO ATTUALE	9.093	3.353	1.007	4.733	-
SCENARIO ATTUALE-OTTIMIZZATO	9.093	2.164	1.274	5.655	-
SCENARIO TELERISCALDAMENTO	9.093	2.908	1.760	3.697	728
SCENARIO TELERISCALDAMENTO-OTTIMIZZATO	9.093	6.775	1.760	558	0

Tabella 9, Tabella 10).

Tabella 8 Ripartizione del biogas alle singole unità dell'impianto per ciascuno degli scenari analizzati

	Biogas prodotto	Biogas a cogeneratore	Biogas a caldaia impianto	Biogas a Biometano	Biogas a caldaia per telerisc.
	kNm3/a	kNm3/a	kNm3/a	kNm3/a	kNm3/a
SCENARIO ATTUALE	9.093	3.353	1.007	4.733	-
SCANARIO ATTUALE-OTTIMIZZATO	9.093	2.164	1.274	5.655	-
SCENARIO TELERISCALDAMENTO	9.093	2.908	1.760	3.697	728
SCENARIO TELERISCALDAMENTO-OTTIMIZZATO	9.093	6.775	1.760	558	0

Tabella 9 Bilanci di energia e ricavi economici per ciascuno degli scenari analizzati

	EE prodotta	EE autoc.	EE ceduta	ET prodotta	ET autoc.	ET al telerisc	En. al Teleraffr.	Biometano	TEP*	Ricavi
	MWh/a	MWh/a	MWh/a	MWh/a	MWh/a	MWh/a	MWh/a	kSm3/a		€/m³ biogas
SCENARIO ATTUALE	7.398	4.166	3.232	10.315	10.315	0	0	3.222	3.263	0,35
SCANARIO ATTUALE-OTTIMIZZATO	4.775	4.021	754	10.315	10.315	0	0	3.850	3.317	0,38
SCENARIO TELERISCALDAMENTO	7.008	6.112	984	20.200	10.315	9.886	3.242	2.520	3.393	0,30
SCENARIO TELERISCALDAMENTO-OTTIMIZZATO	16.327	6.678	9.649	23.401	10.314	13.087	3.242	380	3.571	0,20

\*Il calcolo dei TEP è stato ricavato utilizzando i coefficienti presenti nelle linee guida Enea [21]

Tabella 10 Assunzioni alla base del calcolo dei ricavi per ciascuno scenario considerato

Prezzo vendita energia elettrica	€/MWh	107,00
Prezzo vendita biometano	€/MWh	34,90
Prezzo vendita CIC avanzato	€/CIC	375,00
Prezzo vendita energia termica/frigorifera	€/MWh	30,00

## 2.9 Sviluppo software DEES

Il database per il benchmarking energetico è stato ampliato grazie alle collaborazioni attivate con i gestori. In particolare, l'applicazione dello screening energetico sul parco impianti ha permesso di validare l'efficacia del nuovo modulo di classificazione.

I moduli integrativi sviluppati consentono ora una valutazione più accurata delle tecnologie di recupero energetico: la digestione anaerobica ex-situ può garantire un contributo significativo alla neutralità energetica degli impianti che non la implementano in situ. La validazione su casi reali ha confermato l'utilità dello strumento per valutazioni preliminari di interventi di efficientamento, nel percorso verso la neutralità energetica richiesta dalla Direttiva (UE) 2024/3019. L'implementazione web-based dello strumento, attualmente in fase di sviluppo, permetterà di ampliare ulteriormente la base utenti e facilitare la diffusione di questo strumento di supporto decisionale nel settore. DEES è per ora disponibile come software standalone, accessibile contattando il gruppo di ricerca ENEA che fornirà supporto per l'utilizzo dello strumento.

## 2.10 Bibliografía

- [1] USEPA, 2006. Ultraviolet Disinfection Guidance Manual For The Final Long Term 2 Enhanced Surface Water Treatment Rule.  
<https://nepis.epa.gov/Exe/ZyPDF.cgi?Dockkey=600006T3.txt>
- [2] National Water Research Institute, 2012. Ultraviolet Disinfection Guidelines for Drinking Water and Water Reuse.  
<http://nwri-usa.org/documents/UVGuidelines3rdEdition2012.pdf>
- [3] González, Y.; Gómez, G.; Moeller-Chávez, G.E.; Vidal, G. UV Disinfection Systems for Wastewater Treatment: Emphasis on Reactivation of Microorganisms. *Sustainability* 2023, 15, 11262. <https://doi.org/10.3390/su151411262>
- [4] Anastasi EM, Wohlsen TD, Stratton HM, Katouli M. Survival of Escherichia coli in two sewage treatment plants using UV irradiation and chlorination for disinfection. *Water Res.* 2013 Nov 1;47(17):6670-9. doi: 10.1016/j.watres.2013.09.008. Epub 2013 Sep 13. PMID: 24091189.
- [5] M. Antonelli, V. Mezzanotte, and C. Nurizzo Wastewater Disinfection by UV Irradiation: Short and Long-Term Efficiency *Environmental Engineering Science* 2008 25:3, 363-374
- [6] Masotti I., 2011 *Depurazione delle acque Tecniche Impianti per il trattamento delle acque di rifiuto*. ISBN: 978-88-506-5202-0, Editore: Calderini Editore - Il Sole 24 Ore
- [7] Collivignarelli, C., Bertanza, G., & Pedrazzani, R. (2000). A Comparison Among Different Wastewater Disinfection Systems: Experimental Results. *Environmental Technology*, 21(1), 1-16. <https://doi.org/10.1080/09593332108618137>
- [8] Bonetta S, Pignata C, Bonetta S, Amagliani G, Brandi G, Gilli G, Carraro E. Comparison of UV, Peracetic Acid and Sodium Hypochlorite Treatment in the Disinfection of Urban Wastewater. *Pathogens.* 2021 Feb 9;10(2):182. doi: 10.3390/pathogens10020182. PMID: 33572069; PMCID: PMC7914577.
- [9] C. Parabita, L. Guglielmi, L. Canovi, S. Sorlini, F. Gialdini, L. Furatian, D. Santoro; Experimental assessment of RSF, UF, RSF-03 and RSF-H2O2/UV for unrestricted agricultural wastewater reuse in Italy. *Water Practice and Technology* 1 March 2013; 8(1): 70-82. doi: <https://doi.org/10.2166/wpt.2013.009>
- [10] Giacobbo, A., Pasqualotto, I.F., Filho, R.C. de C.M., Minhalma, M., Bernardes, A., Pinho, M.D., 2023. Ultrafiltration and Nanofiltration for the Removal of Pharmaceutically Active Compounds from Water: The Effect of Operating Pressure on Electrostatic Solute-Membrane Interactions. *Membranes*.  
<https://doi.org/10.3390/membranes13080743>
- [11] Gómez, V., Majamaa, K., Pocurull, E., Borrull, F., 2012. Determination and occurrence of organic micropollutants in reverse osmosis treatment for advanced water reuse. *Water science and technology : a journal of the International Association on Water Pollution Research*. <https://doi.org/10.2166/wst.2012.166>
- [12] Xu, P., Drewes, J., Bellona, C., Amy, G., Kim, T.-U., Adam, M., Heberer, T., 2005. Rejection of Emerging Organic Micropollutants in Nanofiltration-Reverse Osmosis Membrane Applications. *Water Environment Research*.  
<https://doi.org/10.2175/106143005X41609>
- [13] Aldana, J.C., Agudelo, C., Álvarez, P.M., Acero, J.L., 2024. Removal of Micropollutants in Water Reclamation by Membrane Filtration: Impact of Pretreatments and Adsorption. *Membranes*. <https://doi.org/10.3390/membranes14070146>
- [14] Molina, S., Ocaña-Biedma, H., Rodríguez-Sáez, L., Landaburu-Aguirre, J., 2023. Experimental Evaluation of the Process Performance of MF and UF Membranes for the Removal of Nanoplastics. *Membranes*. <https://doi.org/10.3390/membranes13070683>

- [15] Pompa-Pernía, A., Molina, S., Cherta, L., Martínez-García, L., Landaburu-Aguirre, J., 2024. Treatment of Synthetic Wastewater Containing Polystyrene (PS) Nanoplastics by Membrane Bioreactor (MBR): Study of the Effects on Microbial Community and Membrane Fouling. *Membranes*.  
<https://doi.org/10.3390/membranes14080174>
- [16] Sharma, A., Kumari, S., Chopade, R.L., Pandit, P.P., Rai, A.R., Nagar, V., Awasthi, G., Singh, A., Awasthi, K., Sankhla, M.S., 2023. An assessment of the impact of structure and type of microplastics on ultrafiltration technology for microplastic remediation. *Science Progress*. <https://doi.org/10.1177/00368504231176399>
- [17] Inguanzo, M., Dominguez, A., Menéndez, J.A., Blanco, C.G., Pis, J.J. On the pyrolysis of sewage sludge: the influence of pyrolysis conditions on solid, liquid and gas fractions, *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 63 (2002), 209-222.
- [18] Li, Q., Faramarzi, A., Zhang, S., Wang, Y., Hu, X., Gholizadeh, M. Progress in catalytic pyrolysis of municipal solid waste. *Energy Conversion and Management* 226 (2020), 113525.
- [19] Zhou, Ao, Wang, X., Yu, S., Deng, S., Tan, H., Mikulčić, H. Process design and optimization on self-sustaining pyrolysis and carbonization of municipal sewage sludge. *Waste Management* 159 (2023) 125-133.
- [20] ARERA, 2024. Relazione annuale stato dei servizi 2023, Volume 1. [https://www.arera.it/fileadmin/allegati/relaz\\_ann/24/RA24\\_vol1.pdf](https://www.arera.it/fileadmin/allegati/relaz_ann/24/RA24_vol1.pdf).
- [21] ENEA DUEE-SPS-ESE, 2021. La Diagnosi Energetica ai sensi dell'Art. 8 del D.Lgs. 102/2014 e s.m.i., 2021. Linee Guida e Manuale Operativo. <https://www.energiaenergetica.enea.it/component/jdownloads/?task=download.send&id=%20170&catid=41&Itemid=101>

### 3 Prodotti attesi

- Rapporto tecnico: "Strumenti e tecnologie per la gestione sostenibili dei flussi di materia ed energia del settore della depurazione."
- Strumento software di supporto alle decisioni per la classificazione energetica degli impianti di depurazione e per la valutazione di scenari Depurazione Efficienza energetica e Sostenibilità (DEES).

## 4 Prodotti sviluppati

- Rapporto tecnico: "Strumenti e tecnologie per la gestione sostenibili dei flussi di materia ed energia del settore della depurazione."
- Strumento software di supporto alle decisioni per la classificazione energetica degli impianti di depurazione e per la valutazione di scenari Depurazione Efficienza energetica e Sostenibilità (DEES).

## 5 Analisi degli scostamenti su attività e risultati

## 6 Sintesi delle attività svolte

Le attività hanno previsto lo sviluppo di tecnologie e metodologie per l'efficientamento energetico nel settore della depurazione, coprendo l'intera filiera dal trattamento delle acque reflue al loro riutilizzo in agricoltura. L'approccio ha integrato lo sviluppo e la validazione di soluzioni innovative per la riduzione dei consumi energetici (MBBR, UV) e per la valorizzazione energetica dei fanghi (pirolisi, upgrading biogas) e dei reflui depurati, insieme all'analisi di best practices applicate su scala reale. Le attività sperimentali sono state affiancate da analisi tecnico-economiche e supportate da uno strumento software (DEES) per la valutazione di scenari energetici applicati a impianti di depurazione, in linea con gli obiettivi della nuova direttiva europea sul trattamento delle acque reflue urbane. I risultati confermano il potenziale di risparmio energetico delle tecnologie sviluppate e validate, fornendo indicazioni utili per l'implementazione di strategie di efficientamento nel settore della depurazione.

## 7 Dettaglio delle attività svolte

Le attività sinteticamente descritte al paragrafo 6 sono qui descritte con maggiore dettaglio in diversi paragrafi. Per una descrizione dettagliata dei risultati ottenuti si rimanda al paragrafo 2, dove sono riportati i principali output delle attività sperimentali e di analisi, corredati da grafici e tabelle esplicative.

### 7.1 Prove su pilota MBBR

L'attività ha previsto la validazione su scala pilota di un bioreattore a letto mobile (MBBR) gestito in alternanza di micro-aerazione e anossia, precedentemente ottimizzato in scala laboratorio, e la successiva valutazione tecnico-economica per implementazione su scala reale. La sperimentazione è stata condotta in un impianto pilota installato presso il depuratore di Angri (SA), testando il processo sia su reflui civili che su reflui misti civili-industriali. Il reattore è stato operato in modalità continua con HRT di 1,1 giorni, implementando cicli di aerazione intermittente con concentrazioni di ossigeno disciolto variabili tra 0,2-2,0 mgO<sub>2</sub>/L e 0-1,0 mgO<sub>2</sub>/L per promuovere la crescita simultanea di biomassa nitrificante e denitrificante sui supporti. La validazione sperimentale è stata seguita da un'analisi modellistica mediante software BioWin per valutare l'efficienza energetica del processo su scala reale (5.000 AE), comparandolo con un impianto a fanghi attivi tradizionale. L'analisi tecnico-economica ha incluso la stima dei costi di investimento secondo metodologie standardizzate, la valutazione dei costi operativi differenziali tra le due configurazioni e il calcolo di indicatori economici (VAN, TIR, IP, TRA) per diverse ipotesi di tasso di attualizzazione.

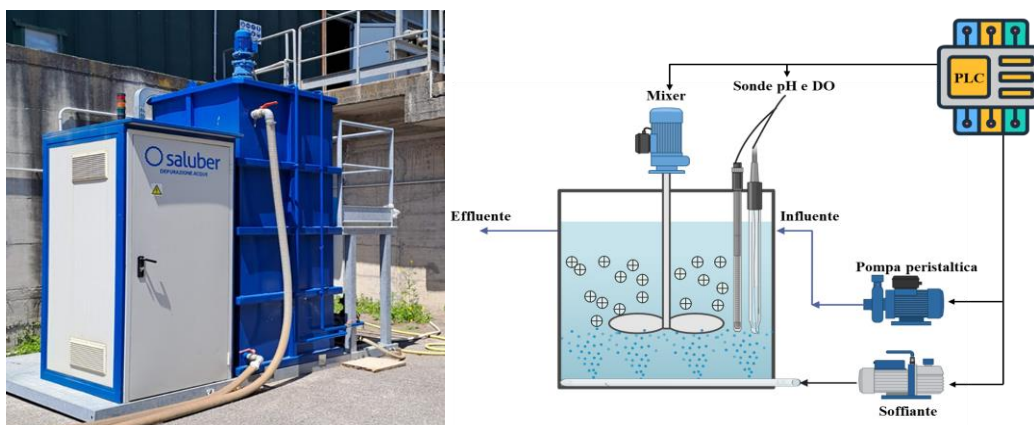


Figura 8 Foto e schema dell'impianto impianto pilota MBBR installato presso il depuratore di Angri per la validazione del processo di nitrificazione-denitrificazione simultanea.

### 7.2 Disinfezione UV per riutilizzo irriguo

La sperimentazione si è focalizzata sulla verifica in scala reale di un sistema di disinfezione tramite tecnologia UV per il riutilizzo agricolo delle acque reflue secondo il Reg. (UE) 741/2020 [1]. È stato installato, presso il depuratore di Cesena, un sistema modulare a canale aperto (UVStream3°C) della ditta Emiambiente (Figura 9), equipaggiato con 4 lampade a bassa pressione di vapore di mercurio tipo amalgama ad alta intensità UV-C. L'installazione ha previsto il prelievo di quota parte delle acque reflue trattate a valle della sedimentazione secondaria e filtrazione a sabbia. Il sistema è stato dotato di un misuratore di portata interconnesso al PLC per consentire la regolazione automatica dell'intensità delle lampade (50-100%) in funzione del flusso e del target di dosaggio UV predefinito. La sperimentazione ha permesso di verificare le rese di abbattimento della carica batterica in diverse condizioni

operative, ottimizzando i parametri di processo in funzione dei criteri qualitativi previsti dal Regolamento per le diverse classi di qualità delle acque reflue affinate. Particolare attenzione è stata posta alla verifica dei consumi energetici, confrontando diverse modalità di gestione del sistema UV e valutando comparativamente i costi operativi rispetto alle tecnologie alternative di disinfezione più diffuse.

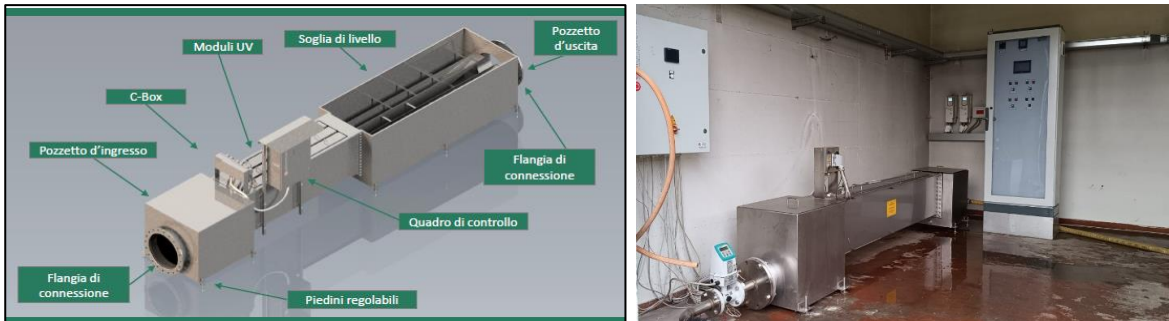


Figura 9 Particolari strutturali del sistema UVStream-C installato presso il depuratore di Cesena e vista del modulo di disinfezione installato in campo.

### 7.3 Prove di filtrazione su membrane

Nel contesto della valutazione di tecnologie avanzate per l'affinamento dei reflui, sono state condotte prove per la comparazione dell'efficienza depurativa dei sistemi a membrana con la tecnologia UV [2][2]. La sperimentazione ha previsto l'utilizzo di membrane piane con diversi tagli molecolari (da 100.000 a 300 Da) e differenti materiali quali: Poli-Eter-Sulfone (PES), Poli-Ammide (PA), Poli-Acrilo-Nitrile (PAN), testate su un impianto pilota dotato di sistema di pressurizzazione fino a 70 bar (Figura 10). Le prove sono state effettuate su una matrice contenente quattro microinquinanti emergenti (BPA, CBZ, CLA, DIC) a concentrazione nota di 20 ppb, rappresentativi di diverse classi di contaminanti regolamentati dalla direttiva (UE) 2024/3019. Per ogni prova sono stati trattati 20L di soluzione, raccogliendo 0,5L di permeato per le successive analisi. La rimozione con membrane è stata confrontata con quella tramite trattamento UV (lampada 11W, tempo di contatto 5 minuti) sulle stesse molecole e alla stessa concentrazione iniziale.



Figura 10 Sistema pilota per prove di filtrazione composto da modulo principale con doppio sistema di pressurizzazione (pompa di precarico fino a 4 bar e pompa ad alta pressione fino a 70 bar) per l'alimentazione delle membrane e modulo aggiuntivo configurato per l'utilizzo di membrane piane di diversa tipologia e taglio molecolare.

## 7.4 Valutazioni energetiche del riuso idrico

La L.A 5.2 ha analizzato i consumi energetici della filiera del riutilizzo in agricoltura dei reflui depurati, partendo dai risultati della LA 5.1 in ottica di ottimizzazione. Sono stati raccolti e analizzati dati dettagliati relativi a sette depuratori di grossa taglia situati in aree a spiccata vocazione agricola, rappresentativi delle principali esperienze italiane di riuso. Per ogni impianto sono stati acquisiti, attraverso questionari appositamente concepiti, dati su: caratteristiche tecniche, volumi trattati e riutilizzati, tecnologie di affinamento, costi di investimento e gestione, con particolare attenzione ai consumi energetici. L'analisi ha considerato le peculiarità del modello italiano, caratterizzato dall'integrazione con le infrastrutture esistenti dei consorzi di bonifica, evidenziando come questa caratteristica influenzi significativamente i costi di implementazione e gestione. Lo studio ha incluso la valutazione dei costi energetici specifici per le diverse tecnologie di trattamento terziario e l'analisi della loro efficacia nel garantire il rispetto dei requisiti del Reg. UE 2020/741.

## 7.5 Pirolisi dei fanghi di depurazione

Le attività sperimentali della LA 5.2 hanno riguardato la pirolisi termica e catalitica dei fanghi di depurazione civili e la successiva caratterizzazione dei prodotti ottenuti. L'attenzione è stata focalizzata sulla produzione di bio-olio e di gas di pirolisi in quanto le attività relative al char si sono concentrate nella LA 5.1. Le condizioni ottimizzate di pirolisi termica sono state applicate per la produzione di bio-olio oggetto dei processi di *upgrading* descritti nella LA 5.6 di cui era responsabile il DICMA dell'Università Sapienza.

La Figura 11 riporta le macrofasi del lavoro. Il fine ultimo è stato l'ottimizzazione delle condizioni di processo per massimizzare la resa e la qualità dell'olio prodotto. A questo è seguita un'analisi energetica attraverso una simulazione del processo di pirolisi.

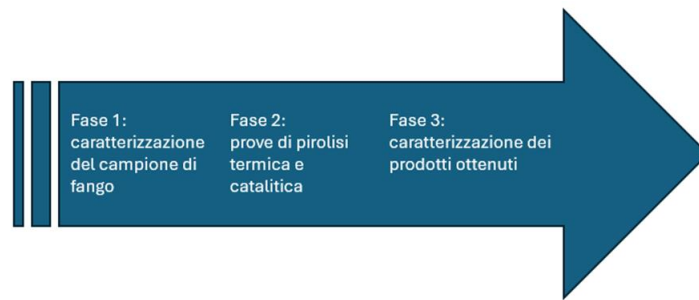


Figura 11 Macrofasi delle attività sperimentali.

Il campione è costituito da un fango di depurazione civile secondario, pre-inspessito, digerito anaerobicamente e centrifugato fino ad un contenuto finale di acqua di circa il 75.6 p/p%. Dopo essere stato essiccato in stufa a 105 °C e macinato ad una granulometria < 0,5 mm, il campione è stato sottoposto a una caratterizzazione termochimica che ha previsto l'esecuzione delle seguenti analisi: analisi immediata (contenuto di umidità UR, sostanze volatili SV, carbonio fisso C<sub>f</sub> e ceneri) e comportamento termico (temperature e calore di degradazione) utilizzando una termobilancia (TGA/DSC1 Mettler-Toledo), analisi elementare (contenuti di carbonio, idrogeno, azoto, zolfo e ossigeno, con lo strumento Elementar Vario Macro Cube), potere calorifico (mediante un calorimetro IKA modello C5000), analisi di cloro e bromo (mediante cromatografia ionica, previa cattura dei gas acidi durante l'analisi al calorimetro).

Il processo di pirolisi è stato condotto utilizzando un reattore tubolare in quarzo, operante in modalità semi-batch e una fornace elettrica. Il campione da pirolizzare è stato inertizzato con azoto nel reattore e inserito nella fornace alla temperatura impostata. Il sistema è stato suddiviso in tre sezioni principali: una per il riscaldamento, una per la condensazione dei prodotti liquidi e una per la raccolta dei gas (Figura 12). Le prove termiche sono state condotte a 350, 500, 650 e 800 °C. La raccolta del bio-olio è risultata difficoltosa in quanto nella beuta era presente anche una frazione cerosa semisolido che ha richiesto l'utilizzo di un solvente organico per essere raccolta. A questo si è poi aggiunta la difficoltà di separare la frazione acquosa presente nel liquido dal bio-olio vero e proprio: la frazione organica è stata separata dall'acqua attraverso un imbuto separatore mentre un rotavapor è stato utilizzato per separare il solvente organico basso bollente dal bio-olio. I prodotti della pirolisi (biochar, gas e bio-olio) sono stati caratterizzati mediante analisi specifiche. Il biochar è stato analizzato per la sua capacità di adsorbimento della CO<sub>2</sub>, potere calorifico e composizione elementare. Il gas è stato analizzato mediante gascromatografia (TCD e FID), mentre il bio-olio è stato caratterizzato misurando la sua composizione elementare, composizione molecolare semiquantitativa mediante GC-MS, potere calorifico e *true boiling point* in TGA (simulazione di un processo di distillazione del bio-olio).

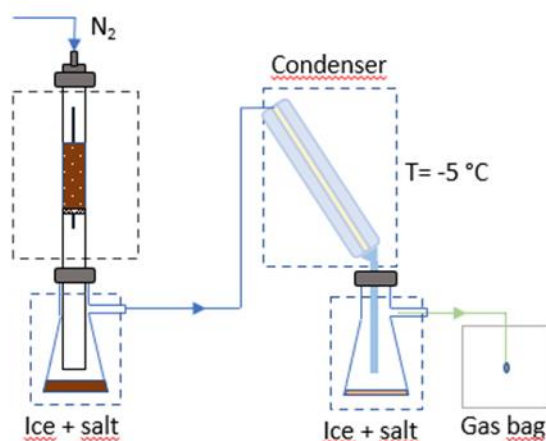


Figura 12 Set-up utilizzato per le prove di pirolisi a 650°C.

Una volta concluse le prove termiche sono seguite le prove catalitiche a 500 °C in modalità *liquid-phase contact mode* utilizzando le seguenti zeoliti acide: H-ZSM5 SAR (rapporto silicio alluminio) 250, H-ZSM5 SAR 1888 e H-Mordenite SAR 220. È stata anche provata una zeolite H-X sintetizzata a partire da *coal fly ash* che in lavori precedenti sulla pirolisi di rifiuti in plastica aveva dato risultati interessanti [4][5][6]. Le prove di pirolisi catalitica vere e proprie sono state precedute da TGA per verificare se i catalizzatori avessero un effetto anche sulla temperatura di degradazione del fango. Una diminuzione di tale temperatura implicherebbe un risparmio energetico essendo la pirolisi un processo endotermico.

Sempre a 500 °C sono state condotte delle prove di co-pirolisi utilizzando miscele a diversa composizione fango/polistirene (PS). Il PS utilizzato proveniva da imballaggi puliti e aveva caratteristiche molto simili a un materiale vergine [7].

Infine, l'impianto continuo scala banco FEDORA è stato sottoposto a un intervento di upgrading presso una ditta specializzata in impianti di piro-gassificazione di biomasse, fanghi e FOS. L'intervento ha riguardato principalmente l'installazione di un reattore in acciaio 310s, un sistema di condensazione a fascio tubiero del bio-olio, un nuovo sistema di tenute per evitare le emissioni diffuse, l'introduzione di una soffiante, un sistema di controllo completo di PLC, sistema di interfaccia HMI e software di gestione dei parametri critici. A seguito dell'intervento sono seguite delle prove di caricamento del fango essiccato tal quale, la prova di tenuta in azoto a freddo e la prova di pirolisi termica del fango a 500 °C.

Le attività sperimentali hanno compreso complessivamente 22 prove, ciascuna replicata 3-5 volte: quattro prove di pirolisi termica a diverse temperature (350-800°C), quattro prove di pirolisi catalitica a 500°C con diversi catalizzatori, sei prove di co-pirolisi con PS a diverse composizioni PS/fango, tre prove su sistema Lenton per la produzione di bio-olio destinato all'upgrading, una prova di collaudo sul reattore Fedora, e quattro prove in termobilancia per lo studio dell'effetto dei catalizzatori sulla degradazione termica del fango.

## 7.6 Automazione processo di upgrading biologico del biogas

Obiettivo di questa fase sperimentale è stato quello di incrementare il livello di sviluppo tecnologico del processo di biometanazione idrogenotrofa attraverso la realizzazione di un sistema di gestione e controllo automatico dedicato. In particolare, sulla base dei risultati ottenuti nella precedente fase sperimentale, in cui sono stati confrontati diversi sistemi di trasferimento gas-liquido, il dispositivo risultato essere più efficiente in termini di capacità di solubilizzazione dei gas (cavitatore idrodinamico) è stato accoppiato ad un bioreattore inoculato con del digestato termofilo.

Come rappresentato nello schema in Figura 13, il reattore è stato equipaggiato con due pompe di ricircolo, di cui una a funzionamento continuo e tale da garantire l'efficace solubilizzazione dei substrati gassosi attraverso il dispositivo di cavitazione idrodinamica, ed una seconda pompa dedicata a garantire la movimentazione del fluido biologico attraverso una linea di ricircolo interno, consentendo altresì l'acquisizione lungo tale linea di alcuni parametri necessari allo sviluppo delle logiche di controllo automatico (T, pH, ORP e CO<sub>2</sub> disciolta). La portata dei gas in ingresso e in uscita dal reattore è stata quantificata tramite misuratori massa-termici in grado anche, eventualmente, di regolare (mediante appositi attuatori) i flussi di gas in ingresso sulla base di valori soglia preimpostati provenienti dalle varie sonde di processo. Il sistema è stato dotato di misuratori/trasduttori di pressione tramite cui è stato possibile ottenere informazioni sull'eventuale formazione di intasamenti dei circuiti idraulici. Inoltre, nello spazio di testa è stato introdotto un sensore di livello per indicare l'eventuale formazione di schiume. I segnali analogici provenienti dalle sonde sono stati collettati all'interno di moduli Modbus e da qui rilanciati come segnali digitali ad un'interfaccia grafica sviluppata in ambiente Labview.

L'impianto è stato quindi avviato alimentando una miscela di H<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub>, a differenza dell'ultima fase sperimentale in cui l'alimentazione consisteva di una miscela composta da H<sub>2</sub> e biogas sintetico (con rapporti variabili tra CO<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub>, tali da simulare le diverse condizioni di funzionamento riscontrabili in scala reale). Nella Tabella 11 vengono riportate le condizioni operative e i valori medi ottenuti nelle condizioni di stato stazionario raggiunte al termine di ciascun periodo sperimentale.

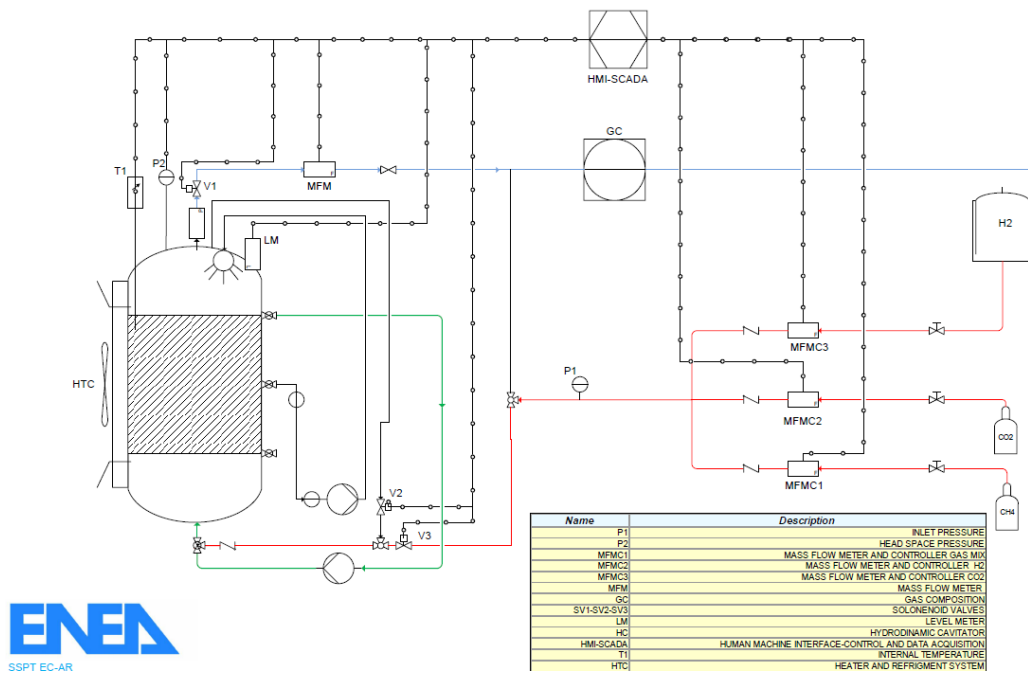


Figura 13 Schema dettagliato dell'impianto sperimentale di metanazione idrogenotrofa

Tabella 11 Condizioni operative e valori medi raggiunti dai principali parametri di controllo on-line nelle condizioni di stato stazionario

Condizioni Operative				
Temperatura [T]		55°C		
Pressione Ingresso [P1]		2,1 bar		
Pressione Interna [P2]		2,0 bar		
Volume di lavoro [V <sub>w</sub> ]		177 L		
Volume Totale [V <sub>tot</sub> ]		194 L		
Portata Ricircolo Interno [O <sub>r</sub> ]		20 L/min		
Parametro	Unità di Misura	S1 (giorni 42-53)	S2A (giorni 78-81)	S2B (giorni 84-90)
Ingresso gas				
Idrogeno [H <sub>2in</sub> ]	% (v/v)	80	62	59
Anidride Carbonica [CO <sub>2in</sub> ]	% (v/v)	18,6	21,1	19,8
Metano [CH <sub>4in</sub> ]	% (v/v)	-	16,8	20
Portata Gas [GLR]	L <sub>gas</sub> /L <sub>d</sub>	7,7	9,7	10,1
Composizione Gas Prodotto				
Idrogeno [H <sub>2out</sub> ]	% (v/v)	0,02	0,78	12,7
Anidride carbonica [CO <sub>2out</sub> ]	% (v/v)	2,6	1,4	1,3
Metano [CH <sub>4out</sub> ]	% (v/v)	96,8	96,7	85,8
Rese di processo				
Produzione di Metano [MPR]	L <sub>CH4</sub> /L <sub>d</sub>	1,44	2,9	3,4
Efficienza di solubilizzazione H <sub>2</sub> [η <sub>H2</sub> ]	%	100	99,6	91,6
Efficienza di solubilizzazione CO <sub>2</sub> [η <sub>CO2</sub> ]	%	97,6	97,9	97,5
Efficienza di conversione H <sub>2</sub> [Y <sub>H2→CH4</sub> ]	L <sub>CH4</sub> /L <sub>H2in</sub>	0,24	0,22	0,22
Efficienza di Conversione CO <sub>2</sub> [Y <sub>CO2→CH4</sub> ]	L <sub>CH4</sub> /L <sub>CO2in</sub>	0,99	0,64	0,67
Parametri di controllo real-time				
CO <sub>2</sub> disciolta [dCO <sub>2</sub> ]	ppm	77	47	54,6
pH	-	8,1	8,3	8,3
Potenziale Redox [ORP]	mV	-529	-578	-588

## 7.7 Essiccamento fanghi in serre solari

Lo studio ha analizzato il recupero di calore dalle acque reflue di un impianto di depurazione in Lombardia (90.000 AE) per utilizzarlo nell'essiccamento dei fanghi prodotti. I fanghi, disidratati e inviati a incenerimento esterno, hanno raggiunto nel 2020 una produzione annuale di circa 4.350 ton (21% di secco) con un costo di smaltimento di 192 €/ton. Proseguendo il precedente studio [8], che valutava l'essiccamento dei fanghi con un essiccatore a nastro, è stato considerato l'uso di serre solari [9][10], integrando all'energia termica solare il calore recuperato dalle acque reflue secondo lo schema in (Figura 14). Lo studio ha preso in considerazione la tecnologia Huber SRT all'interno di una serra tecnologica opportunamente dimensionata. In collaborazione con l'azienda fornitrice, è stato valutato il dimensionamento e i costi di esercizio dell'impianto di essiccamento solare con e senza il calore recuperato, puntando a un valore di secco annuo del fango essiccato di circa il 76%. I risultati ottenuti sono stati quindi confrontati con quelli ottenuti in precedenza considerando l'essiccamento termico a nastro.

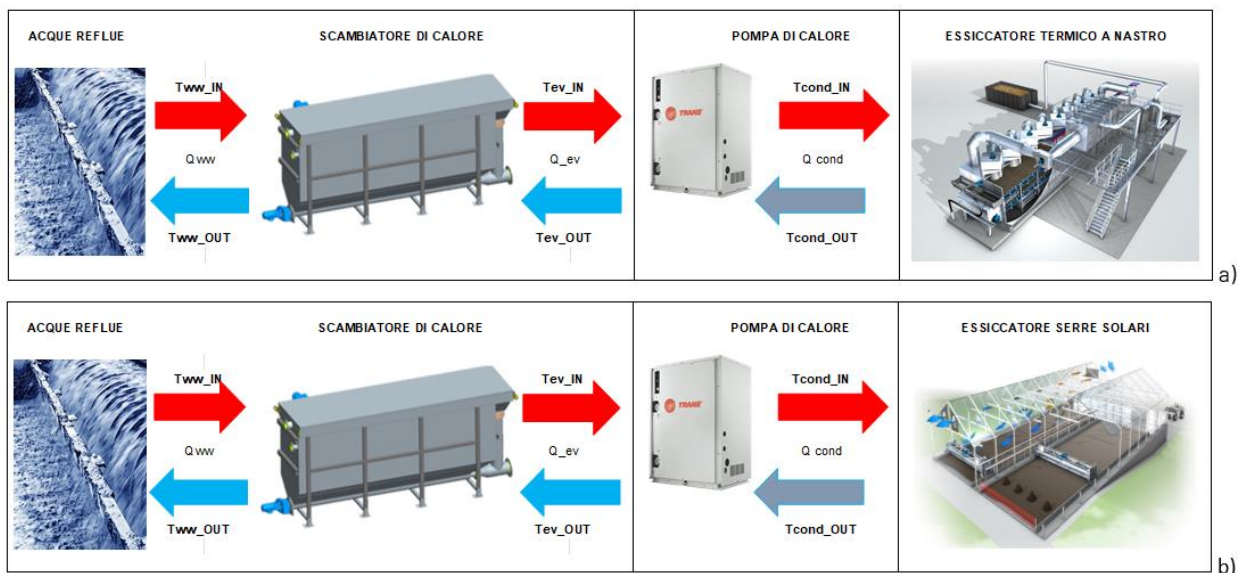


Figura 14 Configurazione del caso studio con essiccatore termico a nastro (a) e con essiccatore a serre solari (b). La serra solare garantisce evaporazione tramite l'ottimizzazione dell'energia solare; controllo automatico della ventilazione per regolare l'umidità interna alla serra; movimentazione del fango per aumentare il contatto con l'aria, prevenendo zone anaerobiche e cattivi odori.

## 7.8 Analisi energetica impianto centralizzato di trattamento fanghi

L'attività ha riguardato l'analisi energetica di una piattaforma di trattamento rifiuti gestita dalla società Acqua & Sole S.r.l., autorizzata a ricevere fino a 210.000 tonnellate di rifiuti all'anno. L'impianto (Figura 15) tratta fanghi di depurazione in co-digestione con rifiuti organici (rifiuti dell'industria agroalimentare) tramite digestione anaerobica termofila, producendo biogas che viene poi utilizzato sia in cogenerazione per la produzione di energia termica ed elettrica, destinata prioritariamente a coprire le richieste elettriche del sito, sia in un impianto di upgrading per la produzione di biometano. Il fabbisogno termico dell'impianto viene coperto dall'energia termica generata dal cogeneratore e, laddove necessario, da una caldaia alimentata a biogas. Il biometano prodotto è poi distribuito in rete gas, oltre che ad una stazione di servizio allestita ad hoc dalla stessa Acqua & Sole S.r.l. Presso la stazione di servizio viene inoltre distribuita energia elettrica per la ricarica di auto elettriche. Il surplus elettrico non autoconsumato viene ceduto alla rete elettrica nazionale.

È in fase di sviluppo un sistema di teleriscaldamento e teleraffrescamento efficienti [11] per creare una comunità energeticamente indipendente, favorendo la simbiosi tra diverse realtà territoriali. In questa nuova configurazione, il fabbisogno termico dell'impianto sarà coperto completamente dalla caldaia, mentre l'energia termica generata dalla cogenerazione e da una seconda caldaia sarà destinata al teleriscaldamento. L'energia frigorifera per il teleraffrescamento sarà generata da una macchina frigorifera (schema in Figura 16).

A seguito dell'analisi dei dati di monitoraggio dell'impianto nella configurazione attuale e dei dati di progetto relativi alla configurazione di teleriscaldamento-raffrescamento, nell'ambito del PTR è stato messo a punto il bilancio energetico delle due configurazioni, valutando, per ciascuna di esse, lo scenario che ottimizza la produzione di energia rinnovabile e riduce l'uso di fonti fossili.



Figura 15 Foto aerea dell'impianto

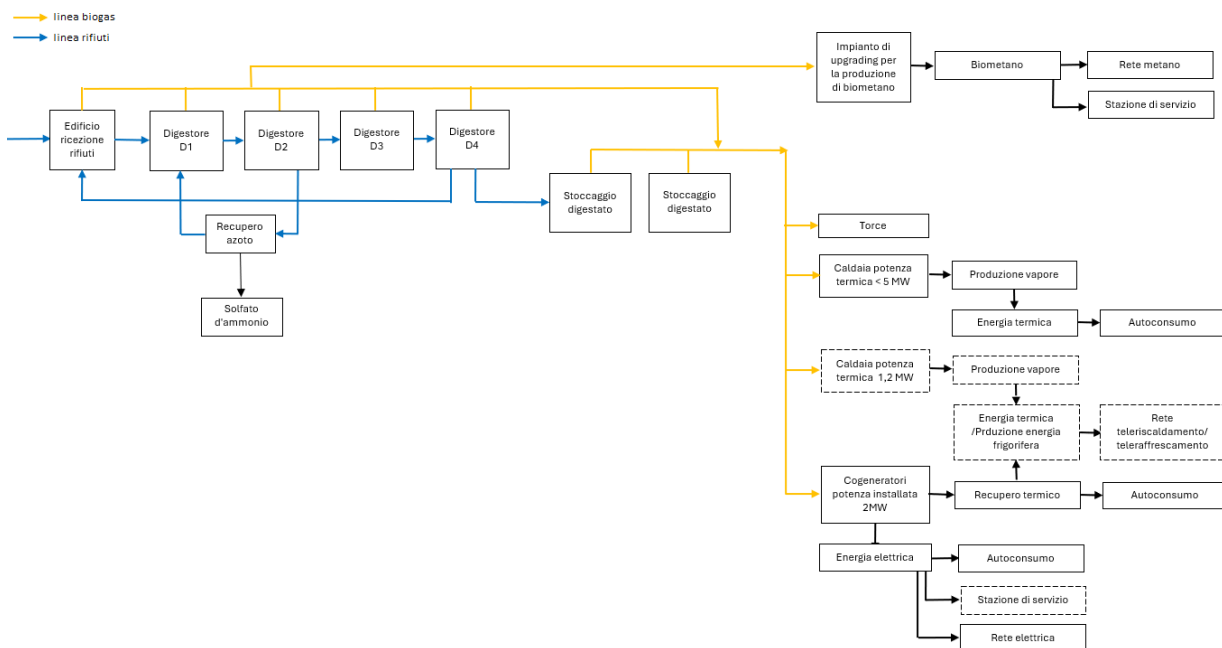


Figura 16 Schema dell'impianto con implementazione rete teleriscaldamento e teleraffrescamento

## 7.9 Sviluppo software DEES

Il software DEES è stato sviluppato sia in versione standalone che come applicazione web-based, quest'ultima attualmente in fase avanzata di testing. L'architettura web, basata su un sistema CMS Wordpress, implementa tre aree funzionali: un'area pubblica informativa con form di registrazione, un'area riservata per gli utilizzatori con interfaccia guidata per l'inserimento dati e visualizzazione risultati, e un'area amministrativa ENEA per la gestione utenti e configurazione del sistema. Nelle more del completamento dei test della versione web, il software è disponibile e utilizzabile contattando direttamente il gruppo di ricerca ENEA per supporto e assistenza. Sul piano modellistico, sono stati sviluppati e ottimizzati diversi moduli di calcolo. In particolare, il modulo di digestione anaerobica è stato potenziato implementando sia la valutazione della digestione ex-situ termofila, che quella in-situ, con un approccio parametrico basato su rapporto SSV/SST, percentuale di rimozione SSV e produzione specifica di biogas. Il modulo di pre-idrolisi dei fanghi è stato ricalibrato sulla base di nuovi dati sperimentali. Sono stati inoltre perfezionati i moduli per le energie rinnovabili: il fotovoltaico ora utilizza dati di irraggiamento per ogni regione italiana, mentre il modulo micro-idroelettrico è stato corretto. La validazione dello strumento è stata condotta in collaborazione con Acque Veronesi s.c. a r.l. e Acquedotto del Fiora S.p.A., testando il software su impianti di diverse taglie. È stato inoltre implementato un nuovo modulo per lo screening energetico del parco impianti, che permette di classificare e confrontare le performance di più depuratori gestiti dalla stessa utility.

## 7.10 Bibliografia

- [1] Regolamento (Ue) 2020/741 del Parlamento Europeo e del Consiglio del 25 maggio 2020 recante prescrizioni minime per il riutilizzo dell'acqua
- [2] Pompa-Pernía, A., Molina, S., Cherta, L., Martínez-García, L., Landaburu-Aguirre, J., 2024. Treatment of Synthetic Wastewater Containing Polystyrene (PS) Nanoplastics by Membrane Bioreactor (MBR): Study of the Effects on Microbial Community and Membrane Fouling. *Membranes*. <https://doi.org/10.3390/membranes14080174>
- [3] Xu, P., Drewes, J., Bellona, C., Amy, G., Kim, T.-U., Adam, M., Heberer, T., 2005. Rejection of Emerging Organic Micropollutants in Nanofiltration–Reverse Osmosis Membrane Applications. *Water Environment Research*. <https://doi.org/10.2175/106143005X41609>
- [4] Cocchi, M., Cafiero, L., De Angelis, D., Falasconi, M.B., Piemonte, V., Tuffi, R., Vecchio Cipriotti, S. Conversion of Marine Plastic Litter into Chemicals and Fuels through Catalytic Pyrolysis Using Commercial and Coal Fly Ash-Synthesized Zeolites. *ACS Sustainable Chemistry and Engineering*, 2023, 11(9), pp. 3644–3656.
- [5] Occasi, G., De Angelis, D. Scarsella, M. Tammaro, M, Tuccinardi, L., Tuffi R. Recovery material from a new designed surgical face mask: A complementary approach based on mechanical and thermo-chemical recycling. *Journal of Environmental Management*, 2022, 324, 116341.
- [6] Cocchi, M., De Angelis, D., Mazzeo, L., Nardozi, P., Piemonte, V., Tuffi, R., Vecchio Cipriotti, S. Catalytic Pyrolysis of a Residual Plastic Waste Using Zeolites Produced by Coal Fly Ash. *Catalysts* 2020, 10, 1113.
- [7] Tuffi, R., D'Abramo, S., Cafiero, L.M., Trinca, E., Vecchio Cipriotti, S. Thermal behavior and pyrolytic degradation kinetics of polymeric mixtures from waste packaging plastics. *eXPRESS Polymer Letters* Vol.12, No.1 (2018) 82–99.
- [8] Mattioli D., Giuliano A., Sabia G., Petta L., Di Fabio S., Granieri M., Nuzzi R., Farina R., 2021. Sviluppo di strumenti e prototipi per l'efficientamento di impianti di depurazione, Report RdS/PTR2021/185

[https://www2.enea.it/it/Ricerca\\_sviluppo/documenti/ricerca-di-sistema-elettrico/adp-mise-enea-2019-2021/efficienza-energetica-dei-prodotti-e-dei-processi-industriali/report-rds\\_ptr2021\\_185.pdf](https://www2.enea.it/it/Ricerca_sviluppo/documenti/ricerca-di-sistema-elettrico/adp-mise-enea-2019-2021/efficienza-energetica-dei-prodotti-e-dei-processi-industriali/report-rds_ptr2021_185.pdf)

- [9] Amonovich K.B., Salimovich M. M., A'zamovich S. K., 2024. A systematic review on greenhouse type solar dryers. <https://doi.org/10.1016/j.solener.2024.113021>
- [10] Berroug F., Bellaziz Y., Tagnamas Z., Bahammou Y., Faraji H., 2024. Drying Performance of a Combined Solar Greenhouse Dryer of Sewage Sludge. <https://doi.org/10.3390/su16229925>
- [11] Acqua & Sole S.r.l., Relazione tecnica di progetto rev. 02 febbraio 2024. Allegato alla richiesta di modifiche al progetto identificato con il codice TLR00040 ammesso a finanziamento nell'ambito del PNRR, Missione 2 "Rivoluzione verde e transizione ecologica", Componente 3 "Efficienza energetica e riqualificazione degli edifici", Investimento 3.1 "Sviluppo di sistemi di teleriscaldamento" del PNRR finanziato dall'unione europea - NextGenerationEU" - Avviso al pubblico del MITE 0000094.28-07-2022 del 28/07/2022

## 8 Contributo delle eventuali consulenze alle attività sopra descritte

Nessuna consulenza.

## 9 Pubblicazioni scientifiche

Langone, Michela; Ferrentino, Roberta; Mertz, Willy; Mattioli, Davide; Petta, Luigi; Andreottola, Gianni. Microbial community composition from full-scale reactors treating mature landfill leachate through innovative biological processes and its importance in mathematical modeling. *Biochemical Engineering Journal*, 2024, 204, 109226. <https://doi.org/10.1016/j.bej.2024.109226>

Lanzetta, Anna; Mattioli, Davide; Di Capua, Francesco; Minieri, Vincenzo; Papiro, Stefano; Esposito, Giovanni. Modeling complete and shortcut simultaneous nitrification and denitrification coupled to phosphorus removal in moving bed biofilm reactors. *Journal of Water Process Engineering*, 2024, 59, 105022. <https://doi.org/10.1016/j.jwpe.2024.105022>

Mattioli, Davide; Sabia, Gianpaolo; Petta, Luigi; Altobelli, Margherita; Evangelisti, Margherita; Maglionico, Marco. A Modeling Analysis of Wastewater Heat Recovery Effects on Wastewater Treatment Plant Nitrification. *Water*, 2024, 16(8), 1074. <https://doi.org/10.3390/w16081074>

Cedrone, Giacomo; Bracciale, Maria Paola; Cafiero, Lorenzo; Langone, Michela; Mattioli, Davide; Scarsella, Marco; Tuffi, Riccardo. Optimization of Pyrolysis Parameters by Design of Experiment for the Production of Biochar from Sewage Sludge. *Environments*, 2024, 11(10), 210. <https://doi.org/10.3390/environments11100210>

Di Fabio, Silvia; Giuliano, Antonio; Langone, Michela; Petta, Luigi. La gestione dei fanghi di depurazione in ottica di economia circolare. *Energia, ambiente e innovazione* 1/2023. DOI 10.12910/EAI2023-014

Sabia, Gianpaolo; Mattioli, Davide; Petta, Luigi; Langone, Michela. Metodologie e strumenti per l'analisi delle prestazioni energetiche degli impianti di depurazione. *Energia, ambiente e innovazione* 1/2023. DOI 10.12910/EAI2023-016

Petta, Luigi; Sabia, Gianpaolo; Mattioli, Davide; Di Francia, Girolamo; De Vito, Saverio. Tecnologie e sistemi intelligenti per la gestione sostenibile della risorsa idrica. *Energia, ambiente e innovazione* 2/2024. DOI 10.12910/EAI2024-054

## 10 Eventi di disseminazione

- ·Novembre 2024 - Presentazione "Static hydrodynamic cavitation as gas mass transfer system for ex situ biological hydrogen methanation" alla conferenza Biowaste: XXVI Conferenza sul Compostaggio e Digestione Anaerobica - Circular and Regenerative Bioeconomy, Ecomondo, Rimini
- ·Giugno 2024 - Presentazione "Evaluation of the controlled hydrodynamic cavitation as gas mass transfer system for biological hydrogen methanation" al Second Symposium for Young Chemists, Roma
- ·Settembre 2024 - Presentazioni online per la Summer School 2024 - PAESC: "Gli impianti di depurazione come bioraffinerie integrate" e "Efficienza energetica dei processi depurativi"
- ·Novembre 2024 - Presentazione "Trattamenti quaternari e neutralità energetica: esigenze di adeguamento e stime dei fabbisogni alla luce della nuova direttiva acque reflue" all'evento MASE presso la Nuova Fiera del Levante di Bari
- ·Novembre 2024 e Ottobre 2023 - Partecipazione e presentazioni di diversi casi studio ai corsi online FAST sulla modellazione degli impianti di trattamento delle acque
- ·Ottobre 2023 - Intervento al Focus Group "Circular Water" della Community Valore Acqua per l'Italia, Milano. Presentazione: "Principali sfide e opportunità per il riuso delle acque reflue in agricoltura e la gestione dei fanghi di depurazione"
- ·Ottobre 2023 - Partecipazione al Workshop "L'attuazione della nuova direttiva sul trattamento delle acque reflue urbane: opportunità e criticità", ACCADUEO
- ·Ottobre 2023 - Presentazione "Gestione degli impianti di depurazione municipali e agroindustriali come bioraffinerie integrate" all'incontro Open Innovation presso CNR Bologna
- ·Giugno 2023 - Presentazione "Gestione sostenibile della risorsa idrica" alla Fiera R2B Bologna
- ·Giugno 2023 - Presentazione "Le tecnologie ENEA per la gestione integrata ed efficiente della risorsa idrica" all'evento SOS Acqua, Roma
- ·Marzo 2024 - Intervista in diretta TV nell'ambito del programma Rai 3 - Fuori TG
- ·Gennaio 2024 - Seminario ENEA-HBI presso HBI Zero Branco (TV) sulle attività in tema di processi di trattamento acque e fanghi di depurazione
- ·Novembre 2023 - Intervista per l'articolo "Alimentare il riscaldamento con l'acqua delle fognature" su Il Post
- ·Ottobre 2024 - Seminario "La gestione sostenibile e circolare della risorsa idrica" nell'ambito del progetto "Sorella Acqua" presso il Comune di Suisio (BG)
- ·Presentazioni in eventi online del software DEES a società di gestione Acque Veronesi, Acquedotto del Fiora SpA, Acqua e Sole srl e Ecogena srl del gruppo ACEA