



Agenzia nazionale per le nuove tecnologie,
l'energia e lo sviluppo economico sostenibile



MINISTERO DELLA TRANSIZIONE ECOLOGICA



Ricerca di Sistema elettrico

Sviluppo di strumenti e prototipi per l'efficientamento di impianti di depurazione

D. Mattioli, A. Giuliano, G. Sabia, L. Petta, S. Di Fabio, M. Granieri,
R. Nuzzi, R. Farina.

Report RdS/PTR2021/185

SVILUPPO DI STRUMENTI E PROTOTIPI PER L'EFFICIENTAMENTO DI IMPIANTI DI DEPURAZIONE

D. Mattioli, A. Giuliano, G. Sabia, L. Petta, M. Ferraris, M. Granieri, R. Nuzzi, M. Langone, S. Di Fabio
(ENEA)

Con la collaborazione di: G. Barberio, C. Brunori, S. Busi, F. Cappellaro, S. Casu, C.M. Cellamare, R. De Carolis,
A. De Vanna, R. Guzzinati, D. Palumbo, L. Sciubba, A. Spagni, E. Tesini
(ENEA)

Dicembre 2021

Report Ricerca di Sistema Elettrico

Accordo di Programma Ministero dello Sviluppo Economico (oggi Ministero della Transizione Ecologica) - ENEA

Piano Triennale di Realizzazione 2019-2021 - III 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: LA5.3 - Sviluppo di strumenti e prototipi per l'efficientamento di impianti di depurazione

Responsabile del Progetto: Miriam Benedetti

Responsabile del Work package: Davide Mattioli

Indice

SOMMARIO.....	5
1 INTRODUZIONE.....	6
2 DESCRIZIONE DELLE ATTIVITÀ SVOLTE E RISULTATI.....	8
2.1 RECUPERO DI CALORE DALLE ACQUE REFLUE.....	8
2.1.1 <i>Potenzialità del recupero di energia termica dalle acque reflue</i>	8
2.1.2 <i>Effetto della temperatura delle acque reflue sull'efficienza dei processi depurativi</i>	9
2.1.3 <i>Recupero di calore a livello centralizzato</i>	12
2.1.4 <i>Valorizzazione del calore recuperato</i>	13
2.1.4.1 Utilizzo all'interno dell'impianto.....	13
2.1.4.2 Riscaldamento edifici residenziali.....	13
2.1.4.3 Usi industriali e agricoli.....	13
2.1.4.4 Essiccamento fanghi.....	14
2.1.5 <i>Studio modellistico degli impatti del recupero termico in fognatura</i>	14
2.1.5.1 Modellazione della rete fognaria.....	15
2.1.5.2 Calcolo della potenzialità di recupero termico in fognatura.....	18
2.1.5.3 Modellazione dello scambio termico in fognatura.....	19
2.1.5.4 Modellazione dello scambio termico nell'impianto di depurazione.....	24
2.1.5.5 Modellazione degli effetti sulla nitrificazione biologica.....	40
2.1.5.6 Recupero termico a valle dell'impianto di depurazione.....	46
2.1.1 <i>Caso studio di recupero termico da acque reflue a valle dell'impianto di depurazione</i>	47
2.1.1.1 L'impianto di depurazione.....	48
2.1.1.2 Lo scambiatore di calore.....	49
2.1.1.3 L'impianto di essiccamento termico.....	50
2.1.1.4 Le pompe di calore ad alta temperatura.....	52
2.1.1.5 Condizioni di esercizio e scelta delle pompe di calore.....	56
2.1.1.6 Valutazione della fattibilità economica.....	60
2.1.1.7 Impatto sul corpo idrico recettore.....	62
2.2 SISTEMA DI SUPPORTO ALLE DECISIONI.....	66
2.2.1 <i>Modifiche e nuove funzionalità di DEES</i>	66
2.2.2 <i>Valutazione dell'efficienza energetica dell'ID: WAT Tool</i>	68
2.2.3 <i>Ottimizzazione della produzione e utilizzo di energia elettrica e termica rinnovabile</i>	69
2.2.3.1 Tipologie di energia rinnovabile considerate in DEES.....	69
2.2.4 <i>Ottimizzazione della modalità di gestione dei flussi energetici in eccesso</i>	71
2.2.4.1 Identificazione di potenziali consumatori di energia in prossimità dell'impianto.....	71
2.2.4.2 Stima delle rete di distribuzione.....	72
2.2.5 <i>Analisi delle emissioni di gas climalteranti degli ID</i>	73
2.2.6 <i>Valutazione di indici di circolarità, efficienza e sostenibilità della depurazione</i>	77
2.2.6.1 Indice di Sostenibilità energetica elettrica (ISE).....	78
2.2.6.2 Indice di Sostenibilità energetica termica (IST).....	79
2.2.6.3 Indice di Sostenibilità di approvvigionamento (ISA).....	79
2.2.6.4 Indice di sostenibilità della gestione dei rifiuti (IGR).....	79
2.2.6.5 Indice di Sostenibilità globale (ISG).....	80
2.2.6.6 Indice di Circolarità per il riuso dei nutrienti (RP).....	80
2.2.6.7 Indice di Circolarità per il riuso dell'acqua trattata (WR).....	80
2.2.6.8 Indice di Circolarità per l'energia elettrica prodotta dall'energia chimica in ingresso (EEchim).....	81
2.2.6.9 Indice di Circolarità per l'energia termica rinnovabile autoprodotta (ETU).....	81
2.2.7 <i>Moduli per la valutazione di processi alternativi</i>	82
2.2.7.1 Stima della richiesta di ossigeno del processo biologico e dei consumi energetici in funzione di differenti sistemi di aerazione.....	82
2.2.7.2 Cicli alternati CA.....	84
2.2.7.3 MBBR.....	88
2.2.7.4 Riutilizzo diretto delle acque reflue depurate in ambito agricolo secondo i criteri minimi di qualità del Regolamento Europeo (UE) 741/2020.....	89
2.2.7.5 Tecnologie per la riduzione dei fanghi e l'efficientamento energetico.....	90
2.2.8 <i>Valorizzazione energetica delle biomasse</i>	91
2.2.8.1 Ottimizzazione del processo di digestione anaerobica.....	91

2.2.8.2	Modalità di gestione e utilizzo del biogas.....	93
2.2.8.3	Incenerimento	98
2.2.9	<i>Struttura del Software</i>	99
2.2.10	<i>Modalità di utilizzo del software</i>	99
2.2.10.1	Descrizione delle funzionalità presenti nello SQ.....	100
2.2.10.2	Descrizione delle funzionalità presenti nella FS.....	115
2.2.10.3	Report.....	120
2.2.11	<i>Applicazione del codice DEES – Esempio 1</i>	120
2.2.11.1	Confronto status quo future situation	120
2.2.11.2	Ulteriori possibilità di incremento efficienza	133
2.2.12	<i>Applicazione del codice DEES – Esempio 2</i>	136
2.2.12.1	Confronto status quo future situation	137
2.3	OTTIMIZZAZIONE DEL PROCESSO DI METANOGENESI IDROGENOTROFA EX-SITU – VALUTAZIONI TECNICO-ECONOMICHE	151
2.3.1	<i>Descrizione apparato sperimentale</i>	154
2.3.2	<i>Procedure e strumentazione analitica</i>	156
2.3.3	<i>Inoculo</i>	157
2.3.4	<i>Piano di attività sperimentale</i>	157
2.3.5	<i>Calcolo dei parametri di performance del processo di metanazione biologica ex-situ</i>	158
2.3.6	<i>Descrizione del caso studio alla base degli scenari di produzione di biometano</i>	159
2.3.7	<i>Scenari di implementazione della produzione di biometano.</i>	160
2.3.8	<i>Criteri per la stima dei costi di investimento, gestione e dei ricavi degli impianti di upgrading.</i>	163
2.3.9	<i>Criteri per la stima degli indici finanziari aggregati</i>	168
2.3.10	<i>Risultati</i>	169
2.3.10.1	Test sperimentali di produzione biometano a partire di substrati gassosi in modalità ex-situ	169
2.3.10.2	Stima dei costi di investimento e di gestione degli impianti di <i>upgrading</i>	175
2.3.10.3	Stima delle entrate finanziarie.....	177
2.3.10.4	Stima del VAN, TIR, tempo di ritorno dell’investimento ed LCOE.....	177
3	CONCLUSIONI.....	181
4	DISSEMINAZIONE	183
5	ABBREVIAZIONI ED ACRONIMI	184
6	RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI	186

Sommario

L'obiettivo del WP5 è la messa a punto di strumenti in grado di favorire la conversione degli impianti di depurazione (ID), in strutture in grado di assicurare il recupero di risorse e principalmente di energia elettrica e termica, garantendo la qualità degli effluenti allo scarico.

Per questo, nell'ambito della linea di attività LA 5.3, è stato realizzato uno strumento software, ideato come sistema di supporto alle valutazioni da parte di decisori, pianificatori e operatori del ciclo idrico integrato, in merito alle effettive potenzialità di efficientamento degli impianti di depurazione (ID), nei relativi contesti territoriali di riferimento. Il software, denominato DEES (Depurazione Efficienza Energetica e Sostenibilità), consente di valutare il bilancio energetico e la sostenibilità ambientale di un ID, partendo dall'analisi del quadro inerente la configurazione presente e la modalità di conduzione dei processi attuale (i.e. Status Quo). Esso offre, inoltre, la possibilità di effettuare analisi di scenario (i.e. Future Situation), sulla base della proposizione di soluzioni gestionali e tecnologiche alternative. Nelle valutazioni condotte dal software sono inclusi aspetti quali la produzione di energia rinnovabile, le emissioni di gas climalteranti, la cessione dei surplus energetici al territorio circostante e sono proposti alcuni indici di sostenibilità e circolarità, finalizzati a valutare la compatibilità ambientale dei processi, tenendo conto della modalità di gestione dei flussi di materia ed energia negli ID oggetto di analisi.

È stata inoltre condotta una analisi della potenzialità del recupero di calore dalle acque reflue, valutando l'impatto connesso all'installazione di pompe di calore nelle reti fognarie, a monte dei processi di trattamento biologici degli ID, quantificando in particolare i potenziali effetti del calo termico delle acque reflue da trattare sul processo di nitrificazione. Dai risultati ottenuti è stato possibile concludere che, per ID di tipo convenzionale, operanti secondo un processo biologico di nitrificazione-denitrificazione (con SRT minore di 20 giorni), gli interventi di recupero termico in fognatura possono determinare una parziale inibizione dei processi depurativi. Per questa tipologia di ID, pertanto, in generale è da preferire il recupero termico a valle dei trattamenti, che non richiede interventi di modifica impiantistica, pur garantendo potenzialità di recupero termico simili. Al contrario, per impianti con SRT superiore, entrambe le soluzioni appaiono praticabili.

Infine, riguardo lo sviluppo di un prototipo di impianto di *upgrading* del biogas, basato sul processo biologico di metanogenesi idrogenotrofa, sono stati condotti dei *long-run* sperimentali su scala pilota, con lo scopo di testare il funzionamento di un sistema di trasferimento gas-liquido a basso impatto energetico. Dai risultati è emerso che il sistema proposto è in grado di ottenere delle efficienze di trasferimento nella fase liquida dei substrati gassosi vicine al 100%, conseguendo una produzione stabile di biometano, anche dopo lunghi periodi di fermo impianto. L'analisi tecnico-economica ha evidenziato che la tecnologia proposta, pur consentendo delle rese in biometano nettamente superiori rispetto ad un sistema tradizionale di *upgrading* del biogas, presenta ancora notevoli margini di efficientamento, connessi in particolare con la fase di produzione di idrogeno mediante elettrolisi, i cui elevati costi di investimento e di esercizio limitano la competitività della tecnologia in esame, rispetto alle alternative di mercato maggiormente diffuse.

1 Introduzione

L'obiettivo del WP5 è la messa a punto di strumenti in grado di favorire la conversione degli impianti di depurazione (ID) in strutture in grado di assicurare il recupero di risorse e principalmente di energia elettrica e termica, garantendo la qualità degli effluenti allo scarico. A partire dall'analisi dei dati di letteratura scientifica e di settore e dalle sperimentazioni in scala di laboratorio e pilota, condotte nelle annualità precedenti, in questa terza annualità è stato sviluppato uno strumento software per la diagnosi e la classificazione energetica degli ID nonché per la valutazione di scenari di ottimizzazione energetica ed incremento della sostenibilità ambientale di sistema.

Lo strumento software, denominato DEES (Depurazione Efficienza Energetica e Sostenibilità) è stato concepito allo scopo di fornire un supporto alle valutazioni da parte di decisori e pianificatori del ciclo idrico integrato, in merito alle effettive potenzialità di efficientamento degli impianti di depurazione (ID), come inseriti nei contesti territoriali di riferimento. Il software permette di valutare gli effetti della modifica o dell'implementazione ex novo di tecnologie (i.e. modifiche dei sistemi di aerazione, modifiche di processo) mirate alla riduzione dei consumi energetici e consente inoltre una stima di carattere preliminare del potenziale energetico disponibile da fonti di energia rinnovabile (RES) all'interno dell'ID. Favorire l'utilizzo delle fonti di energia rinnovabile disponibili localmente rappresenta uno degli obiettivi fondamentali per il processo di transizione energetica in atto in Italia e nel resto d'Europa e lo sfruttamento ottimale delle fonti di energia rinnovabile, insieme all'efficientamento energetico, è essenziale per il raggiungimento dell'autonomia energetica degli ID. Tra le diverse tipologie di RES disponibili per l'utilizzo negli ID, il software DEES considera: il biogas, l'energia termica dalle acque reflue, l'energia solare e l'energia idroelettrica, in relazione alle consente di effettuare un'analisi preliminare basata su parametri generalmente già in possesso, o facilmente reperibili dai potenziali utenti, per cui il software è pensato. Al fine di aumentare l'efficienza energetica della linea fanghi e, al contempo, contribuire alla soluzione del problema degli elevati quantitativi di fanghi da smaltire, sulla base di uno screening delle tecnologie di riduzione della produzione di fanghi, sono state selezionate quattro distinte tecnologie di trattamento: ultrasuoni, ozonolisi, idrolisi termica e termochimica, che sono state valutate in DEES sulla base della riduzione attesa della produzione di fanghi, dell'incremento della produzione di biogas e del bilancio energetico. Un ulteriore obiettivo del codice è quello di accompagnare gli utenti nell'analisi energetica dell'impianto in rapporto con il contesto territoriale di riferimento. A tal fine, in caso di surplus energetico sull'ID, il software DEES permette di valutarne la gestione tramite applicazione della metodologia per l'Urban Compatibility Assessment (UCA). La metodologia è appositamente studiata per valutare la possibilità di cessione di energia termica all'area circostante l'ID e si compone di due fasi, una raccolta dati per l'identificazione di potenziali consumatori di energia in prossimità dell'impianto, da effettuare preventivamente dall'utente ed una fase di valutazione di bilanci energetici, implementati nel software DEES. Il software, inoltre, consente di stimare le emissioni di gas serra, considerando fonti dirette, associate ai processi biologici di degradazione dei composti organici, fonti indirette interne, dovute al consumo di energia elettrica o termica dei vari processi di trattamento e fonti indirette esterne, connesse alla gestione di flussi di materia ed energia a servizio delle attività dell'impianto, o che ne costituiscono il prodotto in uscita, ma non sono soggette al controllo diretto. Allo stesso tempo viene valutata l'opzione del riuso agricolo delle acque reflue depurate in ottica della prossima entrata in vigore (06/2023) del Regolamento europeo 741/2020 sulle prescrizioni minime per il riutilizzo dell'acqua in agricoltura, allo scopo anche di sensibilizzare gli utenti su una pratica strategica per contrastare fenomeni di siccità associati ai cambiamenti climatici. In ottica di recupero di nutrienti in ambito agricolo, DEES perviene inoltre alla stima dei quantitativi di azoto e fosforo apportati in campo tramite l'utilizzo diretto di fanghi di depurazione o previo compostaggio. Infine, DEES consente il calcolo di indici di sostenibilità e di circolarità per l'ID, appositamente definiti per determinare il grado di prossimità di ogni specifico processo al modello di economia circolare. Essi possono essere utilizzati sia per confronti con impianti simili, sia per monitorare nel corso degli anni i progressi dello stesso nella direzione di una sempre maggiore sostenibilità e circolarità dei processi. Gli indici si basano sulla determinazione di rapporti quantitativi inerenti risorse impiegate e

prodotti quali materie prime, forme di energia e vettori, rifiuti e sono mirati alla valutazione della sostenibilità e circolarità dei processi dell'ID.

Un ulteriore obiettivo del WP 5 è l'analisi della potenzialità del recupero di calore dalle acque reflue. A tale scopo, è stato valutato l'impatto di un possibile recupero termico in fognatura sui processi biologici di trattamento delle acque reflue. Il vantaggio del recupero energetico in fognatura, rispetto al recupero presso gli ID, è dovuto alla maggiore temperatura dei reflui ed alla vicinanza ai potenziali utilizzatori dell'energia termica recuperata. A seguito di recupero del calore in fognatura, tuttavia, la temperatura delle acque reflue può calare sensibilmente e, nella stagione fredda, influenzare negativamente i processi biologici depurativi dell'ID a cui i reflui afferiscono. In particolare, il processo di nitrificazione è quello maggiormente sensibile a tali effetti, dato il basso tasso di crescita dei batteri nitrificanti, peraltro influenzato significativamente dalla temperatura. L'inibizione della nitrificazione a basse temperature può portare a concentrazioni di ammonio allo scarico oltre i limiti previsti dalla normativa e risulta, quindi, essenziale quantificare l'impatto sul processo di nitrificazione di sistemi di recupero di calore in fognatura; analogamente, risulta altresì opportuno valutare l'opzione alternativa, rappresentata dal recupero a livello centralizzato presso gli impianti di depurazione, che non comporta effetti sui processi biologici di depurazione. In quest'ultimo caso, in assenza di insediamenti residenziali, industriali o agricoli collocati in prossimità dell'impianto, in grado di beneficiare dell'energia termica prodotta, l'utilizzo di questo calore per l'essiccamento dei fanghi è una possibilità considerata promettente nella letteratura scientifica. L'essiccamento riduce notevolmente i quantitativi di fango destinati a recupero/smaltimento, poiché riduce il quantitativo di umidità del fango e, perciò, consente di ottenere incrementi importanti della produzione energetica, qualora i fanghi essiccati vengano successivamente inceneriti. L'energia termica per l'essiccamento può essere recuperata dagli effluenti degli impianti mediante scambiatori di calore e sistemi a pompa di calore. Nel presente lavoro è stata valutata, dal punto di vista energetico ed economico, la realizzazione di un simile processo per un ID in scala reale.

Infine, a proseguimento delle attività sperimentali condotte nelle annualità precedenti è stato valutato, tramite *long-run*, il sistema di *upgrading* del biogas a biometano basato sul processo biologico di metanogenesi idrogenotrofa con l'obiettivo generale di ridurre i consumi energetici associati al suo funzionamento. Obiettivo specifico di questa attività è stato quello di testare un sistema trasferimento gassoso a basso impatto energetico essendo la bassa solubilità dell'idrogeno nella fase liquida uno degli aspetti maggiormente limitanti le rese complessive del processo biologico di conversione in biometano dei substrati gassosi. Al fine di valutare la competitività del sistema proposto sotto il profilo economico-finanziario, è stata condotta una valutazione tecnico-economica preliminare in cui l'*upgrading* biologico del biogas è stato confrontato con il sistema tradizionale commercialmente diffuso di "*water scrubbing*", basato sul lavaggio con acqua. L'obiettivo di tale valutazione è quello di ricavare un'indicazione del possibile impatto economico della tecnologia oggetto di sviluppo sperimentale, una volta raggiunta la sua piena maturità, in uno scenario in cui nei prossimi anni è prevista la penetrazione all'interno del sistema elettrico nazionale di una quota sempre più ampia di energia non programmabile proveniente da fonte rinnovabili ed in cui gli impianti di trattamento di acque reflue, in virtù della loro distribuzione capillare sul territorio, potranno rappresentare infrastrutture strategiche per la conversione dei picchi di produzione elettrica in vettori energetici in grado di essere stoccati per un utilizzo differito nel tempo.

2 Descrizione delle attività svolte e risultati

Il presente capitolo è strutturato in 3 sezioni distinte, la prima delle quali (sezione 2.1) si focalizza sul recupero dell'energia termica contenuta nelle acque reflue. A complemento delle attività condotte nella LA 5.5 per la valutazione delle modalità di recupero di tale forma energetica nella rete fognaria, è stato valutato l'impatto di tali soluzioni sull'efficienza dei processi depurativi e, in alternativa, è stata indagata la possibilità di recupero di energia termica dai reflui depurati in uscita dall'ID. La sezione termina con le valutazioni tecnico-economiche di un sistema di recupero di calore dai reflui, impiegando l'energia per l'essiccamento dei fanghi. La sezione 2.2 presenta lo strumento software, ideato come sistema di supporto alle valutazioni da parte di decisori, pianificatori e operatori del ciclo idrico integrato, in merito alle effettive potenzialità di efficientamento degli impianti di depurazione (ID) nei relativi contesti territoriali di riferimento e comprende il manuale d'uso e degli esempi applicativi.

La sezione 2.3 infine presenta i *long-run* sperimentali su scala pilota del prototipo di impianto di *upgrading* del biogas, basato sul processo biologico di metanogenesi idrogenotrofa e l'analisi tecnico-economica della tecnologia.

2.1 Recupero di calore dalle acque reflue

In tutto il mondo è in atto una transizione verso nuovi sistemi energetici, per far fronte alla sfide del cambiamento climatico e, tra le tecnologie che potrebbero avere un ruolo nella realizzazione di questa transizione, c'è il recupero del calore dalle acque reflue.

Nel report relativo alla LA5.5 [1] l'Università di Bologna ha valutato la potenzialità del recupero di calore direttamente dalla fognatura e illustrato come tale recupero del calore delle acque reflue possa essere progettato e realizzato a vari livelli e con diverse modalità. Il primo livello di intervento possibile è quello della componentistica idraulica installata nell'appartamento, cioè nel punto più vicino possibile a dove il calore delle acque reflue viene generato. Il secondo livello è quello dell'edificio stesso, prima che le acque reflue vengano scaricate nella rete fognaria. Il terzo è rappresentato dalla rete fognaria stessa, mentre il quarto e ultimo livello possibile è quello del recupero presso l'impianto di trattamento delle acque fognarie. Nel report è stata analizzata nel dettaglio la possibilità di effettuare il recupero di calore a livello di rete fognaria fornendo tutti gli elementi per l'identificazione delle tratte ottimali per il posizionamento degli scambiatori per il recupero, valutando inoltre la potenzialità di una rete fognaria reale di Bologna.

Il vantaggio del recupero energetico in fognatura, rispetto all'impianto di depurazione è dovuto alla temperatura maggiore dei reflui ed alla vicinanza ai potenziali utilizzatori. Con il recupero del calore in fognatura però, la temperatura delle acque fognarie può calare sensibilmente e, nella stagione fredda, questa diminuzione può influenzare negativamente i processi biologici depurativi dell'impianto cui i reflui afferiscono. Specialmente la nitrificazione può essere fortemente inibita perché i batteri nitrificanti crescono molto lentamente e il loro tasso di crescita è influenzato significativamente dalla temperatura. La nitrificazione normalmente è lo *step* limitante nel trattamento biologico delle acque reflue e per questo è uno dei fattori determinanti per la progettazione del ciclo depurativo. L'inibizione della nitrificazione a basse temperature può portare a concentrazioni di ammonio allo scarico oltre i limiti previsti dalla normativa, quindi è essenziale quantificare l'impatto che può avere sulla nitrificazione l'abbassamento della temperatura delle acque reflue in ingresso all'impianto di trattamento a valle del recupero di calore in fognatura.

Nei successivi paragrafi del presente capitolo si valutano gli effetti del recupero di energia termica in fognatura sui processi dell'impianto di depurazione e si valuta, in alternativa o in complemento, il recupero di calore a valle dell'impianto.

2.1.1 Potenzialità del recupero di energia termica dalle acque reflue

La produzione di acqua calda rappresenta una quota significativa dell'energia utilizzata negli edifici, quasi il 20% del consumo energetico nel settore domestico è associato al riscaldamento dell'acqua per vari scopi (ad es. doccia, bagno, lavastoviglie, lavatrice, cucina, ecc.) [2]. Le acque reflue prodotte dagli edifici ad uso abitativo, industriale o commerciale e scaricate dopo l'utilizzo, contengono ancora una quantità di energia

termica significativa. Ad esempio per la Svizzera, è stata stimata una perdita di energia termica nella fognatura pari a 6000 GWh all'anno, pari al 7% del fabbisogno termico totale del Paese. [3]

Le acque reflue municipali contengono 2,5 volte più energia termica recuperabile rispetto all'energia chimica massima teorica immagazzinata nel COD (assumendo che sia possibile recuperare l'energia corrispondente ad un salto termico dei reflui di 6 °C). Secondo una valutazione effettuata sugli impianti di depurazione dei Paesi Bassi, supponendo di recuperare energia termica dagli effluenti municipali con un salto termico di 5 °C, 24 ore al giorno, 365 giorni all'anno, il totale di energia recuperata ammonterebbe a circa 40 PJ, il che equivale a oltre il 40% dell'energia termica totale prodotta da gas, carbone o processi di combustione della biomassa [4].

Per ciò che concerne la potenzialità italiana, utilizzando l'equazione per l'energia termica recuperabile dalle acque reflue riportata di seguito:

$$Q = \dot{V} c \rho \Delta T$$

dove:

Q è l'energia termica recuperato per unità di tempo;

\dot{V} è la portata volumetrica delle acque reflue,

c è la capacità termica specifica dell'acqua;

ρ è la densità delle acque reflue;

ΔT è il salto termico delle acque reflue dovuto al recupero di calore

e partendo dal dato annuo di 9.8 miliardi di m³ di reflui trattati dagli impianti di depurazione [5], nell'ipotesi di un salto termico di 5 °C, 24 ore al giorno, 365 giorni all'anno il valore calcolato per l'energia termica teoricamente disponibile è di circa 200 PJ, che corrispondono a quasi il 15% del mercato complessivo di energia termica in Italia per edifici residenziali e servizi [6]. Volendo esprimere tale energia in termini di possibile risparmio di metano, essa corrisponde all'incirca a 5 miliardi di Sm³ di metano, cioè circa un quarto del consumo domestico e circa il 7% del consumo complessivo di metano in Italia nel 2020 [7].

2.1.2 Effetto della temperatura delle acque reflue sull'efficienza dei processi depurativi

In virtù dell'energia scaricata con le acque reflue dagli edifici la temperatura nel sistema fognario è mediamente più elevata nei tratti di fognatura più vicini ai punti di scarico mentre, in virtù dello scambio di calore con il terreno e l'ambiente, essa diminuisce gradualmente man mano che le acque reflue fluiscono verso l'impianto di depurazione. La temperatura e la sua variabilità dipendono quindi dalla lunghezza della rete fognaria, ma anche dalla quantità di acque parassite che diluiscono le acque reflue calde con acqua di infiltrazione, normalmente più fredda. Nelle fognature miste, che raccolgono anche una quota parte di acque meteoriche, occorre distinguere la situazione di tempo asciutto da quella in cui la rete sia interessata da eventi meteorici.

Per la valutazione del comportamento delle reti fognarie in tempo asciutto si può fare riferimento ad una campagna di raccolta dati realizzata dall'Università di Bologna in collaborazione con il gestore del servizio idrico integrato Hera S.p.A. [8]. Nei grafici di Figura 1, oltre alla variabilità temporale di portata e temperatura è possibile valutare l'effetto su tale variabilità dell'estensione del bacino di raccolta e quindi della popolazione afferente ai diversi condotti fognari. I valori riportati nei grafici sono stati ottenuti come medie di ogni giorno lavorativo del mese di dicembre, con esclusione dei giorni di pioggia.

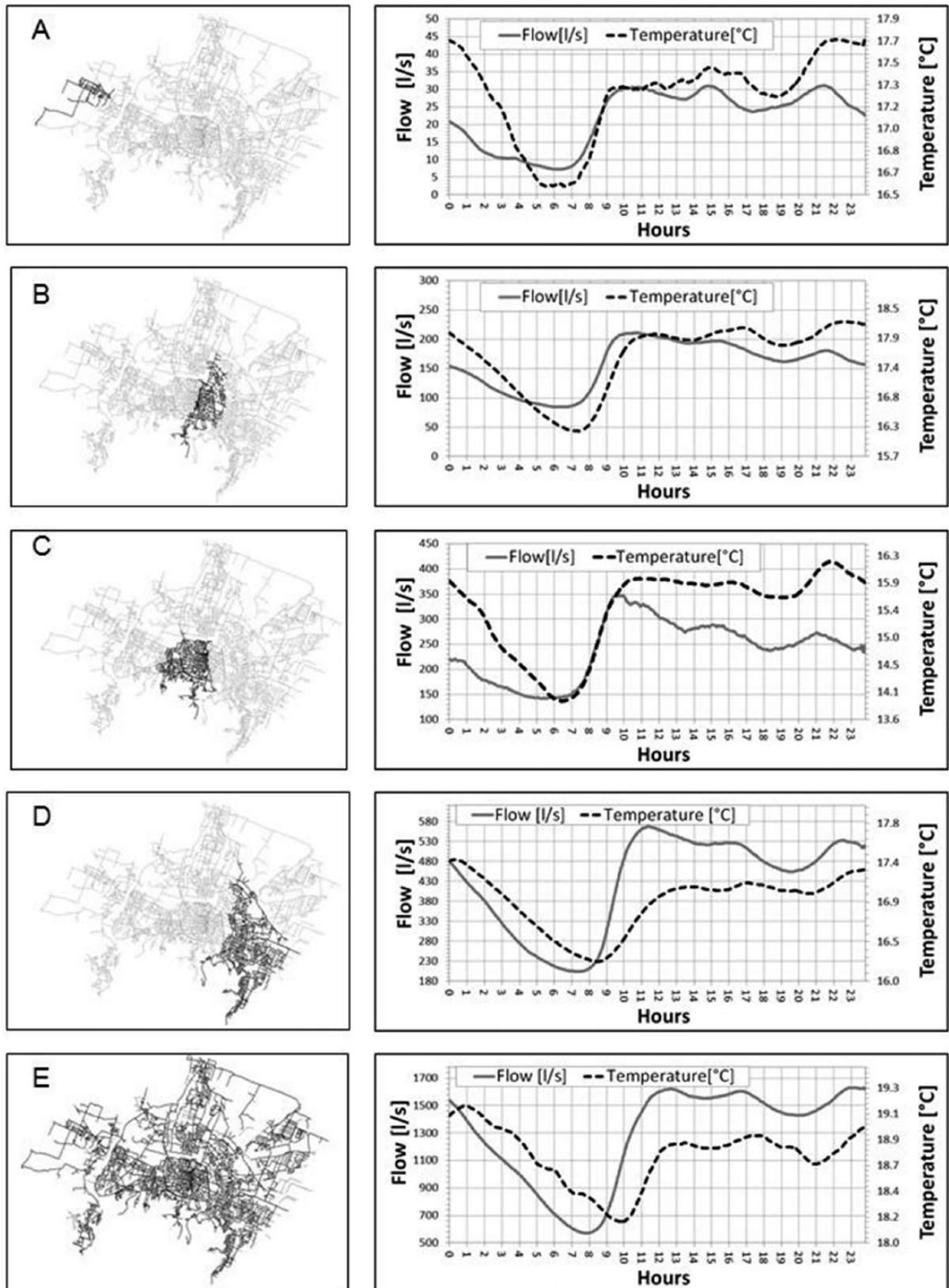


Figura 1: Rappresentazione della variazione media giornaliera della portata e della temperatura dei liquami in tempo secco, nel mese di dicembre, in cinque condotte della città di Bologna; a sinistra di ogni grafico, nello schema di rete è evidenziata la rete fognaria a monte del punto di misura (tratta da [8]).

Dall'analisi dei grafici si può notare che i valori di portata, in ogni punto di misura, dipendono dal numero di abitanti nel bacino drenato dalla rete fognaria e presentano escursioni significative nel corso della giornata

con portate generalmente basse nelle ore notturne e picco massimo a metà mattinata. I valori di temperatura hanno invece fluttuazioni giornaliere relativamente contenute, dell'ordine di 2-3 °C per quasi tutti i condotti.

Diversamente da quanto avviene in condizioni di tempo asciutto, la variazione di temperatura delle acque fognarie durante gli eventi meteorici può essere repentina e significativa come si può vedere dalla Figura 2, relativa alla temperatura dei reflui fognari in ingresso ed in uscita dall'impianto di Zurigo [9].

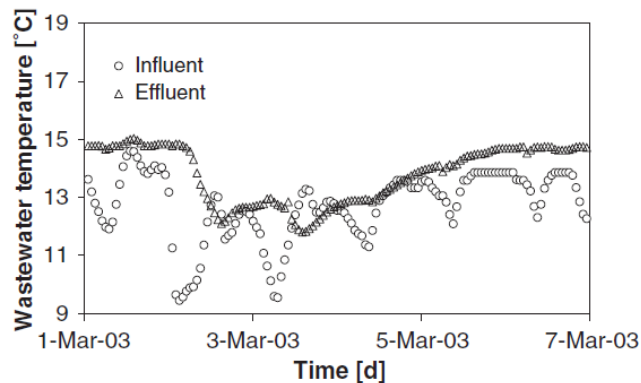


Figura 2: Temperatura dei reflui in tempo di pioggia in ingresso ed in uscita all'impianto di depurazione di Zurigo nei giorni 1-7 marzo 2003. (tratta da [9])

Si può notare che un evento meteorico verificatosi nelle prime ore del 2 marzo 2003 ha comportato una rapida diminuzione della temperatura influente dell'impianto. Il massimo giornaliero della temperatura è sceso da 14,6 del 1 marzo 2003 a 13,0 °C il giorno seguente. Il minimo giornaliero della temperatura è sceso da 11,9 a 9,5 °C. Nello stesso periodo la temperatura dell'effluente è calata ed è scesa da 15,0 a 12,0 °C ed è rimasta tra 11,7 e 13,0 °C per uno e un mezzo giorno prima di tornare gradualmente a valori intorno a 15 °C.

Dalla stessa Figura 2 è possibile vedere l'effetto sulla temperatura dei reflui dovuto all'impianto di depurazione. Nelle vasche dell'impianto di depurazione le oscillazioni di temperatura sono sensibilmente smorzate grazie all'effetto di equalizzazione, che è tanto maggiore quanto maggiore è il tempo di ritenzione idraulica (HRT) delle acque reflue nelle vasche a fanghi attivi e nei sedimentatori primari e secondari, che normalmente sono le sezioni di trattamento con maggiore capacità volumetrica.

La variazione media di temperatura prima e dopo l'impianto, causata dallo scambio termico con l'ambiente dall'aerazione e dalle reazioni biochimiche che avvengono durante il processo sono normalmente molto contenute. A causa della temperatura maggiore delle acque reflue rispetto alla temperatura ambiente, normalmente si considera che la variazione sia in diminuzione, almeno nella stagione invernale e questo in effetti è ciò che si riscontra in molti impianti. Tale effetto deve però essere verificato e adeguatamente quantificato nei casi specifici, perché in alcuni impianti sono state verificate variazioni in senso opposto, come nel caso dell'impianto di Zurigo, per cui è stata osservata una temperatura delle acque reflue allo scarico mediamente superiore rispetto alla temperatura dell'influente. Su questo impianto la differenza tra la temperatura media dell'effluente e la temperatura influente nella stagione fredda è risultata essere tra 0,7 e 1,1 °C. Nella bella stagione, quando la radiazione solare è più intensa la temperatura delle acque reflue è fino a 2 °C superiore rispetto alla temperatura media influente [9].

La temperatura delle acque reflue influenza tutti i processi biochimici che avvengono in un impianto di depurazione, ma le conseguenze più evidenti in termini di efficienze depurative sono connesse al processo di nitrificazione biologica. Questo perché la velocità di crescita dei batteri nitrificanti costituisce l'elemento limitante per il dimensionamento dei processi di nitrificazione a biomassa sospesa. In un sistema misto, in cui siano cioè contemporaneamente presenti batteri autotrofi ed eterotrofi, il mantenimento di condizioni stazionarie richiede che per entrambe le popolazioni la produzione di nuova biomassa compensi quanto viene allontanato come fango di supero o in sospensione nell'effluente depurato. [10]

Per prevenire il dilavamento dei batteri nitrificanti ed evitare il conseguente picco di concentrazione di azoto ammoniacale nell'effluente, il tempo di ritenzione cellulare dei batteri autotrofi è dimensionato accuratamente in fase di progettazione.

Per il tasso di crescita dei batteri nitrificanti in funzione della temperatura delle acque reflue $\mu_{\text{net}}(T)$ si può utilizzare ad esempio l'espressione seguente:

$$\widehat{\mu}_{\text{net}}(T) = \widehat{\mu}_{\text{net}}(10)e^{0.11(T-10)}$$

che è quella riportata nel modello ASM3 sviluppato da [11] e in tutti i modelli matematici da esso derivati. La formula descrive come al diminuire della temperatura decresca il tasso di crescita, secondo l'andamento tipico di una curva esponenziale.

Qualora si effettuino interventi che possono causare una riduzione della temperatura dei reflui in ingresso ad un impianto di depurazione, come ad esempio l'installazione di un sistema di recupero del calore in fognatura, è quindi necessario verificare che la temperatura dei reflui, in seguito all'intervento, non scenda al di sotto del valore minimo considerato in fase di progettazione.

2.1.3 Recupero di calore a livello centralizzato

In alternativa al recupero di calore nei sistemi fognari, un'opzione interessante per il recupero di energia dalle acque reflue è costituita dal recupero a livello centralizzato presso gli ID. Gli impianti di depurazione raccolgono a livello centralizzato grandi quantità di acque reflue provenienti da diverse reti fognarie, il che determina portate più elevate e meno variabili rispetto a quelle delle tubazioni fognarie. Di contro la temperatura media è sì solitamente inferiore, ma anch'essa meno soggetta a variabilità estreme. Poiché la temperatura dell'effluente presenta variazioni stagionali relativamente piccole rispetto alle temperature atmosferiche, esso può fungere da fonte stabile di calore recuperabile mediante pompe di calore. Il coefficiente di prestazione (COP) delle pompe di calore è il rapporto tra il calore ceduto dal sistema ed il lavoro effettuato dalla pompa di calore ed è altamente dipendente dalle condizioni operative ed in particolare dalla temperatura assoluta delle acque reflue e dalla temperatura finale del fluido da riscaldare. Data la progressiva riduzione della temperatura degli scarichi che si registra solitamente nella rete fognaria mano a mano che ci si allontana dagli edifici e si va verso il depuratore, i sistemi di recupero posti più a valle pagano un prezzo in termini di differenza nel COP.

Ci sono tre possibili collocazioni per un sistema di recupero del calore in un ID: nel punto di arrivo della fognatura (i.e. prima dei trattamenti depurativi), all'interno dell'impianto di depurazione (i.e. su reflui parzialmente depurati) o al punto di scarico degli effluenti (i.e. dopo il trattamento).

Il recupero del calore dalle acque reflue grezze prima del trattamento presenta problematiche analoghe al recupero del calore dall'interno della rete fognaria. All'arrivo all'impianto la temperatura del refluo e l'energia disponibile sono solitamente leggermente più elevate, offrendo un maggior potenziale per il recupero ma la qualità dell'acqua è più scadente, determinando problemi di bio-fouling e interferenza di materia solida con lo scambiatore di calore, che peggiorano l'efficienza di trasferimento del calore.

In virtù dei trattamenti depurativi, allo scarico la qualità dell'acqua aumenta ed i problemi di sporco dello scambiatore sono minori, con impatti positivi sulla manutenzione dei sistemi di recupero del calore. A valle dei trattamenti dell'impianto, inoltre, i reflui hanno una temperatura simile o solo leggermente inferiore rispetto all'influenza. Un ulteriore vantaggio del recupero allo scarico è rappresentato dall'effetto di miscelazione e omogeneizzazione dovuto al volume delle vasche. Questo determina una temperatura dell'acqua scaricata più stabile, con minori variazioni giornaliere e settimanali rispetto alla temperatura influente, anche in presenza di elevate quantità di acque meteoriche che comportano notevoli cali termici nelle acque fognarie. L'energia effettivamente recuperabile nelle acque reflue trattate inoltre è spesso maggiore, perché l'acqua a valle dei trattamenti può essere raffreddata a valori più bassi senza problemi per i trattamenti stessi e, oltre dalla portata di acqua, l'energia termica recuperabile dipende dal salto termico dell'effluente tra monte e valle del sistema di recupero energetico.

Tale salto termico dipende dal limite di temperatura previsto dalle autorizzazioni allo scarico e che dovrebbe essere fissato per proteggere gli ecosistemi dei corpi idrici ricettori. Secondo quanto stabilito nel D.Lgs. 152/2006, per i corsi d'acqua la variazione massima tra temperature medie di qualsiasi sezione del corso

d'acqua a monte e a valle del punto di immissione non deve superare i 3°C. Su almeno metà di qualsiasi sezione a valle tale variazione non deve superare 1°C. Per i laghi la temperatura dello scarico non deve superare i 30°C e l'incremento di temperatura del corpo recipiente non deve in nessun caso superare i 3°C oltre 50 metri di distanza dal punto di immissione. Per i canali artificiali, il massimo valore medio della temperatura dell'acqua di qualsiasi sezione non deve superare i 35°C, la condizione suddetta è subordinata all'assenso del soggetto che gestisce il canale. Per il mare e per le zone di foce di corsi d'acqua non significativi, la temperatura dello scarico non deve superare i 35°C e l'incremento di temperatura del corpo recipiente non deve in nessun caso superare i 3°C oltre i 1000 metri di distanza dal punto di immissione.

2.1.4 Valorizzazione del calore recuperato

2.1.4.1 Utilizzo all'interno dell'impianto

L'utilizzo in loco dell'energia termica recuperata è sempre la prima opzione per semplicità e ottimizzazione perdite. Tra i possibili utilizzi, oltre al riscaldamento, raffrescamento e produzione di acqua calda per eventuali uffici laboratori ed edifici di servizio degli ID, si segnala la possibilità di utilizzo del calore recuperato per processi di trattamento che, per loro caratteristiche, sono favoriti da temperature superiore a quella ambiente. Pochwala e Kotas (2018) [12] hanno presentato un caso di studio in cui il calore recuperato dalle acque reflue è utilizzato per riscaldare un edificio in loco e per aumentare la temperatura di processo di un reattore biologico SBR. L'energia termica totale contenuta nell'effluente di un ID tipicamente supera di gran lunga la domanda di calore in loco, per cui nelle applicazioni in piena scala ci si indirizza, normalmente, anche su altre tipologie di riutilizzo, al di fuori dell'impianto.

2.1.4.2 Riscaldamento edifici residenziali

La maggior parte delle pratiche di recupero del calore esistenti dagli effluenti WWTP in tutto il mondo è costituita da applicazioni di pompe di calore per la fornitura su larga scala di teleriscaldamento e/o raffrescamento. Un vincolo importante per questo tipo di utilizzo del calore recuperato è la presenza di una rete di teleriscaldamento locale cui cedere l'energia termica. L'ostacolo principale per una maggiore diffusione di questa pratica è costituito dal fatto che le possibili utenze si trovano spesso lontane dagli ID, generalmente locati in zone periferiche non urbane. Se si trasporta l'energia termica su lunghe distanze, si determinano inevitabilmente elevate perdite. Un ulteriore problema è rappresentato dal fatto che, soprattutto in primavera e in autunno, la domanda potrebbe essere insufficiente a causa della ridotta necessità di teleriscaldamento o teleraffrescamento.

Secondo una *review* del 2020 [4], nel 2008 erano già operative più di 500 pompe di calore per acque reflue, con capacità di 10-20 MW in molte parti del mondo. Soprattutto in Giappone, è stato dimostrato che i sistemi di teleriscaldamento e raffreddamento che utilizzano le acque reflue possono ridurre notevolmente il consumo di energia. Ad Osaka, ad esempio, il governo della città ha ottenuto risparmi energetici del 20-30% introducendo il recupero dell'energia termica dagli scarichi. Nella città di Sapporo, gli effluenti vengono utilizzati direttamente per sciogliere grandi quantità di neve ogni inverno.

2.1.4.3 Usi industriali e agricoli

Nel caso in cui un WWTP si trovi in prossimità di aree industriali è necessaria una verifica della domanda di teleriscaldamento sia per gli edifici sia per eventuali processi. Possibili esempi sono le serre per l'essiccazione (uso agricolo), o processi industriali che richiedono calore o raffreddamento termico. Nella maggior parte dei casi, almeno in Italia le immediate vicinanze di un ID comprendono aree destinate ad uso agricolo. Il settore agricolo è un potenziale utilizzatore di energia termica per attività di essiccazione di vari prodotti quali ad esempio cippato, messi, piante medicinali e spezie. Inoltre richiedono energia termica il riscaldamento e raffrescamento dei fienili (a seconda della stagione) ed il riscaldamento delle serre, l'acquacoltura e le colture idroponiche.

2.1.4.4 Essiccamento fanghi

In assenza di insediamenti residenziali, industriali o agricoli collocati in prossimità dell'impianto, in grado di beneficiare dell'energia termica prodotta, l'utilizzo di questo calore per l'essiccazione dei fanghi è una possibilità considerata promettente nella letteratura scientifica [4]. L'essiccamento riduce notevolmente i quantitativi volumetrici di fango destinati a recupero/smaltimento poiché riduce il quantitativo di umidità di un fango disidratato dal 75-80% fino al 10-20%. L'essiccamento inoltre consente di ottenere incrementi importanti della produzione energetica qualora i fanghi essiccati vengano successivamente inceneriti. L'effettivo potenziale di recupero energetico dell'incenerimento dei fanghi risulta molto inferiore al contenuto energetico della materia organica nei fanghi, perché è necessaria molta energia per far evaporare il suo contenuto d'acqua. Secondo [4] per ottenere un bilancio energetico positivo dalla combustione, il contenuto di acqua deve essere ridotto al di sotto del 30%, il che di solito richiede energia e quindi crea costi. Come soluzione a questo problema, l'energia termica può essere recuperata dagli effluenti degli impianti mediante scambiatori di calore e sistemi a pompa di calore e può essere utilizzata per l'essiccazione dei fanghi *in situ*, incrementando notevolmente il potere calorifico dei fanghi smaltiti.

2.1.5 Studio modellistico degli impatti del recupero termico in fognatura

Diversi studi, tra cui quello svolto dall'università di Bologna nella linea di attività LA 5.5 del presente progetto [1], hanno evidenziato la potenzialità di recupero dell'energia termica negli edifici e nella fognatura. Questi studi dimostrano che ci sono diverse alternative per recuperare il calore dalle acque reflue. Tutte queste soluzioni portano ad una diminuzione della temperatura di acque reflue immesse nella rete fognaria. Il presente studio si propone di esaminare gli impatti del recupero di calore delle acque reflue a livello locale sulle prestazioni di un ID, nonché sulla potenzialità di realizzare recuperi energetici a valle del trattamento depurativo. Per queste valutazioni si è utilizzata la metodologia descritta sinteticamente in Figura 3 e analizzata per esteso nei paragrafi seguenti.

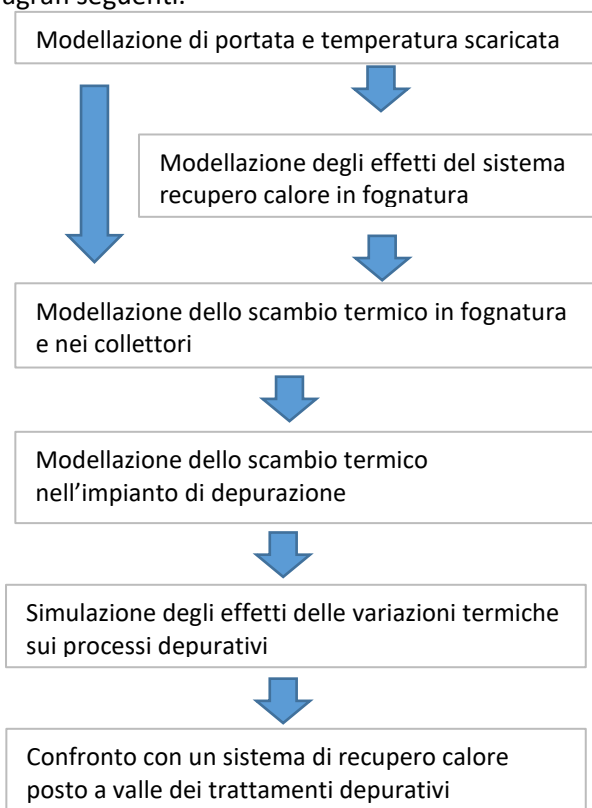


Figura 1 Rappresentazione schematica delle fasi della metodologia seguita

2.1.5.1 Modellazione della rete fognaria

Per la modellazione della rete fognaria si è partiti dai 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 [13]. Si tratta di una rete mista fognaria e meteorica che collette reflui di origine principalmente civile, per una portata media in tempo secco di circa 65 m³/h. 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 convogliata verso l'impianto di depurazione. L'andamento nel tempo della portata addotta all'impianto dalla fognatura per il periodo considerato è riportato in Figura 4.

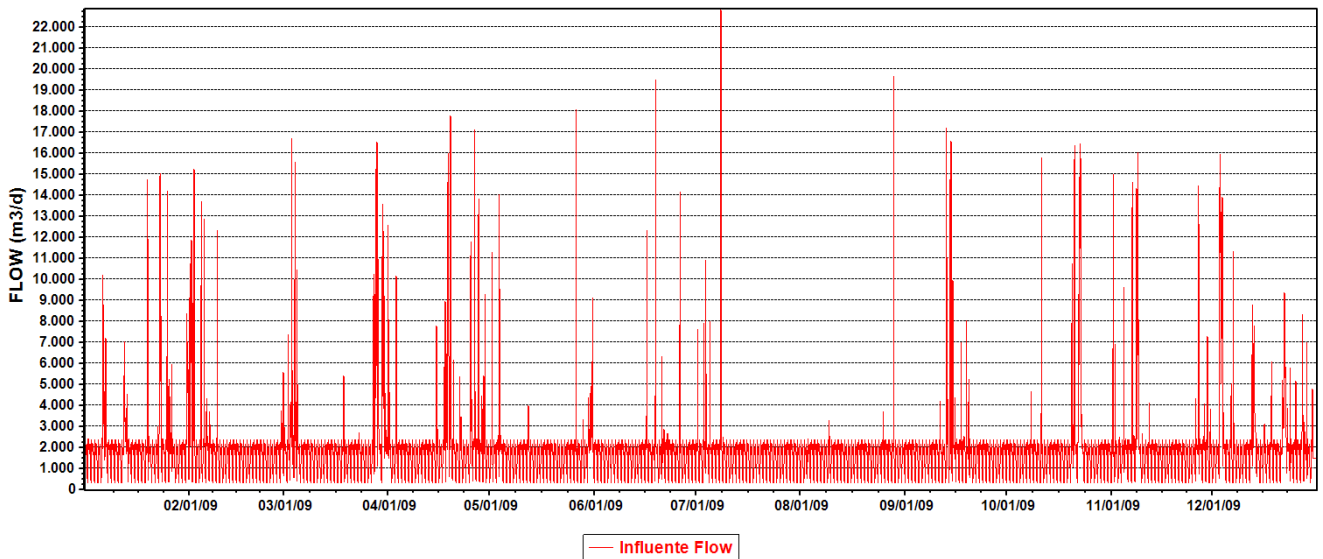


Figura 4 Andamento della portata addotta dal sistema fognario.

Nel grafico sono ben visibili i picchi di portata corrispondenti agli eventi meteorici più significativi succedutisi durante l'anno. La portata complessiva addotta dalla rete all'impianto nell'anno della modellazione è di 689643 m³.

I valori delle concentrazioni di solidi sospesi totali (SST) sono quelli ottenuti dalla modellazione in SWMM e sono riportati nella Figura 16 del report LA5.1 [14]. 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.

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 SST al paragrafo 2.2.1 del report LA5.1 [14].

Per la corretta modellizzazione del recupero del calore delle acque reflue, oltre alla portata sono necessari dati di temperatura delle acque fognarie. Il calore delle acque reflue non viene solitamente recuperato, per cui esistono pochissime statistiche disponibili per i dati di temperatura delle acque reflue in fognatura. Per il presente studio sono stati utilizzati i risultati del monitoraggio di portata e temperatura relativi alla rete fognaria della città di Bologna. Il set di dati utilizzato si riferisce ad una campagna di misura condotta da HERA S.p.A., Gestore della rete fognaria di Bologna, da ottobre 2005 a marzo 2006 e riportata in [8].

Durante questo periodo di monitoraggio sono state installate varie stazioni di misura che hanno raccolto dati relativi a portata, livello, velocità e temperatura del acque reflue. I dati sono stati registrati ogni 3 min, ma temperatura e portata sono state mediate con un passo temporale di un'ora. Al fine di eliminare possibili malfunzionamenti dello strumento, i dati registrati, sono stati trattati attraverso un processo di selezione

basato sulla media mobile. I dati sono stati raccolti in cinque diversi punti della rete fognaria di Bologna evidenziando differenze minime tra i vari punti in termini di valori di temperatura.

Per il presente lavoro si è presa a riferimento la serie di dati più completa, che copre quasi interamente il periodo oggetto della campagna. In Figura 5 è riportato l'andamento della temperatura media giornaliera rilevata nel periodo.

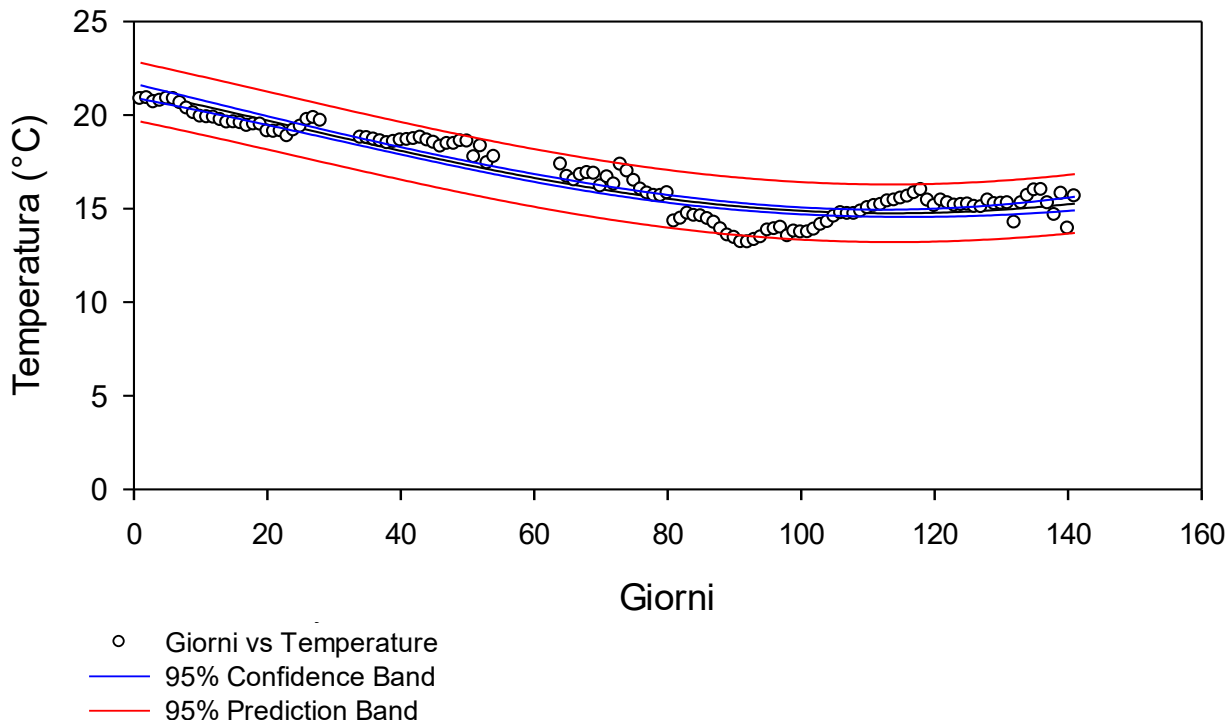


Figura 5 Andamento della temperatura media giornaliera della fognatura di Bologna da ottobre 2005 a marzo 2006 interpolato tramite una funzione periodica di tipo sinusoidale.

L'andamento è stato interpolato tramite regressione non lineare con una funzione periodica di tipo sinusoidale di equazione:

$$y = y_0 + a \operatorname{sen}\left(\frac{2\pi}{b}x + c\right)$$

con periodo fissato a 365 giorni.

Il risultato dell'interpolazione ha fornito i seguenti valori per i coefficienti dell'equazione ed il relativo errore standard.

	Coefficient	Std. Error
a	4,76E+04	0.2626
b	3,65E+06	0.0000
c	2,76E+04	0.0516
y0	1,95E+05	0.2680

Il coefficiente di correlazione multipla, R vale 0.9409, ed il coefficiente di determinazione R^2 è di 0.8853. Sono entrambi misure della bontà del modello di regressione nella descrizione dell'andamento dei dati. In questo caso i valori dei coefficienti calcolati indicano che l'equazione è una buona descrizione della relazione tra le variabili indipendenti e dipendenti.

Il risultato dell'analisi della varianza, con correzione per la media delle osservazioni, è riassunto nella seguente tabella seguente nella quale sono riportati i gradi di libertà (DF), la somma dei quadrati (SS), le medie quadratiche (MS) insieme al risultato della statistica F ed alla relativa probabilità P:

	DF	SS	MS	F	P
Regression	2	569,8907	284,9453	478,7228	<0,0001
Residual	124	73,8073	0,5952		
Total	126	643,6979	5,1087		

La statistica dell’F-test misura il contributo delle variabili indipendenti nella previsione della variabile dipendente. Il valore di F è dato dal rapporto tra il valore di MS della regressione e quello residuale.

Se F è un numero grande, come nel caso considerato si può concludere che le variabili indipendenti contribuiscono alla previsione della variabile dipendente.

Il valore P è la probabilità di sbagliare nel concludere che c’è un’associazione tra le variabili dipendenti e indipendenti. Più piccolo è il valore di P, maggiore è la probabilità che ci sia un’associazione. Tradizionalmente, si può concludere che le variabili indipendenti possono essere utilizzate per prevedere la variabile dipendente quando $P < 0,05$. Nel caso considerato il valore di P è estremamente basso e di conseguenza la curva ottenuta fornisce previsioni estremamente affidabili.

Nella Figura 6, la linea gialla rappresenta l’interpolazione estesa per la previsione dell’andamento della temperatura fino alla fine di Aprile.

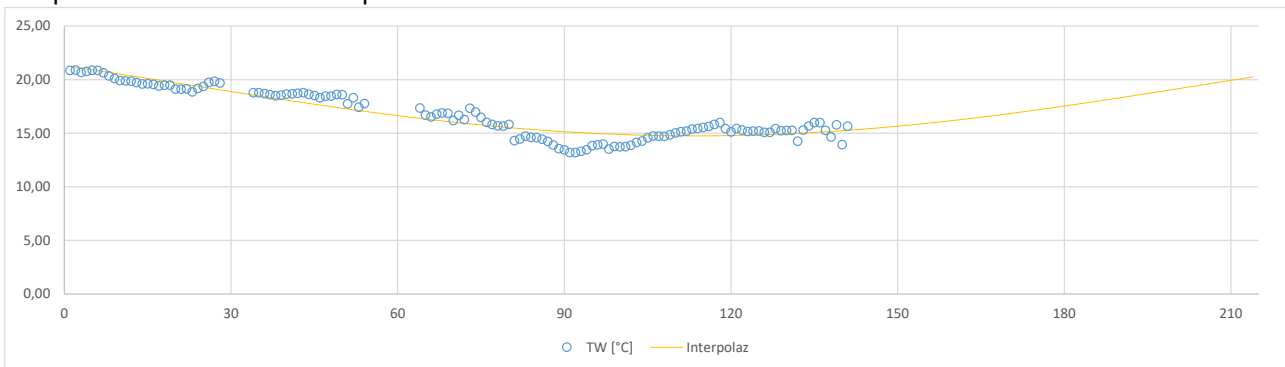


Figura 6 Andamento della temperatura media giornaliera della fognatura di Bologna da ottobre 2005 a marzo 2006 interpolato tramite una funzione periodica di tipo sinusoidale.

I dati mancanti all’interno del periodo di monitoraggio sono stati ricavati tramite interpolazione lineare, mentre per la ricostruzione dei valori di temperatura relativi al periodo immediatamente successivo al termine della campagna fino alla fine di Aprile si è utilizzata la curva sinusoidale interpolante.

L’analisi delle fluttuazioni quotidiane di portata e temperatura delle acque reflue evidenzia un andamento giornaliero ripetuto. È evidente che le variazioni di temperatura nelle acque reflue sono più influenzate dalle variazioni di portata piuttosto che dalla variazione della temperatura dell’aria esterna.

Durante gli eventi di pioggia, essendo la rete di raccolta delle acque fognarie di tipo misto, si assiste ad un evidente aumento della portata ed alla conseguente diminuzione della temperatura delle acque reflue.

Durante tutto il periodo di osservazione disponibile è possibile notare che la temperatura delle acque reflue nel sistema fognario, rispetto alla temperatura dell’aria esterna, è relativamente stabile. Il valore della temperatura delle acque reflue su tutto il periodo varia di circa tra 10°C e 22°C con un andamento solo in parte influenzato dalla temperatura dell’aria esterna. La temperatura delle acque reflue è di 11-16 °C in inverno, valore mediamente superiore alla temperatura dell’aria; in particolare, la temperatura minima delle acque reflue è stata registrata tra la fine di dicembre e l’inizio di gennaio, quando la temperatura dell’aria scende a di circa -2,5°C mentre la temperatura delle acque reflue è sempre al di sopra di 11°C. Le temperature hanno fluttuazioni giornaliere dell’ordine di 2-3°C.

La variabilità giornaliera delle portate è mediamente più elevata e, in condizioni di tempo asciutto, si registrano portate limitate nelle ore notturne con un picco a metà mattinata, tipico delle fognature urbane.

2.1.5.2 Calcolo della potenzialità di recupero termico in fognatura

Il recupero di energia termica da reflui di fognatura in funzione della portata di acque reflue e della diminuzione della temperatura delle acque reflue, ΔT è calcolabile con l'equazione:

$$\dot{Q} = \dot{V} c \rho \Delta T$$

dove:

\dot{Q} è l'energia termica recuperato per unità di tempo;

\dot{V} è la portata volumetrica delle acque reflue,

ΔT è il salto termico delle acque reflue dovuto al recupero di calore

$c = 4:19 \text{ J kg}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$ è la capacità termica specifica dell'acqua;

$r = 1 \text{ kg L}^{-1}$ è la densità dell'acqua.

I parametri c e r dipendono dalla temperatura, ma la loro variazione è minima in un range di temperatura tra 0 e 20 °C, di conseguenza ΔT è principalmente una funzione di \dot{Q} e \dot{V} .

Per il caso specifico studiato della rete fognaria del quartiere Fossolo di Bologna, il potenziale di energia recuperabile è di seguito stimato considerando portata media in tempo secco di circa 65 m³/h ed una temperatura media dei reflui nel periodo ottobre-aprile calcolato in 17.1°C. Si è ipotizzato di inserire un impianto per il recupero del calore dalle acque reflue composto da uno scambiatore di calore accoppiato ad una pompa di calore nel tratto terminale della rete fognaria. Considerando un salto termico delle acque reflue ΔT_w pari a 5°C, si ottiene una energia recuperabile dalle acque reflue di 3.260 MWh/anno, con una potenza media di 372 kW.

Relativamente al lato utenza, si è fatta l'ipotesi di alimentare con acqua calda a 60°C un sistema per il teleriscaldamento di quarta generazione che, come si può vedere dal diagramma riportato in Figura 7, è in grado di funzionare con temperature relativamente basse.

Considerando una differenza di temperatura di circa 2°C tra i due lati dello scambiatore di calore e considerando una differenza di 5°C tra ingresso e uscita dalla pompa di calore sul lato evaporatore, è possibile stimare una temperatura minima in uscita dell'acqua di 10.1°C.

Il COP della pompa di calore può essere valutato utilizzando la formula:

$$\text{COP} = \text{CF} \frac{(273 + T_{\text{condensatore}})}{(T_{\text{condensatore}} - T_{\text{evaporatore}})}$$

in cui il rendimento termodinamico di un ciclo di Carnot ideale è moltiplicato per il fattore CF per tenere conto di tutti gli elementi di inefficienza delle macchine reali. Attribuendo al fattore CF il valore di 0,55 si ottengono valori di COP comparabili con quelli di pompe di calore commerciali [15].

Nel caso in esame il COP risultante è di 3,7, di conseguenza è possibile calcolare un consumo elettrico pari a 1220 MWh/anno, con una potenza media di 139 kW ed un'energia termica complessiva teoricamente disponibile di 4480 MWh/anno, con una potenza media di 551 kW.

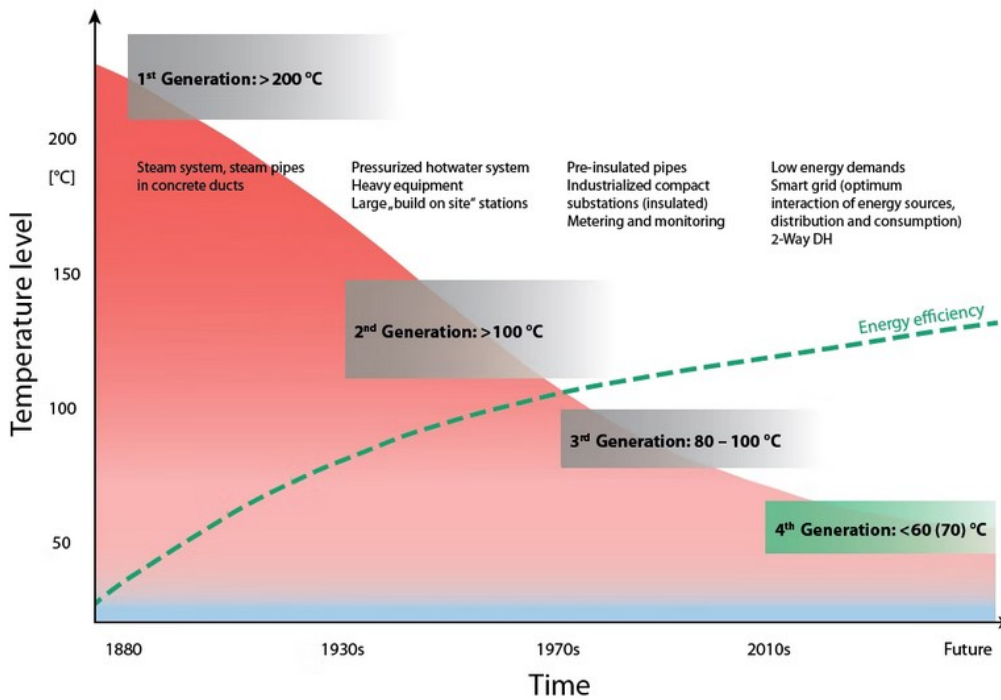


Figura 7 Sviluppo nel tempo delle tecnologie di teleriscaldamento (tratto da [16])

2.1.5.3 Modellazione dello scambio termico in fognatura

Mentre le acque reflue defluiscono attraverso il sistema fognario verso l'ID la loro temperatura varia ulteriormente, a causa dello scambio di calore tra le acque reflue e l'ambiente. L'entità di questo scambio dipende dalle acque reflue temperatura, le condizioni ambientali e i valori dei parametri idraulici e geometrici della fognatura. Per la modellazione del fenomeno è stato utilizzato il software open source TEMPEST, sviluppato da Eawag-Swiss Federal Institute of Aquatic Science and Technology, utile a calcolare le dinamiche e i profili spaziali longitudinali della temperatura delle acque reflue all'interno dei collettori fognari. Per una descrizione dettagliata del software si rimanda a [1]. Dai risultati dell'analisi di sensitività riportati nello stesso report si evince chiaramente che, in valore assoluto, il parametro più importante per una corretta modellazione è la temperatura del suolo. La temperatura della superficie del suolo resta circa in fase con quella dell'aria, al di sotto dello strato superficiale, il massimo o il minimo della temperatura si verificano con un certo ritardo rispetto ai valori in superficie e questo sfasamento aumenta all'aumentare della profondità. Oltre al ciclo annuale, la temperatura subisce anche il ciclo giornaliero e quello associato al cambiamento delle condizioni meteorologiche. Queste variazioni sono confinate nei pressi della superficie del suolo: il ciclo giornaliero è rilevabile fino a circa 0.5 m di profondità e il ciclo dovuto ai cambiamenti meteorologici fino a circa 1 m al di sotto della superficie.

La temperatura del suolo alla quota della tubazione è stata calcolata con il metodo sviluppato da Kasuda [29]. Secondo la relazione proposta la temperatura del suolo risulta una funzione del periodo dell'anno e della profondità al di sotto dello strato superficiale:

$$T_{soil}(D, t_{year}) = T_{mean} - T_{amp} \cdot e^{\left(-D \sqrt{\frac{\pi}{365 \cdot \alpha}}\right)} \cdot \cos\left(\frac{2\pi}{365} \left(t_{year} - t_{shift} - \frac{D}{2} \sqrt{\frac{365}{\pi \cdot \alpha}}\right)\right)$$

dove:

$T_{soil}(D, t_{year})$ = temperatura del suolo alla profondità D in un certo periodo t dell'anno °C;

T_{mean} = temperatura media dell'aria. La temperatura del terreno corrisponderà a questo valore ad una profondità infinita dalla superficie °C;

T_{amp} = massima differenza di temperatura dell'aria °C;

D = profondità al di sotto della superficie m;

α = diffusività termica del suolo $\frac{m^2}{giorno}$;

t_{year} = giorno dell'anno in cui calcolare la temperatura;

t_{shift} = giorno dell'anno con la minima temperatura.

La diffusività termica α è definita come il rapporto tra la conducibilità termica e il prodotto di densità e calore specifico del corpo oggetto di studio la conducibilità termica divisa per densità e capacità termica specifica a pressione costante e . Tale grandezza rappresenta la capacità di un materiale di condurre energia termica relativa alla sua capacità di immagazzinare energia termica. Poiché la diffusività termica del suolo dipende dal tipo di suolo, dalla densità e umidità, il range di valori che può assumere è molto ampio. Secondo un'analisi dei dati di letteratura [17] i valori di diffusività termica del suolo variano normalmente da circa $1.7 \cdot 10^{-6}$ fino a $3 \cdot 10^{-6} \frac{m^2}{s}$, ma per terreno sabbioso i valori che vanno da circa $0.3 \cdot 10^{-6}$ fino a $1.1 \cdot 10^{-6} \frac{m^2}{s}$, a seconda del contenuto d'acqua, per cui, per un dato suolo e profondità, la diffusività può variare sensibilmente durante l'anno, a seconda delle precipitazioni. L'analisi di sensitività del modello Tempest rispetto a questo parametro ha evidenziato una sensibilità molto limitata, pertanto ha senso lavorare con valori medi. Per la modellazione della fognatura presa in esame il valore di diffusività termica considerato è $1,85 \cdot 10^{-6} \frac{m^2}{s}$.

La profondità di posa della tubazione considerata è di 4,6 m al di sotto del piano campagna. Nelle figure seguenti si riportano gli andamenti della temperatura del suolo calcolati relativamente agli anni 2005 e 2006.

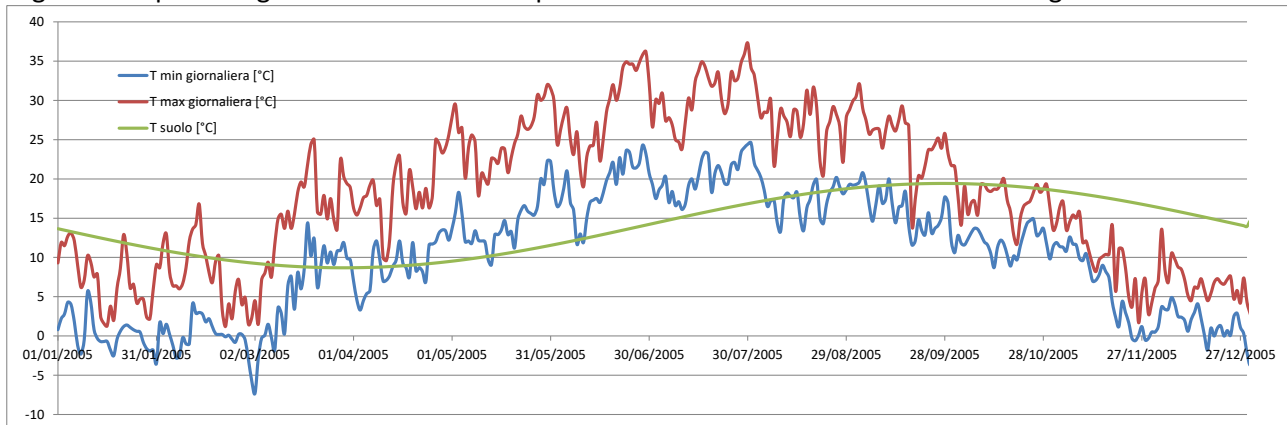


Figura 8 Andamento della temperatura dell'aria e del suolo (calcolata con il metodo di Kasuda) alla profondità di posa del collettore fognario del quartiere Fossolo di Bologna nell'anno 2005.

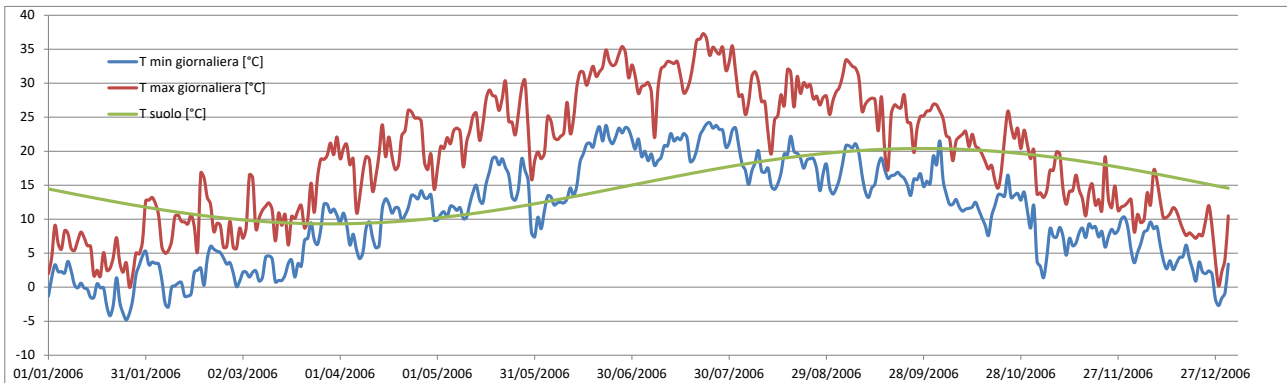


Figura 9 Andamento della temperatura dell'aria e del suolo (calcolata con il metodo di Kasuda) alla profondità di posa del collettore fognario del quartiere Fossolo di Bologna nell'anno 2006.

Come si può vedere dai grafici, il valore massimo di temperatura del suolo alla profondità considerata si raggiunge all'inizio dell'autunno, mentre il minimo di temperatura del suolo cade all'inizio della primavera. I dati ottenuti dal calcolo della temperatura del suolo sono stati utilizzati per valutare l'effetto dello scambio termico con il terreno sulla temperatura dei reflui. A tale scopo sono state simulate le condizioni tipiche di alcuni giorni dell'anno utilizzando il software Tempest. I giorni selezionati sono uno per ogni mese e tra i giorni prescelti in particolare vi sono il 29 settembre 2005, giorno di massima temperatura del terreno, il 27 marzo 2006 giorno di minima temperatura del terreno ed il 29 dicembre 2005, giorno in cui si è registrato il valore minimo di temperatura dell'acqua fognaria.

Per tutte le simulazioni sono state considerate le caratteristiche del suolo e della tubazione fognaria nel tratto terminale del quartiere Fossolo e a diverse distanze della rete fognaria fino all'impianto di depurazione (da 0 a 10 km). I dati considerati per il presente studio sono riassunti nella tabella seguente.

Tabella 1 Caratteristiche del suolo e della tubazione fognaria caratteristiche del tratto terminale della fognatura del quartiere Fossolo utilizzate per le simulazioni

PP [m]	4,6	Profondità di posa della tubazione
L [m]	0-10000	Distanza dal punto di partenza
D [m]	1,4	Diametro della tubazione
s [m]	0,2	Spessore della tubazione
S0 [m/m]	0,003	Pendenza della tubazione fognaria
r [mgCOD/(mc s)]	2,8	Velocità di abbattimento della sostanza organica
Ks_p [m ^{1/3} /s]	83	Coefficiente di attrito
Cp [W/mK]	0,7	Conducibilità termica della parete della tubazione
Tp [m ² /s]	0.49*10 ⁻⁶	Diffusività termica della parete della tubazione
Q [mc/s]	0,02	Portata di acque reflue
b	0,1	Coefficiente di scambio d'aria
Cs [W/mK]	1,88	Conducibilità termica del suolo
Ts [m ² /s]	1.24*10 ⁻⁶	Diffusività termica del suolo
deltaS [m]	0,13	Distanza dalla parete della tubazione entro cui avviene lo scambio termico

Nelle seguenti tabelle sono riportati per ogni simulazione i valori di temperatura dell'acqua fognaria nel punto di partenza, la temperatura dell'aria e del terreno e i risultati delle simulazioni in termini di temperatura dei reflui e di ΔT a distanza di 1, 5 e 10 km dall'inizio del collettore fognario. La prima tabella riporta i risultati delle simulazioni partendo dai valori di temperatura riscontrati effettivamente in fognatura. La seconda tabella, per le stesse giornate, riporta i dati della stessa simulazione, ma partendo dal valore di temperatura di cinque gradi inferiore, che le acque fognarie assumerebbero in seguito al recupero termico operato in fognatura.

Tabella 2 Valori di temperatura dell'acqua fognaria nel punto di partenza, temperatura dell'aria e del terreno e i risultati delle simulazioni a distanza di 1, 5 e 10 km dall'inizio del collettore fognario

Data	Tw [°C]	TA [°C]	Ts,inf [°C]	TS-TW [°C]	Tw 1km [°C]	Δt 1km [°C]	Tw 5km [°C]	Δt 5km [°C]	Tw 10km [°C]	Δt 10km [°C]
29/09/2005	20,9	20,5	19,4	-1,5	20,7	-0,2	19,9	-1,0	18,8	-2,1
29/10/2005	19,2	14,9	18,7	-0,5	19,1	-0,1	18,6	-0,6	17,9	-1,3
29/11/2005	17,4	1,4	16,6	-0,8	17,3	-0,1	16,8	-0,6	16,1	-1,3
29/12/2005	13,2	0,6	14,0	0,8	13,2	0,0	13,2	0,0	13,2	0,0
29/01/2006	15,2	4,2	11,9	-3,3	14,9	-0,3	14,0	-1,2	12,9	-2,3
28/02/2006	15,8	3,2	10,0	-5,8	15,4	-0,4	13,8	-2,0	12,2	-3,6
27/03/2006	17,5	15,3	9,3	-8,2	16,9	-0,6	14,8	-2,7	12,6	-4,9

Tabella 3 Valori di temperatura dell'acqua fognaria nel punto di partenza, temperatura dell'aria e del terreno e i risultati delle simulazioni a distanza di 1, 5 e 10 km dall'inizio del collettore fognario in seguito al recupero termico in fognatura.

Data	Tw [°C]	TA [°C]	Ts,inf [°C]	TS-TW [°C]	Tw 1km [°C]	Δt 1km [°C]	Tw 5km [°C]	Δt 5km [°C]	Tw 10km [°C]	Δt 10km [°C]
29/09/2005	15,9	20,5	19,4	3,5	16,1	0,2	16,5	0,6	16,9	1,0
29/10/2005	14,2	14,9	18,7	4,5	14,4	0,2	15,1	0,9	15,7	1,5
29/11/2005	12,4	1,4	16,6	4,2	12,6	0,2	13,2	0,8	13,9	1,5
29/12/2005	8,2	0,6	14,0	5,8	8,4	0,2	9,4	1,2	10,7	2,5
29/01/2006	10,2	4,2	11,9	1,7	10,3	0,1	10,6	0,4	10,9	0,7
28/02/2006	10,8	3,2	10,0	-0,8	10,7	-0,1	10,4	-0,4	10,2	-0,6
27/03/2006	12,5	15,3	9,3	-3,2	12,3	-0,2	11,5	-1,0	10,6	-1,9

Le analisi di sensibilità del modello Tempest evidenziano come la temperatura del suolo sia il parametro cui il modello è più sensibile [1]. Per questa ragione si è provveduto a riportare nei grafici seguenti la variazione della differenza di temperatura rispettivamente a 1, 5 e 10 km in funzione della differenza tra la temperatura suolo e quella dell'acqua. Tutti i grafici sono stati interpolati linearmente con valori coefficiente di determinazione R^2 molto elevati riportati su ogni grafico insieme alle espressioni analitiche delle rette di interpolazione.

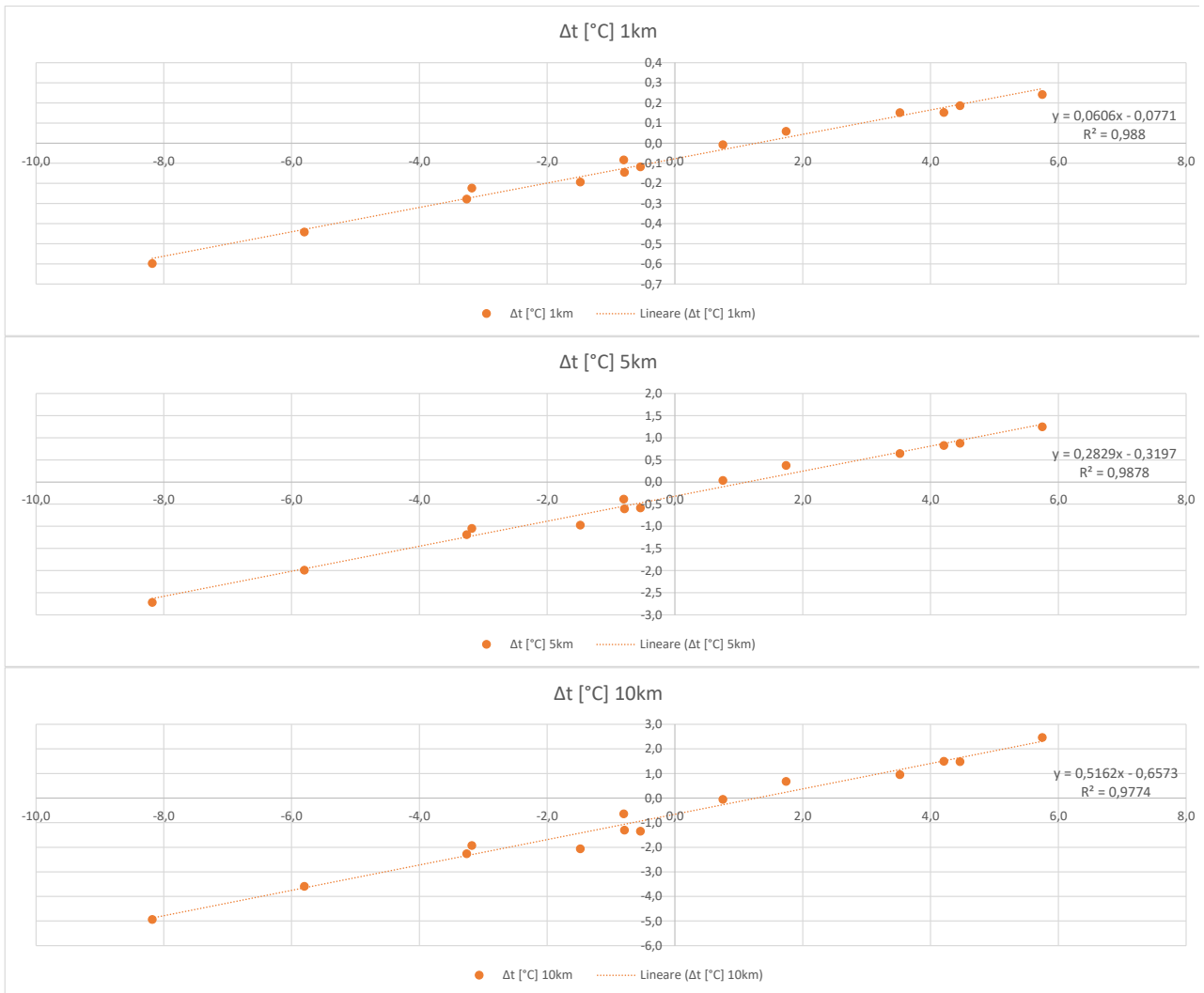


Figura 10 Interpolazione lineare della differenza di temperatura delle acque fognarie rispettivamente a 1, 5 e 10 km in funzione della differenza tra la temperatura suolo e quella dell'acqua.

Le interpolazioni ricavate sono state utilizzate per riprodurre l'andamento della temperatura alle tre diverse distanze in tutti i giorni del periodo considerato, ottenendo gli andamenti di Figura 11.

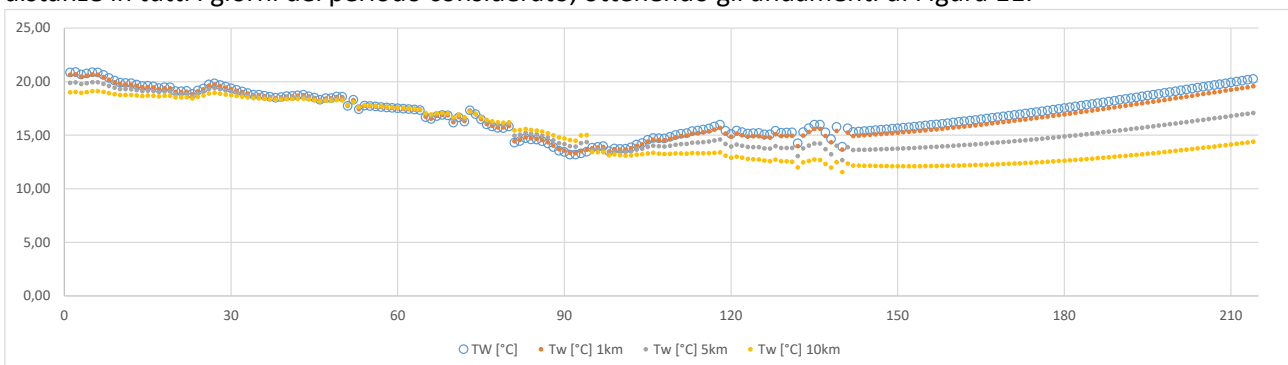


Figura 11 Andamento nel tempo della temperatura fognaria a diverse distanze dal punto di partenza considerato in assenza di recupero termico in fognatura.

Dal grafico si vede chiaramente che l'effetto di scambio termico varia notevolmente nei diversi mesi dell'anno al variare della temperatura dei reflui e della temperatura del suolo. In particolare si può notare come nei mesi autunnali e soprattutto nei mesi primaverili vi sia al netto una cessione di calore dai reflui fognari al terreno, mentre tale effetto si inverte nei primi mesi dell'inverno. Come prevedibile, l'effetto di scambio con

il terreno risulta nettamente più marcato per il collettore di lunghezza di 10 km, a causa dei maggiori tempi di percorrenza, mentre per il collettore di lunghezza di 1 km lo stesso effetto è trascurabile. Il collettore di lunghezza di 5 km si colloca in una situazione intermedia.

Gli stessi andamenti per lo scenario in cui si ipotizza di installare il sistema di recupero termico in fognatura sono riportati nel grafico di Figura 12.

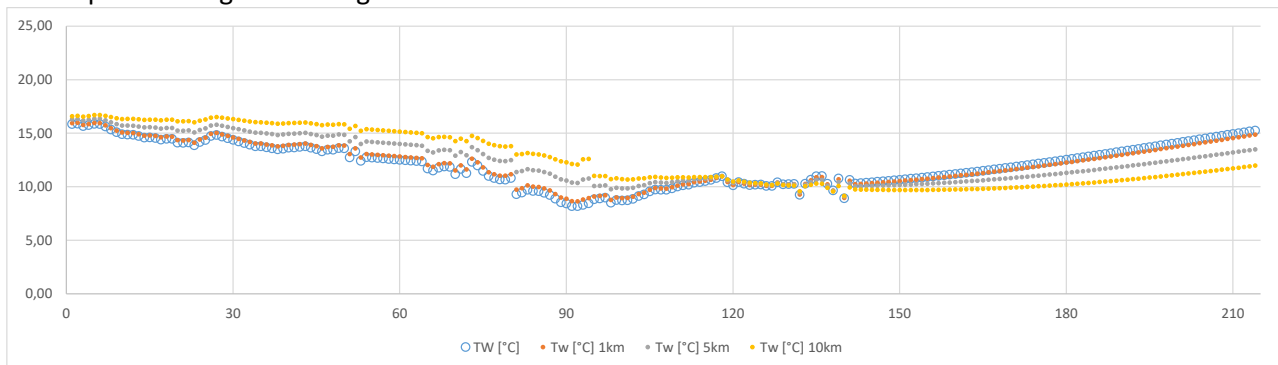


Figura 12 Andamento nel tempo della temperatura fognaria a diverse distanze dal punto di partenza considerato in presenza di recupero termico in fognatura.

In questo caso, in virtù delle temperature mediamente più basse dei reflui fognari, lo scambio termico tra reflui terreno determina per tutto il periodo invernale un riscaldamento netto dei reflui. L’effetto si inverte soltanto in primavera, in virtù delle temperature molto basse raggiunte dal suolo in questo periodo dell’anno. Nelle giornate in cui la temperatura delle acque reflue raggiunge i valori più bassi, per il collettore della lunghezza di 10 km, l’effetto di riscaldamento dovuto allo scambio con il terreno permette di recuperare quasi interamente il calore ceduto dai reflui ai sistemi di recupero termico e la temperatura dei reflui si riporta a valori vicini a quelli che si avrebbero senza recupero di calore in fognatura.

2.1.5.4 Modellazione dello scambio termico nell’impianto di depurazione

Gli andamenti della temperatura calcolati nel paragrafo precedente rappresentano i valori attesi in ingresso all’impianto di depurazione. Tali valori non possono essere utilizzati per la valutazione degli effetti sui processi biologici dell’impianto stesso, perché un’ulteriore variazione termica si ha nelle vasche dell’impianto. Le differenze di temperatura del refluo in ingresso e uscita di un impianto di depurazione possono essere attribuite a vari processi di scambio termico con l’atmosfera e con le pareti delle vasche. Anche i processi interni influiscono sulla temperatura ed in particolare l’effetto dell’aerazione e la produzione di energia che si origina dalle reazioni biochimiche. Nel presente studio, per il calcolo della variazione netta di temperatura delle acque reflue nell’impianto di depurazione si è utilizzato il codice di calcolo “Basin Temperature” sviluppato da ricercatori dell’University of California, dell’Università di Firenze e del Politecnico di Milano [18]

Questo codice di calcolo, implementato su fogli Excel, permette di effettuare calcoli allo stato stazionario. Il modello rappresenta uno sviluppo di quello di Sedory & Stenstrom [19] e incorpora il termine di scambio di calore per i processi biologici di Makinia et al. [20], introducendo nuove funzioni per tenere conto della convezione superficiale e del calore di evaporazione. Il modello è stato convalidato attraverso diversi studi di scenario [18].

L’equazione di bilancio in condizioni stazionarie per la vasca di aerazione permette di calcolare la temperatura della vasca all’equilibrio (T_w) come:

$$T_w = \frac{Q_t}{(\rho_w Q_w c_{p_w})} + T_i$$

Laddove i termini dell'equazione sono riportati nella seguente tabella:

Qt	Scambio termico totale	cal/giorno	4,41E+08	Calcolato
ρ_w	Densità della miscela aerata	kg/m ³	997,00	Letteratura
Q _w	Portata dei reflui	m ³ /giorno	1530,00	Dato di input
cp _w	Calore specifico	cal/kg/°C	998,28	Calcolato (letteratura)
Ti	Temperatura dei reflui in ingresso	°C	19,00	Dato di input

Lo scambio termico di calore netto è la somma di vari contributi secondo la seguente equazione:

$$Q_t = Q_{sr} + Q_b + Q_p + Q_{lr} + Q_c + Q_e + Q_a + Q_{tw}$$

I singoli contributi allo scambio sono calcolati secondo le espressioni di seguito riportate:

Radiazione termica solare - Solar thermal radiation (Q_{sr})

$$Q_{sr} = H_{sr} C_{se} A_s$$

$$H_{sr} = \alpha_{s,w} C_{wcd} S_{r,o}$$

Laddove i termini delle equazioni sono riportati nella seguente tabella:

A _s	Superficie delle vasche	m ²	584,8	Dato di input
$\alpha_{s,w}$	Coefficiente di assorbimento solare per l'acqua	adimensionale	0,9	Letteratura
C _{wcd}	Fattore di conversione da Watt a cal/giorno	cal/giorno/W	20640	Letteratura
S _{r,o}	Radiazione solare media giornaliera	W/m ²	1,73E+02	Dato di input
C _{se}	Coefficiente per l'effetto di ombreggiatura	adimensionale	1	Dato di input

Reazioni biologiche - Biological reaction (Q_b)

$$Q_b = (3.3-5.865 Y) \Delta S \cdot 1E+6$$

Laddove i termini dell'equazione sono riportati nella seguente tabella:

Y	Resa cellulare	gVSS/gCODrimosso	0,47	Dato di input
ΔS	Tasso di rimozione della sostanza organica	kgCOD/giorno	646	Dato di input

Potenza assorbita - Power input (Q_p)

$$Q_p = ch_p [P_b N_b (1-\eta_b/100) + P_a N_a (\eta_a/100)]$$

Laddove i termini dell'equazione sono riportati nella seguente tabella:

ch _p	Fattore di conversione da horsepower a calorie	cal/giorno/hp	1,54E+07	Letteratura
P _a	Potenza del sistema di aerazione superficiale	Hp	0	Dato di input
P _b	Potenza del sistema di aerazione sommersa	Hp	22,26	Dato di input
N _a	Numero degli aeratori superficiali	Adimensionale	0	Dato di input
N _b	Numero delle soffianti	Adimensionale	1	Dato di input
η_a	Efficienza del sistema di aerazione superficiale	Adimensionale	0	Dato di input
η_b	Efficienza del sistema di aerazione sommersa	Adimensionale	60	Dato di input

Radiazione termica emessa - Long wave thermal radiation (Q_{lr})

$$Q_{lr} = [(1-\lambda)\sigma\beta(T_a+273.15)^4 - \varepsilon\sigma(T_w+273.15)^4]A_s$$

Laddove i termini dell'equazione sono riportati nella seguente tabella:

ε	Emissività della superficie delle vasche	Adimensionale	0,97	Letteratura
σ	Costante di Stefan Boltzman	cal/giorno/m ² /K ⁴	1,17E-03	Letteratura
T _w	Temperature della vasca	°C	19,29	Calcolato (T _w eq)
λ	Riflettività dell'acqua	Adimensionale	3,00E-02	Letteratura
T _a	Temperatura dell'aria	°C	19,9	Dato di input
β	Fattore di radiazione atmosferica		0,8	Dato di input
A _s	Superficie delle vasche	m ²	584,8	Dato di input

Convezione ed evaporazione (Q_c , Q_e)

$$Q_c = C_w c_d h (T_a - T_w) A_s$$

$$H = Nu k / L$$

$$Re = W L / \nu$$

$$Pr = c_p \nu \mu / k$$

$$Nu = [0.037 * (Re^{4/5} - A)] * (Pr^{1/3})$$

$$Q_e = h_m A_s h_{fg} c_t (\rho_{A,a} - \rho_{A,w})$$

$$h_m = Sh D_{AB} / L$$

$$Sh = [0.037 (Re^{4/5} - A)] * (Sc^{1/3})$$

$$Sc = \nu / D_{AB}$$

Laddove i termini delle equazioni sono riportati nella seguente tabella:

ρ_v	Densità del vapor d'acqua in aria f(T _a)	kg/m ³	0,0109736	Calcolato
C _{pv}	Calore specific del vapore d'acqua saturo	J/kg/°C	1872	Letteratura
A _s	Superficie delle vasche	m ²	584,8	Dato di input
W	Velocità del vento	m/s	2,5	Dato di input o Calcolato
T _w	Temperatura delle vasche	°C	19,289687	Calcolato (T _w eq)
T _a	Temperatura dell'aria	°C	19,9	Dato di input or Calcolato
C _{wcd}	Fattore di conversione da Watt a cal/giorno	cal/giornoW	20640	Letteratura
c _t	Fattore di conversione da giorni a secondi	s/giorno	86400	Letteratura
L	Lunghezza specifica delle vasche	m	24,182638	Dato di input
ν	Viscosità cinematica	m ² /s	1,525E-05	Calcolato (letteratura)
A	Costante determinata dal numero di Reynolds critico = 5 * 10 ⁵)	adimensionale	871	Letteratura
D _{AB}	Coefficiente di diffusione di massa (A=vapor d'acqua, B= aria)	m ² /s	2,553E-05	Calcolato (letteratura)
Re	Numero di Reynolds	adimensionale	3,96E+06	Calcolato
Pr	Numero di Prandtl	adimensionale	0,8506048	Calcolato
Nu	Numero di Nusselt	adimensionale	5830,5744	Calcolato
Sh	Numero di Sherwood	adimensionale	5183,0745	Calcolato
Sc	Numero di Schmidt	adimensionale	0,5975251	Calcolato
h _{fg}	Calore latente di evaporazione	cal/kg	588972,87	Calcolato (letteratura)
μ	Viscosità dinamica	N s /m ²	8,788E-06	Calcolato
k	Conducibilità termica	W/m °C	0,0193396	Calcolato (letteratura)

Effetto dell'aerazione Q_a

$$Q_a = Q_{as} + Q_{al}$$

$$Q_{as} = h_v p_a C_{pa} A_s (T_a - T_w)$$

$$h_v = q_a c_t / A_s$$

$$Q_{al} = M_w q_a L c_t / (100 R) v_a r_h / (T_a + 273) - v_w [r_h + h_f (100 - r_h)] / (T_w + 273)$$

Laddove i termini delle equazioni sono riportati nella seguente tabella:

pa	Densità dell'aria	kg/m ³	1,22E+00	Calcolato
Cpa	Calore specifico dell'aria	cal/kg/°C	241	Letteratura
As	Superficie delle vasche	m ²	584,8	Dato di input
W	Velocità del vento	m/s	2,500	Dato di input o Calcolato
Tw	Temperatura delle vasche	°C	19,29	Calcolato (Tw eq)
Ta	Temperatura dell'aria	°C	19,9	Dato di input o Calcolato
Mw	Peso molecolare dell'acqua	g/mol	18	Letteratura
qa	Fusso di aria	m ³ /s	0,17	Dato di input o Calcolato
L	Calore latente di evaporazione	cal/g	5,89E+02	Calcolato (Letteratura)
ct	Fattore di conversione da giorni a secondi	s/giorno	8,64E+04	Letteratura
vw	Pressione di vapore alla temperatura dell'acqua	Atm	2,07E-02	Calcolato (Letteratura)
va	Pressione di vapore alla temperatura dell'aria	Atm	2,17E-02	Calcolato (Letteratura)
rh	Umidità relativa	%	66,8	Dato di input o Calcolato
hf	Fattore di umidità aria in uscita	Adimensionale	1	Dato di input
R	Costante universale dei gas	Atm m ³ /moleK	0,000082	Letteratura

Conduzione tramite le pareti - tank wall conduction (Q_{tw})

$$Q_{tw} = Q_{tw,a} + Q_{tw,gd} + Q_{tw,gw} + Q_{tfloor}$$

$$Q_{tw,a} = U_a A_{w,a} (T_a - T_w)$$

$$Q_{tw,gd} = U_{gd} A_{w,gd} (T_g - T_w)$$

$$Q_{tw,gw} = U_{gw} A_{w,gw} (T_g - T_w)$$

$$Q_{tfloor} = U_{floor} A_{floor} (T_g - T_w)$$

Laddove i termini dell'equazione sono riportati nella seguente tabella:

Ua	Coefficiente di trasmissione del calore per la conduzione verso l'aria	cal/giorno/m ² /°C	0,00E+00	Dato di input
Ugd	Coefficiente di trasmissione del calore per la conduzione verso il suolo asciutto	cal/giorno/m ² /°C	1,40E+04	Dato di input
Ugw	Coefficiente di trasmissione del calore per la conduzione verso il suolo umido	cal/giorno/m ² /°C	0,00E+00	Dato di input
Ufloor	Coefficiente di trasmissione del calore verso il suolo	cal/giorno/m ² /°C	5,89E+04	Dato di input
Aw,gd	Superficie di vasca a contatto col suolo asciutto	m ²	196,96	Dato di input
Aw,a	Superficie di vasca esposta all'aria	m ²	246,2	Dato di input
Aw,gw	Superficie di vasca a contatto col suolo umido	m ²	0	Dato di input
Afloor	Superficie di base delle vasche	m ²	584,8	Dato di input
Tw	Temperatura di equilibrio della vasca	°C	19,29	Calcolato (Tw eq)
Ta	Temperatura dell'aria	°C	19,9	Calcolato (Ta' eq)
Tg	Temperatura del suolo	°C	19,2	Dato di input

La temperatura di equilibrio delle vasche dell'impianto T_w è una variabile di stato calcolabile dopo aver determinato i termini dello scambio termico. Tuttavia, per molti scambi di calore i termini dipendono dalla temperatura di equilibrio T_w , per cui il codice utilizza un metodo di calcolo iterativo, nel caso specifico il metodo di Newton-Raphson che converge in modo estremamente rapido. La Figura 13 mostra il verso di tutti i contributi allo scambio termico considerati nel codice di calcolo.

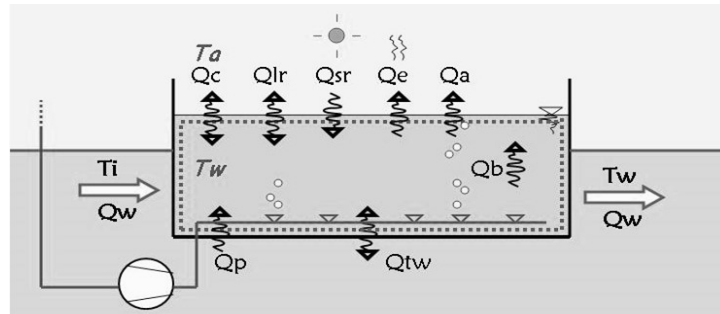


Figura 13: Schema del bilancio di scambio termico dell'impianto considerato nel codice di calcolo Basin Temperature.

I dati di input per il modello sono stati reperiti da varie fonti ed in particolare:

- i dati relativi alle caratteristiche geometriche delle vasche ed alle caratteristiche dei sistemi di aerazione sono stati presi dai dati dell'impianto di trattamento reflui appositamente progettato descritto sopra;
- i dati relativi ai carichi inquinanti e i dati biologici relativi alla crescita cellulare delle biomasse dal modello di processo depurativo realizzato;
- i dati relativi alla profondità della falda (profondità media 221 cm) sono quelli relativi alla Stazione 27BO Bologna Nord dalla rete regionale di monitoraggio della falda ipodermica nei suoli della pianura dell'Emilia-Romagna (<http://faldanet.consorzioecr.it/Faldanet/retefalda/index>);
- i dati di irradianza sono stati presi dalla Stazione denominata "Bologna urbana" di Arpa-SIMC, i dati di temperatura media del suolo sono stati calcolati con la formula di Kasuda mentre gli altri dati meteorologica relativi a temperatura aria velocità media del vento e umidità relativa sono stati presi dall'archivio del sito (<https://www.ilmeteo.it>), consultabile online;
- i dati di temperatura dell'acqua in ingresso all'impianto di depurazione sono i valori medi mensili degli andamenti ricavati dalle simulazioni effettuate e riportati nei grafici di Figura 11 e Figura 12.

Tutti i dati utilizzati per i calcoli sono riportati nella Tabella 4, in cui le ultime quattro colonne si riferiscono alle diverse casistiche analizzate, che sono caratterizzate da diverse distanze a cui è ipotizzata la collocazione l'impianto di trattamento, rispetto al punto di partenza del collettore fognario e per la presenza o assenza di un sistema di recupero termico in fognatura.

Tabella 4 Dati di input per il codice Basin Temperature utilizzati per i calcoli di scambio termico nelle vasche dell'impianto di depurazione.

	T aria [°C]	T suolo [°C]	Vento [m/s]	Umidità rel. [%]	Irradianza [W/m ²]	Senza rec. term.		Con rec. term.	
						Tw [°C] 1km	Tw [°C] 10km	Tw [°C] 1km	Tw [°C] 10km
Set	19,9	19,2	2,5	66,8	172,6	20,7	19,0	16,0	16,6
Ott	14,0	19,1	2,0	81,7	114,0	19,6	18,8	14,9	16,3
Nov	11,7	17,6	1,9	90,6	64,6	18,2	18,1	13,5	15,6
Dic	2,4	15,2	2,6	81,5	45,4	15,4	16,0	10,7	13,6
Gen	1,0	13,1	2,3	81,5	48,9	14,6	13,2	9,9	10,8
Feb	4,2	10,8	2,3	74,1	84,9	15,0	12,3	10,3	9,9
Mar	7,7	9,5	2,7	65,3	131,9	16,3	12,4	11,6	10,0
Apr	13,7	9,6	2,5	69,3	183,1	18,4	13,6	13,7	11,1

Nella Tabella 5 e nel grafico di Figura 14 sono presentati i risultati della modellazione con il codice di calcolo Basin Temperature. I dati riportati sono relativi a tutte le componenti dello scambio termico per ogni mese della sperimentazione e si riferiscono al **caso 1** di reflujo fognario che arriva all'impianto di trattamento, posto a distanza di un chilometro dal punto di raccolta delle acque fognarie ed in assenza di recupero termico in fognatura.

Tabella 5 Componenti dello scambio termico valutate per ogni mese della sperimentazione - caso 1: reflujo fognario che giunge all'impianto di trattamento, posto a distanza di un chilometro dal punto di raccolta delle acque fognarie, in assenza di recupero termico in fognatura.

	Tw	Temperature:	°C	set-05	ott-05	nov-05	dic-05	gen-06	feb-06	mar-06	apr-06
	20,77			20,77	19,13	17,50	13,96	13,28	13,94	15,36	18,64
Qt	Total	cal/day		1,07E+08	-7,20E+08	-1,07E+09	-2,19E+09	-2,01E+09	-1,62E+09	-1,43E+09	3,67E+08
1 Qb	Biological reactions :	cal/day		3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08
2 Qp	Power input :	cal/day		1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08
3 Qsr	Solar radiation :	cal/day		1,87E+09	1,24E+09	7,02E+08	4,93E+08	5,31E+08	9,22E+08	1,43E+09	1,99E+09
4 Qtw	Tank wall :	cal/day		-5,84E+07	-1,01E+06	3,90E+06	4,60E+07	-6,77E+06	-1,17E+08	-2,18E+08	-2,14E+08
5 Qe	Surface evaporation :	cal/day		-1,05E+09	-8,89E+08	-6,91E+08	-9,44E+08	-7,62E+08	-9,05E+08	-1,25E+09	-7,50E+08
6 Qc	Surface convection :	cal/day		-4,92E+07	-2,43E+08	-2,64E+08	-7,31E+08	-6,99E+08	-5,45E+08	-4,89E+08	-9,55E+07
7 Qa	Aeration Heat Loss :	cal/day		-5,93E+07	-8,03E+07	-7,25E+07	-9,51E+07	-9,25E+07	-9,17E+07	-9,41E+07	-4,64E+07
8 Qlr	Atmospheric radiation :	cal/day		-1,04E+09	-1,23E+09	-1,24E+09	-1,45E+09	-1,47E+09	-1,37E+09	-1,30E+09	-1,00E+09

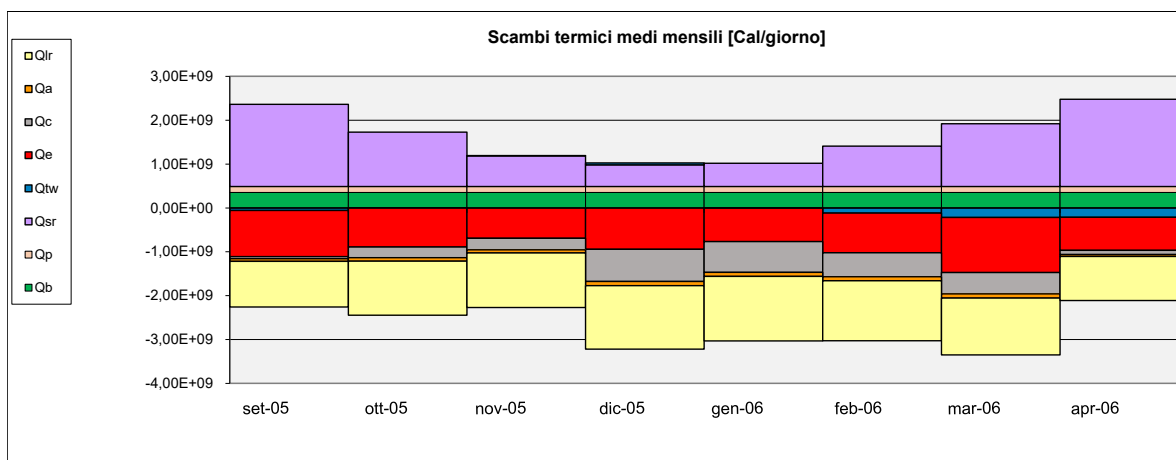


Figura 14 Componenti dello scambio termico valutate per ogni mese della sperimentazione - caso 1: reflujo fognario che giunge all'impianto di trattamento, posto a distanza di un chilometro dal punto di raccolta delle acque fognarie, in assenza di recupero termico in fognatura.

Si nota che nei solo mesi di settembre e aprile il contributo netto è positivo, determinando un aumento di temperatura rispetto ai reflui in ingresso, mentre nei mesi autunnali e invernali da ottobre a marzo si ha un raffreddamento netto dei reflui. Tra tutti contributi allo scambio termico quelli maggiori in valore assoluto sono l'irraggiamento solare Qsr, componente sempre positiva, l'irraggiamento dei reflui Qlr e l'evaporazione Qe, che invece sono componenti sempre negative. Oltre a questi contributi un'altra causa del raffreddamento netto nei mesi autunnali e invernali è la convezione superficiale Qc, che ha valori significativi soprattutto da dicembre a marzo. Il calore scambiato con il terreno attraverso le pareti delle vasche Qtw dipende dalla differenza tra la temperatura dei reflui e quella del suolo e, in virtù della maggiore inerzia termica del suolo, la cui temperatura varia secondo gli andamenti riportati in Figura 8 e Figura 9, esso dà un contributo abbastanza significativo al raffreddamento nei mesi primaverili. Il calore ceduto dai sistemi di aerazione Qp e dall'attività dei microorganismi Qb sono contributi sempre positivi e costanti nel tempo. Infine il calore perso per effetto dell'aerazione Qa è un contributo sempre negativo ma piuttosto limitato in valore assoluto.

Nella Tabella 6 e nel grafico di Figura 15 sono presentati i risultati della modellazione con il codice di calcolo Basin Temperature relativi a tutte le componenti dello scambio termico per ogni mese della sperimentazione e si riferiscono al **caso 2** di refluo fognario che arriva all'impianto di trattamento, posto a distanza di un chilometro dal punto di raccolta delle acque fognarie in presenza di recupero termico in fognatura. Si può notare dai dati di Tabella 4 che le temperature in ingresso all'impianto sono in questo caso significativamente più basse rispetto a quanto si ha in assenza di recupero termico in fognatura.

Tabella 6 Componenti dello scambio termico valutate per ogni mese della sperimentazione - caso 2: refluo fognario che giunge all'impianto di trattamento, posto a distanza di un chilometro dal punto di raccolta delle acque fognarie, in presenza di recupero termico in fognatura.

			set-05	ott-05	nov-05	dic-05	gen-06	feb-06	mar-06	apr-06	
	Tw	Temperature:	°C								
			16,91	15,20	13,47	10,01	9,26	9,94	11,41	14,20	
	Qt	Total	cal/day	1,44E+09	4,16E+08	-4,38E+06	-1,09E+09	-9,87E+08	-5,76E+08	-2,45E+08	7,15E+08
1	Qb	Biological reactions :	cal/day	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08
2	Qp	Power input :	cal/day	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08
3	Qsr	Solar radiation :	cal/day	1,87E+09	1,24E+09	7,02E+08	4,93E+08	5,31E+08	9,22E+08	1,43E+09	1,99E+09
4	Qtw	Tank wall :	cal/day	8,51E+07	1,45E+08	1,54E+08	1,93E+08	1,43E+08	3,21E+07	-7,11E+07	-1,71E+08
5	Qe	Surface evaporation :	cal/day	-3,87E+08	-3,92E+08	-2,60E+08	-5,26E+08	-4,09E+08	-5,29E+08	-7,61E+08	-5,99E+08
6	Qc	Surface convection :	cal/day	1,67E+08	-5,59E+07	-7,94E+07	-4,74E+08	-4,63E+08	-3,17E+08	-2,33E+08	-2,86E+07
7	Qa	Aeration Heat Loss :	cal/day	-6,76E+06	-3,04E+07	-2,52E+07	-5,67E+07	-5,51E+07	-5,30E+07	-5,26E+07	-3,33E+07
8	Qlr	Atmospheric radiation :	cal/day	-7,82E+08	-9,78E+08	-9,84E+08	-1,21E+09	-1,22E+09	-1,12E+09	-1,05E+09	-9,30E+08

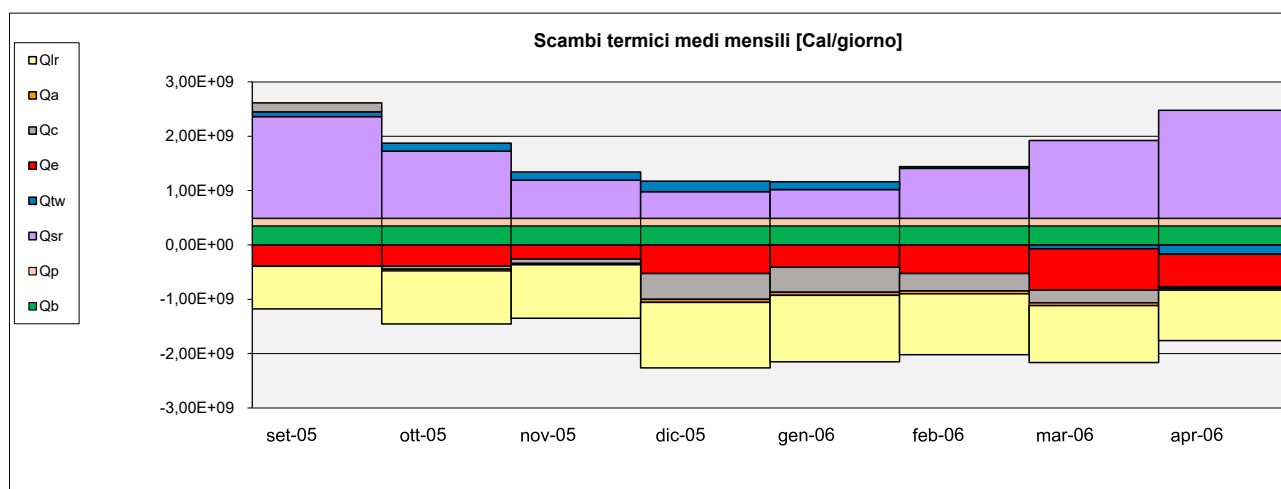


Figura 15 Componenti dello scambio termico valutate per ogni mese della sperimentazione - caso 2: refluo fognario che giunge all'impianto di trattamento, posto a distanza di un chilometro dal punto di raccolta delle acque fognarie, in presenza di recupero termico in fognatura.

Si nota in questo caso che anche nel mese di ottobre, in aggiunta a settembre e aprile il contributo netto è positivo, determinando un aumento di temperatura rispetto ai reflui in ingresso, mentre nei mesi tardo autunnali e invernali, da novembre a marzo, si ha un raffreddamento dei reflui. Tra tutti contributi allo scambio termico quelli maggiori in valore assoluto sono l'irraggiamento solare Q_{sr} , componente sempre positiva e l'irraggiamento dei reflui Q_{lr} , che invece rappresenta sempre una cessione termica. E' proprio la differenza tra questi contributi a rappresentare la causa principale delle variazioni nei diversi periodi e a determinare la differenza tra il periodo invernale in cui Q_{lr} è maggiore in valore assoluto rispetto a Q_{sr} e quello autunnale e primaverile in cui si ha la situazione opposta. Un'altra causa del raffreddamento netto nei mesi invernali è la convezione superficiale Q_c , che dà un contributo negativo significativo da dicembre a marzo, positivo in settembre e trascurabile negli altri mesi considerati. L'evaporazione Q_e rappresenta sempre un contributo negativo per il bilancio termico, ma in questo caso è più ridotta rispetto al caso di riferimento, in assenza di recupero termico in fognatura, a causa delle temperature più basse dei reflui. Oltre che dalla temperatura dei reflui essa dipende significativamente anche dalla velocità media del vento e dall'umidità relativa. Il calore scambiato con il terreno attraverso le pareti delle vasche Q_{tw} , in questo caso contribuisce al riscaldamento nei mesi autunnali e invernali ed al raffreddamento nei mesi primaverili. Il calore ceduto dai sistemi di aerazione Q_p e dall'attività dei microorganismi Q_b non variano mentre il calore perso per effetto dell'aerazione Q_a , anche in questo caso è un contributo sempre negativo ma estremamente limitato in valore assoluto.

Nella Tabella 7 e nel grafico di Figura 16 sono presentati i risultati della modellazione relativi a tutte le componenti dello scambio termico per ogni mese della sperimentazione e si riferiscono al **caso 3** di refluo fognario che arriva all'impianto di trattamento, posto a distanza di dieci chilometri dal punto di raccolta delle acque fognarie ed in assenza di recupero termico in fognatura. In questo caso, rispetto alla casistica con collettore di un chilometro la differenza termica è evidente soprattutto nei mesi di marzo e aprile, nei quali a causa del significativo raffreddamento del suolo, il calore ceduto al terreno nel tempo necessario a giungere all'ingresso dell'impianto di depurazione è significativo.

Tabella 7 Componenti dello scambio termico valutate per ogni mese della sperimentazione - caso 3: refluo fognario che giunge all'impianto di trattamento, posto a distanza di dieci chilometri dal punto di raccolta delle acque fognarie, in assenza di recupero termico in fognatura.

			set-05	ott-05	nov-05	dic-05	gen-06	feb-06	mar-06	apr-06	
	Tw	Temperature:	°C	19,40	18,46	17,41	14,46	12,09	11,65	12,11	14,09
	Qt	Total	cal/day	6,02E+08	-5,16E+08	-1,05E+09	-2,35E+09	-1,69E+09	-9,97E+08	-4,40E+08	7,47E+08
1	Qb	Biological reactions :	cal/day	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08
2	Qp	Power input :	cal/day	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08
3	Qsr	Solar radiation :	cal/day	1,87E+09	1,24E+09	7,02E+08	4,93E+08	5,31E+08	9,22E+08	1,43E+09	1,99E+09
4	Qtw	Tank wall :	cal/day	-7,28E+06	2,38E+07	7,04E+06	2,75E+07	3,75E+07	-3,15E+07	-9,72E+07	-1,67E+08
5	Qe	Surface evaporation :	cal/day	-7,97E+08	-7,95E+08	-6,81E+08	-1,01E+09	-6,41E+08	-6,70E+08	-8,35E+08	-5,85E+08
6	Qc	Surface convection :	cal/day	2,84E+07	-2,11E+08	-2,60E+08	-7,64E+08	-6,29E+08	-4,14E+08	-2,78E+08	-2,23E+07
7	Qa	Aeration Heat Loss :	cal/day	-3,96E+07	-7,12E+07	-7,14E+07	-1,01E+08	-8,04E+07	-6,83E+07	-5,92E+07	-3,21E+07
8	Qlr	Atmospheric radiation :	cal/day	-9,45E+08	-1,19E+09	-1,23E+09	-1,48E+09	-1,39E+09	-1,22E+09	-1,09E+09	-9,23E+08

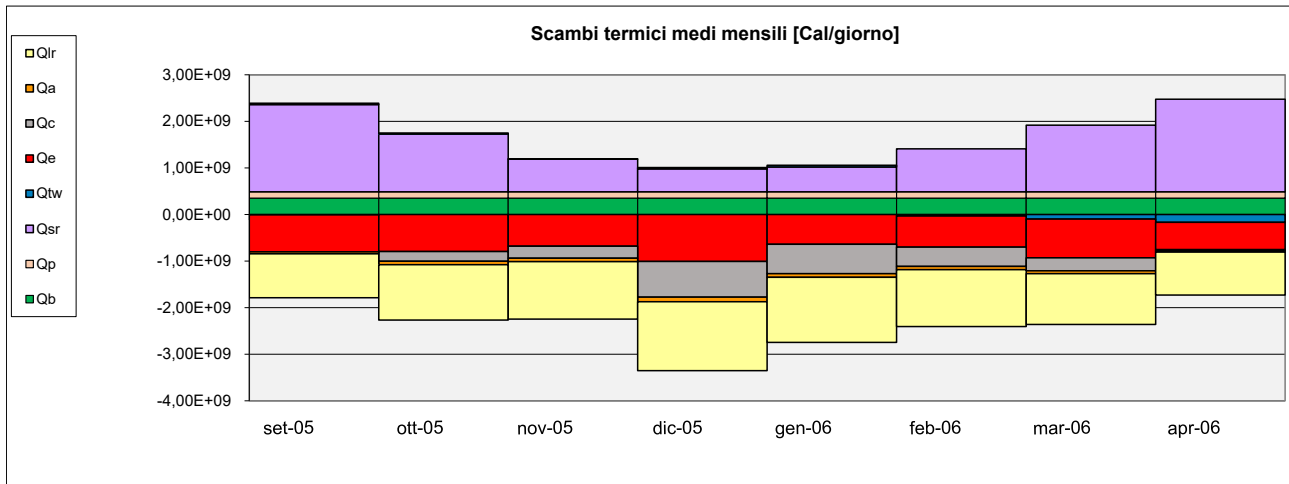


Figura 16 Componenti dello scambio termico valutate per ogni mese della sperimentazione - caso 3: refluo fognario che giunge all'impianto di trattamento, posto a distanza di dieci chilometri dal punto di raccolta delle acque fognarie, in assenza di recupero termico in fognatura.

Anche in questo caso, nei solo mesi di settembre e aprile il contributo netto è positivo, mentre da ottobre a marzo si ha un raffreddamento netto dei reflui. Il contributo delle varie componenti è molto simile a quanto visto nel caso 1.

Nella Tabella 8 e nel grafico di Figura 17, infine, sono presentati i risultati della modellazione relativi a tutte le componenti dello scambio termico per ogni mese della sperimentazione e si riferiscono al **caso 4** di refluo fognario che arriva all'impianto di trattamento, posto a distanza di dieci chilometri dal punto di raccolta delle acque fognarie in presenza di recupero termico in fognatura. Anche in questo caso si può notare dalla Tabella 4 che le temperature in ingresso all'impianto sono significativamente più basse rispetto a quanto si ha in assenza di recupero termico in fognatura, nonostante la maggiore distanza percorsa dai reflui nel collettore fognario contribuisca un poco a contenere le differenze.

Tabella 8 Componenti dello scambio termico valutate per ogni mese della sperimentazione - caso 4: refluo fognario che giunge all'impianto di trattamento, posto a distanza di dieci chilometri dal punto di raccolta delle acque fognarie, in presenza di recupero termico in fognatura.

			set-05	ott-05	nov-05	dic-05	gen-06	feb-06	mar-06	apr-06
	Tw	Temperature:	17,45	16,40	15,33	12,46	10,02	9,57	10,03	12,01
	Qt	Total	1,27E+09	8,37E+07	-4,77E+08	-1,75E+09	-1,17E+09	-4,91E+08	1,20E+08	1,33E+09
1	Qb	Biological reactions :	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08	3,51E+08
2	Qp	Power input :	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08	1,37E+08
3	Qsr	Solar radiation :	1,87E+09	1,24E+09	7,02E+08	4,93E+08	5,31E+08	9,22E+08	1,43E+09	1,99E+09
4	Qtw	Tank wall :	6,53E+07	1,00E+08	8,46E+07	1,02E+08	1,15E+08	4,58E+07	-1,97E+07	-8,96E+07
5	Qe	Surface evaporation :	-4,70E+08	-5,30E+08	-4,42E+08	-7,65E+08	-4,64E+08	-5,02E+08	-6,31E+08	-3,52E+08
6	Qc	Surface convection :	1,37E+08	-1,13E+08	-1,64E+08	-6,33E+08	-5,07E+08	-2,96E+08	-1,46E+08	9,61E+07
7	Qa	Aeration Heat Loss :	-1,35E+07	-4,48E+07	-4,58E+07	-7,93E+07	-6,13E+07	-5,00E+07	-4,04E+07	-1,08E+07
8	Qlr	Atmospheric radiation :	-8,17E+08	-1,06E+09	-1,10E+09	-1,36E+09	-1,27E+09	-1,10E+09	-9,65E+08	-7,94E+08

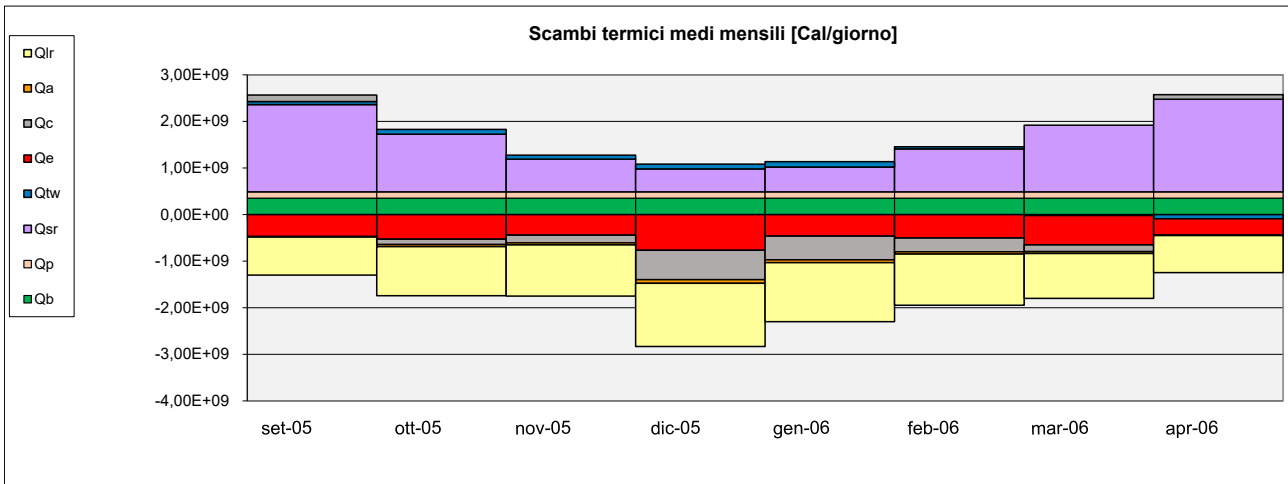


Figura 17 Componenti dello scambio termico valutate per ogni mese della sperimentazione - caso 4: refluo fognario che giunge all'impianto di trattamento, posto a distanza di dieci chilometri dal punto di raccolta delle acque fognarie, in presenza di recupero termico in fognatura.

In questo caso che anche nel mese di ottobre e marzo, in aggiunta a settembre e aprile il contributo netto è positivo, determinando un aumento di temperatura rispetto ai reflui in ingresso. L'irraggiamento dei reflui Qlr, che invece rappresenta sempre una cessione termica, è più contenuto rispetto ai casi precedenti nel periodo primaverile, a causa delle minori temperature che si raggiungono in questo caso.

Sulla base dei risultati dei calcoli di scambio termico dell'impianto di depurazione, per i quattro casi è stato ricostruito l'andamento giornaliero della temperatura nelle vasche di trattamento. Per fare questo è stata eseguita una interpolazione con il software di analisi statistica Sigmaplot per ciascuna delle quattro diverse situazioni analizzate. Di seguito sono riportati i risultati di tali analisi.

Nella Figura 18 si riporta l'andamento interpolato della temperatura nelle vasche di depurazione per il **Caso 1** (lunghezza del collettore 1 km, senza recupero del calore in fognatura) con le relative bande di confidenza e di predizione.

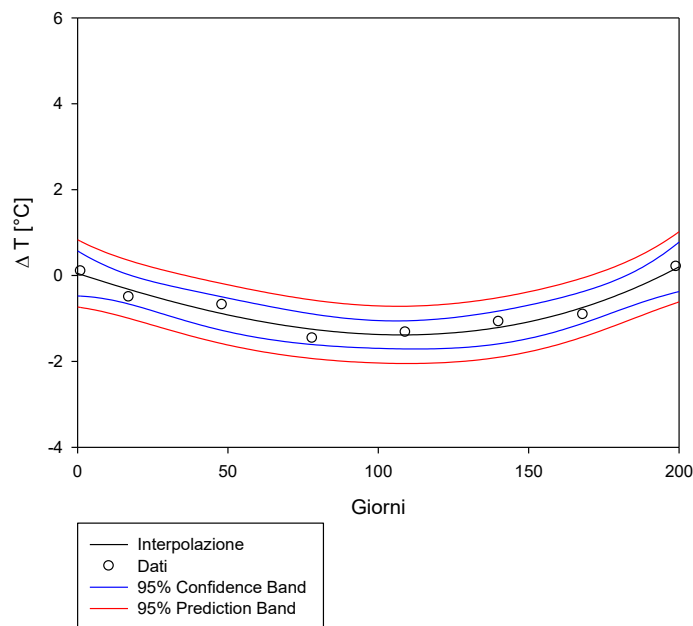


Figura 18: Andamento interpolato della variazione di temperatura nelle vasche di depurazione per il Caso 1, (lunghezza del collettore di 1 km, senza recupero del calore in fognatura) con le relative bande di confidenza e di predizione.

La regressione non lineare è stata effettuata utilizzando una polinomiale cubica di equazione:

$$f=y_0+a*x+b*x^2+c*x^3$$

Il risultato dell'interpolazione ha fornito i seguenti valori per i parametri dell'equazione e per l'errore standard:

	Coefficient	Std. Error
y ₀	0,0497	0,189
a	-0,0229	0,0096
b	5,47E-05	0,0001
c	3,17E-07	3,88E-07

Il coefficiente di correlazione multipla, R vale 0.9665, e il coefficiente di determinazione, R² è di 0.9342. Sono entrambi misure di quanto bene il modello di regressione descrive i dati. In questo caso i valori indicano che l'equazione è una buona descrizione della relazione tra le variabili indipendenti e dipendenti.

Il risultato dell'analisi della varianza, con correzione per la media delle osservazioni, è riassunto nella seguente tabella nella quale sono riportati i gradi di libertà (DF), la somma dei quadrati (SS), le medie quadratiche (MS) insieme al risultato della statistica F ed alla relativa probabilità P:

	DF	SS	MS	F	P
Regression	3	2,4842	0,8281	18,9176	0,0079
Residual	4	0,1751	0,0438		
Total	7	2,6593	0,3799		

La statistica del test F misura il contributo delle variabili indipendenti nella previsione della variabile dipendente. Il valore di F è dato dal rapporto tra il valore di MS della regressione e quello residuale.

Se F è un numero grande, come nel caso considerato si può concludere che le variabili indipendenti contribuiscono alla previsione della variabile dipendente.

Il valore P è la probabilità di sbagliare nel concludere che c'è un'associazione tra le variabili dipendenti e indipendenti. Più piccolo è il valore di P, maggiore è la probabilità che ci sia un'associazione. Tradizionalmente, si può concludere che le variabili indipendenti possono essere utilizzate per prevedere la variabile dipendente quando $P < 0,05$, nel caso considerato il valore di P è estremamente basso e di conseguenza la curva ottenuta fornisce previsioni estremamente affidabili.

Nella Figura 19 si riporta l'andamento interpolato della temperatura nelle vasche di depurazione per il **Caso 2**, (lunghezza del collettore 1 km, con recupero del calore in fognatura) con le relative bande di confidenza e di predizione.

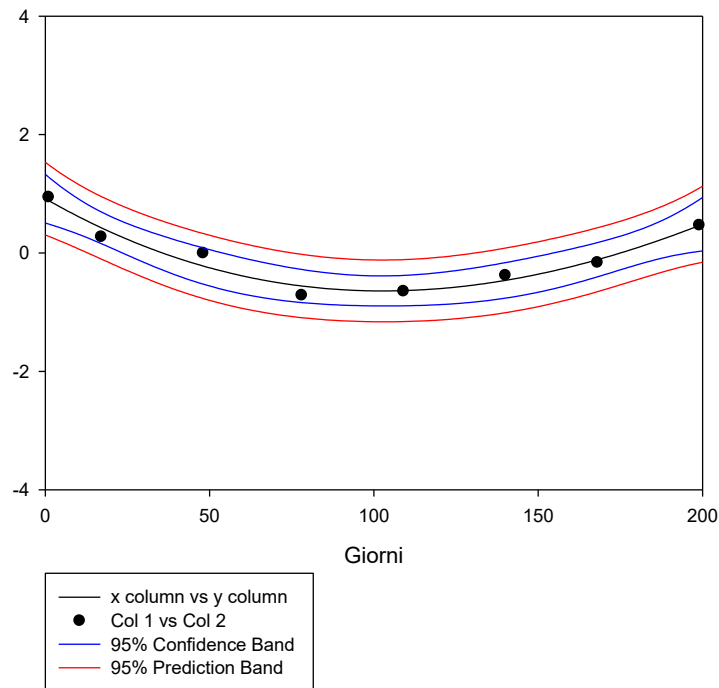


Figura 19: Andamento interpolato della variazione di temperatura nelle vasche di depurazione per il Caso 2, (lunghezza del collettore di 1 km, con recupero del calore in fognatura) con le relative bande di confidenza e di predizione.

Anche in questo caso la regressione non lineare è stata effettuata utilizzando una polinomiale cubica di equazione:

$$f=y_0+a*x+b*x^2+c*x^3$$

Il risultato dell'interpolazione ha fornito i seguenti valori per i parametri dell'equazione e per l'errore standard:

	Coefficient	Std. Error
y_0	0,9181	0,1483
a	-0,0319	0,0076
b	0,0002	9,2743E-005
c	-1,4453E-007	3,0453E-007

Il coefficiente di correlazione multipla, R vale 0,9760, ed il coefficiente di determinazione, R^2 è di 0,9526.

Il risultato dell'analisi della varianza, con correzione per la media delle osservazioni, è riassunto nella seguente tabella nella quale sono riportati i gradi di libertà (DF), la somma dei quadrati (SS), le medie quadratiche (MS) insieme al risultato della statistica F ed alla relativa probabilità P:

	DF	SS	MS	F	P
Regression	3	2,1679	0,7226	26,8228	0,0041
Residual	4	0,1078	0,0269		
Total	7	2,2757	0,3251		

Anche in questo caso, il valore di F è elevato e il valore P (probabilità di sbagliare nel concludere che c'è un'associazione tra le variabili dipendenti e indipendenti) è molto minore del valore di riferimento di 0,05 e di conseguenza la curva ottenuta è in grado di fornire previsioni affidabili.

Nella Figura 20 si riporta l'andamento interpolato della temperatura nelle vasche di depurazione per il **Caso 3** (lunghezza del collettore 10 km, senza recupero del calore in fognatura) con le relative bande di confidenza e di predizione.

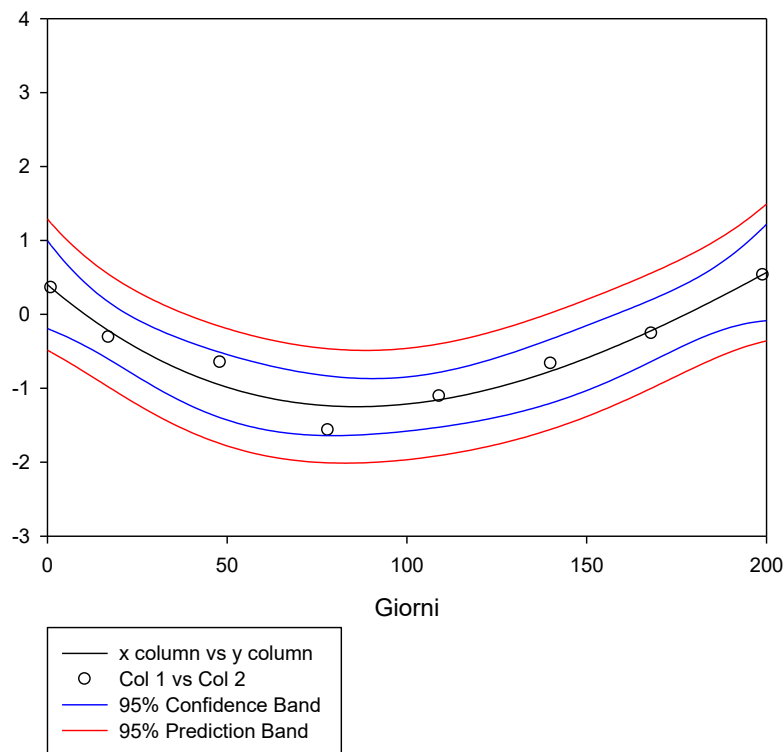


Figura 20: Andamento interpolato della variazione di temperatura nelle vasche di depurazione per il Caso 3, (lunghezza del collettore di 10 km, senza recupero del calore in fognatura) con le relative bande di confidenza e di predizione.

La regressione non lineare è stata effettuata utilizzando una polinomiale cubica di equazione:

$$f=y_0+a*x+b*x^2+c*x^3$$

Il risultato dell'interpolazione ha fornito i seguenti valori per i parametri dell'equazione e per l'errore standard:

	Coefficient	Std. Error
y ₀	0,403	0,2141
a	-0,0415	0,0109
b	0,0003	0,0001
c	-4,18E-07	4,40E-07

Anche in questo caso i valori del coefficiente di correlazione multipla, R pari a 0,9668, e del coefficiente di determinazione, R² di 0,9347 sono molto elevati.

Il risultato dell'analisi della varianza, con correzione per la media delle osservazioni, è riassunto nella seguente tabella nella quale sono riportati i gradi di libertà (DF), la somma dei quadrati (SS), le medie quadratiche (MS) insieme al risultato della statistica F ed alla relativa probabilità P:

	DF	SS	MS	F	P
Regression	3	3,2152	1,0717	19,0874	0,0078
Residual	4	0,2246	0,0561		
Total	7	3,4398	0,4914		

Anche in questo caso la statistica del test F e il valore P della probabilità di sbagliare indicano che la curva ottenuta è in grado di fornire previsioni affidabili.

Nella Figura 21 si riporta l'andamento interpolato della temperatura nelle vasche di depurazione per il **Caso 4** (lunghezza del collettore 10 km, con recupero del calore in fognatura) e relativi intervalli di confidenza e predizione.

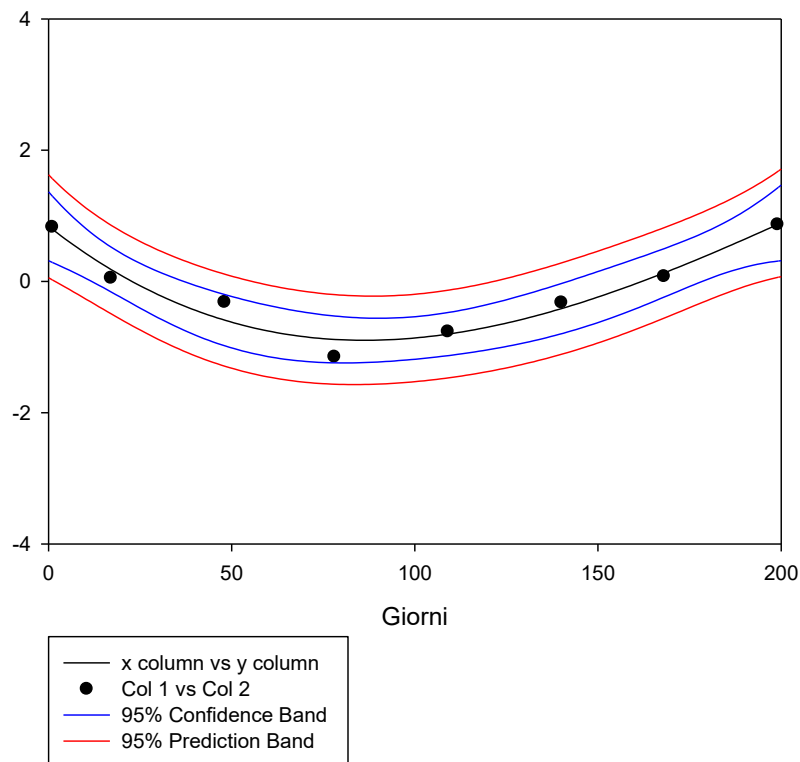


Figura 21: Andamento interpolato della variazione di temperatura nelle vasche di depurazione per il Caso 4, (lunghezza del collettore di 10 km, con recupero del calore in fognatura) con le relative bande di confidenza e di predizione.

Il risultato dell'interpolazione ha fornito i seguenti valori per i parametri e per l'errore standard dell'equazione $f=y_0+a*x+b*x^2+c*x^3$:

	Coefficient	Std. Error
y_0	0,8412	0,1894
a	-0,0439	0,0097
b	0,0003	0,0001
c	-4,77E-07	3,89E-07

Anche in questo caso i valori del coefficiente di correlazione multipla, R pari a 0,9745, e del coefficiente di determinazione, R^2 di 0,9497 sono molto elevati.

Il risultato dell'analisi della varianza, con correzione per la media delle osservazioni, è riassunto nella seguente tabella nella quale sono riportati i gradi di libertà (DF), la somma dei quadrati (SS), le medie quadratiche (MS) insieme al risultato della statistica F ed alla relativa probabilità P:

	DF	SS	MS	F	P
Regression	3	3,3177	1,1059	25,1765	0,0047
Residual	4	0,1757	0,0439		
Total	7	3,4934	0,4991		

Anche in questo caso la statistica del test F e il valore P della probabilità di sbagliare indicano che la curva ottenuta è in grado di fornire previsioni affidabili.

Utilizzando le equazioni sopra riportate per l'interpolazione dei dati riferiti ai quattro casi considerati si ottengono gli andamenti nel tempo della temperatura delle acque reflue, riportate nei grafici delle figure seguenti.

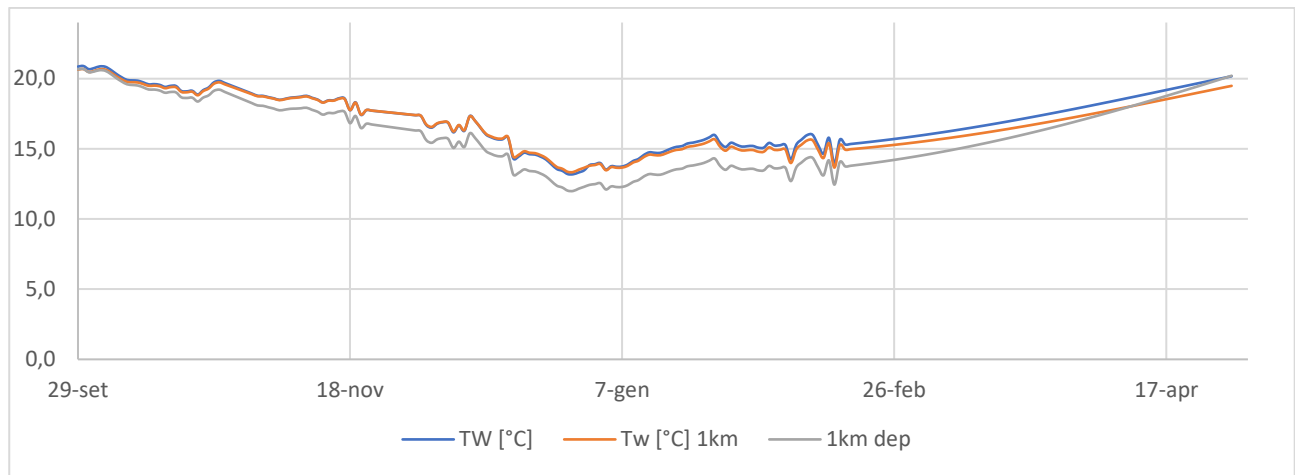


Figura 22: Andamenti temporali modellati della temperatura in fognatura (line blu), all’ingresso del depuratore (linea rossa) e nelle vasche di trattamento (linea verde) per il caso 1, che prevede un collettore della lunghezza di 1 km, senza recupero termico in fognatura.

Nel caso di collettore fognario di lunghezza di un chilometro ed in assenza di recupero termico in fognatura (Figura 22), si nota che, come già osservato al precedente paragrafo, il valore della temperatura non varia significativamente nel collettore fognario, data la brevità del tempo di residenza. L’effetto di scambio termico nell’impianto di depurazione è invece più significativo, come si può notare dal confronto tra la linea rossa e la linea verde. Per quasi tutto il periodo considerato tale effetto è di raffreddamento netto dei reflui, l’effetto è massimo nei mesi di Gennaio e Febbraio.

Il grafico della Figura 23 riporta gli stessi andamenti temporali della temperatura, per il caso in cui si consideri l’installazione di un sistema di recupero termico in fognatura e si preveda un collettore della lunghezza di 1 km, prima dell’impianto di depurazione.

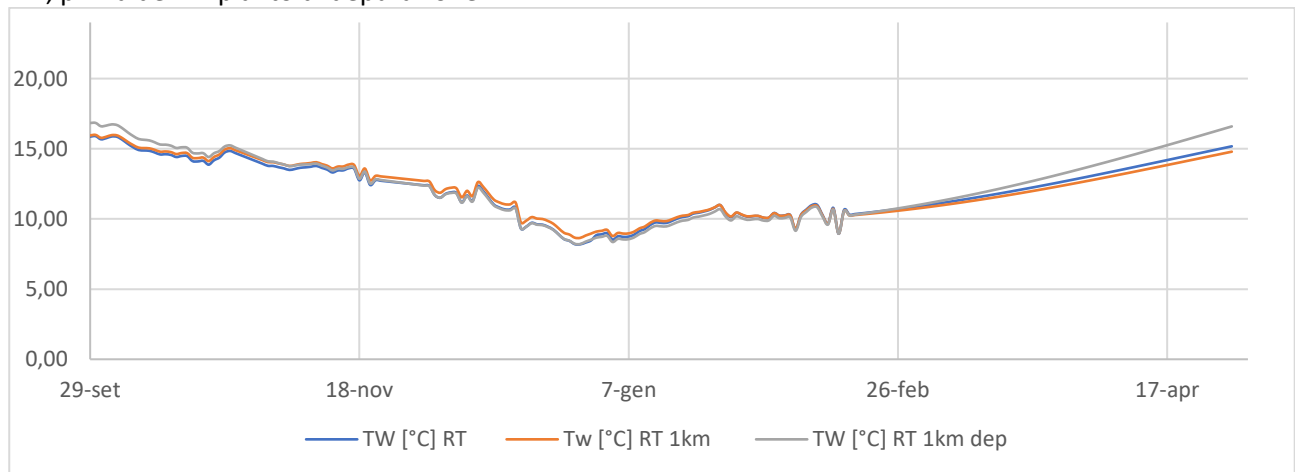


Figura 23: Andamenti temporali modellati della temperatura in fognatura (line blu), all’ingresso del depuratore (linea rossa) e nelle vasche di trattamento (linea verde) per il caso 2, che prevede l’installazione di un sistema di recupero termico in fognatura a monte di un collettore della lunghezza di 1 km.

In questo caso dal grafico si può notare che, in virtù delle minori temperature in ingresso all’impianto, l’effetto di raffreddamento invernale dei reflui nell’impianto di depurazione è sostanzialmente trascurabile.

Nella Figura 24 sono riportati gli andamenti nel caso di collettore fognario di lunghezza di dieci chilometri ed in assenza di recupero termico in fognatura.

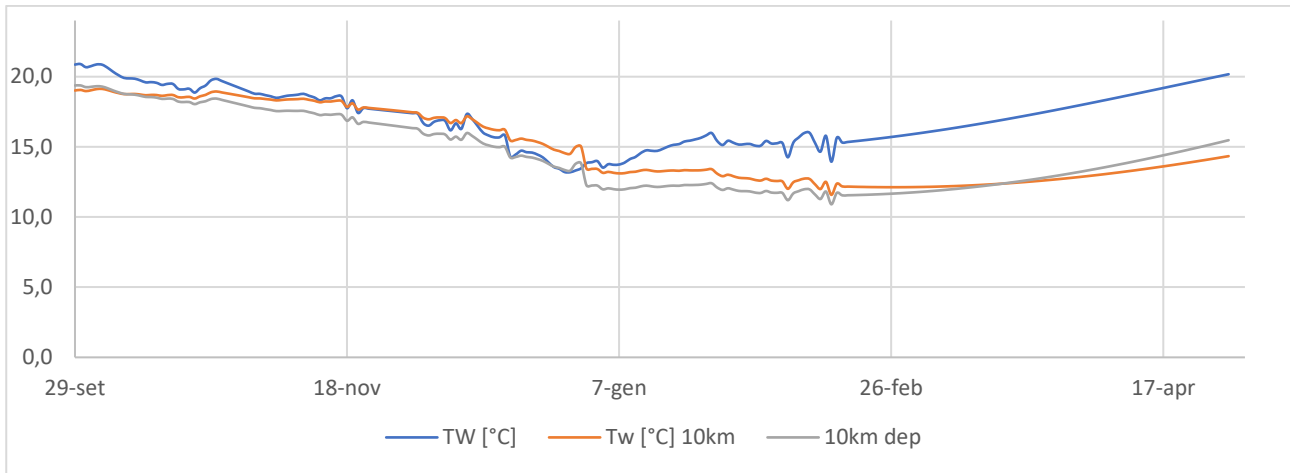


Figura 24: Andamenti temporali modellati della temperatura in fognatura (line blu), all'ingresso del depuratore (linea rossa) e nelle vasche di trattamento (linea verde) per il caso 3, che prevede un collettore della lunghezza di 10 km, senza recupero termico in fognatura.

In questo caso, come già osservato al precedente paragrafo, il valore della temperatura varia significativamente nel collettore fognario, dati i significativi tempi a disposizione per lo scambio termico con il suolo. L'effetto di scambio termico nell'impianto di depurazione è invece meno significativo rispetto ai casi precedenti, come si può notare dal confronto tra la linea rossa e la linea verde. Per quasi tutto il periodo considerato tale effetto è di raffreddamento netto dei reflui.

Infine nella Figura 25 sono riportati gli andamenti nel caso di collettore fognario di lunghezza di dieci chilometri ed in presenza di recupero termico in fognatura.

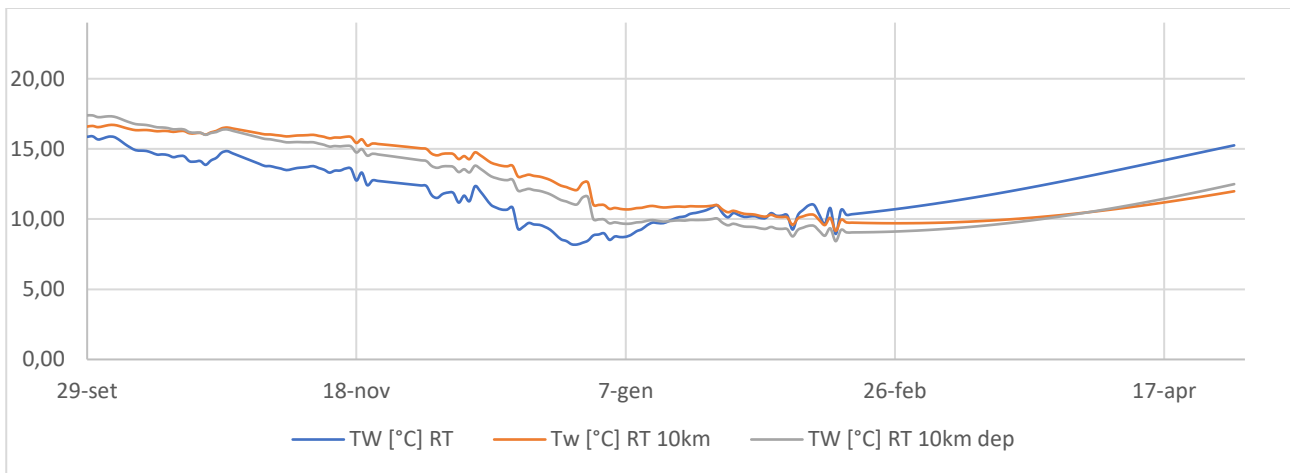


Figura 25: Andamenti temporali modellati della temperatura in fognatura (line blu), all'ingresso del depuratore (linea rossa) e nelle vasche di trattamento (linea verde) per il caso 2, che prevede l'installazione di un sistema di recupero termico in fognatura a monte di un collettore della lunghezza di 10 km.

In questo caso dal grafico si può notare che, in virtù delle minori temperature in ingresso all'impianto e dei significativi tempi di residenza nel collettore l'effetto netto è quello di un significativo riscaldamento dei reflui già nel collettore fognario per tutto il periodo autunnale e la prima parte dell'inverno. In questo caso l'impianto di depurazione determina un effetto netto di riduzione della temperatura rispetto al refluo in ingresso. Nel periodo primaverile la situazione si inverte, nel collettore si ha un significativo raffreddamento dei reflui mentre nell'impianto di depurazione l'effetto è sostanzialmente trascurabile.

Nel presente studio non sono state considerate le fluttuazioni termiche giornaliere. Questo perché, rispetto alle fluttuazioni giornaliere della temperatura in ingresso, l’impianto di depurazione, dati gli elevati volumi ed i tempi di ritenzione idraulica, ha un notevole effetto di smorzamento. L’equalizzazione è tale da permettere di considerare la temperatura delle vasche sostanzialmente costante durante la giornata. Questo effetto di smorzamento delle oscillazioni giornaliere della temperatura in ingresso è ben visibile nel grafico in Figura 26 relativo all’impianto di depurazione di Zurigo. [9]

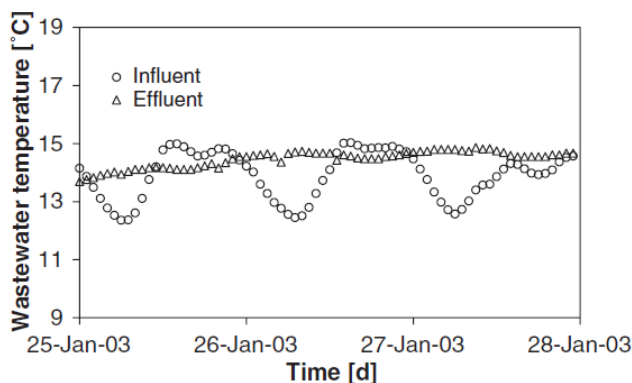


Figura 26: Temperatura dell’influente ed effluente dell’impianto di depurazione di Zurigo in tempo secco. (grafico tratto da [9])

Dal grafico si può notare come le fluttuazioni di temperature nell’influente dell’impianto siano quasi interamente equalizzate, grazie al tempo di ritenzione idraulica tipico degli impianti di depurazione (18 ore nel caso considerato). La temperatura delle vasche biologiche, grazie alle elevate portate di ricircolo, può essere, in prima approssimazione, assunta pari alla temperatura dell’effluente.

2.1.5.5 Modellazione degli effetti sulla nitrificazione biologica

Come visto al paragrafo precedente, con il recupero del calore in fognatura, la temperatura delle acque reflue nelle vasche di processo del depuratore diminuisce significativamente. Nella stagione fredda, questa diminuzione può influenzare i processi biologici dell’impianto stesso rallentandoli. In particolare è il processo di nitrificazione ad essere influenzato negativamente, perché i batteri nitrificanti crescono molto lentamente e il loro tasso di crescita è fortemente influenzato dalla temperatura delle vasche di processo. Per questo motivo la nitrificazione normalmente è il fattore limitante da considerare nella progettazione del processo di trattamento biologico delle acque reflue. Ridurre la temperatura dei reflui riduce la capacità di nitrificazione dell’impianto di depurazione e porta a valori di concentrazione di azoto ammoniacale nello scarico mediamente più elevati. Tali valori possono anche eccedere i limiti allo scarico, soprattutto durante i picchi di carico di azoto in ingresso all’impianto.

Ci sono varie espressioni matematiche per esprimere il tasso di crescita dei nitrificanti in dipendenza dalla temperatura T [21]. La dipendenza dalla temperatura del tasso di crescita specifico netto massimo di tutte le specie batteriche è descritto dall’espressione di Arrhenius:

$$\widehat{\mu}_{\text{net}}(T) = \widehat{\mu}_{\text{net}}(10)e^{0.11(T-10)}$$

Per prevenire il dilavamento dei batteri nitrificanti, cioè la progressiva riduzione di concentrazione di queste specie batteriche nell’impianto di depurazione, occorre assicurare che il tasso di diluizione aerobica D_{aer} del fango sia significativamente più basso del massimo tasso di crescita specifico netto dei nitrificanti, alla temperatura T delle vasche di processo. Si considerano, a questo proposito, le sole vasche aerobiche dell’impianto, perché è solo in condizioni aerobiche che i batteri nitrificanti possono crescere. In base a questi requisiti si definisce un fattore di sicurezza (SF) della nitrificazione definito come il rapporto:

$$SF = \frac{\hat{\mu}_{net}(T)}{D_{aer}}$$

Considerando che il tasso di diluizione aerobica D_{aer} è il reciproco del tempo medio di residenza cellulare nelle vasche aerobiche SRT_{aer} , si ottiene la seguente espressione:

$$SF = \hat{\mu}_{net}(T)SRT_{aer}$$

L'espressione ci dice che, per mantenere un fattore di sicurezza sufficiente, anche in presenza di ridotti tassi di nitrificazione è necessario assicurare elevati tempi di residenza cellulare nell'ID.

Per studiare l'effetto del recupero di calore in fognatura sul processo di nitrificazione, per diversi valori di SRT_{aer} sono state effettuate varie simulazioni, per la fognatura del quartiere Fossolo di Bologna, utilizzando il modello di impianto realizzato per la Linea di attività 5.1 del presente progetto [14]. La linea di trattamento per questo impianto 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. 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.

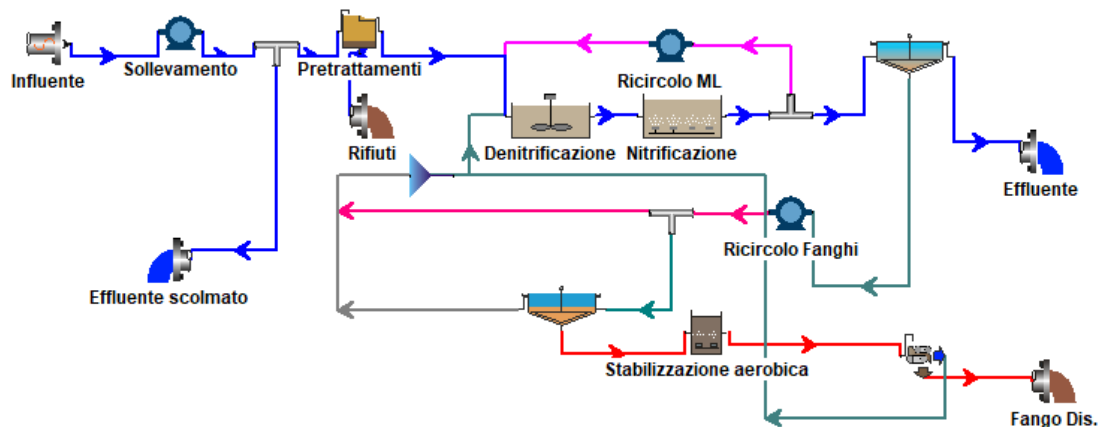


Figura 27 Schema dell'impianto modellato 10000 AE

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 28 rappresenta l'andamento nel tempo della portata in ingresso ai trattamenti depurativi, il cui volume annuo complessivo ammonta a 637.546 m³.

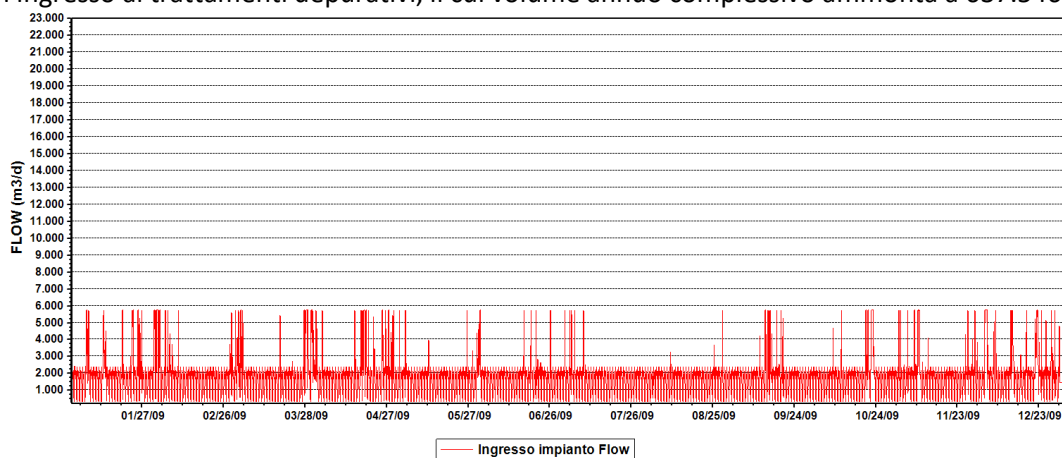


Figura 28 Andamento della portata in ingresso all'impianto

Le concentrazioni dei principali contaminanti in ingresso all'impianto sono riportate nella seguente tabella:

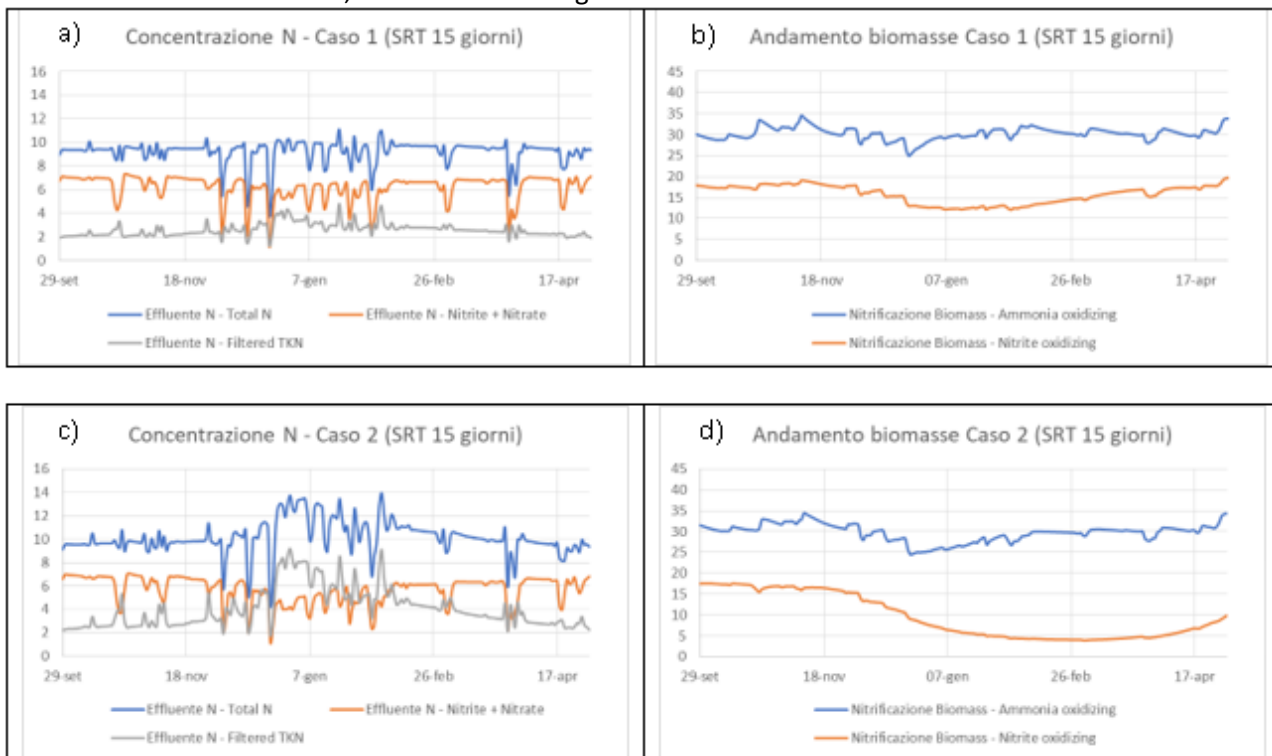
	COD	TKN	TP
	mgCOD/l	mgN/l	mgP/l
Media	418	41,2	7,7
dev. St.	72	8,2	1,5
Min	112	5,0	1,3
Max	461	46,1	8,6

Il funzionamento dell’ID è stato simulato per tre diverse configurazioni del processo biologico di trattamento che differiscono tra loro per il valore del tempo di residenza cellulare SRT e conseguentemente anche per il parametro SRT_{aer}. Tale variazione è stata ottenuta agendo sull’impostazione della portata di supero dei fanghi biologici.

Le simulazioni hanno permesso di verificare come la concentrazione di ammonio nell’effluente dell’impianto sia influenzata dalla diminuzione della temperatura nelle vasche in seguito all’effetto del recupero di calore nella fognatura. Tale variazione di concentrazione allo scarico è a sua volta conseguenza diretta della variazione di biomassa nitrificante nei reattori. Grazie alla simulazione dinamica è stata considerata la variazione diurne dell’azoto ammoniacale con variazioni del carico da 26 a 151 KgN/d (media 76 KgN/d).

Il valore di temperatura delle vasche è costante durante la giornata e variabile da un giorno all’altro secondo gli andamenti riportati nel paragrafo 2.1.5.4 e diversi per i quattro casi considerati Figura 22 e successive.

Nei grafici seguenti si riportano i risultati delle simulazioni per i quattro casi considerati in corrispondenza di un tempo di residenza cellulare nell’impianto, SRT di circa 15 giorni, corrispondente ad un tempo di residenza cellulare in condizioni aerate, SRT_{aer} di circa 10 giorni.



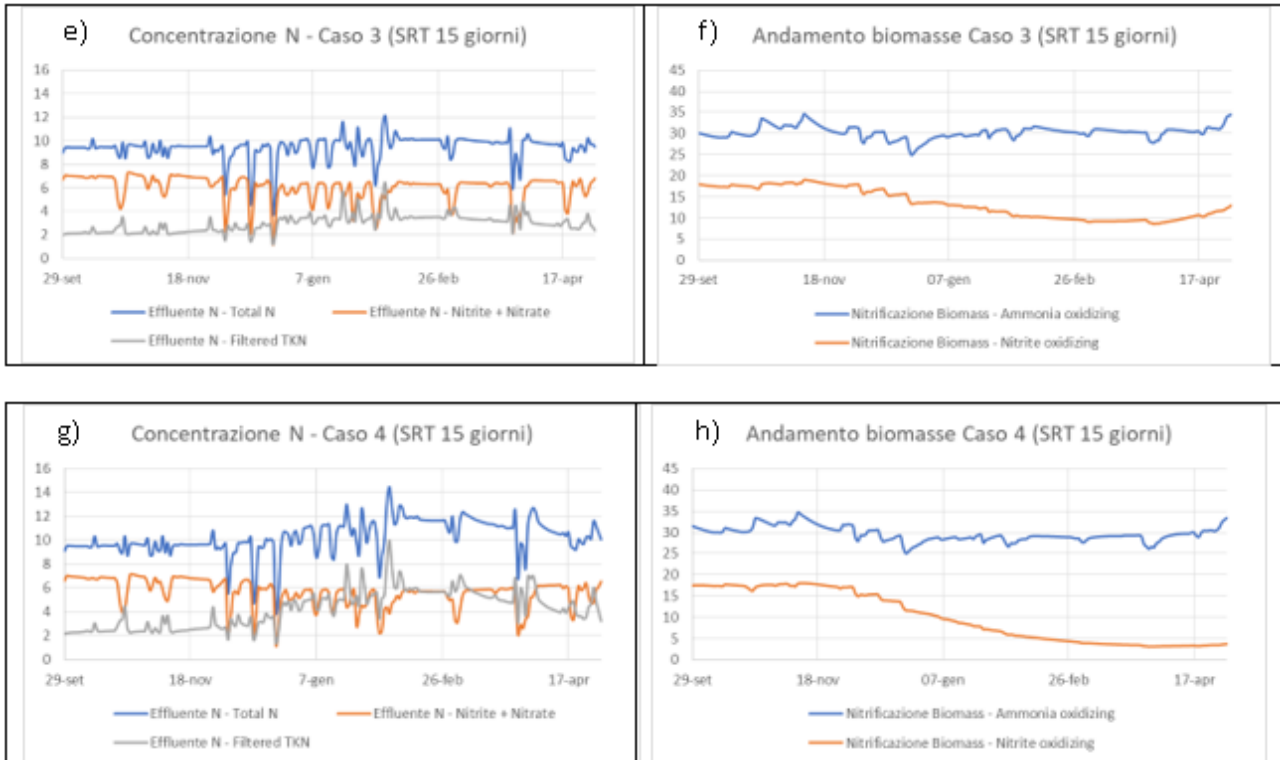
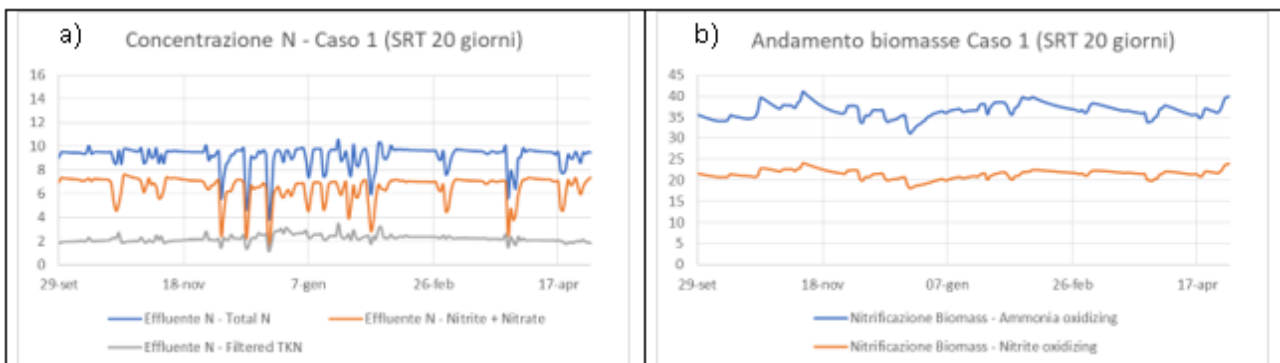


Figura 29: Andamento simulato della concentrazione di composti azotati in uscita ai processi depurativi e della concentrazione dei principali gruppi di microorganismi nitrificanti, calcolati per SRT, di circa 15 giorni e riferite a: Caso 1 a) e b), Caso 2 c) e d), Caso 3 e) e f), Caso 4 g) e h). - (In ordinata concentrazioni in mg/l).

Dall'analisi dei grafici di Figura 29 a ed e, che riportano l'andamento nel tempo delle concentrazioni di azoto ammoniacale, nitroso, nitrico e totale in uscita all'impianto di depurazione, in assenza di recupero termico in fognatura, si vede che i valori di concentrazione in uscita per tutte le forme azotate sono stabilmente al di sotto dei limiti allo scarico. In particolare la concentrazione di azoto ammoniacale rappresentata dalla linea grigia è sempre estremamente bassa. Confrontando questi andamenti rispettivamente con quelli dei grafici c e g, che invece si riferiscono ai caso con recupero termico in fognatura, è possibile chiaramente vedere come la concentrazione gli azoto ammoniacale in uscita risenta significativamente della ridotta temperatura soprattutto nel periodo invernale. L'analisi dei grafici in Figura 29 b, d, f, h mostra come, nei casi relativi al recupero termico in fognatura, si abbia nell'impianto di depurazione un progressivo calo nel tempo della concentrazione di almeno una delle tipologie di biomassa nitrificante.

Il problema evidenziato è presente in misura estremamente ridotta anche nel caso di SRT di 20 giorni (SRT_{ae} di circa 13 giorni), come si può dedurre dall'analisi dei dati di Figura 30.



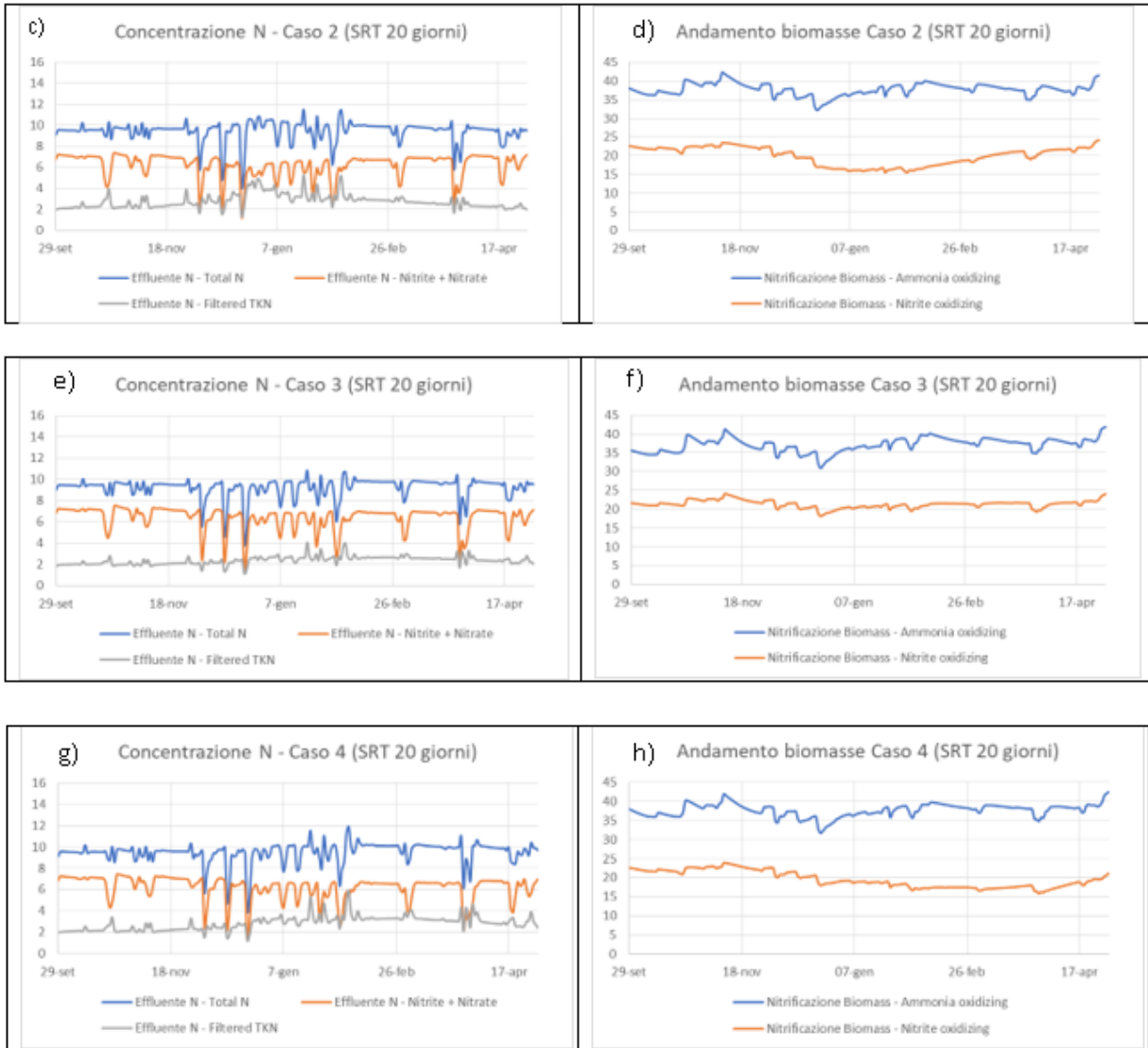


Figura 30: Andamento simulato della concentrazione di composti azotati in uscita ai processi depurativi e della concentrazione dei principali gruppi di microorganismi nitrificanti, calcolati per SRT, di circa 20 giorni e riferite a: Caso 1 a) e b), Caso 2 c) e d), Caso 3 e) e f), Caso 4 g) e h). - (In ordinata concentrazioni in mg/l).

In questo caso confrontando i grafici di Figura 30 a ed e rispettivamente con i grafici c e g si solo un leggero innalzamento della concentrazione di azoto ammoniacale nei casi in cui si abbia recupero termico in fognatura.

Nel caso SRT 25 giorni (SRT_{ae} di circa 16 giorni), per cui gli andamenti sono rappresentati in Figura 31, non si nota invece nessun effetto significativo delle temperature ridotte sui processi di nitrificazione.

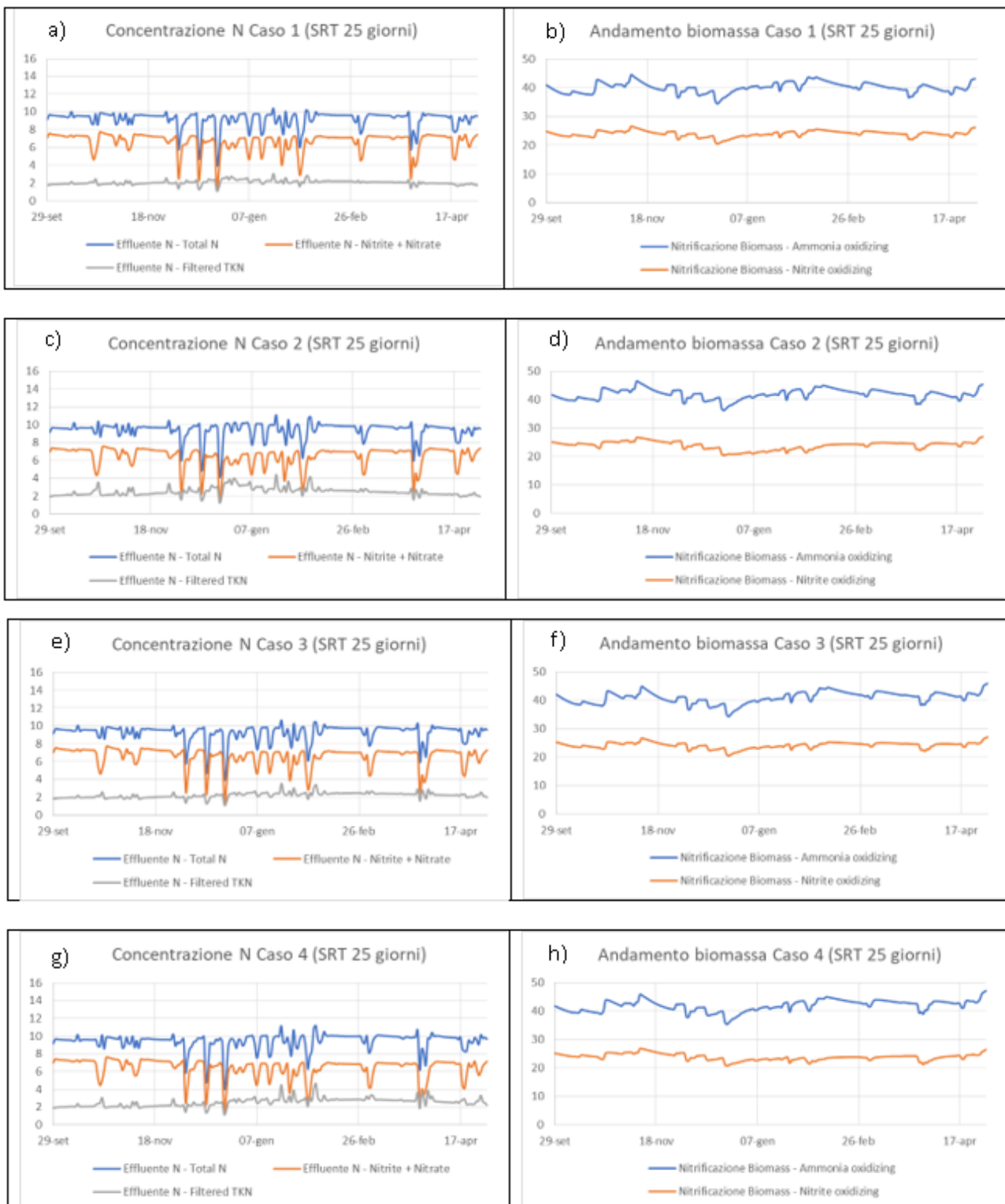


Figura 31: Andamento simulato della concentrazione di composti azotati in uscita ai processi depurativi e della concentrazione dei principali gruppi di microorganismi nitrificanti, calcolati per SRT, di circa 25 giorni e riferite a: Caso 1 a) e b), Caso 2 c) e d), Caso 3 e) e f), Caso 4 g) e h). - (In ordinata concentrazioni in mg/l).

Dai risultati ottenuti è possibile concludere che, per impianti con SRT < 20 giorni (più correttamente per impianti con SRT_{aer} < 13 giorni), come la maggior parte degli ID con configurazione denitro-nitro, ad eccezione di quelli ad aerazione prolungata o estensiva caratterizzati da SRT tra i 20 e i 30 giorni [8], è quindi necessaria la massima cautela prima di realizzare sistemi per il recupero termico in fognatura. Occorre valutare sul caso specifico i potenziali effetti del calo termico delle acque reflue sul processo di nitrificazione. Se tali effetti risultassero significativi, come nel caso tipico studiato, è possibile valutare interventi che determinino un incremento del tempo di residenza cellulare in fase aerobica. Tale incremento può essere ottenuto in vari modi, ad esempio incrementando i volumi di aerazione tramite realizzazione di nuove vasche di processo o ampliando la volumetria di quelle esistenti. In alternativa, a parità di volume totale delle vasche di trattamento, è possibile prevedere un accrescimento dei volumi di trattamento aerobico a spese di quelli riservati alla fase di trattamento anossica. Tale modifica richiede però una attenta valutazione degli effetti su tutto il processo depurativo. Un altro modo per aumentare i tempi di residenza cellulare, senza intervenire sulle volumetrie delle vasche consiste nell'incrementare la concentrazione di biomassa nelle vasche stesse, riducendo la portata dei fanghi di supero. Anche questa opzione richiede però una attenta valutazione preliminare, perché comporta il rischio di un sensibile peggioramento della sedimentabilità dei fanghi ed un sovraccarico dei sedimentatori secondari, con possibile tracimazione di fango biologico durante le giornate di pioggia, in cui la portata dello scarico è significativamente più elevata.

2.1.5.6 Recupero termico a valle dell'impianto di depurazione

In analogia con quanto fatto per il recupero di calore in fognatura, è stato valutato il potenziale di recupero di energia termica a valle dell'ID, sempre a partire dalla formula riportata al paragrafo 2.1.5.2. Per tale valutazione si considera la stessa portata media in tempo secco di circa 65 m³/h ed una temperatura media dei reflui nel periodo ottobre-aprile diversa per i quattro casi considerati, in coerenza con i valori calcolati e riportati nelle Figura 22-24. Si ricorda che i casi 1 e 2 sono caratterizzati da una lunghezza del collettore di 1 Km rispettivamente in assenza o presenza di recupero termico in fognatura e i casi 3 e 4 sono caratterizzati da una lunghezza del collettore di 10 Km rispettivamente in assenza o presenza di recupero termico in fognatura. Si è ipotizzato di inserire un impianto per il recupero del calore dalle acque reflue composto da uno scambiatore di calore accoppiato ad una pompa di calore nel canale di scarico dell'ID tratto terminale della rete fognaria. Anche in questi casi l'ipotesi adottata per i confronti effettuati, è quella di alimentare con l'acqua calda a 60°C un sistema per il teleriscaldamento di quarta generazione.

Considerando un salto termico delle acque reflue ΔT_w pari a 5°C e considerando, cautelativamente, una differenza di temperatura di circa 2°C tra i due lati dello scambiatore di calore e una differenza di 5 °C tra ingresso e uscita dalla pompa di calore sul lato evaporatore, è possibile stimare per i quattro casi considerati le temperature minime in uscita dell'acqua riportate in Tabella 9. Nella stessa tabella sono riportati i valori di energia recuperabile dalle acque reflue, i COP della pompa di calore calcolati come descritto al paragrafo 2.1.5.2, l'energia elettrica richiesta per l'alimentazione delle pompe di calore e l'energia termica complessiva teoricamente disponibile per il teleriscaldamento.

Tabella 9 Potenziale recupero di energia termica a valle dell'impianto di depurazione in confronto con il recupero in fognatura

	Q _{Dep}	T _{reflui}	ΔT	Energia recuperabile	T _{in HP}	T _{out HP}	T _{utenza}	COP	Energia elettrica	Energia disponibile
	m ³ /s	°C	°C	MWh/anno	°C		°C		MWh/anno	MWh/anno
Fognatura	0,018	17,1	-5,0	3259	15,1	10,1	60,0	3,7	1221	4480
Caso 1	0,018	16,0	-5,0	3259	14,0	9,0	60,0	3,6	1258	4517
Caso 2	0,018	12,3	-5,0	3259	10,3	5,3	60,0	3,3	1388	4648
Caso 3	0,018	14,5	-5,0	3259	12,5	7,5	60,0	3,5	1310	4569
Caso 4	0,018	12,1	-5,0	3259	10,1	5,1	60,0	3,3	1395	4655

Tenendo in considerazione anche gli effetti, discussi al paragrafo 402.1.5.5, che il recupero di calore in fognatura determina sui processi depurativi, il caso studiato permette di trarre alcune conclusioni.

Qualora l'ID abbia un SRT maggiore di 20 giorni, non vi sono problemi particolari per l'ID e il recupero in fognatura è un'opzione valida che può essere considerata. Dalla Tabella 9 si vede che il recupero di calore in

fognatura, nello scenario considerato, comporterebbe un consumo di energia elettrica pari a 1.221 MWh/anno, corrispondenti a 305 TEP/anno, rendendo disponibile per il teleriscaldamento una energia termica pari a 4480 MWh/anno, equivalenti a circa 450.700 Nm³ di gas naturale e cioè 370 TEP/anno. In questo caso, sarebbe possibile realizzare un ulteriore recupero di calore a valle dell'impianto. Sempre facendo riferimento alla Tabella 9, il confronto tra i dati di temperatura in ingresso ed in uscita alla pompa di calore (T in HP e Tout HP), prendendo come riferimento la prima riga relativa al recupero in fognatura, si nota una diminuzione di circa 5°C della temperatura dei reflui all'uscita del depuratore nei casi Caso 2 e 4, rispettivamente relativi a un collettore di lunghezza di 1 o 10Km. Tale differenza si traduce in una riduzione del COP della pompa di calore stessa e, conseguentemente un incremento dell'energia elettrica richiesta di circa il 14%, fino al valore di 348 TEP/anno, a fronte di una energia termica resa disponibile per il teleriscaldamento pari a circa 398 TEP/anno.

Se considerato in alternativa al recupero di energia termica in fognatura, il recupero termico a valle dell'ID è da preferire per tutti gli impianti con SRT minore di 20 giorni, perché non richiede interventi di e le rese energetiche sono simili. Tale differenza modesta, come discusso al paragrafo 2.1.3 è inoltre controbilanciata dalla migliore qualità dell'acqua in uscita all'impianto di depurazione, che facilita la gestione dello scambiatore, non soggetto a processi di sporco/intasamento, e dalle minori variazioni di portata. In merito all'utilizzo dell'energia generata, occorre valutare attentamente quale sia la domanda di teleriscaldamento in prossimità dell'ID. In questo scenario, dal confronto tra i dati di temperatura in ingresso ed in uscita alla pompa di calore (i.e. T in HP e Tout HP), sempre prendendo come riferimento la prima riga relativa al recupero in fognatura, si nota una diminuzione di 1,1°C della temperatura dei reflui all'uscita dell'ID nel caso di collettore posizionato a 1 Km di distanza (Caso 1) e di 2,6 °C per 10 Km (Caso 3). Tale differenza si traduce in una riduzione del COP della pompa di calore stessa e, conseguentemente incremento dell'energia elettrica richiesta modesto, con una riduzione del 3% per il caso 1 e del 7% per il caso 3.

In ogni caso, se si considera la realizzazione di un sistema di recupero di energia termica presso l'ID, data la notevole disponibilità di superfici per l'installazione di pannelli fotovoltaici, una parte significativa dell'energia elettrica necessaria per l'alimentazione della pompa di calore potrebbe essere vantaggiosamente prodotta in loco.

2.1.1 Caso studio di recupero termico da acque reflue a valle dell'impianto di depurazione.

Nel presente studio è stato preso in considerazione il recupero di calore dalle acque reflue in uscita da un impianto di depurazione per il suo impiego, all'interno dello stesso impianto, nel trattamento di essiccamento dei fanghi prodotti. L'ottimizzazione nel trattamento dei fanghi di depurazione è un nodo cruciale per ridurre l'impatto ambientale ed economico che comporta la loro gestione. In tal senso l'essiccamento dei fanghi è oggi un trattamento che sta acquistando sempre maggiore importanza, al fine di ridurre i volumi dei fanghi prodotti, diminuendo quindi le spese per i relativi costi di smaltimento. Inoltre lo *step* di essiccamento è un prerequisito fondamentale per i fanghi che vengono inviati ad incenerimento: nei fanghi disidratati il tenore di secco è normalmente compreso tra il 18% ed il 27% e non è di solito sufficiente a raggiungere le condizioni minime di combustione. Per utilizzare il fango come combustibile, è dunque necessaria una fase di pre-essiccamento, che aumenta il tenore di secco fino all'80–90%, importante soprattutto quando i fanghi vengono conferiti in impianti per la loro valorizzazione termica in regime di co-combustione (con RSU o in cementifici).

Nella Figura 32 si riporta lo schema generale del caso di studio proposto¹. Le acque reflue cedono il proprio calore, mediante uno scambiatore di calore, al fluido termovettore freddo che si riscalda e costituisce la sorgente di energia per la pompa di calore (lato sorgente/evaporatore). La pompa di calore, grazie al lavoro del compressore, è in grado di restituire acqua ad una temperatura maggiore, idonea ad alimentare il circuito degli scambiatori di calore dell'essiccatore dei fanghi.

¹ Si ringraziano per la collaborazione le aziende che hanno fornito dati e supporto per l'esecuzione del presente studio. In particolare, l'azienda Huber Technology per quel che concerne il dimensionamento e i parametri operativi dello scambiatore di calore e dell'essiccatore a nastro. Per quel che concerne le pompe di calore si ringraziano le aziende: AerBologna srl, Chiapparelli Rappresentanze, Climarai srl, HiRef spa, Studio Associato di Ingegneria Carlo Piemonte, Teon srl.

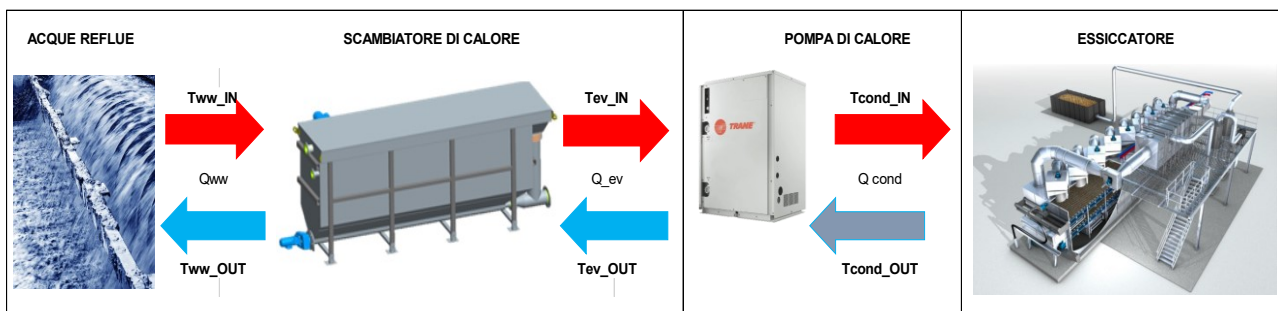


Figura 32 Schema generale del caso di studio proposto

2.1.1.1 L’impianto di depurazione

L’ID nel quale lo studio è stato condotto si trova in Regione Lombardia e ha una potenzialità pari a 90.000 AE. La linea di trattamento acque riceve sia scarichi civili che industriali ed è costituita da una sedimentazione primaria, da un processo biologico e da una sedimentazione secondaria. I fanghi di supero del processo biologico vengono pompate al sedimentatore primario e da qui i fanghi prodotti vengono inviati al trattamento in linea fanghi. Quest’ultima è costituita da una fase di ispessimento seguita da una digestione anaerobica, da un post ispessimento e da una disidratazione mediante nastropressa.

Attualmente i fanghi generati dall’impianto, una volta disidratati, vengono inviati tal quali ad incenerimento in un impianto extra aziendale e con un costo di smaltimento pari a circa 190 euro/t.

Nel 2020 la produzione annuale di fanghi di depurazione dell’impianto è stata pari a circa 4.350 t, con un tenore di secco medio del 21%. L’inserimento di un trattamento di essiccamento termico consentirebbe quindi al gestore di ottenere una riduzione nel quantitativo di fanghi prodotti e dei relativi costi di smaltimento.

Questo studio prende in considerazione due scenari diversi:

1. Prevedere una unità di essiccamento per il trattamento dei fanghi prodotti dall’impianto;
2. Prevedere una unità di essiccamento che tratti non solo i fanghi prodotti dall’impianto ma anche quelli prodotti negli impianti limitrofi, fino ad arrivare ad una potenzialità di trattamento pari a 40.000 t annue (con un tenore di secco medio del 22%). L’area a disposizione nell’impianto di trattamento è infatti tale da poter realizzare un impianto di trattamento centralizzato, atto a ricevere anche i fanghi provenienti da impianti limitrofi.

La stima dell’energia termica potenzialmente recuperabile dalle acque reflue viene fatta a partire dai dati di portata e temperatura delle acque reflue. L’andamento della portata e della temperatura delle acque reflue in uscita dall’impianto, per l’anno 2020, viene riportato nei grafici di Figura 33 e di Figura 34.

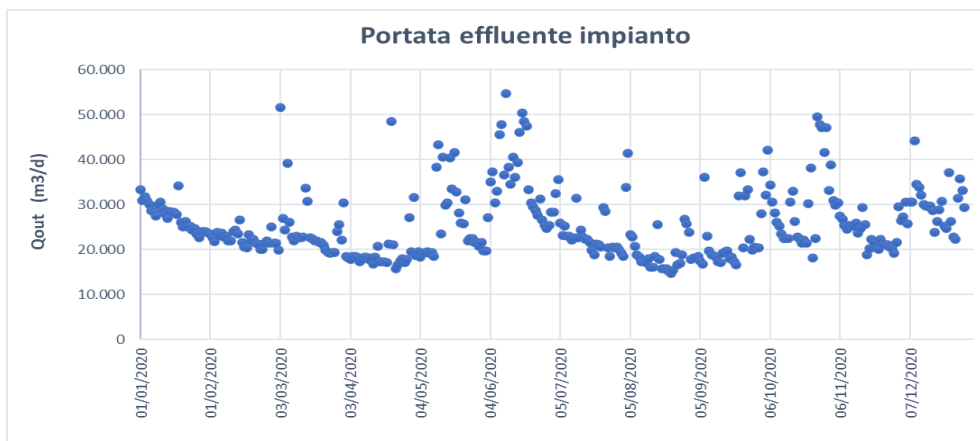


Figura 33 Andamento della portata in uscita dall’impianto nel corso del 2020

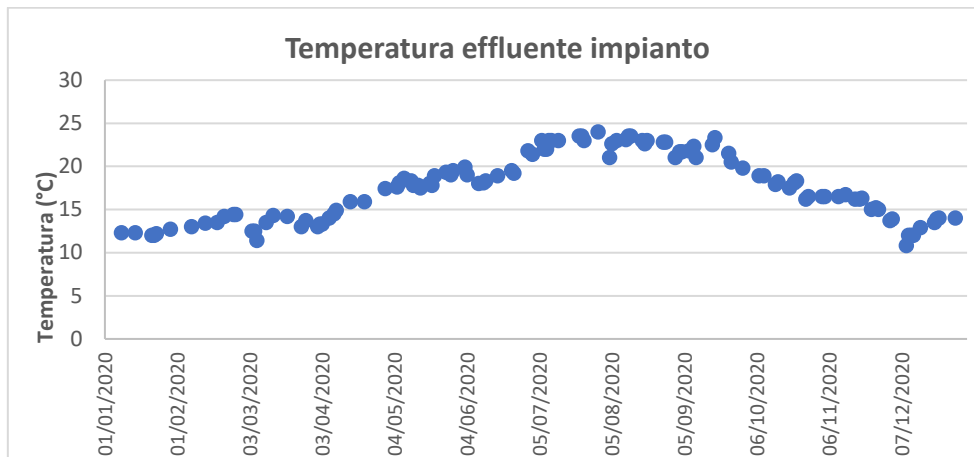


Figura 34 Andamento della temperatura delle acque reflue in uscita dall'impianto nel corso del 2020

Dai grafici si può vedere come la portata media giornaliera oscilli tra un minimo di 14.629 m³/d (raggiunto nel mese di agosto) e un massimo di 62.525 m³/d (raggiunto nel mese di ottobre) mentre la temperatura media giornaliera sia compresa tra i 10.8°C (raggiunti nel mese di dicembre) e i 24.0°C (raggiunti nel mese di luglio). La temperatura media mensile è invece riportata, per ciascun mese, nella tabella sottostante.

Tabella 10 Temperatura media mensile delle acque reflue in uscita dall'impianto rilevata nel corso del 2020

Mese	gen	feb	mar	apr	mag	giu	lug	ago	set	ott	nov	dic	Media
Temperatura [°C]	12,3	13,8	13,1	14,7	18,3	19,2	22,9	22,8	21,6	17,8	16,0	13,0	17,1
Portata media (m3/d)	27448	22399	24529	19386	26357	34994	23741	20004	21378	30192	24678	29386	25402

Partendo dalla portata e dalla temperatura, possiamo calcolare il potenziale termico delle acque reflue: ipotizzando un salto termico massimo di 5 °C e considerando la portata minima di 14.600 m³/d, l'energia termica ricavabile annualmente dalle acque reflue risulta pari a 30.982 MWh (potenza media di 3,537 MW).

2.1.1.2 Lo scambiatore di calore

Lo scambiatore di calore individuato per questa applicazione (RoWin della Huber Technology) è idoneo all'utilizzo su acque reflue allo scarico poiché è dotato di un sistema di autopulizia, studiato per minimizzare la perdita di efficienza che nel tempo viene provocata dalla crescita di un biofilm sulle pareti tubolari su cui avviene lo scambio termico.

Lo scambiatore è costituito da una struttura in acciaio inox al cui interno sono disposti i moduli tubolari, anch'essi costituiti in acciaio inox al fine di ottenere la massima efficienza di trasferimento del calore; è equipaggiato con un carrello con trasmissione a catena che pulisce completamente i moduli dello scambiatore di calore durante il suo movimento. Viene inoltre installata una soffiante per la generazione forzata di bolle al fine di produrre turbolenza in grado di garantire il trasferimento ottimale del calore sul modulo scambiatore.

Nel caso preso in esame lo scambiatore può essere installato in canale (Figura 35) e non richiede l'utilizzo di pompe, in quanto il flusso dell'acqua di scarico attraversa per gravità i moduli dello scambiatore. Il refluo che passa attraverso lo scambiatore cede il suo calore al fluido termovettore freddo (acqua) che si riscalda e costituisce la sorgente di energia per la pompa di calore.

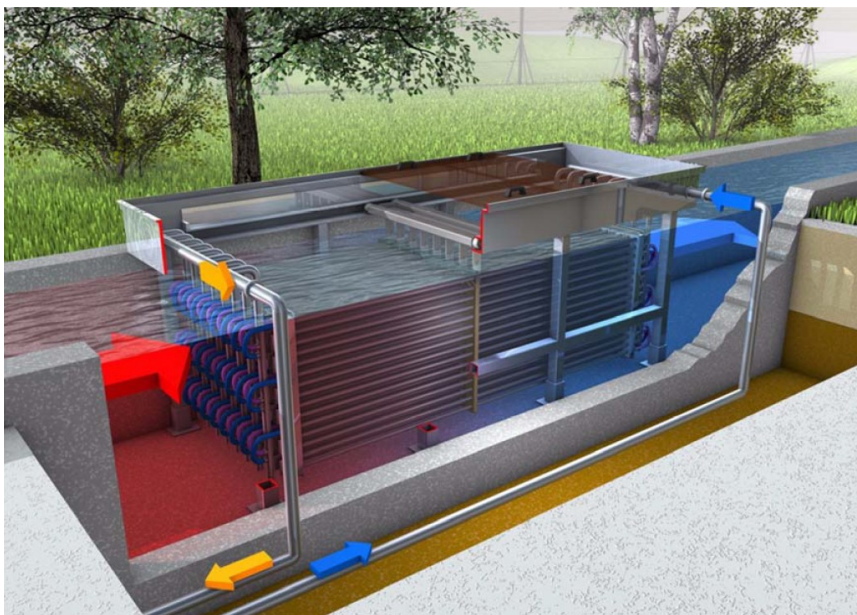


Figura 35 Scambiatore di calore RoWin installato in canale [22]

Per tale motivo lo scambiatore e la pompa di calore possono essere considerati come un sistema che lavora in modo simbiotico e il cui dimensionamento è stato portato avanti parallelamente.

Lo scambiatore ha una potenza installata pari a 0.25 kW mentre la soffiante che genera turbolenza ha una potenza installata pari a 2.2 kW.

2.1.1.3 L'impianto di essiccamento termico

L'essiccamento termico a nastro è una tecnologia di essiccamento di tipo convettivo, basata su di uno scambio di calore diretto tra i fanghi da essiccare ed il fluido termico, rappresentato dall'aria riscaldata tramite opportuni scambiatori di calore acqua-aria. Tra le varie tipologie di essiccamento termico, quella su nastro consente di utilizzare fonti di calore a temperature relativamente basse comprese tra 70 °C e 145 °C; nel caso di studio in esame la fonte di calore è costituita dall'acqua generata dalla pompa di calore ad una temperatura compresa tra i 70 °C e gli 80 °C.

Nell'immagine in Figura 36 possiamo vedere il modello di essiccatore preso in esame (essiccatore a nastro BT della Huber Technology). Ogni segmento dell'essiccatore è dotato di uno scambiatore di calore.

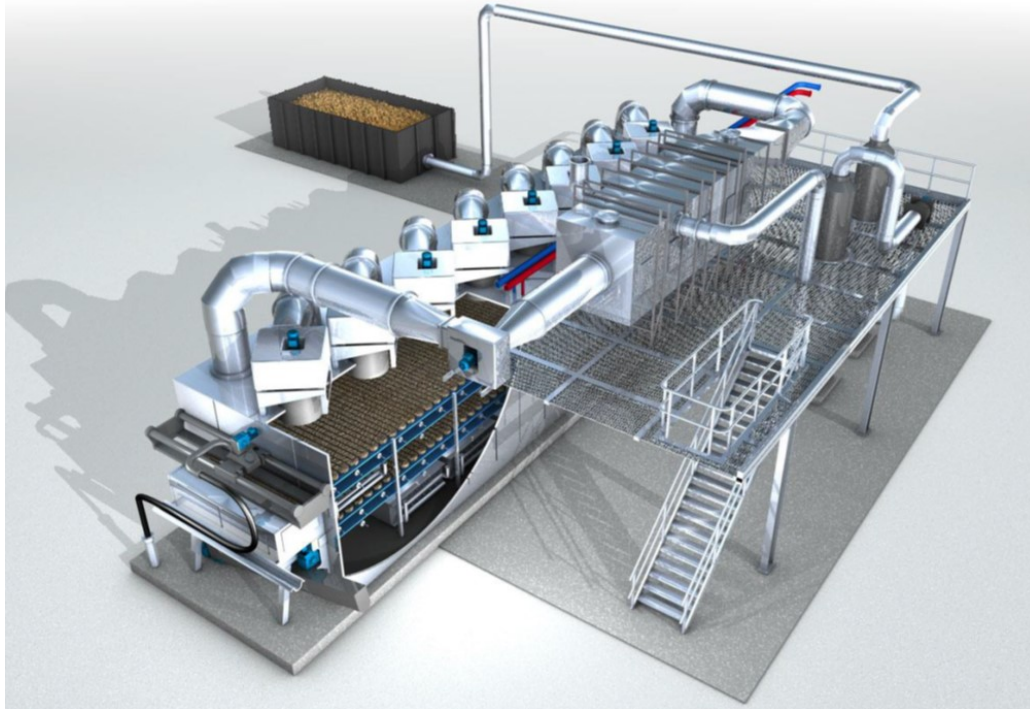


Figura 36 Essiccatore a nastro [23]

Dalla vasca di accumulo il fango viene pompato ad un pellettizzatore il cui fine è quello di creare uno strato omogeneo di fango sul nastro dell'essiccatore; in questo modo il fango rimane permeabile dall'aria calda utilizzata per l'essiccamento e al tempo stesso si evita la formazione di polveri. Il fango viene quindi movimentato da due nastri trasportatori posti in sequenza e collocati l'uno al di sotto dell'altro; alla fine del suo percorso il fango risulterà essiccato e avrà un tenore in secco che può essere regolato tra il 70% e il 90%. Il trasferimento di calore avviene attraverso scambiatori di calore installati al di sotto di ogni segmento del nastro inferiore; essi riscaldano l'aria che attraversa lo strato di fango posto sul nastro inferiore e, successivamente, sul nastro superiore. Ogni segmento dell'essiccatore è equipaggiato con dei ventilatori installati al di sopra del nastro superiore, che muovono l'aria attraverso l'essiccatore.

Una volta scelta la tipologia di essiccatore, è stato valutato il fabbisogno energetico necessario per essiccare i fanghi ed è stato determinato il numero e la taglia degli essiccatori necessari a tal fine. Si ricorda che lo studio prende in considerazione due scenari:

- Scenario 1: il fabbisogno energetico per essiccare il quantitativo di fanghi prodotto dall'impianto pari a 4.350 t, da un contenuto di sostanza secca del 21% fino ad arrivare un contenuto di sostanza secca pari al 90%
- Scenario 2: il fabbisogno energetico per essiccare un quantitativo di fanghi pari a 40.000 t, da un contenuto di sostanza secca del 22% fino ad arrivare ad un contenuto di sostanza secca pari al 90%

Tale fabbisogno può essere quantificato calcolando l'energia termica necessaria per far evaporare il contenuto di acqua associato alla variazione di sostanza secca voluta e per il quantitativo di fanghi considerato.

Infine per ciascuno dei due scenari, sono stati considerati due casi:

- Caso A: l'alimentazione degli scambiatori dell'essiccatore con acqua a 70°C
- Caso B: l'alimentazione degli scambiatori dell'essiccatore con acqua a 80°C

Come mostrato in Tabella 11,

- Nello scenario 1, considerando un esercizio dell'essiccatore di 7.200 ore/anno, la potenza termica da fornire è pari a 394 kW ed è necessario installare:
 - un essiccatore BT12 nel caso in cui l'acqua alimentata all'essiccatore sarà a temperatura pari a 70°C (caso 1A)
 - un essiccatore BT10 nel caso in cui l'acqua alimentata sarà di 80°C (caso 1B)

- Nello scenario 2, considerando un esercizio dell'essiccatore di 8.000 ore/anno, la potenza termica necessaria ad essiccare i fanghi sarà pari a 3.204 kW e sarà necessario prevedere:
 - 4 essiccatori taglia BT18 nel caso di fornitura di acqua calda a 70°C (caso 2A)
 - 3 essiccatori taglia BT18 nel caso di fornitura di acqua calda ad 80°C (caso 2B)

Tabella 11 Potenza termica richiesta per l'essiccamento dei fanghi di depurazione e dimensionamento delle stazioni di essiccamento

		CASI DI STUDIO			
		1A	1B	2A	2B
Quantità annua di fango disidratato	t/anno	4.350	4.350	40.000	40.000
Funzionamento annuo	h/anno	7.200	7.200	8.000	8.000
Portata fango disidratato alimentato	Kg/h	604	604	5.000	5.000
Secco del fango in ingresso essiccatore	%	21	21	22	22
Secco del fango in uscita essiccatore	%	90	90	90	90
Capacità evaporativa oraria	Kg H ₂ O/h	463	463	3.778	3.778
Quantità oraria di fango essiccato prodotto	Kg/h	141	141	1.222	1.222
Quantità annua di fango essiccato prodotto	t/anno	1.015	1.015	9.778	9.778
Essiccatore					
Modello essiccatore		BT12	BT10	BT18	BT18
Numero di essiccatori		1	1	4	3
Energia termica					
Temperatura di mandata acqua scambiatori	°C	70	80	70	80
Temperatura di ritorno acqua scambiatori	°C	60	70	60	70
Portata di acqua calda	m ³ /h	34	34	276	275
Consumo termico specifico	kWh/kg H ₂ O _{ev}	0,850	0,850	0,849	0,848
Consumo energia termica essiccamento	kWh/h	394	394	3.207	3.204
Energia elettrica					
Consumo elettrico specifico	kWh/kg H ₂ O _{ev}	0,139	0,124	0,109	0,086
Consumo elettrico	kWh/h	64	57	411	327
Altro					
Acqua di servizio	m ³ /h	0,5	0,5	2,0	2,0
Aria di processo e estratta	m ³ /h	10.500	9.500	88.000	71.000
Temperatura aria di processo e estratta	°C	<40°C	<40°C	<40°C	<40°C

2.1.1.4 Le pompe di calore ad alta temperatura

In questo studio sono state selezionate pompe di calore acqua-acqua in grado di fornire acqua ad alta temperatura (>70°C) idonea ad alimentare gli scambiatori di calore dell'essiccatore.

Sono state inoltre prese in considerazione principalmente pompe di calore che lavorano con refrigerante R1234ze, gas refrigerante di quarta generazione che presenta valori di GWP (Global Warming Potential) estremamente bassi e non è ozono-lesivo. Si presentano di seguito le pompe di calore in commercio che sono state considerate:

1. Nella Figura 37 possiamo vedere il modello di pompa 61XWHZE della **Carrier**, dotata di compressore a vite e in grado di coprire una potenza termica nominale che va dai 300 kW ai 1570 kW. Il gas refrigerante utilizzato è il R1234ze. Dalle curve in Figura 38 possiamo notare come la generazione di acqua calda a 70°C necessita di una temperatura dell'acqua in uscita dal lato evaporatore almeno pari a 0°C mentre per la generazione di acqua a 80°C la temperatura in uscita dal lato evaporatore deve essere almeno pari a 10°C. Questo fa sì che, per il caso di studio in esame, tale tipologia di pompa non possa risultare competitiva per la fornitura di acqua calda a 80°C.

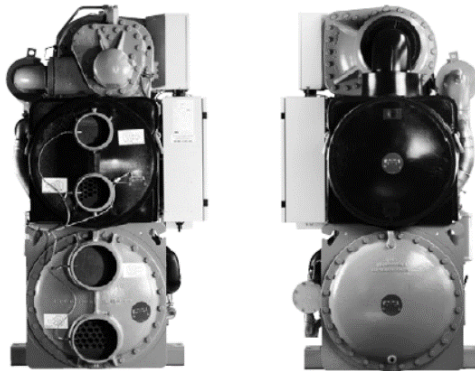


Figura 37 Pompa di calore Carrier modello 61XWHZE [24]

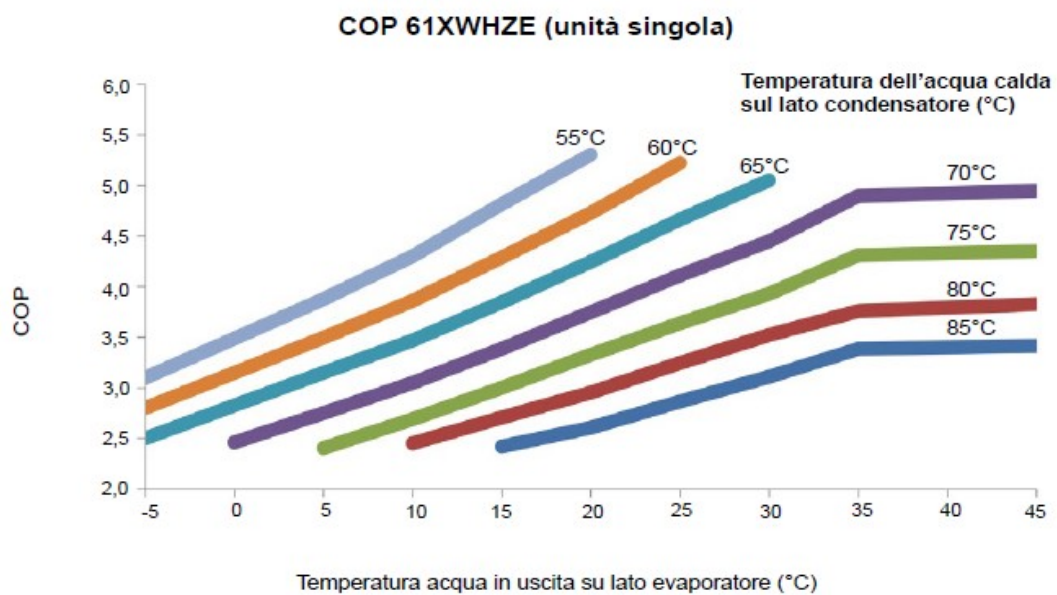


Figura 38 Andamento del COP al variare della temperatura in uscita lato evaporatore (sorgente) e della temperatura di acqua calda in uscita su lato condensatore (ingresso utenza) [24]

2. Nella Figura 39 possiamo vedere la pompa di calore **Hiref modello KVW**, dotata di compressore a vite bi-stadio. La gamma di queste pompe copre il range di potenza che va da 400 kW a 2.000 kW termici ed è in grado di fornire acqua ad una temperatura di 85°C con una temperatura sul lato sorgente fino a 4°C. Anche in questo caso il fluido refrigerante considerato è il R1234ze.

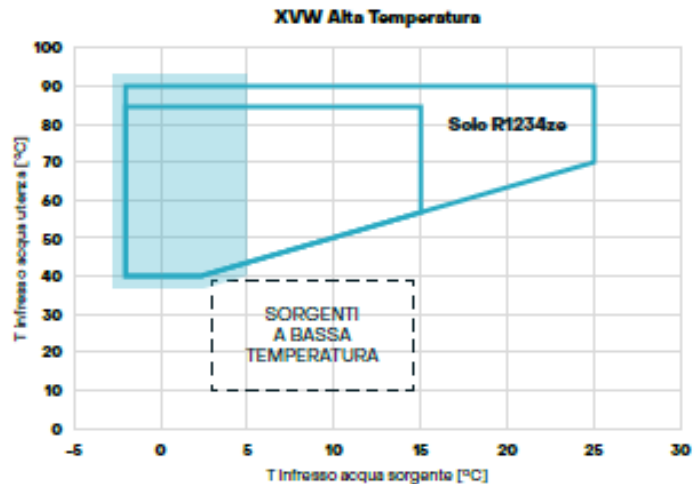


Figura 39 a) Pompa di calore Hired modello KVV b) Campo di lavoro della pompa al variare della temperatura di ingresso al lato evaporatore (sorgente) e della temperatura di acqua calda in ingresso all'utenza (uscita condensatore) [25]

- Per il caso 1A e 1B, che prevede la potenza termica pari a 394 kW, la **Aermec** propone invece una soluzione costituita dall'impiego di due macchine in serie: alla prima, costituita dal modello NXW produce acqua calda a 45°C, viene abbinata ad una seconda, modello WWB per la produzione di acqua a 70°C e a 80°C. Queste pompe lavorano con fluido refrigerante R134a.

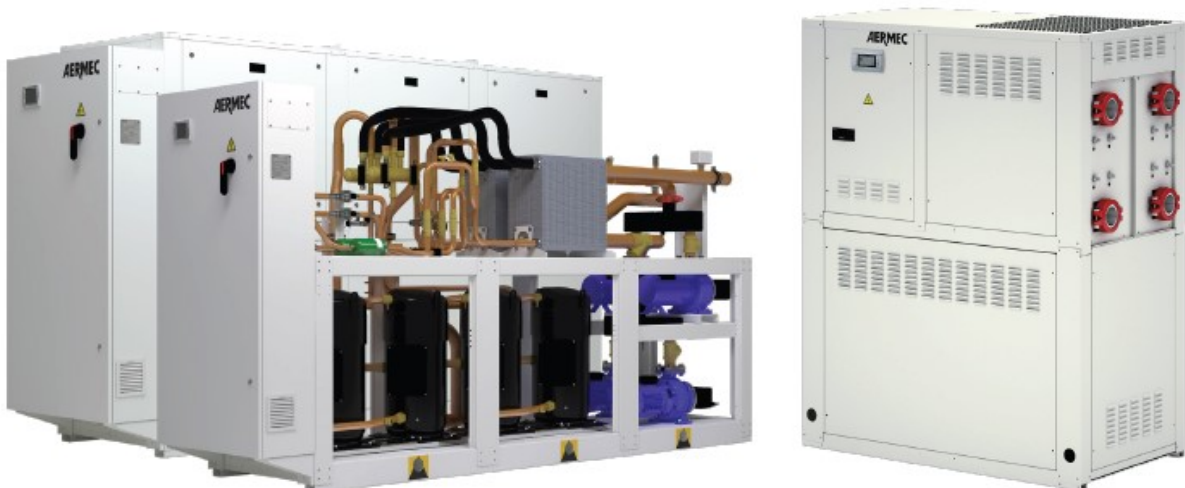


Figura 40 Pompa di calore Aermec modello NXW (a sinistra) e modello WWB (a destra) [26]

La configurazione in serie viene schematizzata in Figura 41.

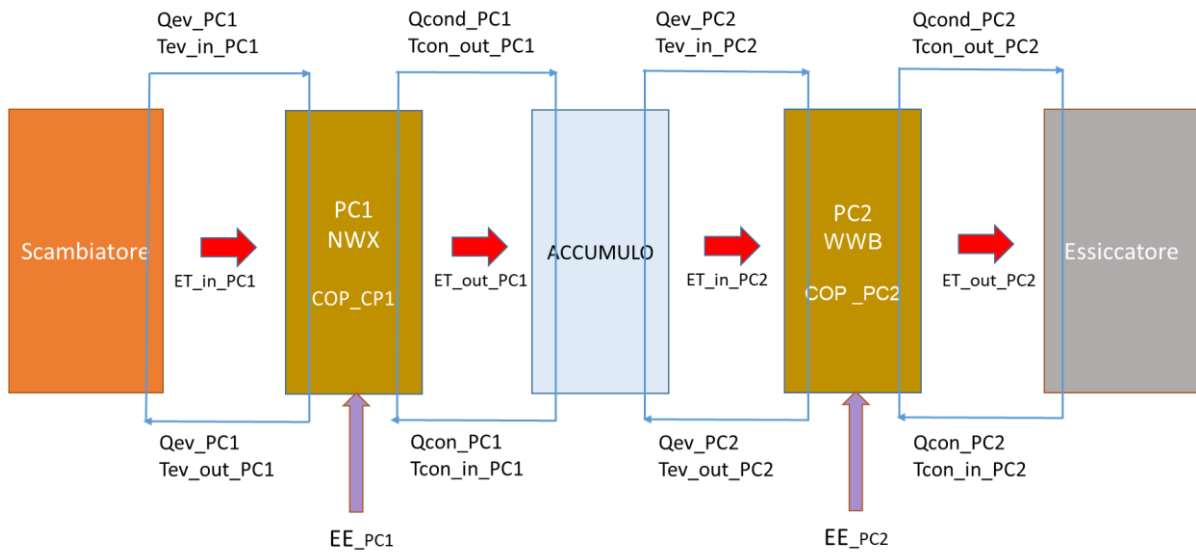


Figura 41 Schema di lavoro di due pompe di calore in serie

- La pompa di calore Sabroe (Johnson Controls) modello DualPAC è una pompa di calore che utilizza ammoniaca come refrigerante (R717).

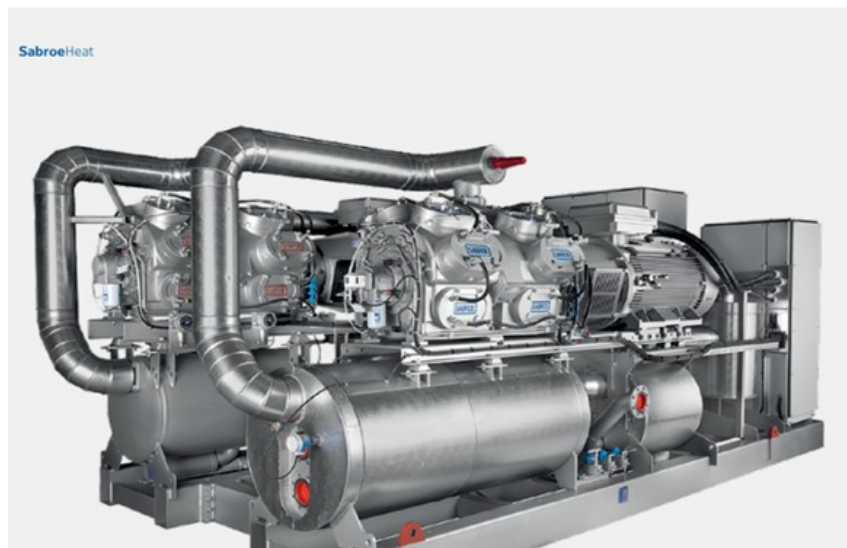


Figura 42 Pompa di calore Sabroe DualPAC [27]

- La pompa di calore centrifuga bistadio **Friotherm** modello UNITOP è in grado di fornire all'utenza acqua calda fino a 90°C (Figura 43). Queste pompe coprono una potenza termica che va dai 3 MW quindi non possono essere prese in considerazione per il caso 1A e il caso 1B del presente studio. In questo caso il refrigerante è ancora l'R1234ze.

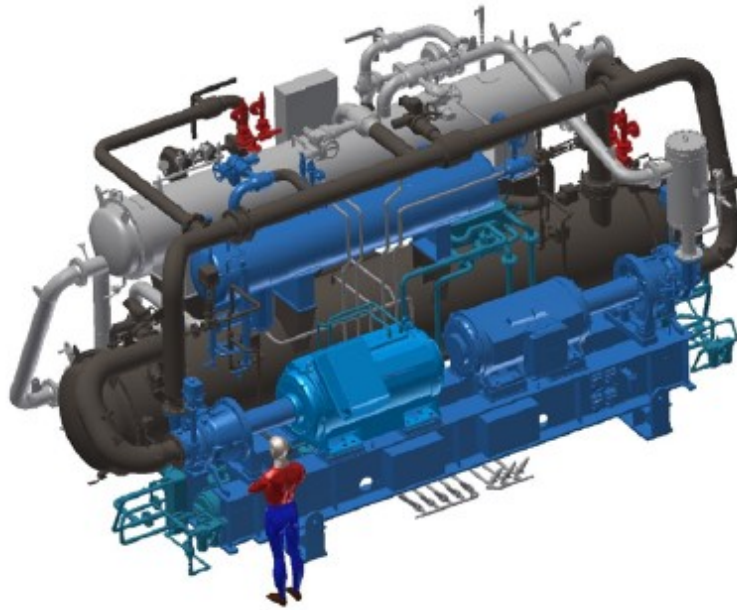


Figura 43 Pompa di calore Friotherm modello UNITOP 28/22CY [28]

6. La pompa di calore **Teon** modello Tina è in grado di fornire acqua calda fino a 80°C. Il ciclo termodinamico viene realizzato attraverso scambiatori di calore a piastre saldobrasate in acciaio inox AISI316 con scambio termico in controcorrente e connessioni in acciaio inox AISI304. Il compressore è di tipo alternativo semi-ermetico ad alta efficienza energetica, ottimizzato per lavorare con refrigerante R600a.

2.1.1.5 Condizioni di esercizio e scelta delle pompe di calore

Nella Tabella 12 vengono riepilogate le temperature medie annuali di esercizio all'evaporatore e al condensatore e, per ciascuna pompa di calore, viene mostrato il relativo COP di lavoro in queste condizioni. Come assunzione, all'evaporatore viene sempre stabilito un salto termico pari a 5°C mentre al condensatore viene sempre considerato un salto termico pari a 10°C. Si ricorda che il caso 1 è relativo alla richiesta di potenza termica pari a 394 kW (3.450 t/anno di fanghi trattati in essiccatore) mentre lo scenario 2 è relativo alla richiesta termica di circa 3.200 kW (40.000 t/anno di fanghi trattati in essiccatore).

Tabella 12 Temperature medie annuali di lavoro della pompa di calore nel circuito dell'evaporatore e nel circuito del condensatore

	Potenza termica richiesta	Tev_in	Tev_out	Tcond_in	Tcond_out
	kW	°C	°C	°C	°C
CASO 1 A	394	15,1	10,1	60	70
CASO 1 B	394	15,4	10,4	70	80
CASO 2 A	3207	12,6	7,6	60	70
CASO 2 B	3204	13,1	8,1	70	80

Tabella 13 Parametri operativi delle pompe di calore (da schede tecniche fornite dai produttori)

	Modello	COP	Potenza termica resa	Potenza elettrica assorbita
			kW	kW
Carrier				
CASO 1 A	61XWH-05ZE	3,1	388	125
CASO 2 A	61XWHL15ZE	2,9	3207	1233
Sabroe				
CASO 1 A	DualPAC 24 W	3,15	394	125
CASO 1 B	DualPAC 704 W	2,80	394	140
Aermec				
CASO 1 A	NXW+WWB	2,68	394	147
CASO 1 B	NXW+WWB	2,56	394	154
Hiref				
CASO 1 A	KVW0421K	3,05	394	129
CASO 1 B	KVW0421K	2,63	394	150
CASO 2 A	KVW0901K	2,89	3150	1.090
CASO 2 B	KVW0901K	2,57	3175	1.235
Friotherm				
CASO 2 A	UNITOP 28/22CY-61009U	2,86	3.200	1.296
CASO 2 B	UNITOP 28/22CY-61009U	2,66	3.200	1.147
Teon				
CASO 1 A	TINA 250 + TINA 60	3,63	394	109
CASO 2 B	TINA 250 + TINA 60	3,07	394	126

Le pompe adatte a soddisfare le condizioni dello scenario 1 sono in un range di prezzo che va dai 100.000 euro ai 280.000 euro mentre per lo scenario 2 il range di prezzo va dai 800.000 ai 2.900.000 euro. In particolare per lo scenario 2, le pompe Friotherm, dotate di compressore centrifugo bistadio, hanno una durevolezza decisamente maggiore seppur a fronte di un investimento maggiore e sono state già utilizzate in alcune applicazioni di teleriscaldamento che sfrutta le acque reflue come sorgente di calore.

Per le pompe di calore selezionate, nelle tabelle successive, si riporta il dettaglio delle simulazioni dell'andamento delle temperature in entrata e uscita dallo scambiatore di calore e il variare del COP e della potenza elettrica assorbita al variare della temperatura nel circuito lato evaporatore.

Come indicato nel paragrafo 2.1.5.2 il coefficiente di prestazione (COP) della pompa di calore può essere valutato utilizzando la formula:

$$COP = CF \frac{(273 + T_{condensatore})}{(T_{condensatore} - T_{evaporatore})}$$

In cui il rendimento termodinamico di un ciclo di Carnot ideale è moltiplicato per il fattore CF per tenere conto di tutti gli elementi di inefficienza delle macchine reali. Dati i punti di COP forniti dall'azienda, è possibile calcolare il CF per ciascuna pompa di calore e stimare quindi i valori di COP per le temperature di esercizio di interesse.

Tabella 14 Andamento delle temperature e del COP nel caso 1A

CASO 1°											
	Potenza termica	Tw _w _IN	Tw _w _OUT	Te _v _IN	Te _v _OUT	Q _{ev}	COP	Potenza elettrica	Anno 2020		EE
	kW	°C	°C	°C	°C	m ³ /h		kWe	h/mese	d/mese	kWhe
gennaio	394	12,3	10,9	10,4	5,4	45,6	3,31	119	610	31	72.610
febbraio	394	13,8	12,4	11,8	6,8	46,3	3,38	116	570	29	66.379
marzo	394	13,1	11,7	11,2	6,2	46,0	3,35	118	610	31	71.711
aprile	394	14,7	13,3	12,7	7,7	46,7	3,43	115	590	30	67.729
maggio	394	18,3	16,8	16,2	11,2	48,2	3,70	107	610	31	64.994
giugno	394	19,2	17,7	17,1	12,1	48,6	3,76	105	590	30	61.900
luglio	394	22,9	21,4	20,7	15,7	49,9	4,02	98	610	31	59.811
agosto	394	22,6	21,1	20,4	15,4	49,8	4,00	99	610	31	60.141
settembre	394	21,6	20,1	19,4	14,4	49,4	3,92	100	590	30	59.235
ottobre	394	17,9	16,4	15,8	10,8	48,0	3,67	107	610	31	65.436
novembre	394	16,0	14,6	14,0	9,0	47,3	3,56	111	590	30	65.215
dicembre	394	13,1	11,7	11,2	6,2	46,0	3,35	118	610	31	71.711
media		17,1	15,7	15,1	10,1	47,6	3,63	109			
totale									7.200		786.871

Tabella 15 Andamento delle temperature e del COP nel caso 1B

CASO 1B											
	Potenza termica	Tw _w _IN	Tw _w _OUT	Te _v _IN	Te _v _OUT	Q _{ev}	COP	Potenza elettrica	Anno 2020		EE
	kW	°C	°C	°C	°C	m ³ /h		kWe	h/mese	d/mese	kWhe
gennaio	394	12,3	11,1	10,8	5,8	40,4	2,82	140	610	31	85.304
febbraio	394	13,8	12,6	12,2	7,2	41,2	2,88	137	570	29	77.972
marzo	394	13,1	11,9	11,6	6,6	40,8	2,85	138	610	31	84.241
aprile	394	14,7	13,4	13,1	8,1	41,7	2,92	135	590	30	79.551
maggio	394	18,3	17,0	16,6	11,6	43,3	3,15	125	610	31	76.326
giugno	394	19,2	17,9	17,4	12,4	43,8	3,19	123	590	30	72.812
luglio	394	22,9	21,5	21,0	16,0	45,3	3,41	116	610	31	70.522
agosto	394	22,6	21,2	20,7	15,7	45,2	3,39	116	610	31	70.913
settembre	394	21,6	20,2	19,8	14,8	44,8	3,33	118	590	30	69.725
ottobre	394	17,9	16,6	16,2	11,2	43,1	3,13	126	610	31	76.849
novembre	394	16,0	14,7	14,3	9,3	42,3	3,03	130	590	30	76.731
dicembre	394	13,1	11,9	11,6	6,6	40,8	2,85	138	610	31	84.241
media		17,1	15,8	15,4	10,4	42,72					925.189
totale									7.200		

Tabella 16 Andamento delle temperature e del COP nel caso 2A

CASO 2A											
	Potenza termica	Tww_IN	Tww_OUT	Tev_IN	Tev_OUT	Q_ev	COP	Potenza elettrica	Anno 2020		EE
	kW	°C	°C	°C	°C	m3/h		kWe	h/mese	d/mese	kWhe
gennaio	3.207	12,3	9,8	8,0	3,0	361	2,69	1.191	678	31	807.353
febbraio	3.207	13,8	11,2	9,4	4,4	367	2,75	1.166	634	29	739.221
marzo	3.207	13,1	10,6	8,7	3,7	364	2,72	1.178	678	31	798.137
aprile	3.207	14,7	12,1	10,2	5,2	368	2,78	1.152	656	30	755.196
maggio	3.207	18,3	15,6	13,7	8,7	384	2,94	1.090	678	31	738.558
giugno	3.207	19,2	16,5	14,5	9,5	387	2,98	1.075	656	30	704.695
luglio	3.207	22,9	20,1	18,1	13,1	398	3,17	1.011	678	31	685.314
agosto	3.207	22,6	19,8	17,8	12,8	397	3,15	1.017	678	31	688.796
settembre	3.207	21,6	18,9	16,8	11,8	395	3,10	1.034	656	30	677.840
ottobre	3.207	17,9	15,2	13,3	8,3	382	2,92	1.097	678	31	743.137
novembre	3.207	16,0	13,4	11,5	6,5	376	2,84	1.129	656	30	740.327
dicembre	3.207	13,1	10,6	8,7	3,7	364	2,72	1.178	678	31	798.137
media		17,1	14,5	12,6	7,6	378,6	2,89				
totale									8.000		8.876.709

Tabella 17 Andamento delle temperature e del COP nel caso 2B

CASO 2B											
	Potenza termica	Tww_IN	Tww_OUT	Tev_IN	Tev_OUT	Q_ev	COP	Potenza elettrica	Anno 2020		EE
	kW	°C	°C	°C	°C	m3/h		kWe	h/mese	d/mese	kWhe
gennaio	3.207	12,3	10,1	8,6	3,6	317	2,42	1.327	678	31	898.874
febbraio	3.207	13,8	11,5	10,0	5,0	325	2,46	1.302	634	29	825.560
marzo	3.207	13,1	10,9	9,3	4,3	321	2,44	1.314	678	31	890.111
aprile	3.207	14,7	12,4	10,8	5,8	328	2,49	1.288	656	30	844.366
maggio	3.207	18,3	15,9	14,2	9,2	343	2,61	1.229	678	31	832.483
giugno	3.207	19,2	16,8	15,1	10,1	347	2,64	1.214	656	30	795.978
luglio	3.207	22,9	20,4	18,6	13,6	360	2,78	1.153	678	31	781.007
agosto	3.207	22,6	20,1	18,3	13,3	359	2,77	1.158	678	31	784.328
settembre	3.207	21,6	19,1	17,3	12,3	355	2,73	1.174	656	30	769.889
ottobre	3.207	17,9	15,5	13,8	8,8	341	2,59	1.235	678	31	836.934
novembre	3.207	16,0	13,7	12,0	7,0	334	2,53	1.266	656	30	830.400
dicembre	3.207	13,1	10,9	9,3	4,3	321	2,44	1.314	678	31	890.111
media		17,1	14,8	13,1	8,1	337,5	2,57				
totale									8.000		9.980.040

Grazie alle simulazioni riportate nelle tabelle precedenti, per ciascun caso di studio si può stimare l'energia elettrica consumata annualmente dalla pompa di calore, dall'essiccatore e dalle altre utenze.

Tabella 18 Consumo elettrico nei diversi scenari con recupero di calore

	Pompa di calore	Essiccatore	RoWin	Pompa ricircolo	Totale EE	TEP
	kWh/anno	kWh/anno	kWh/anno	kWh/anno	kWh/anno	
Caso 1 A	786.871	463.565	17.640	35.856	1.303.932	333
Caso 1 B	925.189	413.540	17.640	32.184	1.388.553	354
CASO 2 A	8.876.709	3.294.222	78.400	316.560	12.565.891	2.890
CASO 2 B	9.980.040	2.599.111	70.560	282.160	12.931.871	2.974

Gli scenari considerati vengono messi a confronto con il caso in cui la fornitura di acqua calda a servizio degli scambiatori di calore non venga effettuata mediante pompa di calore ma venga utilizzata una caldaia a gas con fornitura di acqua calda a 80°C.

Tabella 19 Consumo di metano e di energia elettrica nel caso di fornitura di acqua calda a 80°C mediante caldaia

	Fabbisogno energetico essiccatore	Efficienza caldaia	Fornitura di energia termica	PCI Metano	Consumo di metano	Consumo EE Essiccatore	Consumo EE Caldaia	Consumo EE totale	TEP
	kWh/anno	%	kWh/anno	kWh/Sm3	Sm3/anno	kWh/anno	kWh/anno	kWh/anno	
Caso 1	2.836.800	98.8	2.871.255	10,69	268.593	413.540	36.000	449.540	340
Caso 2	25.632.000	97.2	26.370.370	10,69	2.466.826	2.599.111	145.760	2.744.871	2.807

Secondo quanto stabilito nella Gazzetta Ufficiale [29], per il calcolo dei TEP sono stati considerati 0,82 tep/1000 Nm3 di metano e 0,23 tep/MWh.

Dal confronto delle tabelle è possibile vedere che, in termini di tonnellate equivalenti di petrolio, non vi siano significative differenze tra il sistema proposto per la generazione di energia termica e il tradizionale sistema che utilizza una caldaia a gas metano.

2.1.1.6 Valutazione della fattibilità economica

Al fine di valutare la fattibilità economica delle soluzioni proposte sono stati considerati i prezzi dell’energia elettrica e del gas in due periodi distinti. Il primo periodo, che va dal 2011 al 2020, è stato caratterizzato da una relativa stabilità nei prezzi di mercato per le forniture industriali di energia elettrica e metano come mostrato dal grafico in Figura 44. Il prezzo medio lordo delle forniture relativi a questo periodo è stato estrapolato dalle relazioni Stato dei Servizi pubblicate annualmente da Arera [30].

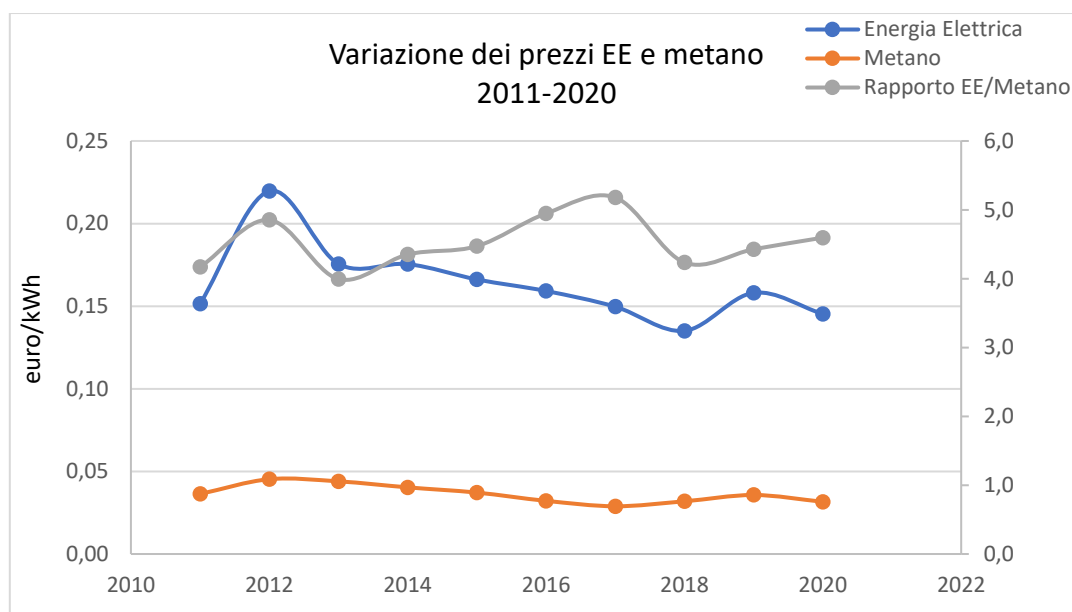


Figura 44 Variazioni dei prezzi dell’energia elettrica e metano per le forniture industriali dal 2011 al 2020

Il secondo periodo vuole prendere in considerazione la grande variazione dei prezzi di mercato che, rispetto agli anni precedenti, si è attuata nel corso del 2021 e che è ancora in evoluzione. Non essendo ancora disponibili dati ufficiali sul prezzo medio di mercato per le forniture industriali, si è considerato il prezzo delle forniture domestiche secondo quanto comunicato da Arera a dicembre del 2021 [31].

I prezzi per i due periodi considerati sono riportati nella Tabella 20 mentre nella Tabella 21 e nella Tabella 22 vengono mostrati i costi di energia elettrica e gas a seconda delle due fasce di costo considerate.

Tabella 20 Prezzo medio di energia elettrica e gas considerati per la valutazione della fattibilità economica nei due diversi periodi

	Prezzo Energia Elettrica	Prezzo Metano	Rapporto EE/Metano
	Euro/kWh	Euro/kWh	
Prezzo forniture industriali 2011-2020	0,1636	0,0363	4,5
Prezzo fornitura domestica dicembre 2021	0,2880	0,1180	2,4

Tabella 21 Spese annuali in ciascuno dei diversi scenari considerando i prezzi medi di fornitura industriale di energia elettrica e gas nel periodo 2011-2020

	Consumo metano	Consumo EE	Spesa metano	Spesa EE	Spesa totale	Risparmio rispetto alla soluzione con caldaia
	Sm ³ /anno	kWh/anno	euro/anno	euro/anno	euro/anno	euro/anno
<i>Scenario 1</i>						
CASO 1	268.593	449.540	104.337	129.468	233.805	
CASO 1A		1.303.932		213.323	213.323	20.482
CASO 1B		1.388.553		227.167	227.167	6.638
<i>Scenario 2</i>						
CASO 2	2.466.826	2.744.871	958.263	790.523	1.748.786	
CASO 2A		12.565.891			2.055.654	-306.868
CASO 2B		12.931.871			2.115.525	-366.739

Dall'analisi di Tabella 21 emerge come, considerando i prezzi di energia elettrica e gas nel periodo 2011-2020, non esiste convenienza economica nel recupero di calore dalle acque reflue per l'utilizzo nell'essiccamento dei fanghi di depurazione. Diverso si presenta invece lo scenario in cui vengono considerati i prezzi di fornitura domestica nel periodo dicembre 2021 come si evidenzia nella Tabella 22.

Tabella 22 Spese annuali in ciascuno dei diversi scenari considerando i prezzi medi di fornitura domestica di energia elettrica e gas nel periodo dicembre 2021

	Consumo metano	Consumo EE	Spesa metano	Spesa EE	Spesa totale	Risparmio rispetto alla soluzione con caldaia
	Sm ³ /anno	kWh/anno	euro/anno	euro/anno	euro/anno	euro/anno
<i>Scenario 1</i>						
CASO 1	268.593	449.540	338.808	129.468	468.276	
CASO 1A		1.303.932		375.532	375.532	92.744
CASO 1B		1.388.553		399.903	399.903	68.373
<i>Scenario 2</i>						
CASO 2	2.466.826	2.744.871	3.111.704	790.523	3.902.227	
CASO 2A		12.565.891		3.618.977	3.618.977	283.250
CASO 2B		12.931.871		3.724.379	3.724.379	177.848

Alla luce di queste valutazioni in Tabella 23 viene mostrato l'ordine di grandezza per gli investimenti nei diversi casi di studio considerati.

Tabella 23 Investimento nei diversi scenari

	Investimento caldaia	N Essiccatori	Investimento essiccatore	N Scambiatori	Investimento scambiatori	Investimento Pompa di calore	Incremento dell'investimento rispetto a soluzione con caldaia
	Euro						
<i>Scenario 1</i>							
CASO 1	30.000	1 BT10	2.600.000				
CASO 1A	-	1 BT12	2.850.000	1	210.000	140.000-280.000	600.000-740.000
CASO 1B	-	1 BT10	2.600.000	1	210.000	140.000-280.000	350.000-490.000
<i>Scenario 2</i>							
CASO 2	100.000	3 BT18	10.000.000				
CASO 2A	-	4 BT18	13.300.000	4	840.000	870.000-2.900.000	4.170.000-6.200.000*
CASO 2B	-	3 BT18	10.000.000	4	840.000	870.000-2.900.000	1.710.000-2.900.000*

* Per il caso 2A e 2B, alla fascia di prezzo più alta delle pompe di calore non è stata sommata la componente di prezzo degli scambiatori. Infatti le pompe centrifughe Friotherm, che appartengono a tale fascia di prezzo, oltre ad avere una vita utile estremamente più alta delle pompe di calore della fascia di prezzo minore, possono lavorare direttamente sulle acque reflue depurate.

Dall'analisi dei dati si può concludere che l'investimento ad oggi risulta poco conveniente ma potrebbe diventare interessante qualora diminuisse ulteriormente il rapporto tra il prezzo per l'energia elettrica e il gas metano, o qualora si disponesse di una fonte di energia elettrica rinnovabile ad un prezzo di produzione inferiore rispetto a quello di mercato.

Si deve inoltre aggiungere che la tecnologia delle pompe di calore è una tecnologia relativamente recente per cui, visti gli sforzi che si stanno attuando per raggiungere una maggiore efficienza energetica, ci si attende un miglioramento nelle sue prestazioni negli anni a venire.

2.1.1.7 Impatto sul corpo idrico recettore

Una valutazione che deve essere fatta quando si parla di recupero termico dalle acque reflue in uscita dall'impianto riguarda inoltre l'impatto che l'abbassamento di temperatura delle acque depurate può avere sul corpo idrico recettore (in questo caso un fiume). Secondo i limiti definiti dalla normativa nazionale (D. Lgs. 152/2006, Allegato V Tabella 3) per le acque reflue industriali che scaricano nei corsi d'acqua la variazione massima tra le temperature medie di qualsiasi sezione del corso d'acqua a monte e a valle del punto di immissione non deve superare i 3 °C. Inoltre, su almeno metà di qualsiasi sezione a valle, tale variazione non deve superare 1°C.

Resta indubbio che in estate una diminuzione della temperatura delle acque di scarico a valle dello scambiatore di calore è comunque benefica per il corpo idrico recettore, visti i problemi di incremento delle temperature che i cambiamenti climatici stanno causando. Nel grafico in Figura 45 si riportano i dati di portata del fiume disponibili per gli anni dal 2017 al 2019 tratti da "Dati analitici corpi idrici fluviali" di ARPA Lombardia [32].

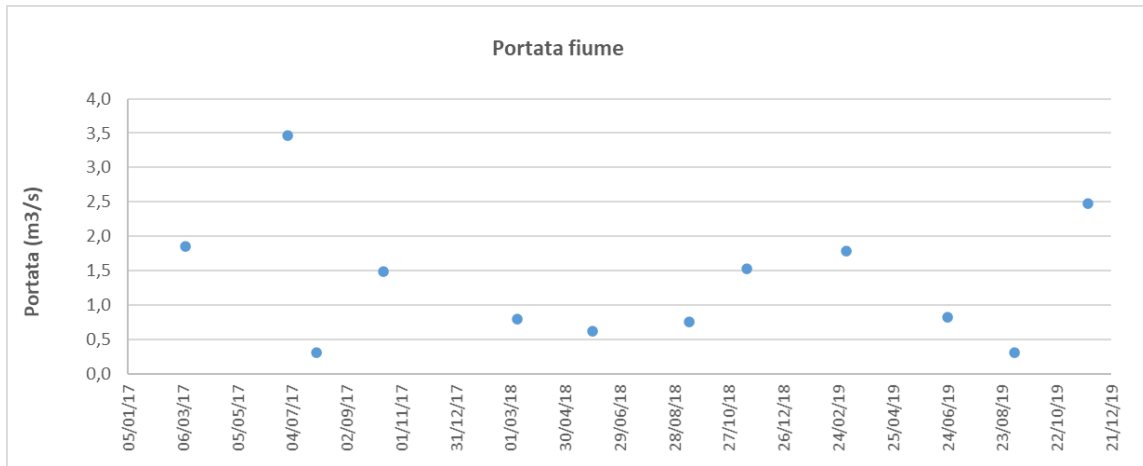


Figura 45 Portata del fiume negli anni 2017-2019

Dal grafico possiamo assumere la portata minima del fiume in estate pari a $0,3 \text{ m}^3/\text{s}$, mentre in inverno pari a $0,6 \text{ m}^3/\text{s}$. Nel grafico in Figura 46 si riportano inoltre gli andamenti delle temperature del fiume acquisite nel corso del 2018 e del 2019 in due diversi punti di campionamento. In blu si rilevano i dati relativi al punto di campionamento a monte del depuratore, in arancione i valori del punto di campionamento che si trova diversi Km a valle del punto di immissione del depuratore.

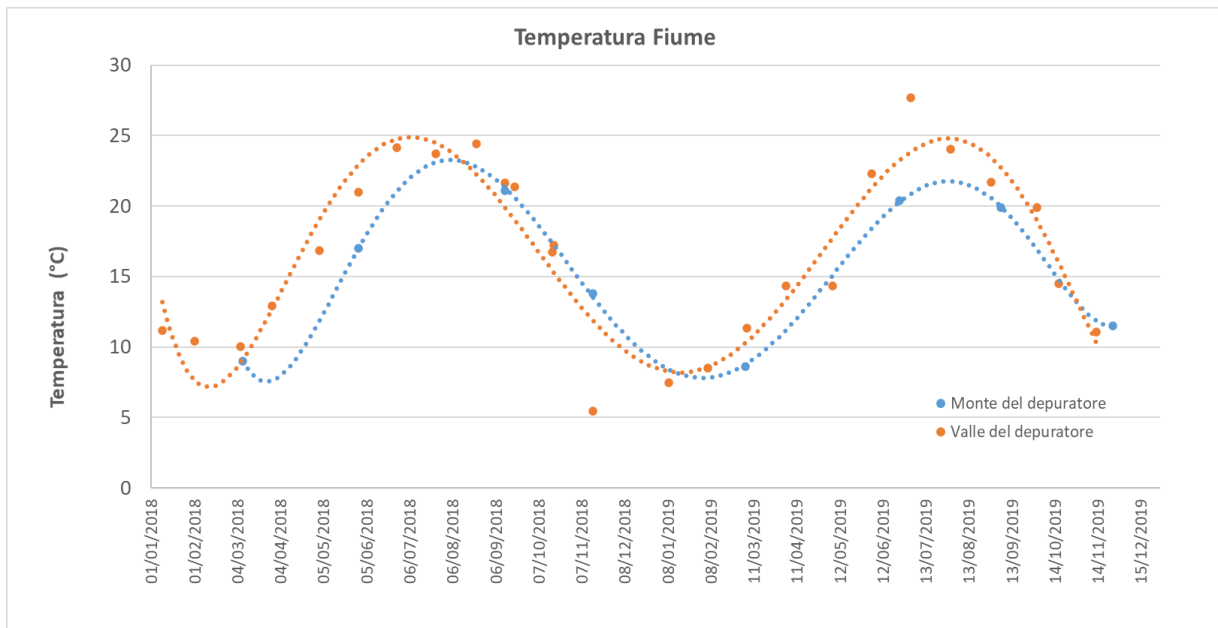


Figura 46 Temperatura rilevata nel fiume per gli anni 2018-2019 nei punti di campionamento a monte del depuratore e a valle del depuratore.

Non avendo a disposizione i dati del 2020, si è proceduto ad effettuare una regressione lineare dei dati a disposizione per il punto di campionamento a monte del depuratore, modellando una sinusoide di periodo 365 giorni, in modo da stimare la temperatura del fiume nel corso del 2020.

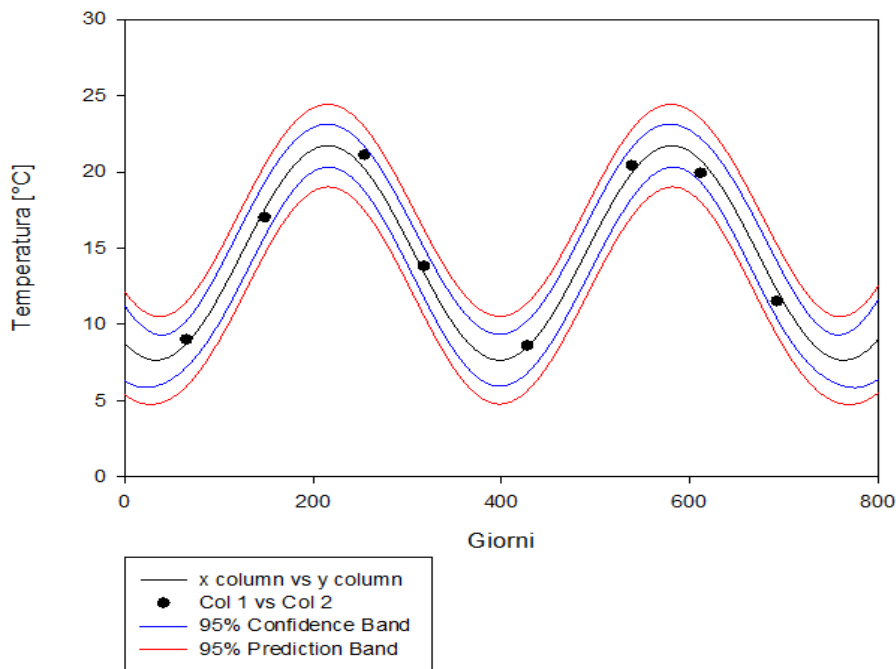


Figura 47 Modellazione della variazione di temperatura nel corso del 2020 nel punto di campionamento a monte del depuratore

La sinusoide mostrata in Figura 47 può essere descritta da una curva dalla seguente equazione:

$f=y_0+a*\sin(2*\pi*x/b+c)$ con un $R= 0,99$ dove:

$a=7,0344$

$b = 365,0000$

$c = 4,1397$

$y_0=14,6856$

Si è proceduto quindi a simulare l’impatto del refluo in uscita dallo scambiatore sulle temperature del fiume, sia nelle condizioni di lavoro estive che invernali.

Nella Tabella 24, per ciascun mese dell’anno, vengono riportate le temperature delle acque reflue in uscita al depuratore (sia in condizioni normali sia nel caso di scambio termico) e le temperature del fiume nel punto di campionamento a monte dell’impianto di depurazione. In particolare per le acque reflue in uscita dall’impianto dopo lo scambio termico, sono state considerate le temperature che si prevedono nel caso 2A, in cui si registra il maggior salto termico e quindi il maggiore delta rispetto alle condizioni normali.

Tabella 24 Temperatura delle acque reflue e del Seveso nel corso del 2020

		gen	feb	mar	apr	mag	giu	lug	ago	set	ott	nov	dic
Portata media delle acque reflue allo scarico	m ³ /s	0,32	0,26	0,28	0,22	0,31	0,41	0,27	0,23	0,25	0,35	0,29	0,34
Temperatura_acque reflue allo scarico senza scambiatore	°C	12,3	13,8	13,1	14,7	18,3	19,2	22,9	22,6	21,6	17,9	16,0	13,1
Temperatura_acque reflue allo scarico con scambiatore	°C	9,8	11,2	10,6	12,1	15,6	16,5	20,1	19,8	18,9	15,2	13,4	10,6
Temperatura fiume a monte impianto di depurazione.	°C	8,0	7,9	9,5	12,6	16,2	19,4	21,3	21,5	19,8	16,7	13,1	9,9
Delta temperatura tra acque reflue e fiume - condizioni normali	°C	4,3	5,9	3,6	2,1	2,1	0,2	1,6	1,1	1,8	1,2	2,9	3,2
Delta temperatura tra acque reflue e fiume - con scambiatore	°C	1,8	3,3	1,1	0,5	0,6	2,9	1,2	1,7	0,9	1,5	0,3	0,7

Come si può vedere dalla Tabella 24, per tutti i mesi dell'anno la presenza dello scambiatore avvicina la temperatura delle acque reflue a quelle del fiume, ad eccezione del mese di giugno (con un delta di 2,9 °C invece che 1,2°C), agosto (con un delta di 1,7 °C invece che 1,1°C) e ottobre (con un delta di 1,5 °C invece che 1,2°C). In ogni caso, per ciascun mese si sono quindi fatte le verifiche, applicando la seguente formula e considerando, in via cautelativa, la portata minima del fiume in estate (0,3 m³/s da maggio a settembre) e in inverno (0,6 m³/s da ottobre a maggio):

$$Q_{F2} * T_{F2} = Q_{F1} * T_{F1} + Q_D * T_D$$

Dove:

Q_{F2} = portata del fiume a valle dell'impianto e pari a $Q_{F1} + Q_D$

T_{F2} = temperatura del fiume a valle dell'impianto

Q_{F1} = portata del fiume a monte dell'impianto

T_{F1} = temperatura del fiume a monte dell'impianto

Q_D = portata delle acque reflue allo scarico

T_D = temperatura acque reflue allo scarico

Tabella 25 Simulazione dell'impatto delle acque reflue a valle dello scambiatore di calore sulla temperatura del fiume.

		gen	feb	mar	apr	mag	giu	lug	ago	set	ott	nov	dic
Temperatura fiume a monte dell'impianto di depurazione.	°C	8,0	7,9	9,5	12,6	16,2	19,4	21,3	21,5	19,8	16,7	13,1	9,9
Simulazione della temperatura del fiume a valle impianto di depurazione	°C	8,0	8,6	9,9	12,5	16,0	17,7	20,7	20,8	19,4	16,1	13,2	10,2
Delta temperature del fiume tra punto a valle e a monte del depuratore	°C	0,6	1,0	0,4	-0,1	-0,3	-1,7	-0,6	-0,7	-0,4	-0,6	0,1	0,3

Per tutti i mesi le variazioni di temperatura dovute allo scarico si sono mantenute all'interno dei valori limiti della normativa, risultati buoni considerando che si sono considerate condizioni cautelative.

2.2 Sistema di supporto alle decisioni

Nell'ambito della linea di attività LA 5.3, è stato realizzato uno strumento software, ideato come sistema di supporto alle decisioni da parte di pianificatori di politiche del territorio e gestori del ciclo idrico integrato, in merito alle effettive potenzialità di efficientamento degli impianti di depurazione (ID) come inseriti nel contesto ambientale di riferimento. Il software, denominato DEES (Depurazione Efficienza Energetica e Sostenibilità) è stato realizzato integrando il tool sviluppato nell'ambito dall'attività LA 5.1 per il *benchmarking* e l'assegnazione della classe energetica agli ID (i.e. WAT tool), con uno strumento finalizzato alla conduzione di analisi di scenari energetici creato nell'ambito del progetto Interreg Central Europe REEF2W (2017-2020), apportando varie modifiche e introducendo nuove funzionalità. DEES consente di valutare il bilancio energetico e la sostenibilità ambientale di ID partendo dall'analisi del quadro inerente la configurazione presente e la modalità di conduzione dei processi attuale (i.e. Status Quo) e, in seguito, offre la possibilità di effettuare possibili analisi di scenario (i.e. Future Situation) sulla base della proposizione di alternative inerenti soluzioni gestionali e tecnologiche implementabili. Nelle valutazioni sono inclusi aspetti quali la produzione di energia rinnovabile, le emissioni di gas climalteranti, la cessione dei surplus energetici al territorio circostante e sono proposti alcuni indici di sostenibilità e circolarità finalizzati a valutare la compatibilità ambientale dei processi tenendo conto della modalità di gestione dei flussi di materia ed energia inerenti gli ID oggetto di analisi.

2.2.1 Modifiche e nuove funzionalità di DEES

DEES nasce dall'integrazione di due software, sviluppati per effettuare valutazioni delle prestazioni energetiche degli impianti di trattamento delle acque reflue con finalità di diversa natura. Il WAT tool, è stato sviluppato con l'obiettivo di valutare il bilancio energetico di ID, sulla base del confronto con i livelli prestazionali conseguiti in impianti di classe di potenzialità paragonabile ed individuare i potenziali margini di efficientamento conseguibili a fronte dell'adozione di soluzioni di tipo tecnologico o gestionali di processo. Il REEF 2W Tool, invece, è stato ideato in ottica di individuare soluzioni mirate ad incrementare il livello prestazionale energetico di ID tramite la produzione di energia da fonti rinnovabili, sia attraverso un utilizzo ottimizzato dei substrati presenti nel territorio di riferimento, sia attraverso l'integrazione con altre tecnologie di recupero energetico o produzione di energia. L'integrazione dei due tool ha richiesto una approfondita analisi delle logiche di funzionamento degli applicativi di partenza, in modo da individuare le modalità operative da seguire al fine di garantirne la piena integrabilità ed interoperabilità in linea con gli obiettivi progettuali previsti. Oltre alla funzionalità già presenti, sono state implementate ulteriori logiche in modo da consentire lo sviluppo di uno strumento software di supporto alla gestione di impianti di trattamento delle acque reflue applicabilità, tenendo conto delle specificità dei processi e di aspetti inerenti il contesto territoriale di riferimento. A seguito delle numerose modifiche e integrazioni apportate, è stato effettuato un *debug* completo di verifica del corretto *running* del software.

Volendo quindi delineare più nello specifico il lavoro svolto, vengono qui di seguito riportate le principali modifiche apportate a partire dall'assetto strutturale del Tool REEF:

- Traduzione dall'inglese all'italiano per le parti già esistenti e inserimento di tutta la messaggistica mancante per le parti implementate;
- Modifica e definizione di ulteriori *userform* per l'immissione dati;
- Modifica delle logiche di calcolo del calore recuperato dalla pompa di calore, adattandolo alle condizioni climatiche medie italiane, le temperature medie dei reflui, e le temperature di scambio che vengono utilizzate nelle reti italiane. Inoltre si è ritenuto opportuno prevedere l'inserimento di un ulteriore scambiatore di calore tra la pompa e le acque reflue trattate che da un lato introduce una piccola inefficienza nel sistema, ma dall'altro permette di preservare la pompa possibili guasti.
- Integrazione dell'analisi delle emissioni di gas climalteranti con la finalità di considerare, oltre ai contributi associati all'uso diretto e indiretto dei combustibili fossili, anche quelli connessi al ciclo depurativo delle acque reflue. Pertanto in DEES è possibile valutare oltre che gli indici emissivi derivanti dall'energia consumata e da quella prodotta o recuperata in loco, anche le emissioni di gas

climalteranti legate al trattamento delle acque reflue quali N_2O , l'effetto dei trattamenti di utilizzo e *upgrading* del biogas e l'effetto del processo di smaltimento dei fanghi residui (es. tipologia di smaltimento, distanza per il trasporto). Sono stati quindi aggiornati alcuni fattori di emissione di gas climalteranti, tenendo conto di fonti bibliografiche più recenti;

- Integrazione dei calcoli delle emissioni di gas climalteranti, tenendo conto dei meccanismi di compensazione e produzione di crediti di carbonio associati all'utilizzo diretto dei fanghi disidratati in agricoltura, o previo compostaggio;
- Modifica della modalità di valutazione della quantità di energia rinnovabile utilizzata dall'utente passando da una valutazione del mix energetico nazionale, ad una valutazione dell'energia rinnovabile effettivamente acquistata dall'utente rilevabile dai dati riportati in fattura energetica.
- Aggiornamento dei calcoli per la valutazione degli scambi di energia termica con il territorio e miglioramento dell'interfaccia utente, tenendo conto delle nuove implementazioni;
- Ampliamento delle funzionalità inerenti il processo di carbonatazione idrotermale (i.e. HTC-hydrothermal carbonization) applicabile, quindi, sia come tecnologia di pretrattamento dei fanghi di depurazione, a monte della digestione anaerobica, al fine di favorirne la digeribilità e le rese in produzione di biogas, sia nelle fasi successive alla loro stabilizzazione anaerobica e disidratazione:
 - Modifica delle modalità di calcolo di produzione dei fanghi disidratati;
 - Modifica dei calcoli di base per la produzione di energia elettrica da fotovoltaico;
 - Modifica calcolo dell'energia termica consumata impianto di depurazione.

In DEES sono state introdotte inoltre ulteriori funzionalità e sequenze procedurali di valutazione dei bilanci energetici degli ID e la sostenibilità ambientale:

- È stato integrato uno specifico modulo per la descrizione e valutazione energetica della sezione di aerazione presente in impianto. Il modulo, qualora non noto, consente di effettuare la stima dei consumi energetici sulla base di dati bibliografici di settore, valutare possibili alternative tecnologiche implementabili e stimarne, di conseguenza, le differenze prestazionali in termini di consumi.
- Per la FS sono stati integrati specifici moduli per la valutazione dei margini di efficientamento conseguibili, in seguito all'adozione di tecnologie innovative per la gestione del processo di trattamento biologico delle acque reflue (i.e. modulo Cicli Alternati e modulo MBBR). I moduli sono basati su dati reperiti in letteratura e sui risultati di prove sperimentali, condotte su impianti pilota nelle altre linee di attività del presente WP. Qualora se ne rendesse necessario l'utilizzo, è possibile effettuare l'aggiunta di nuovi moduli e la modifica di quelli esistenti, sulla base di nuovi risultati sperimentali. I moduli restituiscono all'utente una indicazione dell'energia risparmiata nella sostituzione delle tecnologie prese in considerazione.
- Oltre al già menzionato processo HTC, sono stati aggiunti moduli per la valutazione di tecnologie di pretrattamento fanghi, con finalità di aumentare il potenziale di biometanazione di tale matrici durante la fase di stabilizzazione anaerobica, con conseguenti ricavi energetici associati alla valorizzazione del biogas e alla riduzione dei quantitativi di rifiuto finale da gestire esternamente all'impianto. Le tecnologie di pretrattamento considerate sono l'ozonolisi, gli ultrasuoni e l'idrolisi termica.
- Dal punto di vista sequenziale delle logiche programmate, il WAT Tool è automaticamente eseguito sia in SQ sia in FS, in modo tale da consentire all'utente di effettuare l'analisi comparata del bilancio energetico dell'IS soggetto ad analisi secondo le opzioni scelte e indagate.
- È stato inserito un modulo, che consente di valutare il riuso in agricoltura delle acque reflue depurate secondo le prescrizioni minime definite dal Regolamento Europeo 741/2020 [33]. Il modulo, a seguito dell'inserimento del valore di alcuni parametri chimico fisici delle acque richieste, restituisce la classe di qualità dell'acqua, individua le modalità di riutilizzo e stima la quantità di nutrienti restituiti in campo. Allo stesso tempo, in caso di non idoneità al riuso, esso dà indicazioni sugli interventi tecnologici ed i processi da implementare, per conseguire livelli di qualità sufficientemente adatti allo scopo.

- Il software introduce la possibilità di calcolare specifici indici di sostenibilità (IS) e circolarità (IC) per il ciclo depurativo dell'acqua. Tra questi, sono stati analizzati ed implementati nel tool integrato indici specifici, in grado di contemplare aspetti di rilevanza in ottica di circolarità e simbiosi industriale, quali il riuso di materie prime e prime-seconde, la produzione e l'utilizzo finale dei fanghi di depurazione, la gestione dei rifiuti, la riduzione dell'impatto energetico degli impianti e l'incremento della produzione di energia, con particolare attenzione a quella termica, il riuso delle acque trattate in ambiti agricoli, civili e industriali, il recupero di materie critiche quali fosforo. Anche in questo caso DEES propone la valutazione degli indicatori in SQ e FS.

Il software DEES è stato applicato e validato, su casistiche reali ed ha consentito di stimare i margini di efficientamento conseguibili in ID, valutando le modalità di gestione dei flussi energetici in eccesso verso utenze esterne insistenti nell'ambito territoriale di riferimento.

DEES, per la sua natura modulare, risulta uno strumento elastico con notevoli potenzialità di integrazione di nuove funzionalità, definizione di nuove procedure di calcolo e sviluppo delle presenti verso livelli di maggiore complessità e specificità.

2.2.2 Valutazione dell'efficienza energetica dell'ID: WAT Tool

Nel decorso delle precedenti annualità, le attività svolte si sono incentrate sulla definizione e sviluppo di 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. La metodologia è stata quindi implementata nell'ambiente di programmazione di Excel in linguaggio Visual Basic, che consente di creare procedure software dalla fase di editing del testo sorgente fino all'esecuzione del programma. Il tool generato, denominato WAT Tool, è stato testato su differenti casi reali allo scopo di verifica della correttezza delle routine programmate e dei risultati restituiti. Ai fini del presente report si richiamano gli elementi informativi utilizzati per la definizione della metodologia di valutazione dell'efficienza energetica, con lo scopo di agevolare l'interpretazione dei risultati restituiti dal tool, integrato nella sua interezza nel software REES. Dal punto di vista procedurale quindi volendo richiamare gli *step* essenziali della procedura possono essere richiamati i seguenti elementi:

- a) Analisi dei consumi energetici del settore depurativo in ambito nazionale ed europeo.
- b) Organizzazione di in un database strutturato sul criterio della potenzialità impiantistica (5 classi definite: $ID \leq 2.000$ 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.);
- c) Elaborazione dei dati per il calcolo di indicatori di performance, definiti sulla base del rapporto dei consumi energetici e parametri di processo quali portate trattate, abitanti equivalenti trattati, quantitativi di COD rimosso su base temporale annuale (i.e. kWh/m³, kWh/A.E., kWh/kgCOD_{rim});
- d) Aggregazione dei 3 indicatori di performance in un Indice Globale di Consumo (GEI), tramite fattori di ponderazione ricavati, per le classi di potenzialità individuate, applicando approcci statistici basati su tecniche di analisi multivariata;
- e) 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, da "A" a "G", secondo valori decrescenti, definiti a partire dal valore della mediana che individua il limite superiore della classe D.
- f) Inversione del valore di GEI rispetto ai valori di massimo per classe di potenzialità al fine di porre in evidenza, nella rappresentazione grafica finale, differenze prestazionali tra impianti in termini di "distanze da i *best cases*" e di cogliere, dal confronto con quelli più performanti i potenziali margini di efficientamento energetico perseguibili a fronte dell'adozione di misure ed interventi gestionali, di processo o strutturali.

Va sottolineato il carattere puramente orientativo delle informazioni così ricavabili, rimandando ad analisi di dettaglio sito-specifiche l'identificazione di specifiche soluzioni e strategie al fine di perseguire il miglioramento delle performance e, nello stesso tempo, coniugare esigenze di sostenibilità economica e ambientale.

DEES, secondo la logica consequenziale implementata, prevede il *running* del WAT Tool sia per lo *status quo*, a valle quindi dell'inserimento dei dati descrittivi del sistema impiantistico nella configurazione di partenza,

sia a seguito della scelta da parte dell'utente delle soluzioni opzionali di *upgrading* proposte. L'analisi del posizionamento dell'ID oggetto di analisi rispetto le statistiche della classe di potenzialità di riferimento per gli indici di performance e, in modo più sintetico ed immediato, dell'Indice GEI consente di effettuare una stima orientativa dei potenziali miglioramenti prestazionali, perseguibili a seguito dell'adozione delle misure di efficientamento proposte.

2.2.3 Ottimizzazione della produzione e utilizzo di energia elettrica e termica rinnovabile

Per l'ottimizzazione del bilancio energetico dell'impianto di depurazione, il software DEES offre l'opzione di effettuare una stima di carattere preliminare del potenziale energetico disponibile da fonti di energia rinnovabile (RES) all'interno dell'impianto di depurazione. Favorire l'utilizzo delle fonti di energia rinnovabile disponibili localmente rappresenta uno degli obiettivi fondamentali da perseguire, per promuovere e sostenere la transizione energetica in atto in Italia e nel resto d'Europa. Insieme all'efficientamento energetico, lo sfruttamento ottimale delle fonti di energia rinnovabile è essenziale per il raggiungimento dell'autonomia energetica degli ID.

DEES contempla diverse tipologie di RES implementabili in ID, quali la produzione e la valorizzazione del biogas, lo sfruttamento dell'energia termica ricavabile dalle acque reflue, dell'energia solare e idroelettrica. Le funzionalità implementate consentono di effettuare una analisi dei flussi energetici producibili, sulla base di parametri e dati di input generalmente in possesso, o facilmente ricavabili dai potenziali fruitori del codice, dal personale tecnico di enti locali ai gestori di ID, etc.. DEES rende possibile identificare rapidamente approcci percorribili e di interesse, tramite la definizione di scenari ottenibili dalla scelta e dalla combinazione delle varie opzioni. L'analisi può essere ulteriormente estesa, per valutare il potenziale dell'ID di fungere da "cella energetica locale", ovvero fornire eccedenze energetiche al territorio circostante. In tale ottica, i casi applicativi presentati nel report sono stati appositamente strutturati, al fine di mostrare le modalità di impiego del software, anche avvalendosi di informazioni ricavabili dalla consultazione di documenti di settore, o dall'utilizzo di programmi open source.

2.2.3.1 Tipologie di energia rinnovabile considerate in DEES

Molte delle risorse disponibili presso gli ID costituiscono potenziali fonti di energia (ad es. le acque reflue stesse, il biogas da digestione anaerobica, i fanghi di depurazione, l'energia solare che incide sulle superfici coperte e scoperte, etc.). Le opzioni di produzione energetica implementate nel codice sono di seguito esplicitate, chiarendo per alcune di esse le modalità di calcolo dei relativi parametri.

Impianti di depurazione delle acque reflue di elevata potenzialità prevedono generalmente la fase di stabilizzazione anaerobica dei fanghi generati in linea acque, a cui fanno seguito successivi trattamenti di ispessimento e disidratazione, finalizzati a minimizzare i volumi da gestire. La fase di digestione anaerobica comporta la produzione di biogas, che di fatto risulta essere un importante vettore energetico, visto il contenuto di metano presente. DEES prevede apposite *userform* in cui vengono proposte le seguenti soluzioni, come modalità di valorizzazione energetica del biogas:

- cogenerazione (CHP): il potenziale energetico viene stimato, considerando la composizione tipica del biogas, il potere calorifico del metano ed il rendimento energetico elettrico medio delle centrali CHP.
- pompa di calore con motore a gas: prevede l'utilizzo del biogas per alimentare la pompa di calore, per il recupero di energia termica dalle acque reflue; l'utente può selezionare la frazione di biogas da utilizzare nella pompa di calore.
- iniezione nella rete di distribuzione: questa opzione consente di valutare l'*upgrading* del biogas a biometano, per l'iniezione del vettore energetico nella rete di distribuzione. Nello specifico, le tecnologie considerate sono adsorbimento a pressione oscillante (PSA), assorbimento chimico (PWA), separazione con membrane e criogenesi, a cui sono associate determinate percentuali di recupero di metano [34].

La possibilità di ricavare energia termica, sfruttando la temperatura delle acque reflue, viene valutata tramite l'utilizzo di pompe di calore, sia di tipo elettrico, sia a gas. L'energia potenzialmente ottenibile è stimata

prendendo in considerazione la portata di reflui e la temperatura degli stessi, per tutti i mesi dell'anno. Si considera sempre, se possibile, un salto termico di 5 °C, con il vincolo di una temperatura dei reflui scaricati non al di sotto di 6°. Relativamente al lato utenza, si è fatta l'ipotesi di alimentare con acqua calda a 60°C un sistema per il teleriscaldamento. Il coefficiente di prestazione (COP) della pompa di calore è calcolato utilizzando la formula:

$$COP = CF \frac{(273 + T_{condensatore})}{(T_{condensatore} - T_{evaporatore})}$$

In cui il rendimento termodinamico di un ciclo di Carnot ideale è moltiplicato per il fattore CF, per tenere conto di tutti gli elementi di inefficienza delle macchine reali. Al fattore CF è stato attribuito il valore di 0,55 in coerenza con quanto discusso al paragrafo 2.1.5.2.

In merito allo sfruttamento dell'energia solare sono state prese in considerazione le seguenti soluzioni tecnologiche:

- Collettori solari termici;
- Collettori fotovoltaici;
- Collettori ibridi (fotovoltaici-termici).

Per il calcolo dell'energia elettrica generabile, è stata implementata una procedura semplificata sulla base di dati ricavati sfruttando il tool PVGIS (Photovoltaic Geographical Information System), sviluppato dal JRC (Joint Research Center della Commissione Europea [35], che fornisce una mappatura geografica dell'irraggiamento solare ed della produzione fotovoltaica in Europa, Africa e Sud-est Asiatico. Il tool rende possibile stimare la produzione ed il rendimento energetico del fotovoltaico, indicando su mappa l'area ove si intende effettuare l'installazione, il tipo di pannelli utilizzati, relativa inclinazione ed orientamento. In particolare, per lo sviluppo del software DEES, è stato preso a riferimento un sito ideale riferito alle coordinate di Latitudine 41.900 Longitudine 12.474 (c\o città di Roma) e sono stati scaricati dal database solare PVGIS-SARAH i dati medi mensili di irraggiamento relativi al periodo 2005-2016. Il tool PVGIS tiene, inoltre, conto delle perdite complessive valutate mese per mese, come somma delle perdite di sistema fisse (al 14%) e della variabilità di produzione a causa di angolo d'incidenza, effetti spettrali, temperatura, collegamenti etc.. I valori di irraggiamento e di perdite complessive risultanti ed applicati in DEES sono inseriti nella Tabella 26.

Tabella 26 Dati inseriti in DEES per il calcolo della energia elettrica generabile da pannelli fotovoltaici

Mese	Irraggiamento [kWh/m ²]	Perdite complessive [%]
Gennaio	102,50	16
Febbraio	119,35	17
Marzo	152,94	19
Aprile	174,59	21
Maggio	197,48	22
Giugno	203,38	25
Luglio	224,47	26
Agosto	217,43	25
Settembre	177,75	23
Ottobre	149,50	21
Novembre	112,17	18
Dicembre	103,40	16

La potenziale produzione di energia viene calcolata applicando la seguente formula:

$$E_p = I_s * \eta * (1 - r) * A$$

laddove:

Is: irraggiamento solare [kWh/m²]

η: efficienza dei pannelli fotovoltaici

r: perdite complessive

A: superficie pannelli [m²]

Per finire, l'energia idroelettrica è calcolata in base alla portata di acque reflue trattate, al salto idraulico utile tra scarico finale e corpo idrico recettore e all'efficienza della turbina scelta dall'utente (con un *range* suggerito). Non è stato possibile includere una valutazione anche della potenzialità di sfruttamento dell'energia eolica, poiché le condizioni del vento sono troppo sito-specifiche per permettere analisi basate su parametri facilmente disponibili (topografia e disposizione degli edifici, degli alberi, ecc. influenzano le condizioni del vento in misura determinante soprattutto per i piccoli impianti eolici, più facili da realizzare presso gli ID).

Nel codice DEES viene calcolato un bilancio mensile di potenziale energetico disponibile e inoltre viene fornito un bilancio annuale totale. Il bilancio è suddiviso in una parte termica ed una parte elettrica; inoltre viene fornito il bilancio del biogas. La quantità potenziale di energia in eccesso durante tutto l'anno, che si ottiene sottraendo dalla produzione il consumo di energia, mostra il potenziale dell'ID di fungere da fonte di energia per uso esterno.

2.2.4 Ottimizzazione della modalità di gestione dei flussi energetici in eccesso

In caso di surplus energetico sull'impianto di depurazione, il software DEES permette di valutarne la gestione tramite applicazione della metodologia per *l'Urban Compatibility Assessment (UCA)*. La metodologia è stata adattata dal software REEF 2W, per il quale era stata appositamente sviluppata dall'Institute of Spatial Planning and Rural Development, University of Natural Resources and Life Sciences di Vienna.

Il punto di partenza è l'individuazione di surplus energetici presso l'impianto di trattamento acque reflue in termini di elettricità, gas naturale e energia termica. Essendo tutti gli impianti italiani collegati alla rete elettrica, l'energia elettrica in eccesso può essere facilmente ceduta alla stessa e trasportata a utenti posti anche a grandi distanze. Pertanto, per tale forma di energia, non risulta necessario effettuare una valutazione delle specifiche esigenze del territorio circostante, ai fini di un soddisfacimento ponderato del bilancio energetico della domanda-offerta, dato che il surplus prodotto trova sicura utenza e sfruttamento. La stessa logica può essere applicata alla produzione di eventuali surplus di gas naturale, da parte dell'impianto di depurazione. In seguito a processi di purificazione e *upgrading* della corrente gassosa, il prodotto generato può essere stoccato ed immesso in rete e quindi trasportato facilmente su grandi distanze. Per la verifica della fattibilità tecnica ed economica della cessione in rete del biometano, occorre verificare che l'impianto di depurazione sia connesso alla rete o, in alternativa, valutare le relative distanze spaziali e l'interconnettibilità, andando ad effettuare una stima dei costi relativa agli interventi da realizzare.

Per l'energia termica in eccesso prodotta presso l'impianto di depurazione, invece, l'analisi del contesto territoriale in cui è collocato l'impianto risulta essenziale, vista la difficoltà di trasporto di tale forma energetica grandi distanze, a causa delle inevitabili dispersioni che si verificano nella rete di teleriscaldamento. La metodologia UCA consente di valutare la possibilità di cessione di energia termica presso aree circostanti e prevede una prima fase di raccolta dati, per l'identificazione di potenziali consumatori di energia in prossimità dell'impianto, da effettuare preventivamente dall'utente, a cui fa seguito una fase di valutazione dei bilanci energetici, tenendo conto della potenziale disponibilità di energia termica.

2.2.4.1 Identificazione di potenziali consumatori di energia in prossimità dell'impianto

La fase iniziale della metodologia UCA richiede di identificare i possibili utilizzatori dell'energia termica a breve raggio, come complessi residenziali, utilizzatori agricoli o industriali. Come regola generale, vale la pena considerare utenze con potenza termica di almeno 100 kW corrispondente a circa 30 unità abitative. Le unità edilizie di tipo unifamiliari non rappresentano quindi un utente ottimale, a causa della bassa densità energetica. Al fine di utilizzare in modo ottimale l'energia termica in eccesso ottenibile da un ID, l'utenza

deve accettare energia termica a temperatura inferiore a 60 °C. In linea teorica risulta possibile progettare sistemi di teleriscaldamento fino a 90-95 °C, con pompe di calore ad alta temperatura ed avere una domanda piuttosto costante nel tempo. Una regola pratica è quella di prendere in considerazione utenze di 0,5 MW poste a distanza fino a 0,5 km mentre, per utenze con domanda energetica superiore sino a 2 MW, è possibile spingersi a distanze di 2 km. Il vantaggio risulta proporzionale alla densità energetica della rete interessata, definita come quantità di energia termica che passa mediamente per metro di rete in un anno. Più alta è la densità energetica, maggiori risultano le distanze percorribili. La possibilità di cessione di energia termica risulta conveniente per livelli di densità energetica maggiori di 2 MWh/m mentre, già per valori nel range 0.5-2 MWh/m anno, è necessario effettuare valutazioni di maggior dettaglio.

Oltre ai complessi urbani, anche utenze afferenti a sistemi produttivi risultano di interesse al fine di valutare la convenienza di scambi di energia termica. Ad esempio, il settore agricolo e la silvicoltura rappresentano potenziali utilizzatori di energia termica, da dedicare ad attività di essiccamento di prodotti (es. cippato, messi, piante medicinali) ed il riscaldamento delle serre [36]. La metodologia UCA è applicabile anche per effettuare analisi di scenario in vista delle dinamiche di sviluppo territoriali, che potrebbero far prevedere un'espansione degli agglomerati urbani e del settore produttivo in aree adiacenti al sito degli ID oggetto di analisi.

Per la stima della domanda di energia termica da parte delle potenziali utenze, DEES prevede innanzitutto di delimitare aree di insediamento omogenee distinguendo tra:

- Piccoli centri abitativi (caratterizzati da densità piuttosto elevate con uso residenziale e non residenziale)
- Aree urbane a bassa densità
- Aree urbane ad alta densità
- Aree periferiche urbane ad alta o bassa densità
- Centri storici urbani (con densità ancora più elevate con destinazione d'uso sia residenziale che non)
- Insediamenti sparsi (composti per lo più da case unifamiliari o a schiera con perlopiù uso residenziale)
- Aree industriali e commerciali.
- Aree agricole e selvicolturali.

La densità abitativa delle aree è il parametro essenziale per stimare la domanda di energia termica perché, se la densità è elevata, anche la domanda di energia termica è elevata, il che ha ancora un impatto positivo sulla fattibilità di un sistema di teleriscaldamento.

Per ogni tipologia insediativa viene allocato uno specifico fabbisogno di energia termica. Dopo di che la superficie dell'area omogenea è moltiplicata per il fabbisogno specifico tipico di energia termica, permettendo di stimare la domanda totale di energia termica di un insediamento.

Tra gli utenti di tipo industriale la metodologia per identificare la domanda di energia termica è basata sul numero di dipendenti. Per ogni addetto, a seconda della tipologia di processo produttivo, è possibile stimare una specifica richiesta di energia termica. Il passaggio successivo consiste semplicemente nel calcolare la richiesta di energia termica, moltiplicando il numero di dipendenti per il fabbisogno di energia termica specifico per ogni settore produttivo.

2.2.4.2 Stima delle reti di distribuzione

Per il trasporto dell'energia termica, deve essere realizzata un'adeguata rete di distribuzione per la connessione tra fonti e utenze presenti sul territorio. Occorre differenziare tra teleriscaldamento e teleraffrescamento. Con il termine teleriscaldamento è indicata la fornitura di calore per l'approvvigionamento a distanza di edifici con calore e acqua calda. L'energia termica viene trasportata in un circuito chiuso di condotte termicamente isolate, solitamente interrate. In modo analogo, il teleraffrescamento permette l'approvvigionamento di quartieri o gruppi di edifici con acqua a bassa temperatura all'interno di un circuito chiuso, per fornire il freddo al cliente finale per il raffrescamento dei locali. Per il teleriscaldamento (acqua con temperatura fino a 80° C) e per distanze non elevate, la configurazione impiantistica tipica prevede una stazione centrale di trasferimento del calore collocata presso la fonte di produzione. Per il teleraffrescamento, non ancora implementato in DEES, invece, la stazione di trasferimento del calore è collocata generalmente presso l'utenza ed in tal caso è quindi possibile coprire

distanze maggiori, perché l'acqua ha una temperatura tipicamente tra i 7°C e i 17°C. Date le differenze evidenziate ne consegue che il teleriscaldamento richiede un migliore isolamento termico, perché la differenza tra la temperatura dell'acqua e quella del suolo e dell'ambiente è maggiore.

Il parametro più importante da considerare è la lunghezza totale della rete, a cui va associato il fisiologico fenomeno delle perdite termiche. Per il calcolo della lunghezza della rete di distribuzione all'interno di un insediamento, sono disponibili valori dalla letteratura, a seconda del numero di edifici all'interno dell'area considerata del tipo di edifici. In aggiunta alla lunghezza della rete di distribuzione occorre calcolare la lunghezza della tubazione necessaria a collegare la fonte di energia termica con la rete di distribuzione, il che può essere fatto utilizzando una mappa del territorio. Nel software tali parametri devono essere inseriti dall'utente. Un parametro importante per verificare la fattibilità di massima del progetto di teleriscaldamento è la densità della domanda di calore. La densità della domanda di calore può essere semplicemente calcolata, dividendo il fabbisogno di energia termica, per la lunghezza totale della tubazione. Più alti sono i valori di densità e maggiore è l'efficienza del sistema di teleriscaldamento. Il valore limite minimo per la fattibilità economica del teleriscaldamento è considerato pari a 2 MWh/m anno [37].

Un ulteriore passaggio, previsto dalla metodologia, è il confronto tra l'energia termica disponibile presso l'impianto di depurazione e la domanda stimata sul territorio. Se sul territorio, nei dintorni dell'impianto di depurazione, la domanda di energia termica non è sufficiente, è possibile simulare scenari futuri e stimare la futura domanda di energia termica, ad esempio, aggiungendo ulteriori edifici all'area studio laddove vi siano aree potenzialmente edificabili. Per questo si prende in considerazione il cosiddetto grado di sviluppo del territorio. Se il grado di sviluppo è stimato al 100 %, nessun futuro sviluppo è possibile. Se il grado è inferiore al 100 %, invece, gli sviluppi futuri dovrebbero essere inclusi nel calcolo.

Un altro aspetto importante da considerare, nell'analisi della situazione futura, è l'isolamento termico degli edifici. Se si prevedono interventi di miglioramento dell'isolamento degli edifici esistenti, va calcolata una corrispondente diminuzione della domanda di energia termica degli stessi. Inoltre, nello scenario futuro potrebbe essere modificato il grado di connessione all'interno di una certa area. Infine, un'ulteriore circostanza, che potrebbe ridurre la domanda totale di energia termica di un insediamento, è la realizzazione sistemi di riscaldamento da fonti energetiche decentralizzate, come i sistemi di riscaldamento a energia solare.

2.2.5 Analisi delle emissioni di gas climalteranti degli ID

È ampiamente accettato in letteratura che gli impianti di depurazione emettono gas serra, attraverso fonti dirette e fonti indirette, queste ultime da suddividere in interne ed esterne [38]. Le emissioni di tipo diretto sono connesse all'attività metabolica dei batterici, responsabile della degradazione dei composti organici. Le reazioni biochimiche promosse producono cataboliti o intermedi obbligati allo stato gassoso, alcuni dei quali a effetto serra, che vengono inevitabilmente rilasciati in ambiente esterno dalle varie sezioni, in cui sono condotti i processi di trattamento delle acque reflue e dei fanghi di depurazione. Le emissioni indirette interne sono, invece, principalmente dovute al consumo di energia elettrica o termica necessarie a supportare le attività di impianto e del sito produttivo in generale mentre, per fonti indirette esterne, vanno intese le emissioni connesse alla gestione di flussi di materia ed energia non sottoponibili ad un controllo diretto. La Figura 48 presenta, pertanto, un modello di analisi delle emissioni di GHG da impianti di depurazione in cui, oltre al contributo dei processi biologici, sono considerati anche i fattori emissivi associati all'uso di energia per il funzionamento delle utenze elettromeccaniche, all'utilizzo di *chemicals* e alla gestione dei fanghi di depurazione extra-impianto (i.e. compostaggio, spandimento in agricoltura, incenerimento, etc.).

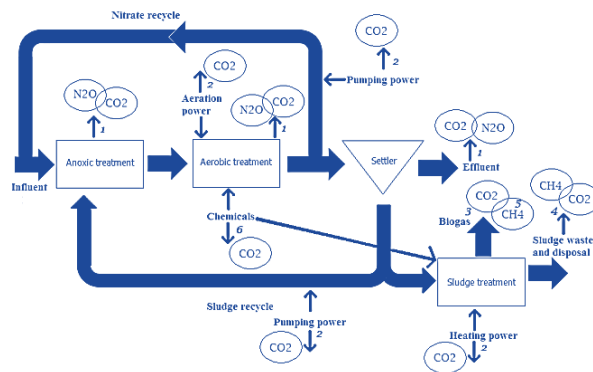


Figura 48 Modello di analisi delle emissioni di gas climalteranti da impianti di depurazione

A livello globale, si stima che gli impianti di depurazione contribuiscono per circa il 3% alle emissioni totali di gas serra. I principali gas emessi durante i processi di trattamento sono l’anidride carbonica (CO₂), il metano (CH₄) ed il protossido di azoto (N₂O). L’anidride carbonica è prodotta direttamente dai processi di respirazione cellulare aerobica, responsabili della degradazione dei materiali organici, ma anche indirettamente, a seguito della combustione di vettori energetici fossili di generazione dell’energia necessaria per il funzionamento degli impianti. Durante il trattamento delle acque reflue e dei fanghi di depurazione vengono emessi anche metano (CH₄) ed il protossido di azoto (N₂O), rispettivamente con un potenziale di riscaldamento globale (GWP, Global Warming Potential) di 25 e 298 CO₂ equivalenti (CO_{2eq}) ed una persistenza in ambiente di 100 e 114 anni [39]. Le emissioni di metano (CH₄), invece, si originano prevalentemente da sistemi in cui prevalgono condizioni anaerobiche, quali condotte fognarie e digestori per la stabilizzazione dei fanghi di supero prodotti in linea acque in cui, attraverso processo biologico, la materia organica viene trasformata in biogas che si caratterizza per una composizione volumetrica media in metano nel range di circa il 55-75%, anidride carbonica 25-50% ed altri gas in traccia. La gestione di tale effluente gassoso può comportare rilasci in atmosfera di composti climalteranti. Di fatto, emissioni fuggitive di metano possono essere associate a sistemi di collettamento e stoccaggio poco mantenuti o durante fasi quali la deodorizzazione, deumidificazione, desolfurazione, combustione in caldaia/cogeneratore (es. metano incombusto) e, ove prevista la produzione di biometano, alle fasi di *upgrading*. Contributi non trascurabili sono associati anche ai comparti ossidativi, in presenza di flussi derivanti da sezioni anaerobiche, a causa dello strippaggio favorito dall’aerazione, soprattutto nel caso di sistemi di aerazione di tipo superficiale. Tra i gas ad effetto serra emessi dagli impianti di depurazione, il protossido di azoto ha destato un maggiore interesse da parte della comunità scientifica in termini di sforzi dedicati alla quantificazione ed analisi delle emissioni in ragione del suo elevato GWP e alla sua capacità di reagire con l’ozono stratosferico, causando l’impoverimento dello strato. La sua produzione negli impianti di depurazione è da associare sostanzialmente ai processi biologici di rimozione dell’azoto di nitrificazione e denitrificazione, promossi da micro-organismi autotrofi ammonio ossidanti e batteri denitrificanti eterotrofi. Emissioni indirette sono imputabili alla degradazione in ambiente dell’azoto residuo rilasciato allo scarico in corpi idrici naturali e sul suolo. Nello specifico, sono individuati tre percorsi biologici (Figura 49), in cui il protossido viene prodotto come intermedio di reazione: ossidazione dell’idrossilammina (NH₂OH), denitrificazione dei nitrificanti e denitrificazione eterotrofica [40][41][42][43][44].

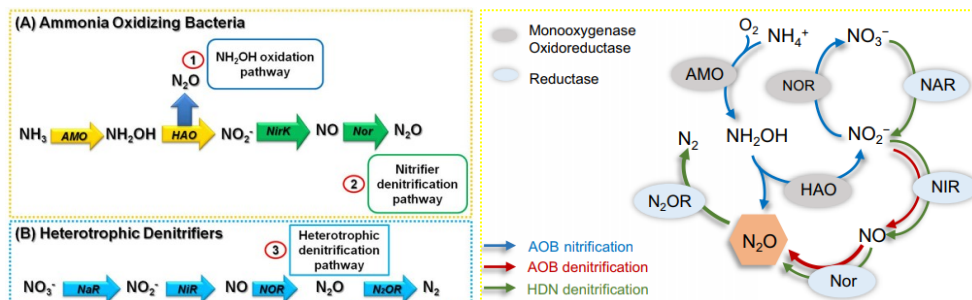


Figura 49 Percorsi biologici di produzione del protossido di azoto.

Per quanto riguarda la produzione di N_2O da AOB, il primo passo consiste nell'ossidazione di NH_3 a idrossilammina NH_2OH con la riduzione dell'ossigeno molecolare; questo processo è catalizzato dall'ammoniaca monoossigenasi (AMO). Successivamente, il NH_2OH viene ossidato a NO_2^- con l'aiuto dell'idrossilammina ossidoreduttasi (HAO) e l'ossigeno come accettore di elettroni primario. L' N_2O può essere prodotto se NH_2OH non è completamente ossidato a NO_2^- (Figura 49: Via di ossidazione di NH_2OH). Gli enzimi correlati all'attività degli AOB includono anche una quantità di nitrito reduttasi (NirK) e ossido nitrico reduttasi (Nor). Il NirK catalizza la riduzione di NO_2^- a NO mentre il Nor la conversione di NO a N_2O (Fig. 2: via di denitrificazione del nitrificatore). Il protossido di azoto è anche un prodotto intermedio della denitrificazione eterotrofa, che avviene secondo una catena di reazioni a 4 fasi con tre prodotti intermedi: NO_2^- , NO e N_2O (Figura 49: via di denitrificazione eterotrofa). I passaggi sono catalizzati dagli enzimi di nitrato reduttasi (NaR), nitrito reduttasi (NiR), ossido nitrico reduttasi (NOR) e dall'ossido nitroso reduttasi (N_2OR). Le emissioni dirette di gas climalteranti dalle linee di trattamento delle acque reflue e fanghi risultano strettamente connesse all'andamento di processi biologici, a loro volta condizionati da numerosi fattori quali le caratteristiche qualitative e quantitative dei carichi organici e azotati afferenti all'impianto, le configurazioni di processo e le modalità di gestione, la tipologia di tecnologia presente (i.e. CAS, SBR, Biomasse adese, etc.), le condizioni operative (i.e. tempi di residenza, etc.) ed ambientali (i.e. pH, T). In Tabella 27 sono presentati i fattori di emissione da impianti di trattamento delle acque reflue domestiche su vasta scala per il protossido di azoto, come riportato nelle linee guida IPCC per gli inventari nazionali dei gas a effetto serra [45]. Le informazioni ivi riportate vengono dedotte dalla consultazione della letteratura scientifica e le risultanze di studi condotti, volti a quantificare le emissioni di N_2O da processi di trattamento delle acque reflue domestiche. In ogni modo, come sottolineato nello stesso documento, sebbene esista molta bibliografia [46][47][48][49][50][51][52][53][49][54][55][56] pochi sono gli studi che fanno riferimento ad analisi riguardanti impianti di trattamento su scala reale. Dalla consultazioni delle fonti citate e da una ulteriore analisi di letteratura [57][58][59][59][60] si riscontra come, di fatto, le valutazioni effettuate facciano riferimento per lo più a sperimentazioni condotte su scala di laboratorio, peraltro condotte tramite l'applicazione di differenti protocolli e metodologie di analisi del gas climalterante applicati a diversi flussi di processo (acque reflue, surnatanti, effluenti concentrati) [61]. Sebbene le emissioni di N_2O varino in base al tipo di processo di rimozione dell'azoto utilizzato, sono necessari dati di monitoraggio più esaurienti in loco per sviluppare diversi fattori di emissione N_2O per diversi processi di trattamento.

Tabella 27 Fattori di emissione di N₂O riportati nella lettura tecnica e scientifica per tipologia di trattamento.

Tipo trattamento	di	Categoria	EF N ₂ O (kg N ₂ O-N /kg N)	Tipo trattamento	di	Categoria	EF N ₂ O (kg N ₂ O-N/kg N)
AO		BNR	0,028	Bardenpho		BNR	0,0036
AO		BNR	0,021	Step-feed BNR		BNR	0,011
AO		BNR	0,045	MLE		BNR	0,0007
A2O		BNR	0,013	MLE		BNR	0,0006
SBR		BNR	0,023	OD		BNR	0,0003
OD		BNR	0,008	Step-feed BNR		BNR	0,015
IA		BNR	0,0005	Step feed, plug flow		BNR	0,019
EA		BNR	0,015	SBR		BNR	0,029
A2O		BNR	0,013	SBR		BNR	0,038
CAS		BNR	0,00036	Plug flow		Non-BNR	0,004
AO		BNR	0,12	Plug flow		Non-BNR	0,0062
OD		BNR	0,00016	Step-feed non-BNR		Non-BNR	0,0018
AO		BNR	0,0013	Plug flow		Non-BNR	0,023
AO		BNR	0,0049	AO		Non-BNR	0,013
Separate-stage BNR		BNR	0,00019	IA		Non-BNR	0,0016

BNR: Rimozione biologica di nutrienti. AO: Processo anaerobi-ossico a fanghi attivi. A2O: Processo anaerobi-anossico-ossico a fanghi attivi. SBR: Reattore batch di sequenziamento. OD: Fossa di ossidazione. IA: Processo di aerazione intermittente. EA: Processo di aerazione esteso. CAS: Processo convenzionale a fanghi attivi. MLE: Ludzack-Ettinger modificato.

Le verifiche effettuate [45] fanno comunque emergere la correlazione diretta tra carico di composti azotati e fattori emissivi e indicano il valore medio da usare, per le valutazioni delle emissioni dai processi di trattamento delle acque reflue domestiche (Tabella 28). In una recente analisi di metodi empirici per la quantificazione delle emissioni di N₂O [62], in cui vengono messe a confronto la metodologia IPCC ed altre basate sull'integrazione di dati operativi, viene di fatto concluso che il fattore di emissione dovrebbe essere innalzato a 0,03 kg N₂O-N/kg N, per non incorrere in errori di sottovalutazione del rilascio in atmosfera di tale gas climalterante. Allo stesso tempo, anche in tale fonte, viene ribadita la necessità di ulteriori studi e valutazioni, al fine di ottenere valori dei fattori di emissione più affidabili rispetto a quelli attualmente utilizzati.

Tabella 28 Valore del fattore di emissione per impianti di depurazione delle acque reflue domestiche

Fattore di emissione di N ₂ O (kg N ₂ O-N/kg N)	SD	Minimo	Massimo
0.016	0.012	0.00016	0.045

Le informazioni ricavate sono state utilizzate per l'implementazione di moduli integrativi delle funzionalità del software DEES, relativi alla valutazione di processi alternativi implementabili nell'ambito dei processi depurativi. Sebbene lo scopo dell'analisi della letteratura scientifica fosse stato l'individuazione di fattori di emissione di N₂O differenziati per tipologia di processo, in base a quanto emerso è stato quindi utilizzato un valore unico ottenuto come media di fattori di emissione della letteratura più recente di 0.016 kg N₂O-N/kg N poi convertito in CO₂ equivalenti considerando il relativo valore di GWP. Tale stima va ad integrare le funzionalità del software dedicate alla valutazione delle emissioni di gas climalteranti, consentendo di tenere maggiormente conto degli impatti associati alla rimozione biologica dei carichi azotati. Durante la fase di implementazione dei moduli, sono state riviste le procedure di calcolo implementate e sono stati aggiornati i fattori di emissione, in base al riscontro con dati di letteratura più recenti.

Il software DEES, ai fini dell'analisi, tiene quindi conto delle emissioni di composti climalteranti associate ai consumi di energia elettrica in impianto, alla gestione dei reflui nella linea acque, alla gestione dei fanghi, produzione e *upgrading* del biogas e suo smaltimento finale. Nello specifico per i consumi elettrici si è fatto riferimento ai fattori di emissione riportati da ISPRA [63], calcolati tenendo conto della produzione netta nazionale di energia elettrica come energia elettrica misurata in uscita dagli impianti, al netto dell'energia

elettrica utilizzata per i servizi ausiliari della produzione, la quota di energia elettrica importata e le perdite di rete. Si è preso a riferimento quindi un fattore di emissione dei consumi elettrici pari a 268,6 g CO₂/kWh riferito a dati 2019. Il report consultato evidenzia come, a fronte di un incremento della produzione elettrica dal 1990 al 2019 di 77,3 TWh, si sia registrata una diminuzione delle emissioni atmosferiche di anidride carbonica di 45,4 Mt. Tale trend è principalmente determinato dall'incremento della produzione elettrica da fonti rinnovabili e alla diminuzione dei combustibili solidi e al corrispondente incremento di gas naturale nel mix fossile. Per le emissioni di metano, il software considera i contributi della linea acque (associati ai processi di volatilizzazione del CH₄ generato nella rete fognaria o all'instaurarsi di condizioni anaerobiche in alcune fasi di trattamento (i.e. sedimentazione, etc.), alla gestione di fanghi e digestati, produzione di biogas e *upgrading*, utilizzo finale dei fanghi disidratati. Come per l'N₂O, il risultato è reso in CO₂ equivalenti in base al GWP. Per il presente report, sono state verificate le informazioni presenti e le logiche di implementazione delle tecnologie di *upgrading* del biogas a biometano, descritte più nel dettaglio nella sezione 2.2.8.2, in merito alla stima dei fattori emissivi di metano. Infatti, tali tecnologie hanno un differente livello di performance in termini di percentuale di recupero di metano, con conseguente rilascio del gas nell'effluente finale. A valle della verifica effettuata, sono stati quindi aggiornati gli slip di metano (cioè la quantità di metano che non si riesce a recuperare dal biogas, espressa infatti come il rapporto tra la quantità di metano presente nel gas di scarico e quella in ingresso col biogas), come mostrato in Tabella 29.

Tabella 29 Slip di metano associati alle tecnologie di *upgrading* del biogas

Tecnologie di <i>Upgrading</i>	Slip di metano [%]			
Adsorbimento a pressione oscillante (PSA)	2.0	[34]	1.8	[64]
Assorbimento chimico (PWVA)	2.0	[34]	1.5	[64]
Separazione su membrane	0.50	[34]	0.69	[64]
Separazione criogenica	/		0.01	[65]

2.2.6 Valutazione di indici di circolarità, efficienza e sostenibilità della depurazione

L'economia circolare è una nuova strategia di sviluppo, volta alla protezione dell'ambiente, alla prevenzione dell'inquinamento e allo sviluppo sostenibile. L'obiettivo unico è massimizzare l'efficienza delle risorse, la crescita economica e il progresso tecnologico e nel contempo ridurre al minimo la produzione di rifiuti nel quadro della sostenibilità economica e sociale. L'economia circolare si propone di sostituire l'economia lineare, basata sul consumo delle risorse e sulla produzione e smaltimento di rifiuti. In contrapposizione a questa, nel modello dell'economia circolare, i rifiuti si trasformano in risorse e sono reintrodotti nei processi produttivi, secondo i principi delle "3 R": riduzione, riutilizzo e riciclo.

A questo proposito il settore idrico e, più specificamente, quello delle acque reflue è critico nell'economia circolare, sia per l'importanza fondamentale dell'acqua stessa in rapporto con la vita umana, sia per l'energia e la per la materia (nutrienti come azoto, fosforo e materia organica) contenute nei reflui.

Una delle sfide attuali per l'economia circolare, anche secondo le indicazioni dell'Unione Europea, è la progettazione di indicatori ed indici che consentano di valutare i risultati ottenuti in termini di efficienza, di riduzione, riutilizzo e riciclo dei rifiuti. Gli indici di economia circolare, qui definiti per gli impianti di depurazione, servono a determinare il grado di prossimità di ogni specifico processo al modello di economia circolare. Essi possono essere utilizzati, sia per confronti con impianti simili, sia per monitorare, nel corso degli anni, i progressi dello stesso nella direzione di una sempre maggiore sostenibilità e circolarità dei processi.

Per la produzione industriale esistono già metodologie complete per la valutazione delle performance aziendali in termini di indici di circolarità [66]. Tale metodologia introduce vari indici applicabili in vari contesti industriali. Nel codice DEES sono stati implementati dopo opportuni adattamenti alle peculiarità della depurazione, quelli ritenuti significativi per un impianto di depurazione e cioè:

- ISE: Indice di Sostenibilità energetica elettrica;
- IST: Indice di Sostenibilità energetica termica;

- ISA: Indice di Sostenibilità di approvvigionamento;
- IGR: Indice di Gestione dei rifiuti.

Per l'implementazione in DEES si è scelto di definire due diversi indici di sostenibilità energetica elettrica e termica, valutati separatamente, per coerenza con le altre sezioni del codice in cui queste due forme di energia sono sempre considerate separatamente.

La scelta di applicare questi indici, già utilizzati nelle industrie, anche per gli impianti di depurazione, permette di fare riferimento ad una metodologia che è già piuttosto completa e articolata per eventuali confronti con altri settori produttivi. I quattro indici selezionati sono complementari tra loro e danno una misura della circolarità nella gestione di materie prime, energia e rifiuti (in opposizione alla linearità) del processo di depurazione visto come un qualsiasi altro processo produttivo.

Proprio per la loro complementarietà e per le strutture molto simili che li definiscono, essi possono essere utilmente combinati in un indice globale ISG (Indice di sostenibilità Globale), che è definito come media pesata dei quattro indici proposti. Per il calcolo dell'ISG, si è scelto di utilizzare come pesi i costi complessivi annui sostenuti dall'impianto per materie prime, energia elettrica, energia termica e rifiuti. Si tratta di un parametro facilmente e oggettivamente determinabile, che consente di dare maggiore o minore importanza ai vari indici, sulla base di come impattano sul bilancio economico dell'impianto. Nei paragrafi seguenti si riportano le modalità di calcolo degli indici di circolarità

In aggiunta ai cinque indici di circolarità definiti sopra nel codice DEES sono utilizzati altri quattro indici

- WR: Indice di Circolarità per il riuso dell'acqua trattata;
- RP: Indice di Circolarità per il riuso dei nutrienti;
- EEchim: Indice di Circolarità per l'energia elettrica prodotta dall'energia chimica in ingresso;
- EEt: Indice di Circolarità per l'energia termica rinnovabile autoprodotta.

Questi indici hanno lo scopo di fornire una misura della circolarità, non tanto in contrapposizione alla linearità, ma piuttosto in termini di vicinanza rispetto al massimo teorico conseguibile in termini di recupero, considerando tutto il potenziale contenuto nel refluo da trattare. L'obiettivo è misurare le prestazioni degli impianti in ottica di "wastewater mining", con l'obiettivo di massimizzare l'estrazione di risorse dai reflui. Anche questi indici sono di norma compresi tra 0 e 1, dove 0 rappresenta la assoluta assenza di recupero di risorse e 1 la perfetta efficienza di recupero, rispetto al massimo teoricamente conseguibile.

2.2.6.1 Indice di Sostenibilità energetica elettrica (ISE)

L'ISE è un indice pensato per misurare la sostenibilità dei consumi energetici elettrici dell'ID. Secondo tutte le metodologie che portano alla definizione di indici di circolarità, l'utilizzo di energia prodotta in loco da fonti rinnovabili, o acquistata dalla rete (contributo valutato sulla base della quota di energia rinnovabile indicata in fattura) sono da considerarsi sostenibili (i.e. il loro utilizzo attuale non compromette la possibilità di utilizzo futuro) e circolari e vengono quindi inserite a numeratore dell'indice, a denominatore invece sono computati tutti i contributi energetici consumati dall'ID, compresi eventuali produzioni in loco da combustibili fossili e la quota parte non rinnovabile dell'energia acquistata dalla rete.

L'indice proposto è definito come il seguente rapporto:

$$ISE = \frac{EE_{FR}}{EE_U}$$

laddove:

ISE: Indice di sostenibilità energetica elettrica

EE_{FR}: Energia elettrica rinnovabile prodotta dall'ID (kWh/anno), somma di energia elettrica prodotta da biogas, da pannelli fotovoltaici, energia idroelettrica autoprodotta e quota di energia rinnovabile acquistata dalla rete, comprensivo anche di eventuale quota di energia rinnovabile prodotta in loco e ceduta alla rete.

EE_U: Energia elettrica utilizzata dall'ID su base annuale (kWh/anno), somma di tutti i contributi presenti in EE_{FR} ad esclusione della quota di energia ceduta alla rete, cui si somma l'energia consumata autoprodotta da fonti fossili e la quota di energia non rinnovabile acquistata dalla rete.

Normalmente l'ISE assume valori compresi tra 0 e 1, ISE= 0 indica linearità mentre ISE=1 circolarità perfetta.

Nel caso in cui l'impianto utilizzi esclusivamente energia rinnovabile e abbia un surplus di produzione che rimette in rete, l'ISE potrà essere maggiore di 1, ad indicare che l'ID contribuisce positivamente al bilancio di sostenibilità e circolarità del sistema elettrico italiano.

2.2.6.2 Indice di Sostenibilità energetica termica (IST)

In totale analogia con la definizione dell'ISE, l'IST è un indice pensato per misurare la sostenibilità dei consumi energetici termici dell'ID. L'utilizzo di energia termica prodotta in loco da fonti rinnovabili, o proveniente da recuperi energetici sono da considerarsi sostenibili e circolari e vengono quindi inserite a numeratore dell'indice, a denominatore invece sono computati tutti i contributi energetici termici consumati dall'ID, compresi eventuali produzioni in loco da combustibili fossili.

L'indice proposto è definito come il seguente rapporto:

$$IST = \frac{ET_A}{ET_c}$$

laddove:

IST: Indice di circolarità per energia termica

ET_A: Energia termica prodotta da energia rinnovabile o da recupero e utilizzata all'interno o all'esterno dell'impianto (kWh/anno). I contributi considerati sono: recupero di energia termica da cogenerazione, da solare termico o ibrido, da incenerimento dei fanghi o di altri substrati e l'energia termica estratta dalle acque reflue grazie a pompe di calore.

ET_C: totale energia termica prodotta (kWh/anno), comprensivo anche di eventuale energia termica prodotta da fonti non rinnovabili.

Normalmente l'IST assume valori compresi tra 0 e 1, ISE= 0 indica linearità mentre ISE=1 circolarità perfetta.

2.2.6.3 Indice di Sostenibilità di approvvigionamento (ISA)

L'ISA è un indice che misura la sostenibilità dell'utilizzo di materie prime per tutti i processi di trattamento realizzati nell'ID. Si considerano circolari e sono, di conseguenza, conteggiate nel numeratore della formula le cosiddette materie prime valorizzate, comprendenti materiale riciclato internamente, o reperito da altri fornitori e tutte le materie prime seconde realizzate a partire da scarti e rifiuti, nonché le cosiddette materie prime sostenibili o rigenerabili, il cui utilizzo non comprometta la disponibilità futura per altri utilizzatori). A denominatore invece sono computate tutte le materie prime utilizzate.

L'ISA è definito dal seguente rapporto:

$$ISA = \frac{\text{Tot. approvvigionamento sostenibile}}{\text{Tot. Materie Prime}}$$

laddove:

ISA = Indice di sostenibilità dell'approvvigionamento.

Tot. approvvigionamento sostenibile (t/anno) = MPVa + MPS

MPVa=Materie prime valorizzate (materiale riciclato + materie prime seconde)

MPS = Materie prime sostenibili (o rigenerabili)

Tot. Materie Prime (t/anno) = MPVa + MPS + Materie prime non valorizzate e non sostenibili

Le materie prime valorizzate sono quelle costituite solamente da prodotti derivanti dal riciclo, dall'uso di materie seconde. Le materie prime sostenibili sono quelle materie prime che derivano da processi biologici non tossici e al termine del loro ciclo di vita possono essere non danno impatti sull'ambiente [66].

Anche l'indice ISA assume valori compresi tra 0 e 1, ISE= 0 indica linearità, mentre ISE=1 circolarità perfetta.

2.2.6.4 Indice di sostenibilità della gestione dei rifiuti (IGR)

L'indice IGR valuta la sostenibilità della gestione dei rifiuti da parte dell'ID. In questo caso contribuiscono positivamente tutti i rifiuti recuperati, in seguito a trattamento o meno. Al contrario si considerano non circolari gli smaltimenti che non consentono la reimmissione di materia nel ciclo produttivo. Per maggiore facilità di calcolo l'indice è definito come complemento a uno dell'indice di smaltimento lineare:

$$IGR = 1 - ISR$$

$$ISR = \frac{\text{Rifiuti smaltiti in modo lineare}}{\text{Totale rifiuti prodotti}}$$

laddove:

IGR = Indice di sostenibilità della gestione dei rifiuti

ISR = Indice di smaltimento lineare

Rifiuti smaltiti in modo lineare: considera tutti i rifiuti non recuperati, ad esempio fanghi o altri materiali smaltiti in discarica, o inviati ad incenerimento quando poi le ceneri sono inviate in discarica.

Totale rifiuti prodotti: tiene conto di tutti i rifiuti prodotti dall'ID, compresi quelli riciclati o recuperati, ad esempio fanghi trasformati in compost e riutilizzati in agricoltura, ghiaie e sabbie recuperate, etc.

2.2.6.5 Indice di Sostenibilità globale (ISG)

L'indice di sostenibilità globale ISG è definito come media pesata dei quattro indici descritti ai precedenti paragrafi. Il suo scopo è quello di fornire una misura massimamente sintetica della circolarità dell'ID. Per il calcolo dell'ISG si utilizzano, come pesi, i costi complessivi annui sostenuti dall'impianto per materie prime, energia elettrica, energia termica e rifiuti.

L'ISG è calcolato secondo la formula seguente:

$$ISG = \frac{ISE * ISE_c + ISA * ISA_c + ISR * ISR_c + IST * IST_c}{ISE_c + ISA_c + ISR_c + IST_c}$$

laddove:

ISE: indice di sostenibilità energia elettrica

ISE_c: Costo annuale dell'energia elettrica

ISE: indice di sostenibilità energia termica

ISE_c: Costo annuale dell'energia termica

ISA: Indice di sostenibilità ambientale

ISA_c: Costo annuale di acquisto delle materie prime

ISR: Indice di sostenibilità dei rifiuti

ISR_c: Costo annuale per lo smaltimento dei rifiuti

2.2.6.6 Indice di Circolarità per il riuso dei nutrienti (RP)

Le acque reflue contengono varie sostanze, potenzialmente recuperabili, con tecnologie già disponibili per l'applicazione, tra cui i nutrienti e principalmente azoto e fosforo. L'indice RP misura l'entità di recupero di nutrienti realizzato presso l'impianto rispetto al potenziale teoricamente recuperabile.

RP è calcolato come il seguente rapporto:

$$RP = \frac{\sum_i^n rri}{\sum_i^n ri}$$

laddove:

RP: Indice di circolarità per il riuso dei nutrienti

rri: Nutrienti recuperati dai reflui e riusati, includendo anche quelli che vengono riutilizzati attraverso il riuso diretto delle acque trattate, ad esempio i nutrienti recuperati tramite pratiche di fertirrigazione (kg/anno)

ri: Nutrienti recuperabili presenti nelle acque da trattare all'ingresso impianto prima del trattamento (Kg/anno).

2.2.6.7 Indice di Circolarità per il riuso dell'acqua trattata (WR)

L'acqua reflua trattata dagli ID, rappresenta una importante risorsa il cui recupero è fondamentale specialmente nelle aree ad elevato stress idrico. L'indice WR considera l'acqua trattata dall'impianto e riusata direttamente, rispetto a quella scaricata. L'indice non considera il cosiddetto riuso indiretto, in cui l'acqua scaricata dall'ID in corpo idrico viene poi prelevata da quest'ultimo per essere riutilizzata. Tale pratica, pur

essendo diffusa, comporta problemi sia per l'impossibilità di quantificazione, sia la mancanza dei controlli necessari per un uso sicuro.

$$WR = \frac{WR_{ext}}{W_{tr}}$$

laddove:

WR: Indice di circolarità per il riuso dell'acqua trattata

WR_{ext}: Acqua trattata inviata a riutilizzo (agricolo, industriale, per la riqualificazione ambientale, civile, urbano, etc.) (m³/anno)

W_{tr}: Totale dell'acqua trattata dall'impianto (m³/anno)

2.2.6.8 Indice di Circolarità per l'energia elettrica prodotta dall'energia chimica in ingresso (EE_{chim})

A differenza dell'ISE, l'indice EE_{chim} considera l'energia elettrica autoprodotta dai processi di trattamento dell'ID, a partire da reflui, fanghi o altri substrati estratti dalle acque reflue nel corso del trattamento, in rapporto al quantitativo massimo teorico di energia elettrica estraibile con le tecnologie maggiormente all'avanguardia. Nella fattispecie, si considera la produzione di energia elettrica ottenibile tramite cella a combustibile, alimentata dal biogas teoricamente ottenibile per digestione anaerobica di tutta la sostanza organica presente nei reflui.

L'indice è definito dal seguente rapporto:

$$EE_{chim} = \frac{EE_p}{EE_{COD}}$$

laddove:

EE_{COD} = COD_{ing} T_c C_p η_{el}

EE_{chim}: indice energia elettrica prodotta da COD ingresso

EE_p: energia elettrica autoprodotta (kWh/anno) (tipicamente tramite trattamento del biogas da digestione anaerobica dei fanghi in CHP)

EE_{COD}: Energia chimica massima ottenibile dal COD all'ingresso dell'impianto (calcolata partendo dalla quantità di sostanza organica presente nei reflui COD_{ing} (in kgCOD/anno), considerando un tasso di conversione in biometano di T_c= 0,350 Nm³/kgCOD, un potere calorifico del biogas C_p= 9.94 10 kWh/Nm³ ed un rendimento della cella combustibile η_{el}=0.5).

2.2.6.9 Indice di Circolarità per l'energia termica rinnovabile autoprodotta (ET_U)

L'indice ET_U considera l'energia termica autoprodotta a partire da reflui, fanghi o altri substrati estratti dalle acque reflue nel corso del trattamento, in rapporto al quantitativo massimo teorico di energia termica ottenibile. Nella fattispecie, si considera l'energia termica ottenibile bruciando tutto il biogas, teoricamente ottenibile per digestione anaerobica di tutta la sostanza organica presente nei reflui e l'energia termica estraibile dai reflui tramite pompa di calore.

L'indice è definito dal seguente rapporto:

$$ET_U = \frac{ET_A}{ET_C}$$

ET_C laddove:= COD_{ing} T_c C_p + Ṃ c ρ ΔT

ET_U: Indice di circolarità per energia termica utilizzata

ET_A: energia termica autoprodotta e utilizzata al netto delle perdite (kWh/anno)

ET_C: totale energia termica teoricamente recuperabile (kWh/anno), calcolata come somma dell'energia termica ottenibile dal COD all'ingresso dell'impianto (calcolata partendo dalla quantità di sostanza organica presente nei reflui COD_{ing} (in kgCOD/anno), considerando un tasso di conversione in biometano di T_c= 0,350 Nm³/kgCOD, un potere calorifico del biogas C_p= 9.94 10 kWh/Nm³) e avviata a combustione in una caldaia con un rendimento η_{ter}=0.98, e sommando l'energia termica estraibile dai reflui tramite pompa di calore

(stimata considerando il volume annuo di reflui scaricati \dot{V} (m^3 /anno), la capacità termica specifica dell'acqua $c = 1.16 \cdot 10^{-3} \text{ kWh/kg } ^\circ\text{C}$; la densità delle acque reflue $\rho = 10^3 \text{ kg/m}^3$, e un salto termico delle acque reflue ΔT pari a 5°C)

2.2.7 Moduli per la valutazione di processi alternativi

Per la FS, il software DEES è stato integrato con moduli, basati su fogli excel, che danno la possibilità di valutare i vantaggi conseguibili, nell'ipotesi dell'implementazione di alcune soluzioni tecnologiche e gestionali nella linea acque e fanghi. Allo stesso tempo, viene valutata l'opzione del riuso agricolo delle acque reflue depurate in ottica della prossima entrata in vigore (06/2023) del Regolamento europeo 741/2020 [33] sulle prescrizioni minime per il riutilizzo dell'acqua in agricoltura. In generale le scelte operate hanno considerato soluzioni, finalizzate all'incremento della sostenibilità ambientale ed economica dei sistemi di depurazione, ponendo l'attenzione su voci quali risparmi energetici, risparmi nelle emissioni di gas climalteranti, incremento prestazione nella rimozione di alcuni contaminanti. A monte è stata quindi effettuata una ricerca bibliografica, consultando articoli scientifici e testi tecnici. Per il riuso delle acque in ambito agricolo, la scelta operata vuole avere anche un ruolo di sensibilizzazione dell'utente verso la tematica, vista la rilevanza strategica della risorsa idrica e la necessità di reperire fonti non convenzionali, per contrastare fenomeni di siccità associati ai cambiamenti climatici preservando la produttività dei sistemi agricoli.

2.2.7.1 Stima della richiesta di ossigeno del processo biologico e dei consumi energetici in funzione di differenti sistemi di aerazione.

Il modulo è stato realizzato nella consapevolezza dell'importanza del consumo energetico dei sistemi di insufflazione dell'aria del comparto ossidativo degli impianti di depurazione che, in media, pesa per una percentuale variabile dal 50 al 70% sul bilancio globale. Qualora non noto, il modulo consente di effettuare la stima del calcolo dei consumi associati all'aerazione, a partire dalla stima del fabbisogno teorico di ossigeno (Actual Oxygen Request, AOR, $\text{kg O}_2/\text{d}$) del comparto ossidativo di un depuratore biologico a fanghi attivi con schema di funzionamento nitro-denitro di tipo tradizionale. Il valore dell'AOR è associato alla respirazione attiva (sintesi cellulare) ed endogena della biomassa eterotrofa ed autotrofa ed è calcolabile con la relazione [67][10] :

$$\text{AOR} = a \cdot q \cdot (\text{So}-\text{S}) + b \cdot \text{SST} + 4,6 \cdot q \cdot (\text{TKNo}-\text{TKNe}-0,05 \cdot (\text{So}-\text{S}))$$

Dove:

- AOR = (actual oxygen rate) fabbisogno di ossigeno in condizioni operative ($\text{Kg O}_2/\text{d}$);
- $q \cdot (\text{So}-\text{S})$ = carico organico rimosso nella ossidazione biologica ($\text{Kg BOD}/\text{d}$);
- SST = contenuto di sostanza secca nella vasca di ossidazione (Kg SST);
- a = coefficiente di respirazione attiva, pari a $0,5 \text{ Kg O}_2/\text{Kg BOD}$
- b = coefficiente di respirazione endogena, pari a $0,1 \text{ giorni}^{-1}$ a 20°C e variabile con la temperatura secondo la formula: $bT = b_{20} \cdot 1,084^{(T-20)}$ con $b_{20} = 0,1 \text{ Kg O}_2/\text{Kg SSV}$
- $q \cdot (\text{TKNo}-\text{TKNe})$ = quantità di azoto da nitrificare (KgTKN/d)

Al valore di AOR così ricavato, va sottratto l'ossigeno ceduto dai nitrati nello stadio di denitrificazione, pari a $2,86 \text{ g O}_2/\text{g NO}_3\text{-N}$ ridotto. Il calcolo è effettuabile sia per le condizioni reali di esercizio che in riferimento a condizioni standard (i.e. acqua pulita, 20°C , $P = 1 \text{ atm}$; OD iniziale = 0 mg/L) e a tal fine il software richiede, tramite l'apertura di alcune user-form, l'inserimento di alcuni dati di input funzionali oltre al calcolo dell'AOR valori relativi ad alcuni parametri quali temperatura del refluo, quota dell'impianto, concentrazione di ossigeno nelle vasche, profondità in vasca dei sistemi di aerazione [67]. La possibilità di poter convertire il valore del fabbisogno di ossigeno della biomassa batterica, passando da condizioni reali a quelle standard e viceversa, risulta utile all'utente al momento in cui si intenda valutare un sistema di aerazione, poiché generalmente i costruttori propongono le relative caratteristiche tecniche nelle condizioni standard (SOR, standard oxygen rate, $\text{kg O}_2/\text{d}$).

Il valore del SOR è calcolato tramite la seguente formula:

$$SOR = AOR / (\alpha(\beta C_{sw} - C_e) * 1,024(T-20) / C_s)$$

dove:

- * SOR e AOR danno il fabbisogno di ossigeno rispettivamente in condizioni standard ed operative (KgO₂/d)
- * T è la temperatura media del liquame (°C)
- * α e β sono coefficienti che tengono conto della differenza delle caratteristiche del liquame trattato e dell'acqua pura: differente diffusione e differente grado di saturazione di ossigeno.

I fogli di calcolo del modulo riportano, peraltro, dati relativi alla capacità di trasferimento dell'ossigeno di vari sistemi di aerazione di tipo meccanico, o a diffusione d'aria, ricavati tramite la consultazione di differenti fonti bibliografiche e manuali tecnici sulla base dei quali è possibile effettuare una stima dei relativi consumi energetici. In particolare, i dati processati a tale scopo riguardano la velocità di trasferimento dell'ossigeno (SOTR, Standard Oxygen Transfer Rate, espressa in kgO₂/h) e il parametro di efficienza di diversi sistemi di aerazione (SAE, Standard Aeration Efficiency, dato da SOTR/Potenza, espressa in kgO₂/kWh) di differenti sistemi di aerazione. La tabella di seguito proposta (Tabella 30) riporta i valori di efficienza di quanto riscontrato in letteratura per fonte bibliografica [68] [69][61] [70][71][72][73] .

A valle del confronto tra le varie fonti bibliografiche, si è scelto di utilizzare, per l'implementazione del modulo, i valori di efficienza energetica, sia in condizioni standard che reali presentati dal WERF (2010) che fornisce anche range di AE in condizioni reali (i.e. acque reflue, T=15°C; altitudine 150 m; $\alpha=0,85$; β (correzione salinità=0,9). Così come configurato, il modulo ha doppia valenza funzionale, in quanto consente di stimare il fabbisogno di ossigeno del comparto biologico nelle condizioni reali di funzionamento dell'impianto e di verificare se i consumi del proprio impianto sono in linea con i dati di settore. Allo stesso tempo risulta possibile effettuare un confronto delle performance energetiche di differenti tecnologie di aerazione e quantificare i risparmi conseguibili, nell'ipotesi di adozione di sistemi alternativi a quanto presente in campo. Il calcolo dei consumi energetici del comparto di aerazione è, peraltro, funzionale ai moduli per valutare i vantaggi ambientali ed energetici conseguibili nell'ipotesi di conversione del proprio processo nitro-denitro in sistemi a cicli alternati (AC, Alternated Cycle), o a biomassa adesa a letto mobile (MBBR, dall'inglese Moving Bed Biofilm Reactor), di seguito descritti.

Tabella 30 Efficienza di diversi sistemi di aerazione di tipo meccanico e ad insufflazione.

Tipologia di Sistema (Mohammed H, 2013)	SAE	(KgO ₂ /kWh)	Tipologia di Sistema (WERF, 2010)	SAE	(KgO ₂ /kWh)	AE	KgO ₂ /kWh
Aeratori ad ossigeno puro	3,5	5,5	Aerazione bolle fini (compreso compressore)	5	6,5	2,5	3,5
Sistema di aerazione sommerso ad eiettore	2,1	2,55	Aerazione bolle grosse (compreso compressore)	2,5	3,5	1	2
Diffusori con aerazione a bolle fini	2,5	3,5	Aeratori di superficie a bassa velocità	1,2	3	0,7	1,4
Aeratori di superficie a flusso orizzontale	1,55	2,27	Aeratori di superficie ad alta velocità	1,2	2,2	0,7	1,2
Aeratore di superficie a bassa velocità	1,5	2,2	Turbine superficiali a flusso discendente	1,2	2,4	0,6	1,2
Turbine sommerse	1,6	2,4	Turbine sommerse con iniettore (incluso compressore)	1,2	2	0,7	1,1
Aeratore di superficie ad alta velocità	1,05	1,81	Spazzole superficiali	0,9	2,2	0,6	1,1
Turbine sommerse (Assiali)	1	1,6					
Turbine sommerse (Radiali)	1,1	1,5	Tipologia di Sistema (Masotti, 2011)	SAE	(KgO ₂ /kWh)		
Diffusori con aerazione a bolle medie	0,9	1	Aerazione meccanica superficiale	1,8	2,5		
Aeratori aspiranti	0,4	1,6	Aerazione ad aria insufflata				
Diffusori a orifizi	0,6	0,8	Bolle fini	3,4	2,0		
			Bolle grosse	0,8	1,2		
Tipologia di Sistema (Stenstrom M. ,Rosso D. (2008)	SAE	(kgO ₂ /kWh)	Aerazione ad aria insufflata e turbina sommersa	1,7	2,4		
Aeratori di superficie ad alta velocità	0,9	1,3	Aerazione a getto	1,6	2,3		
Aeratori di superficie a bassa velocità	1,5	2,1					
Diffusori a bolle grosse	0,6	1,5	Tipologia di Sistema (Hammer 2008)	SAE	(kgO ₂ /kWh)		

Turbine o jets (bolle fini)	1,2	1,8	Diffusori a bolle fini (copertura totale del fondo)"	2,4	4,7		
Diffusori a bolle fini	3,6	4,8	Diffusori a bolle grosse"	1,2	1,8		
			Ugelli	2,4	3,1		
			Aeratori meccanici fissi	1,2	2,1		
			Aeratori flottanti	1,2	2,2		
			Aeratori a spazzole rotanti	1,2	2,1		
Tipologia di Sistema (WEF, 2017)	SAE	(KgO₂/kWh)	Tipologia di Sistema (Redmon D.T. 2018)	SAEc_w	(KgO₂/kWh)	SAE_p	(KgO₂/kWh)
Diffusori a bolle fini	1,2	2,0	Areatore di superficie ad alta velocità	0,9	1,4	0,6	0,9
Diffusori a bolle medie	1,0	1,6	Areatore di superficie a bassa velocità	1,5	2,1	1,0	1,4
Diffusori a bolle grossolane	0,6	1,2	Areatore di superficie a disco	1,1	1,7	0,7	1,1
Sistemi tubolari	0,7	1,3	Turbine	1,2	1,8	0,7	1,1
Eiettori	1,2	2,4	Diffusori a bolle grosse a spirale	1,3	1,9	0,7	1,0
Aspiratore con eiettore	1,5	2,4	Diffusori a griglia a bolle grosse a griglia	1,6	2,3	0,9	1,2
U-tube	1,3	2,4	Aspiratore (No soffiante)	0,5	0,7	0,2	0,4
Areatore di superficie a bassa velocità con draft tube	1,5	2,1	Aspiratore con soffiante	0,7	1,2	0,3	0,6
Areatore di superficie a bassa velocità	1,2	2,8	Diffusori a griglia standard a bolle fini	3,5	4,9	1,7	2,4
Areatore di superficie ad alta velocità con draft tube	1,1	1,4	Diffusori a griglia ad alta densità a bolle fini	4,3	7,3	2,1	3,5
Areatore di superficie ad alta velocità	1,2	2,0					
Turbine sommerse	1,1	2,1					
Turbine sommerse con sparger	1,2	2,0					
Rotori orizzontali	0,9	2,2					

2.2.7.2 Cicli alternati CA

Il modulo è stato implementato con la finalità di fornire un tool per valutare le prestazioni della tecnologia a cicli alternati (CA), se già adottata in impianto come modalità digestione del comparto biologico o, in alternativa, in ottica di conversione futura di un sistema con schema di funzionamento nitro-denitro. I cicli alternati garantiscono oltre alla rimozione dei carichi organici, ottime prestazioni di abbattimento di composti azotati ed in parte di fosforo e consistono nella realizzazione in un unico bacino di fasi consecutive aerobiche ed anossiche, ottenute tramite la regolazione dell'aerazione, durante le quali si realizzano rispettivamente la nitrificazione (con l'ossidazione dell'ammoniaca) e la denitrificazione dell'azoto (Figura 50) [74] [75] [76]. Il controllo sulla lunghezza del ciclo è rivolto, da un lato a massimizzare la rimozione dell'azoto ammoniacale, dall'altro a ridurre o eliminare l'accumulo di nitrati in vasca e massimizzare l'efficienza di rimozione dell'azoto totale, in relazione alle variazioni di carico e del tasso di reazione.

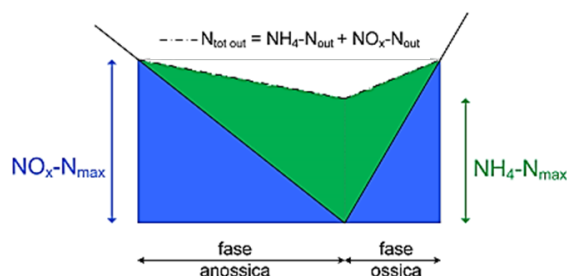


Figura 50 Andamento delle diverse forme di azoto durante la durata di un ciclo

L'elasticità della tecnologia a CA è evidenziata dalla possibilità di essere applicata a reattori con caratteristiche geometriche molteplici (rettangolare, circolare e anulare), senza effettuare modifiche sostanziali alle unità biologiche e recuperando le strutture esistenti. Oltre all'installazione di sistemi dedicati al controllo dell'aerazione gli interventi di adeguamento richiesti riguardano la componentistica elettromeccanica e idraulica (i.e. l'inserimento di miscelatori sommersi ove non presenti, ottimizzazione della fornitura d'aria nella fase aerobica, etc.), con risparmi associati all'eliminazione del ricircolo della miscela aerata, in quanto tutto l'azoto nitrico si trova già all'interno della vasca di ossidazione, e alla possibilità di

gestione della miscelazione meccanica della biomassa in alternanza all'aerazione, qualora quest'ultima sia operata in modo tale da garantire la sospensione della biomassa stessa durante la fase aerobica.

I vantaggi derivanti dall'applicazione del processo a cicli alternati sono così elencabili:

- Prestazioni nella rimozione dell'azoto più elevate (80-90%) rispetto ai processi tradizionali associati, la gestione diretta dei tempi di nitrificazione denitrificazione comporta una sensibile riduzione dell'azoto totale nell'effluente, anche a fronte di un leggero aumento dell'azoto ammoniacale;
- Incremento dei tassi di rimozione biologica del fosforo, associati ad una maggiore concentrazione di ceppi batterici fosforo-accumulanti (PAO), favoriti nella crescita dall'alternanza delle fasi ossiche e anossiche. Tale aspetto implica inoltre una riduzione del dosaggio di *chemicals* per la precipitazione chimica del fosforo;
- Risparmi energetici (20-30%), associati alle elevate prestazioni nella rimozione biologica dell'azoto (in quanto elevate denitrificazioni significano elevato recupero di ossigeno combinato), all'eliminazione del ricircolo della miscela aerata e alla regolazione del funzionamento delle componenti meccaniche di miscelazione della biomassa;
- Riduzione della produzione dei fanghi (5-7% in meno), in quanto in condizioni anossiche il rendimento di crescita e quindi il coefficiente di resa cellulare della popolazione batterica aerobica risulta inferiore, a seguito della trasformazione delle sostanze organiche e delle concentrazioni limitanti di ossigeno;
- Elevata flessibilità gestionale, con possibilità di variare l'efficienza di depurazione, o modulare i consumi energetici, a seconda della stagione e dei carichi afferenti all'impianto di depurazione.

La più semplice ed economica strategia di controllo del processo ad aerazione intermittente risulta la temporizzazione delle fasi aerobiche/anossiche, mediante un timer regolabile manualmente dal gestore dell'impianto. Risultati migliori in termini di rimozione di nutrienti e performance impiantistiche sono conseguibili tramite l'impiego di sistemi di controllo dell'aerazione automatizzati, basati sulla misurazione in continuo di parametri, in grado di dare indicazioni sullo stato raggiunto dalle reazioni biochimiche, o sulle concentrazioni dei nutrienti in vasca. A tale scopo, sono utilizzabili sensori di misurazione in continuo dei nutrienti mediante elettrodi ione-selettivi, metodi colorimetrici o biosensori o, in alternativa, sonde elettrometriche di misurazione del potenziale di ossido-riduzione (ORP), del pH, e dell'ossigeno disciolto (DO) mediante sonde elettrometriche[77][78][79].

Per l'implementazione del modulo è stata effettuata una ricerca bibliografica basata sull'analisi di casi studio, al fine di ricavare informazioni utili a valutare in termini qualitativi le prestazioni della tecnologia a CA e stimare i vantaggi conseguibili, considerando quindi le voci ed i parametri numerici riportati in Tabella 31, calcolati come media dei valori riscontrati nelle varie fonti bibliografiche consultate. E' stato anche considerato il risparmio in emissioni di anidride carbonica, associato alle variazioni dei consumi energetici [63].

Tabella 31 Parametri di confronto delle prestazioni del sistema a CA rispetto al sistema CAS nitro Denitro

Voci di analisi vs CAS Nitro-denitro %	
Riduzione consumi energetici di:	
• aerazione	22
• ricircolo miscela aerata	100
• miscelazione	50
Riduzione produzione fanghi	5
Rimozione incrementale di:	
• TN	60
• TP	20

A supporto delle statistiche rilevate, è stato utilizzato anche l'approccio modellistico, prevedendo l'implementazione della tecnologia a CA per l'impianto di depurazione del quartiere Fossolo, appositamente dimensionato su basi teoriche per il trattamento dei carichi organici veicolati dalla rete fognaria. Il relativo

modello è stato definito per effettuare simulazioni e valutazioni sul bilancio energetico nel corso delle attività di ENEA, svolte nell’ambito della linea di attività LA 5.1 [14].

Il modello originario dell’impianto di trattamento delle acque reflue di Fossolo prevedeva un ciclo classico di trattamento biologico, con unità di pre-denitrificazione e di nitrificazione, seguiti da sedimentazione e scarico (Figura 51).

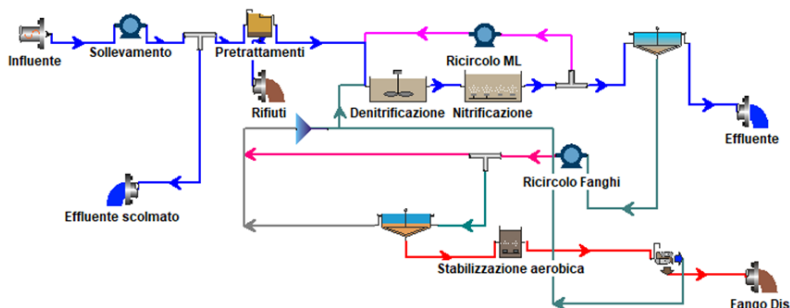


Figura 51 Layout del modello dell’impianto di trattamento delle acque reflue di Fossolo in configurazione nitro-denitro.

L’implementazione della tecnologia a CA è stata eseguita con reattore biologico unico, dalla volumetria pari alla somma del comparto di denitrificazione e nitrificazione dell’impianto originale, ed un sistema di controllo dell’areazione on/off automatizzato, basato su segnali di monitoraggio del processo, tramite la misurazione in vasca della concentrazione di ossigeno e ammonio. In particolar modo le logiche di comando sono state basate su valori di set-point di ammoniaca, con l’attivazione dell’aerazione al raggiungimento della soglia massima di $\text{NH}_4\text{-N}$ pari a 4.0 mg/l e lo spegnimento per valori minimi di 2.0 mg/l. Per garantire un livello di velocità di trasferimento dell’ossigeno in vasca ed una concentrazione di ossigeno in vasca non limitata, la portata del flusso di aria dei sistemi di aerazione è stata incrementata del 40% rispetto alla configurazione precedente, passando da 570 a 1.000 m^3/h . Come visibile dal layout del modello (Figura 52), una ulteriore modifica ha riguardato l’eliminazione della portata di ricircolo della miscela areata, non necessaria nei cicli alternati, dal momento che la regolazione in vasca delle condizioni di ossigenazione consente di regolare le fasi di denitrificazione e nitrificazione nel medesimo ambiente e di rimuovere i nitrati in modo soddisfacente e funzionale al rispetto dei limiti allo scarico delle forme azotate.

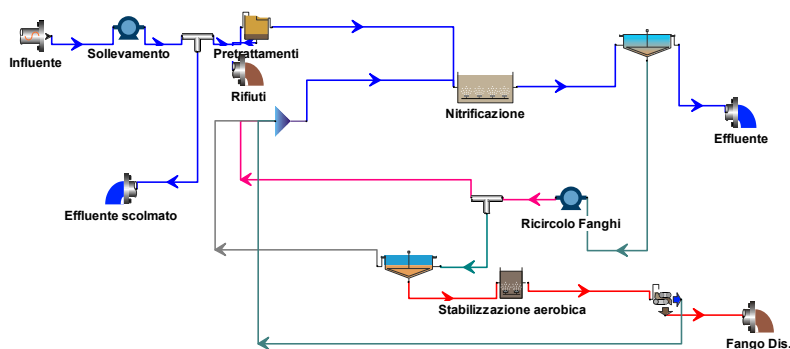


Figura 52 Layout del modello dell’impianto di trattamento delle acque reflue di Fossolo con implementazione della tecnologia a CA

Le Figura 53 e Figura 54 riportano il comportamento del sistema di controllo, come implementato al fine di eseguire la simulazione dei processi di trattamento nella configurazione impiastica a cicli alternati in riferimento ad una settimana di marzo (03/03-10/03), estrapolata dalla serie temporale annuale, in cui sono risultate evidenti variazioni dei carichi in ingresso. E’ possibile quindi analizzare il comportamento del sistema di regolazione delle fasi operative, con una intensificazione della frequenza di aerazione in corrispondenza degli aumenti delle concentrazioni in vasca di ammoniaca. Nell’arco annuale, la concentrazione media giornaliera dell’ossigeno ha un valore di 0.13 mg/l e raggiunge un massimo di 0,53, con notevoli risparmi dei costi energetici di insufflazione rispetto a sistemi gestiti con un set-point di ossigeno, generalmente fissato nel range 1-1.5 mgO_2/l (Figura 54). Dal punto di vista prestazionale, i risultati della simulazione evidenziano

la buona capacità di rimozione dei carichi di inquinanti afferenti, con percentuali di rimozione della configurazione con cicli alternati superiori rispetto ai sistemi tradizionali, in particolare, per i composti azotati e il fosforo (Tabella 32, Tabella 33). Allo stesso tempo il risparmio energetico risulta marcato, specialmente per le voci di aerazione, miscelazione e pompaggi (Tabella 34).

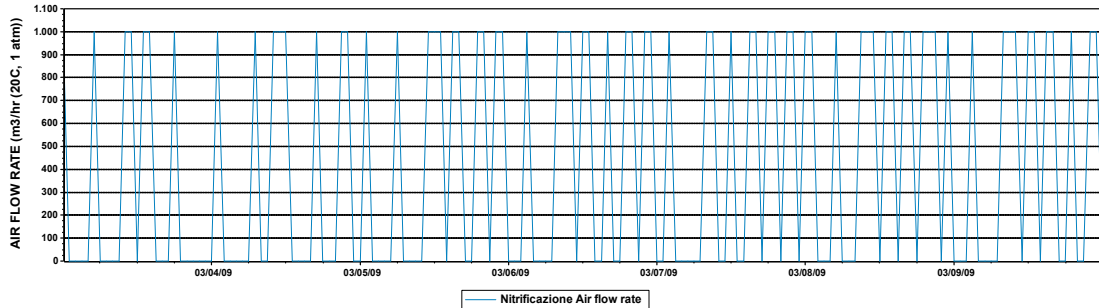


Figura 53 Dettaglio dell'andamento temporizzato dell'aerazione nella settimana 03/03-10/03.

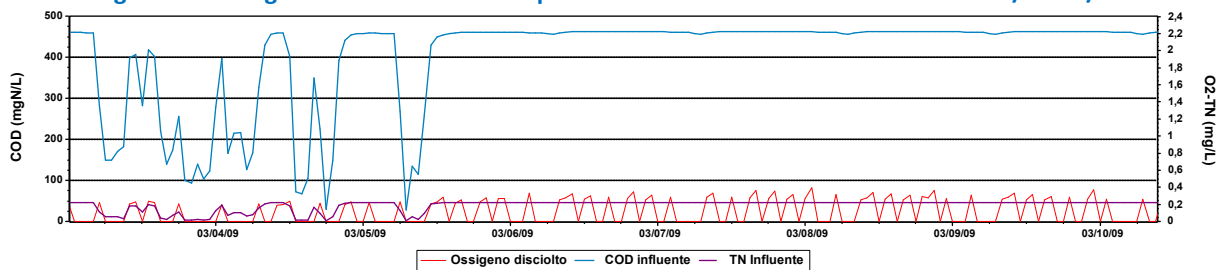


Figura 54 Concentrazione del COD e azoto totale in ingresso e dell'ossigeno nella vasca areata gestita con cicli alterni.

Nella seguente Tabella 34 si propone, quindi, un confronto delle prestazioni dell'impianto nelle due configurazioni di processo proposte.

Tabella 32 Concentrazioni dei parametri chimico-fisici delle acque reflue in entrata e in uscita dagli schemi d'impianto convenzionale e a cicli alterni ottenute dalle simulazioni

Conf. ID	Portata m ³ /d	DSt	COD mg/l	DSt	TKN mg/l	DSt	NO ₃ ⁻ -NO ₂ ⁻ mg/l	DSt	SST mg/l	DSt	TP mg/l	DtS
CAS _{in}	1891,45	916,09	431,09	60,15	42,68	6,84			44,21	3,76	8,00	1,23
CAS _{out}			29,26	2,87	2,31	0,17	6,60	1,45	5,99	2,85	5,97	1,23
CAS+CA _{out}			34,05	3,13	4,64	0,19	0,69	0,80	6,23	3,20	3,51	1,45

Tabella 33 Confronto delle efficienze di rimozione dei valori dei parametri chimico-fisici ottenute dalle simulazioni degli schemi d'impianto convenzionale e a cicli alterni

Conf. ID	ηCOD	ηTN	ηSST	ηTP
CAS	93,21%	79,12%	86,46%	25,32%
CAS+CA	92,10%	87,52%	85,92%	56,16%

Tabella 34 Confronto dei consumi energetici ottenute dalle simulazioni degli schemi d’impianto convenzionale e a cicli alterni

Categoria	CAS	CAS+CA
	[kWh/anno]	[kWh/anno]
Aerazione	143380	117152
Miscelazione	29127	11528
Componenti meccaniche	18396	18396
Pompaggi	30365	24173
Disidratazione	12264	12264
Totali	233532	183513

2.2.7.3 MBBR

Nei report relativi alle linee di attività LA5.2 e LA5.6 [80] [81], sono stati presentati i risultati di diverse campagne sperimentali e dello studio modellistico del processo di parziale nitrificazione e denitrificazione simultanea, in reattori a biomassa adesa del tipo MBBR. In particolare, il modello di processo realizzato ha consentito anche di simulare l’andamento della concentrazione nel tempo delle principali tipologie di biomassa che costituiscono il biofilm, AOB, NOB, PAO e microrganismi eterotrofi ordinari, evidenziando un’efficace inibizione della crescita dei batteri NOB, grazie alle condizioni di aerazione intermittente nel reattore, permettendo così l’arrestarsi della fase ossidativa allo stadio di nitrito. Il modello è stato successivamente impiegato per simulare scenari di ottimizzazione del processo. Sono stati inoltre simulati i consumi energetici di un impianto MBBR su scala reale ed è stata effettuata un’analisi economica preliminare della tecnologia, in confronto con la tecnologia tradizionale con processo biologico a fanghi attivi di pre-denitrificazione e nitrificazione. I risultati hanno evidenziato che, pur garantendo rimozioni comparabili di azoto e sostanza organica, è possibile ottenere un significativo risparmio energetico. Sulla base dei risultati ottenuti ed in analogia con quanto fatto per il processo a cicli alternati, nel software DEES è stato inserito un modulo di calcolo, che consente di simulare gli effetti del passaggio da un processo tradizionale ad un processo di parziale nitrificazione e denitrificazione simultanea, in reattori a biomassa adesa del tipo MBBR. Questo processo, a differenza del processo a cicli alternati che ha già diverse applicazioni su scala reale e le cui prestazioni sono state valutate in modo affidabile, non è mai stato testato in piena scala su reflui urbani. Si è scelto comunque di consentire agli utenti interessati di effettuare le valutazioni di questa tecnologia, sulla base dei risultati ottenuti sperimentalmente in laboratorio e tramite la modellazione del processo su scala reale, si segnala che i dati ottenuti sono puramente indicativi, in attesa di avere una validazione del processo su scala rilevante.

Per stimare i vantaggi conseguibili, il modulo implementato considera i parametri numerici riportati in Tabella 35. I valori riportati sono stati ottenuti con il modello dell’impianto di depurazione del quartiere Fossolo, appositamente dimensionato su basi teoriche per il trattamento dei carichi organici veicolati dalla rete fognaria, descritto dettagliatamente nel report [80].

E’ stato anche considerato il risparmio in emissioni di anidride carbonica, associato alle variazioni dei consumi energetici. Per quest’ultima voce si è preso a riferimento un fattore di emissione dei consumi elettrici pari a 268,6 g CO₂/kWh (ISPRA, 2021), dato riferito all’anno 2019.

Tabella 35 Parametri di confronto delle prestazioni del sistema MBBR rispetto al sistema CAS denitro-nitro

Voci di analisi vs CAS denitro-nitro %	
Riduzione consumi energetici di:	
• aerazione	17
• ricircolo miscela aerata	100
• Ricircolo fanghi	100
• miscelazione	30
Riduzione produzione fanghi	5

2.2.7.4 Riutilizzo diretto delle acque reflue depurate in ambito agricolo secondo i criteri minimi di qualità del Regolamento Europeo (UE) 741/2020

Il modulo sul riutilizzo irriguo diretto delle acque reflue depurate è stato definito con la finalità di evidenziare ulteriori potenzialità del settore depurativo, che possono contribuire ad incrementare la sostenibilità economica ed ambientale di tali sistemi. Di fatto, le acque reflue municipali trattate consentono di disporre di fonti idriche non convenzionali e di qualità “*fit-for-purpose*”, con notevoli opportunità di impegno in ottica di contrasto a periodi di deficit idrici associati ai cambiamenti climatici, di preservazione della produttività dei sistemi agroindustriali e di chiusura del ciclo delle risorse naturali, in linea con i principi definiti dalle politiche di economia circolare. Come ampiamente riportato nel report [80], il Reg. 741/2020[33] recante i requisiti minimi per il riutilizzo delle acque reflue affinate in ambito agricolo, apre ad importanti prospettive di riuso delle acque reflue sin ora non diffuse ad ampia scala, visto il contesto normativo di riferimento con requisiti applicativi che risultano stringenti in termini di caratteristiche qualitative delle acque e di necessità di infrastrutture dedicate. Il regolamento introduce, infatti, un nuovo approccio applicativo per il riuso delle acque reflue trattate in agricoltura sulla base di diverse classi di qualità, tipologia di trattamenti impiegati, nonché tipologia di colture da irrigare e tecniche di irrigazione adottate. In base a tali criteri vengono previste per le acque affinate 4 distinte classi di qualità (da A a D), con relativi valori limite per i parametri chimico-fisici biologici di *E. coli*, BOD₅, TSS, torbidità, Legionella e Nematodi intestinali. Per ciascuna classe sono quindi individuati i possibili impieghi finali, in base alla coltivazione e all’utilizzo successivo del prodotto per scopi alimentari o meno. Per agevolare la comprensione delle logiche impostate nella definizione del modulo implementato, si riporta nel seguito (Tabella 36, Tabella 37) un estratto delle tabelle di cui all’allegato II del Regolamento, relative alle modalità di individuazione delle classi di qualità e dei possibili ambiti di riuso delle acque reflue depurate. Per completezza, va comunque ribadito che il regolamento prevede la conduzione di una analisi dei rischi da parte del gestore dell’impianto sulla base della quale l’Autorità competente può stabilire prescrizioni supplementari ed integrare il piano di monitoraggio. Le prescrizioni supplementari possono in particolare riguardare: a) i metalli pesanti; b) gli antiparassitari; c) i sottoprodotti di disinfezione; d) i medicinali; e) altre sostanze che destano crescente preoccupazione, tra cui i microinquinanti e le microplastiche; f) la resistenza agli agenti antimicrobici.

Tabella 36 Classi di qualità, tecniche di irrigazione e utilizzi agricoli consentiti.

Classe di qualità	Categoria di coltura (*)	Tecniche di irrigazione
A	Tutte le colture alimentari da consumare crude con parte edibile a diretto contatto con acque affinate e piante da radice da consumare crude	Tutte
B	Colture alimentari da consumare crude con parte edibile al di sopra del livello del terreno non a diretto contatto con acque affinate, colture alimentari trasformate e non alimentari (es. per alimentazione di animali da latte o da carne)	Tutte
C	Colture alimentari da consumare crude con parte edibile al di sopra del livello del terreno non a diretto contatto con acque affinate, colture alimentari trasformate e non alimentari (es. per l'alimentazione di animali da latte o da carne)	A goccia o altra, no contatto diretto con parti edibili
D	Colture industriali, da energia e daseamenti	Tutte

Tabella 37 Prescrizioni di qualità acque affinate a fini irrigui in agricoltura.

Classe di qualità	Obiettivo Tecnico indicativo	BOD ₅	TSS	Torbidità	E. coli	Altro
		[mg/l]	[mg/l]	[NTU]	[UFC/100 ml]	
A	Trattam. II, filtrazione, disinfezione	≤ 10 1/sett.	≤ 10 01-set	≤ 5 Continua	≤ 10 1/sett.	Legionella di diffusione spp.: per < 1000 ufc/l se vi è rischio
B	Trattam. II, disinfezione	Conf. Dir. 91/271 (All. I, Tab. 1)	Conf. Dir. 91/271 (All. I, Tab. 1)	-	≤ 100 1/sett.	Nematodi intestinali (uova di elminti): ≤ 1 uovo/l per irrigazione di pascoli o colture da foraggio
C	Trattam. II, disinfezione				≤ 1000 2/mese	
D	Trattam. II, disinfezione				≤ 10.000 2/mese	

Nell'ipotesi di applicazione di destinazione delle acque reflue trattate al comparto agricolo, la pratica comporta l'apporto diretto in campo di nutrienti (i.e. N, P, K) che in quota parte concorrono al soddisfacimento nutrizionale delle colture, andando a diminuire il ricorso quantitativo all'impiego di concimi chimici con conseguenti risparmi nei piani di fertilizzazione e sull'intera filiera di produzione e trasporto di prodotti di sintesi. Nel computo del recupero di nutrienti in ambito agricolo, DEES considera peraltro anche i contributi di azoto e fosforo apportati in campo, tramite l'utilizzo diretto di fanghi di depurazione, o previo compostaggio. Il relativo calcolo è basato sul contenuto percentuale dei due nutrienti nei fanghi e sull'impiego di bilanci di massa semplificati. Allo scopo i valori di N e P per TS di fango sono stati aggiornati [82].

Il modulo integrato nel DEES ha tenuto conto degli elementi appena evidenziati ed è stato definito con logiche di base mirate alla verifica del soddisfacimento dei requisiti minimi riportati nel Reg. 741/2020[33], all'indicazione della classe di qualità risultante ed alla tipologia di riutilizzo su colture alimentari o meno. Nel caso, invece, la qualità delle acque reflue non sia tale da consentirne il riuso, il modulo, in base alle verifiche effettuate suggerisce i potenziali interventi di trattamento terziario da implementare, al fine di poter rientrare in livelli di idoneità al riuso agricolo. Viene evidenziato anche l'aspetto del recupero dei nutrienti, nell'ipotesi di riutilizzo degli effluenti trattati, tramite la quantificazione di azoto e fosforo veicolati in campo da sistemi di fertirrigazione. Il risultato viene ulteriormente sfruttato, per pervenire alla stima dei risparmi di concimi chimici e, allo scopo, è stato preso a riferimento la composizione chimica di un concime ternario complesso 20/10/10 S. Il modulo è stato quindi concepito con l'intento ultimo di sensibilizzare e informare gli utenti di DEES verso la tematica del riuso dei reflui trattati, evidenziando i vari aspetti connessi in termini di vantaggi perseguibili, anche tenendo conto delle tempistiche attuative del Regolamento stesso in vigore per tutti gli Stati Membri a partire dal giugno 2023.

2.2.7.5 Tecnologie per la riduzione dei fanghi e l'efficientamento energetico

Nel report [83], sono riportati i risultati di uno screening effettuato dall'Università di Trento delle tecnologie di riduzione della produzione di fanghi, integrate sia alla linea acque che alla linea fanghi di un impianto di depurazione municipale, con impatto sostenibile sul bilancio complessivo dell'impianto stesso. Le tecnologie oggetto dello screening sono state individuate in funzione della loro integrabilità al trattamento convenzionale a fanghi attivi, per la linea acque, e al processo di digestione anaerobica, per la linea fanghi; sono stati considerati trattamenti meccanici, termici, chimici, termochimici, elettrici e biologici. Le performance dei diversi trattamenti sono state confrontate tra loro, sulla base della riduzione della produzione di fanghi, dell'incremento della produzione di biogas, dove presente, e del consumo energetico. Per l'implementazione in DEES, sono state selezionate quattro tipologie di trattamento: ultrasuoni, ozonolisi, idrolisi termica e termochimica. Il modello permette di stimare il consumo di energia elettrica e termica della tecnologia, la extra produzione di biogas, l'incremento teorico della produzione di energia elettrica e termica

ottenibili in CHP a causa dell'aumentata produzione di biogas e la riduzione della produzione di fango da smaltire.

Le ipotesi alla base dei calcoli per le diverse tecnologie sono le seguenti:

- Per il trattamento a Ultrasuoni: trattamento del 50% della portata di fanghi secondari, frequenza 20-40 kHz e tempo contatto 90 - 300 sec.
- Per il trattamento di ozonolisi: trattamento del 100% portata fanghi secondari e dosaggio di ozono di 0.03– 0.15 gO₃/Kg SST.
- Per i trattamenti di idrolisi termica: trattamento del 100% della portata di fanghi ispessiti, temperatura 160 – 180 °C, pressione 5 – 6 bar e tempo di contatto 20 – 30 min.
- Per trattamenti termochimici (tipo HTC): trattamento del 100% della portata di fanghi ispessiti; temperatura 200 °C; pressione 20 bar, tempo di contatto <60 min.

Tutti i dettagli relativi alle tecnologie, ai relativi vantaggi e svantaggi e ai dati alla base dei calcoli del codice sono descritti nel report [83].

2.2.8 Valorizzazione energetica delle biomasse

2.2.8.1 Ottimizzazione del processo di digestione anaerobica

La digestione anaerobica è il processo di degradazione della sostanza organica da parte di microorganismi che operano in condizioni di anaerobiosi, ossia in assenza di ossigeno libero o legato ad altri elementi. Da questo processo di degradazione si ottiene il biogas, un composto gassoso contenente prevalentemente metano e anidride carbonica, con presenza di altri composti quali acido solfidrico, idrogeno e ammoniaca nonché un effluente chiamato "digestato"[84]. La percentuale di metano all'interno del biogas varia a seconda della sostanza organica digerita e dalle condizioni di processo, da un minimo di 50% fino a circa l'80 % in volume. Il processo di digestione anaerobica si sviluppa seguendo quattro stadi, come da schema riportato in Figura 55 [85], i quali sono caratterizzati da reazioni biochimiche specifiche e dove, durante ciascuna di essi, intervengono ceppi di microorganismi in grado di agire sui prodotti delle reazioni avvenute nella fase precedente. Trattandosi di un processo biologico, questo risente fortemente delle condizioni operative in cui viene condotto e, in particolare, la temperatura e il carico organico applicato. Per quanto riguarda la temperatura vengono distinte tre zone principali di funzionamento di un digestore anerobico: la psicrofilia, la mesofilia e la termofilia. La prima è la condizione in cui il reattore viene mantenuto normalmente ad una temperatura di 15-20°C. Più spesso questi reattori, in condizioni reali, sono semplicemente reattori che vengono mantenuti a temperatura ambiente, con forti fluttuazioni della temperatura tra la fase invernale e quella estiva e con rese depurative, quindi, fortemente altalenanti. I reattori mesofili sono reattori mantenuti ad una temperatura tra i 32 e 38°C e questa è sicuramente la condizione più comune nei reattori in scala reale. La termofilia è la condizione in cui il reattore viene mantenuto ad una temperatura tra i 55 e i 60°C, questa situazione permette di avere sicuramente performance migliori in termini di produzione di biogas, ma con un consumo di energia termica maggiore e con una maggiore difficoltà nel controllare il processo. In DEES si è ritenuto di focalizzarsi solamente sui reattori di tipo mesofilo, proprio perché questi sono i maggiormente diffusi in Italia ed in particolare nell'ambito del trattamento dei fanghi di depurazione.

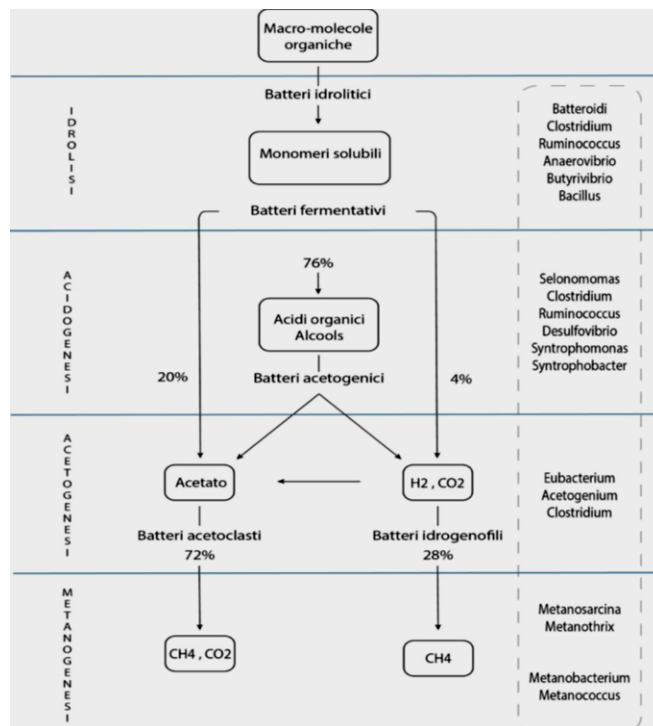


Figura 55: Schema del processo di digestione anaerobica

Il calcolo applicato, pur basandosi sui classici parametri utilizzati per la digestione anaerobica, quali tempo di ritenzione idraulica, carico organico volumetrico, e ovviamente portata, si differenzia per lo scenario sviluppato nello SQ rispetto a quello applicato per la FS.

Nel caso in cui sia già presente un digestore anaerobico all'interno dell'ID, i dati sono facilmente recuperabili dall'utente, dando anche valori più vicini alla sua situazione reale, e quindi possono essere inseriti dallo stesso nel software. In questo caso, DEES si limita a fare un calcolo dell'energia termica consumata per il mantenimento della temperatura del reattore stesso, basandosi sulla volumetria dello stesso e il tempo di ritenzione idraulica.

Nel caso della FS invece, si è ritenuto opportuno sviluppare il calcolo secondo seguendo un approccio diverso se nello SQ era già presente un reattore o meno, se nella nuova valutazione c'era un incremento dei substrati avviati alla digestione anaerobica per incremento della popolazione allacciata all'ID, e di conseguenza dei fanghi prodotti o per acquisizione di substrati dall'esterno, da altri impianti, o substrati derivanti da produzioni industriali compatibili con il processo di trattamento municipale.

I quattro casi che si vengono a configurare sono quindi: mantenimento del digestore esistente, senza modifiche di sorta al processo, dimensionamento ex novo di un digestore, valutazione della capacità residua di trattamento del digestore esistente, al fine di evitare la realizzazione di nuovi digestori, dimensionamento della volumetria necessaria per il trattamento di tutti i substrati acquisiti.

Nel primo caso non è necessario effettuare nessuna operazione. Nel secondo caso, realizzazione di un digestore ex novo, sulla base dei substrati indicati dall'utente, il calcolo darà un produzione media annuale di biogas secondo la formula seguente:

$$Q_{Bg} = \sum_{k=1}^n k = SGP_{sub} * Q_{sub} * C_{sub}$$

Laddove:

Q_{Bg} : quantità di biogas prodotta in m³/anno

SGP_{sub} : Produzione specifica di biogas per ognuno dei substrati in m³/kg_{sv}

Q_{sub} : quantità di substrato a disposizione per ognuno dei substrati m³/anno

C_{sub} : concentrazione dei diversi substrati in kg_{sv}/m³

n: numero dei substrati a disposizione

Nel caso in cui il reattore fosse già presente, invece, si pone il problema se sia possibile aumentarne il carico per nuovi substrati o se, invece, la volumetria esistente lo impedisca e quindi sia necessario aumentarla. Per valutare la capacità residua del reattore bisogna tener conto di due fattori critici il tempo di ritenzione idraulica e il carico organico [86].

Per valutare la quantità di ulteriore substrato applicabile in funzione del tempo di ritenzione idraulica si è applicata la seguente formula:

$$Q_{co} = \frac{V_f}{T_f} - Q_{ks}$$

Laddove

Q_{co} : è la quantità di co-substrato aggiungibile espresso in m^3 /giorno

V_f : è il volume utile del reattore espresso in m^3

T_f : è il tempo di ritenzione idraulica considerato ottimale per il processo espresso in giorni

Q_{ks} : è la quantità di fanghi che viene caricata nel digestore attualmente espresso in m^3 /giorno

Per calcolare invece il carico organico applicabile è stata usata la seguente formula:

$$Q_{co} = \frac{B_R * V_f - Q_{ks} * \frac{DM_{ks}}{100} * \frac{VSS_{ks}}{100} * 1000}{\frac{DM_{co}}{100} * \frac{VSS_{co}}{100} * 1000}$$

Laddove

Q_{co} : è la quantità di co-substrato aggiungibile espresso in m^3 /anno

V_f : è il volume utile del reattore espresso in m^3

B_R : è il massimo carico organico ammissibile nel reattore espresso in $kg_{VSS}/m^3 * \text{giorno}$

Q_{ks} : è la quantità di fanghi che viene caricata nel digestore attualmente espresso in m^3 /giorno

DM_{ks} : sostanza secca del fango espresso in % sul TQ

VSS_{ks} : solidi sospesi volatile del fango espresso in % sulla sostanza secca

DM_{co} : sostanza secca del cosubstrato espresso in % sul tal quale

VSS_{co} : solidi sospesi volatili del cosubstrato espresso in % sulla sostanza secca

Al fine di facilitare il calcolo per il tempo di ritenzione idraulica e per il carico volumetrico, vengono utilizzati i parametri indicati in Tabella 38.

Tabella 38 Parametri utilizzati per il calcolo della capacità residua

Tempo di ritenzione (giorni)	Carico organico volumetrico (kg VSS/m ³ *giorno)
30	4.5

Dal confronto tra i due valori di Q_{co} ottenuti e il volume del reattore a disposizione si determina la possibilità di utilizzare il digestore esistente o meno.

Nel caso in cui il volume non sia sufficiente, il calcolo proporrà, sulla base del carico organico e del tempo di ritenzione indicato in Tabella 38, il volume teorico richiesto per la totalità dei fanghi utilizzati.

Per il calcolo dell'energia termica richiesta per il riscaldamento del reattore, si è optato per considerare un digestore mantenuto a 36°C e con una forma cilindrica, il cui rapporto tra diametro e altezza sia pari a 2.

2.2.8.2 Modalità di gestione e utilizzo del biogas

Il biogas derivante dal processo di digestione anaerobica di fanghi di depurazione ed eventualmente di altri substrati assimilabili, grazie anche all'aggiornamento delle normative italiane, può essere utilizzato non solo per la produzione di energia elettrica e calore tramite cogenerazione, ma può subire un processo di *upgrading* ossia di affinamento, al fine di raggiungere caratteristiche chimiche rispondenti alle specifiche per l'immissione nella Rete Nazionale dei Gasdotti (RNG). In alternativa, se liquefatto e stoccato in appositi serbatoi, il biogas può essere usato nel settore dell'autotrazione. DEES permette di analizzare le più comuni

tecnologie di valorizzazione energetica del biogas, ad esclusione della fase di liquefazione. Nello specifico, tra le opzioni implementate risulta possibile effettuare le scelte di seguito riportate:

- **Cogenerazione (CHP):** è sicuramente il metodo più comune di utilizzo del biogas negli ID. Consiste nell'accoppiamento di un motore endotermico, appositamente adattato per l'utilizzo del biogas come combustibile, ad un generatore per la produzione di energia elettrica. L'efficienza di questa trasformazione dipende molto dalla taglia dell'unità di cogenerazione, dal contenuto di metano del biogas, e dal carico inteso come rapporto tra potenza elettrica effettivamente sviluppata dal generatore PE e sua potenza nominale PE_{max} . La quantità di energia elettrica ricavabile dal biogas prodotto è valutata tramite l'applicazione della seguente formula:

$$EE_{Max} = \eta_{el} * PCI_{CH_4} * Q_{gas} * \%_{CH_4}$$

laddove:

EE_{max} : energia massima producibile dall'utilizzo del biogas

η_{el} : efficienza elettrica del motore

PCI_{CH_4} : potere calorifico inferiore espresso in MJ/Nm³

Q_{gas} : portata volumetrica ottenibile dalla trasformazione biologica dei substrati espressa in m³/anno

$\%_{CH_4}$: percentuale in volume di metano presente nel biogas.

I valori di η_{el} , PCI_{CH_4} , $\%_{CH_4}$ sono richiesti all'utente o, in alternativa, sono proposti dati di default. Il valore di portata del biogas può essere, alternativamente, inserito dall'utente, o fornito direttamente da DEES, in funzione delle scelte fatte durante il percorso di sviluppo dello scenario. La EE_{max} ottenuta viene decurtata di una quantità pari al 5%, che rappresenta la quantità di energia normalmente utilizzata come autoconsumo del processo di digestione anaerobica. Durante la trasformazione del biogas in energia elettrica, viene prodotta anche energia termica utilizzabile per il mantenimento della temperatura ottimale del digestore. Per il calcolo dell'energia termica la formula utilizzata è la seguente:

$$ET_{Max} = \eta_t * PCI_{CH_4} * Q_{gas} * \%_{CH_4}$$

dove:

ET_{max} : energia massima producibile dall'utilizzo del biogas

η_t : efficienza elettrica del motore

PCI_{CH_4} : potere calorifico inferiore espresso in MJ/Nm³

Q_{gas} : portata di gas ottenibile dalla trasformazione biologica dei substrati espressa in m³/anno

$\%_{CH_4}$: percentuale di metano presente nel biogas.

Anche in questo caso i valori di η_{el} , PCI_{CH_4} , $\%_{CH_4}$ sono chiesti all'utente o, in alternativa, sono suggeriti dei range di riferimento. Anche per la portata di biogas, è richiesto l'inserimento diretto, qualora nota, o viene fornita direttamente da DEES tramite proprio calcolo, dipendente dalle scelte fatte durante il percorso di sviluppo dello scenario. La produzione totale di energia termica ottenuta viene decurtata del 10%, come stima della quantità di energia termica auto-consumata dall'impianto di digestione anaerobica.

In questi ultimi anni si è aperta la possibilità di immettere il biogas prodotto, opportunamente trattato, direttamente nella RNG. Per poter fare questa immissione, è necessario che il biogas subisca un processo di *upgrading*, al fine di innalzare il suo tenore di metano dal consueto *range* di 55-70% all'uscita dal digestore, ad un valore superiore al 95% richiesto per l'iniezione in rete. Tale processo consiste nella rimozione della anidride carbonica e componenti quali idrogeno solforato, solventi alogenati e silossani. Nella Tabella 39 vengono messe a confronto le caratteristiche tipiche del biogas generato dal processo di digestione anaerobica dei fanghi, degli scarti agricoli e dalla discarica, con quelle del gas naturale.

Tabella 39 Caratteristiche del biogas e del gas naturale, [87]

Parametri	Unità di misura	Biogas da fanghi	Biogas da scarti agricoli	Biogas da discarica	Gas naturale
CH ₄	% (vol)	65 – 75	45 – 75	45 – 55	58 - 92
H ₂	% (vol)	0	0,5	0	0
CO ₂	% (vol)	20 – 35	25 – 55	25 – 30	0,2-1,5
CO	% (vol)	< 0,2	< 0,2	< 0,2	0
N ₂	% (vol)	3,4	0,01	10 – 25	0,8-10
O ₂	% (vol)	0.5	0,01 – 2	1 –	5 0,05-3
H ₂ S	mg/ Nm ³	< 8.000	10–30.000	< 8.000	1,1-5,9
NH ₃	mg/ Nm ³	tracce	0,01 – 2,50	tracce	0
Umidità relativa	%	100	100	100	60

Il biometano derivato dai processi di *upgrading* può assumere caratteristiche chimiche tali da rientrare negli standard caratteristici del gas naturale [88]. Qualora l'utente intenda optare per l'*upgrading* del biogas, il software propone quattro metodi tra i più comuni in questo settore:

- **Pressure swing adsorption (PSA):** l'impianto di tipo PSA (Figura 56) opera il processo di separazione dell'anidride carbonica dal metano per mezzo di colonne, entro cui è posto materiale adsorbente (es. carbone attivo, zeoliti) con pressioni variabili in base alla tipologia di processo. A valle del trattamento, il materiale adsorbente viene rigenerato, grazie ad una diminuzione progressiva della pressione. I limiti di tale tecnologia risiedono nel necessario pretrattamento del biogas grezzo, allo scopo di eliminare composti quali vapore acqueo e idrogeno solforato. Viceversa, i pregi consistono nella semplicità di costruzione, nelle dimensioni compatte e nella possibilità di trovare impiego in impianti di piccole potenzialità, sino a 250 Nm³/h di gas grezzo trattato [89].

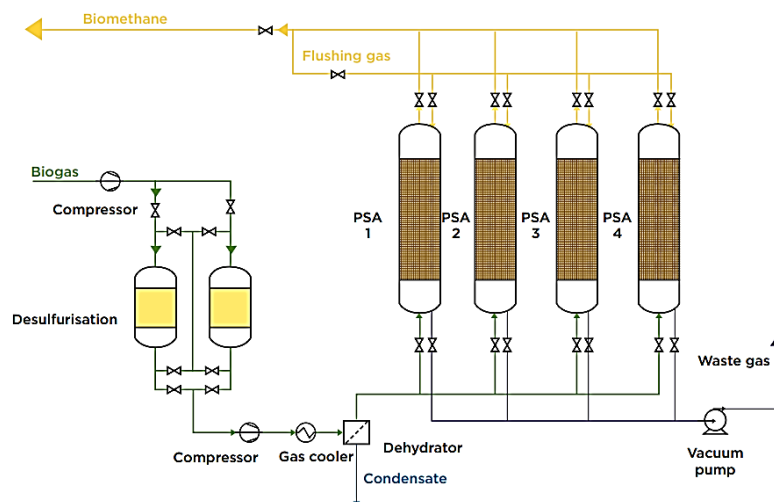


Figura 56: Schema di flusso di un impianto PSA per l'*upgrading* del biogas [90]

- **Pressure Water scrubbing (PWS):** la tecnica PWS è la più comune per l'*upgrading* del biogas a biometano [91]. Il principio alla base di questa soluzione è la maggior solubilità dell'anidride carbonica rispetto al metano. Il gas grezzo è indotto a fluire attraverso una colonna di trattamento, riempita di materiale plastico, per aumentare la superficie di contatto tra fase gassosa e liquida. All'interno di tale colonna, il gas intercetta un flusso liquido in controcorrente, cosicché la fase liquida in uscita è arricchita con anidride carbonica, mentre il gas è prevalentemente costituito da metano [89]. Per mantenere le prestazioni di adsorbimento, il liquido di lavaggio (es. acqua) deve essere sostituito con liquido fresco, o rigenerato in una fase separata di deassorbimento; le specie chimiche adsorbite possono essere liberate per semplice espansione del solvente (i.e. *flashing*), per contatto del solvente con una corrente gassosa inerte (i.e. *stripping*), oppure riscaldando il solvente (i.e. *reboiling*). Questo stesso tipo di processo può essere, con piccole modifiche, utilizzato anche con solventi organici che hanno una affinità maggiore all'anidride carbonica. In questo caso, l'anidride

carbonica è assorbita da un solvente organico (i.e. Polietilenglicole PEG). Il vantaggio di utilizzare tale solvente anziché l'acqua è che l'anidride carbonica è più solubile nel PEG e, dunque, a parità di capacità di *upgrading*, il flusso della fase liquida e le dimensioni dell'impianto possono essere inferiori, rispetto al PSA. Oltre al PEG esistono altri solventi organici, quali soluzioni amminiche e ammine (i.e. monoetanolammina, dimetiletanolammina), che garantiscono un'alta selettività, cosicché le perdite di metano durante l'*upgrading* possono addirittura essere inferiori allo 0.1 % [89]. Anche in questo caso, la presenza dell'idrogeno solforato ostacola il corretto funzionamento del sequestro della anidride carbonica e, dunque, è necessaria una sua eliminazione a monte.

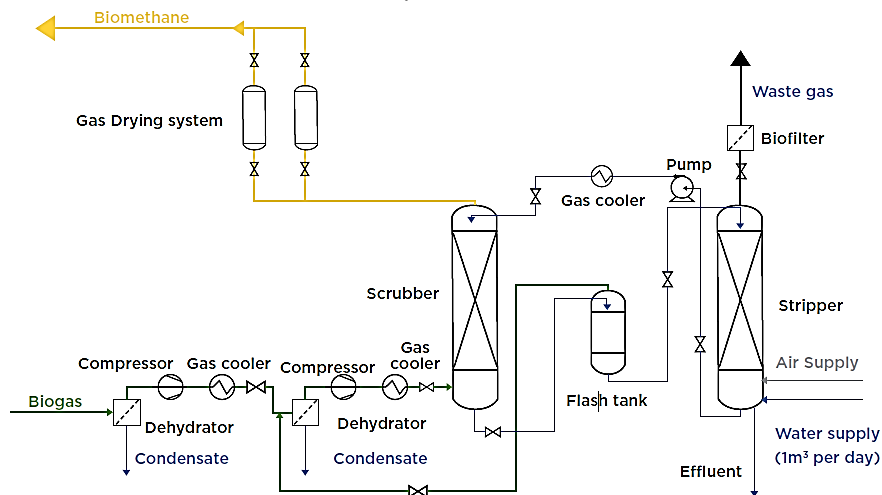


Figura 57: Schema di flusso di un impianto PWS per l'*upgrading* del biogas

- Separazione su membrane:** Le membrane a secco per l'*upgrading* del biogas sono costituite da materiali permeabili all'anidride carbonica, acqua e ammoniaca, meno permeabili all'idrogeno solforato e all'ossigeno e molto poco permeabili all'azoto e al metano. Membrane tipiche per l'*upgrading* del biogas sono costituite da materiali polimerici come il polisulfone, poliammide o polidimetilsilossano. Questi materiali mostrano un livello di selettività favorevole per la separazione metano/anidride carbonica. Tipicamente sono utilizzate membrane a fibre cave [92].

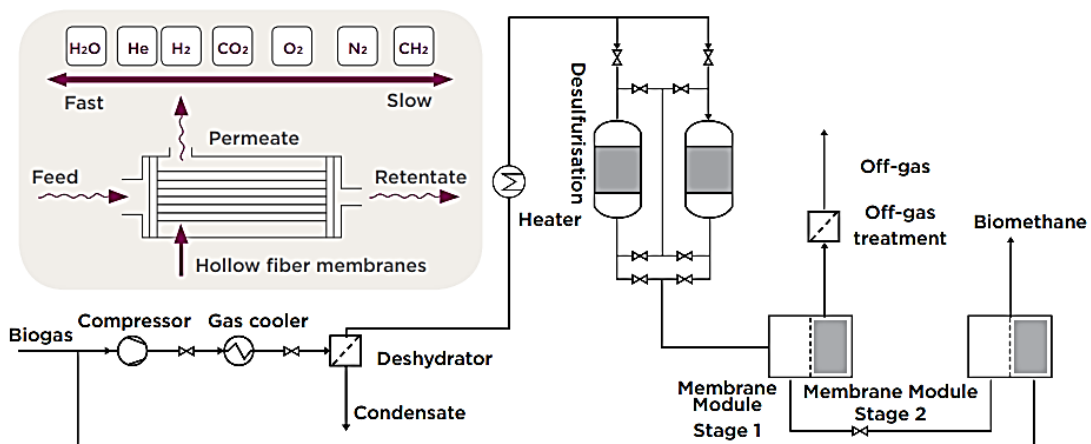


Figura 58: Schema di flusso di un impianto a membrane per l'*upgrading* del biogas [90]

- Separazione criogenica:** si fonda sul principio per il quale, fissata una certa pressione, gas differenti liquefano a temperature diverse. L'anidride carbonica può quindi essere separata fisicamente dal metano, condensandola a temperature criogeniche; questo rappresenta un metodo favorevole quando la concentrazione iniziale di anidride carbonica è alta, ma richiede una forte spesa energetica e ingenti costi di investimento, giustificabili solo se il processo si inserisce sinergicamente nella catena di *upgrading*. Le temperature a cui avviene la transizione di fase, riferite alla pressione atmosferica, sono di -161.4°C per il metano e di 78°C per l'anidride carbonica, a 50 bar, invece le temperature

sono, rispettivamente, di -80°C e 15 °C. Una volta condensata la anidride carbonica, si può pensare di condensare anche il metano; così facendo rimarrebbe gassoso soltanto l'azoto (se presente), che può essere liberato in atmosfera [89]. La produzione di biometano liquido comporta vantaggi in termini di volumi di stoccaggio.

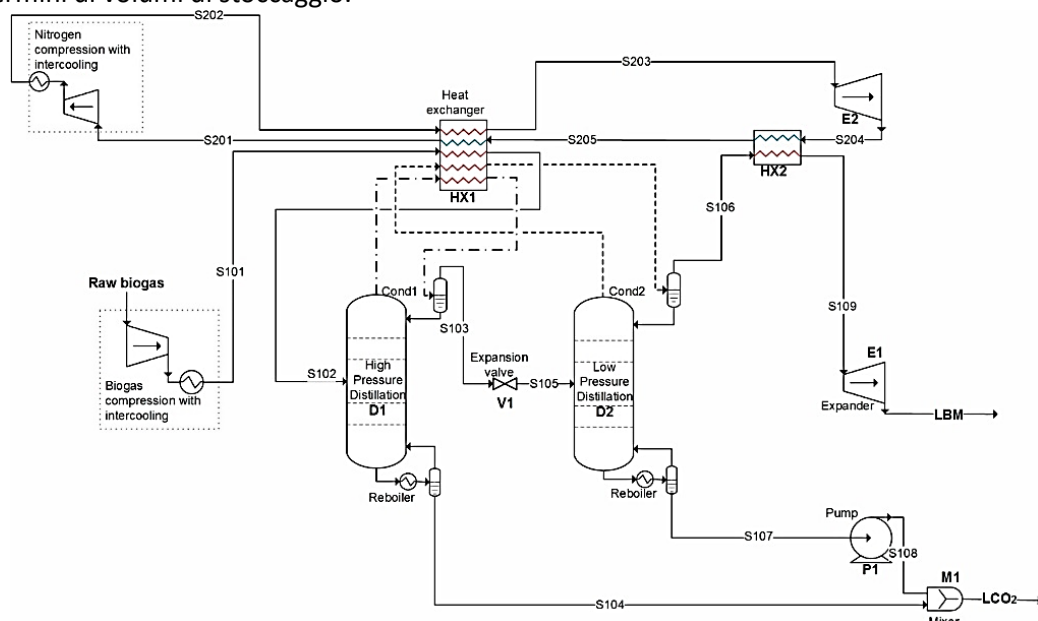


Figura 59: Schema di flusso di un impianto criogenico per l'upgrading del biogas [93]

Le tecnologie di *upgrading* richiedono unità operative specializzate con elevati costi di investimento in apparecchiature esterne come compressori, pompe, membrane, etc. [94] e notevoli consumi di elettricità e/o calore.

Per le tecnologie su menzionate le funzionalità implementate in DEES per calcolare le quantità di biometano ottenibile dal biogas trattato è stata utilizzata la seguente formula.

$$Q_{Bm} = \frac{Q_{Bg} * \%_{CH_4Bg} * (1 - \%_{og})}{\%_{CH_4Bm}}$$

Dove:

Q_{Bm} : portata di biometano ottenibile dal trattamento del biogas []

Q_{Bg} : portata di biogas in ingresso all'impianto di trattamento

$\%_{CH_4Bg}$: percentuale di metano presente nel biogas

$\%_{CH_4Bm}$: percentuale di metano richiesta nel biometano

$\%_{og}$: perdita di metano che si determina durante il trattamento

I parametri di *slip* di metano ($\%_{og}$) utilizzati per le diverse tecnologie descritte, già proposti in Tabella 29, sono richiamati nella successiva Tabella 40 che si completa con la voce consumi elettrici per Nm³ di biogas, usata in DEES come fattore moltiplicativo della portata trattata ai fini della stima delle richieste energetiche complessive di trattamento.

Tabella 40 parametri di calcolo per le perdite di metano e consumi elettrici dei trattamenti di *upgrading* [91]

Parametro	U.M.	PSA	PWA	Membrane	Criogenico
Slip di metano	%	1.8	1.5	0.69	0.01
Consumi elettrici	kWh/Nm ³ Bg	0.365	0.375	0.34	0.825

Un'ulteriore opzione inserita in DEES è la possibilità di recuperare l'anidride carbonica ottenuta dopo l'*upgrading* e trasformarla in biogas per via biologica. Questa trasformazione, chiamata genericamente Power to Gas, richiede la possibilità di avere a disposizione grosse quantità di idrogeno, possibilmente di origine rinnovabile.

- Power to Gas (PtG):** Grazie al consolidamento delle Fonti Energia Rinnovabile (FER) all'interno del tessuto energetico globale, con una diffusa produzione di energia elettrica da fonti rinnovabili, è lecito pensare di poter utilizzare l'eccesso di energia elettrica prodotta in modo rinnovabile, come *input* per una conversione elettrolitica di acqua in idrogeno, da utilizzare come vettore energetico pulito verso applicazioni a loro volta "zero emission". La tecnologia PtG (Figura 60) si basa sul trasferimento di parte della potenza elettrica generata in modo rinnovabile ad un gas, in questo caso idrogeno, che la immagazzina come energia chimica nelle proprie molecole, la accumula e la trasporta verso l'utente, pronta per essere utilizzata in applicazioni termiche, meccaniche, elettriche o quant'altro, senza generare alcun tipo di inquinante atmosferico. Il processo richiede per ogni mole di anidride carbonica che si intende trasformare quattro moli di idrogeno con la produzione di una mole di metano e una di acqua [95].

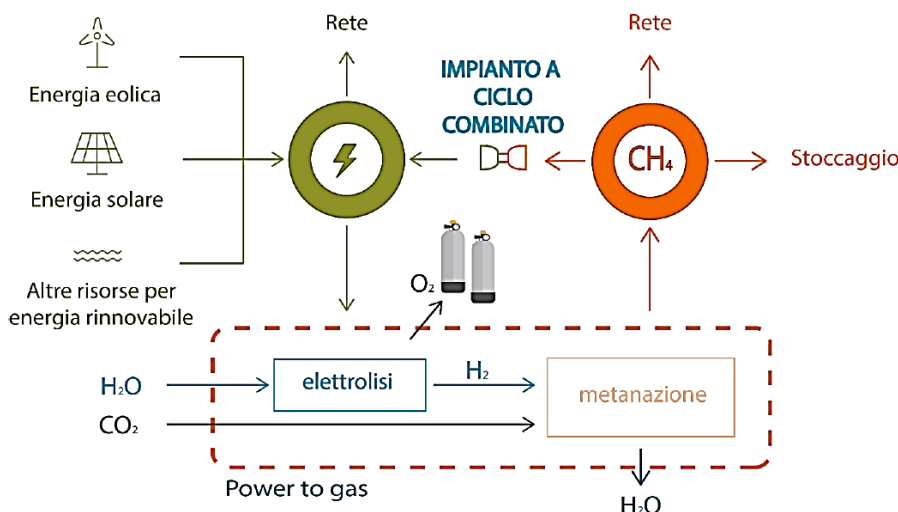


Figura 60: schema di possibile integrazione tra la rete elettrica rinnovabile e il power to gas

Il processo implementato in DEES, qualora sia stato implementato un processo di *upgrading* del biogas, permette anche di calcolare, sulla base della quantità di anidride carbonica separata la quantità di metano ottenibile. Il calcolo implementato è il seguente:

$$Q_{Bm} = Q_{Bg} * (100 - \%_{CH_4})$$

2.2.8.3 Incenerimento

In Italia i fanghi di depurazione sono prevalentemente avviati all'utilizzo agricolo. Questa pratica, pur rappresentando un buon metodo per recuperare i nutrienti e la sostanza organica, spesso non può essere utilizzata, a causa della mancanza del rispetto dei parametri di legge per questo utilizzo [96]. Paesi come la Germania, in particolare, ma più in generale i paesi del Nord Europa hanno sempre privilegiato la valorizzazione termica dei fanghi [97]. L'alto contenuto di acqua dei fanghi impedisce di utilizzarli come combustibile, senza un adeguato pretrattamento di pre-essiccamento o essiccazione. Il tenore di secco fanghi disidratati, ottenuti attraverso l'utilizzo di centrifughe è normalmente compreso tra il 23% ed il 27%. Questo valore non è di solito sufficiente a raggiungere le condizioni minime di combustione. Per utilizzare il fango come combustibile, è dunque necessario ridurre ulteriormente il suo contenuto di acqua ed in genere questo processo di essiccamento si ottiene per via termica. Per poter ottenere una combustione autosostenibile, è necessario che il tenore di sostanza secca del fango sia non superiore al 40% nel caso di mono-incenerimento, mentre valori più alti possono essere utilizzati per il co-incenerimento.

In DEES, si è ritenuto opportuno inserire un modulo dedicato anche a questo tipo di processo in quanto, oltre a permettere un certo recupero di energia termica ed elettrica, permette anche di ridurre i volumi del fango al 10% rispetto al volume di partenza, riducendo gli impatti economici ed ambientali legati al trasporto distribuzione in campo e aratura. In alternativa, l'incenerimento permette di poter recuperare il fosforo

presente nelle ceneri. Per contro, esso rappresenta un nuovo punto di emissione in atmosfera, che rende più complicato il processo di autorizzazione.

In DEES il calcolo che è stato approntato, per il recupero dell'energia termica ed elettrica, si basa sui dati di produzione di fango dell'impianto e tiene conto delle necessità elettriche e termiche per il loro adeguamento all'ingresso all'inceneritore. I valori di tenore di secco del fango, efficienza elettrica e termica del generatore vengono richiesti all'utente.

2.2.9 Struttura del Software

Al fine di rendere il software fruibile al maggior numero di utilizzatori si è ritenuto opportuno sfruttare le potenzialità del foglio di calcolo Excel e del linguaggio Visual Basic Application (VBA), mediante il quale è possibile sviluppare veri e propri programmi ed applicazioni. L'applicazione VBA permette di strutturare apposite finestre di dialogo (i.e. *userform*), che rappresentano l'interfaccia grafica proposta all'utente per l'immissione dati e l'effettuazione di scelte inerenti le opzioni proposte dal software in base alla sequenze logiche definite in fase di programmazione. Sfruttando tali moduli il software DEES, pur nella complessità delle operazioni svolte, risulta di semplice utilizzo anche per utenti non particolarmente esperti. Come esempio, la Figura 61 presenta le componenti strutturali della *userform* dedicata all'immissione dei dati inerenti la tipologia e quantità di substrati disponibili per la digestione anaerobica.

DEES è organizzato in diverse schede modulari, ognuna delle quali ha una sua specifica funzione in termini di aspetto di valutazione. Tale impostazione permette non solo una maggiore semplicità di compilazione da parte dell'utente, ma anche una maggiore gestibilità nelle fasi di scrittura e modifica del software, sia per la parte dedicata ai calcoli, sia per l'eventuale futura implementazione di nuovi processi o tecnologie.

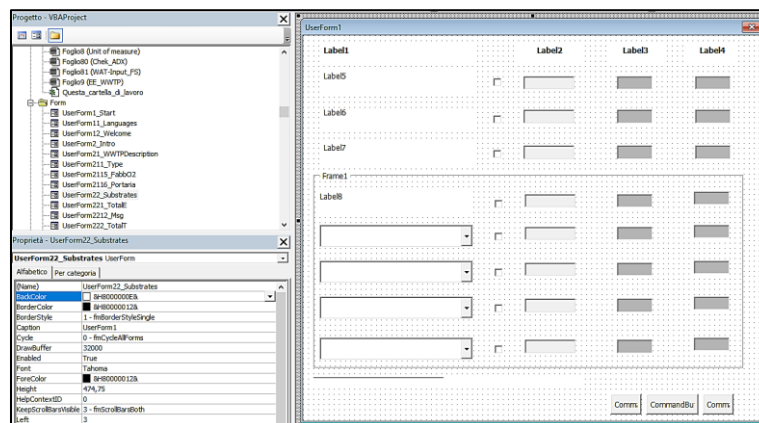


Figura 61: esempio di *userform* in DEES

2.2.10 Modalità di utilizzo del software

Come esplicitato in fase introduttiva, DEES è strutturato in modo tale da consentire *in primis* la valutazione dello stato energetico dell'ID oggetto di analisi nella sua configurazione attuale e, in seguito, consente di effettuare differenti analisi di scenario, sulla base di scelte inerenti la modalità di gestione dei processi depurativi, o l'implementazione di tecnologie alternative. In FS, il software permette all'utente di modificare quasi tutte le caratteristiche dell'ID, in funzione dell'evoluzione che questo potrebbe avere. Lo SQ e la FS hanno una struttura simile con medesima sequenzialità operativa. DEES restituisce la valutazione di ogni scenario, proponendo un report in formato pdf in cui sono evidenziati, tramite comparazione, i risultati dei cambiamenti inseriti. All'avvio del software, viene proposta la possibilità di visionare un elenco dei dati richiesti per la successiva compilazione delle *userform*. E' inoltre proposto il reset di dati inseriti nel corso di precedenti valutazioni effettuate. Lo SQ e la FS, sono a loro volta suddivisi in 5 differenti sezioni:

- parametri generali dell'impianto;

- caratteristiche delle biomasse (i.e. fanghi autoprodotti, bottini, FORSU, etc.) avviati alla fase di digestione anaerobica (DA);
- valutazione energetica (WAT Tool);
- valutazione della cessione del calore ad aree limitrofe (UCA);
- valutazione ambientale;
- valutazione di indici di sostenibilità (IS) e circolarità (IC).

All'apertura del software, viene proposta la prima *userform* (Figura 62), con richiesta prioritaria di immissione dei dati relativi ai parametri generali dell'impianto. Le ulteriori icone, relative alle varie sezioni componenti il software, sono presentate in grigio ad indicare il loro stato di inattività temporanea. La finestra mostra, nella parte superiore a sinistra, la casella di scelta SQ spuntata, mentre la casella relativa alla FS risulterà selezionabile solamente a valle dell'inserimento dei dati richiesti. Dopo l'inserimento dei dati preliminari, la *userform* consente l'accesso alle successive sezioni di valutazione (Figura 63), non più in grigio. Nella logica sequenziale delle valutazioni implementate in DEES, viene data una preferenza all'analisi dell'efficienza energetica dell'ID, prima di valutare la possibilità di produrre nuova energia con risorse rinnovabili.

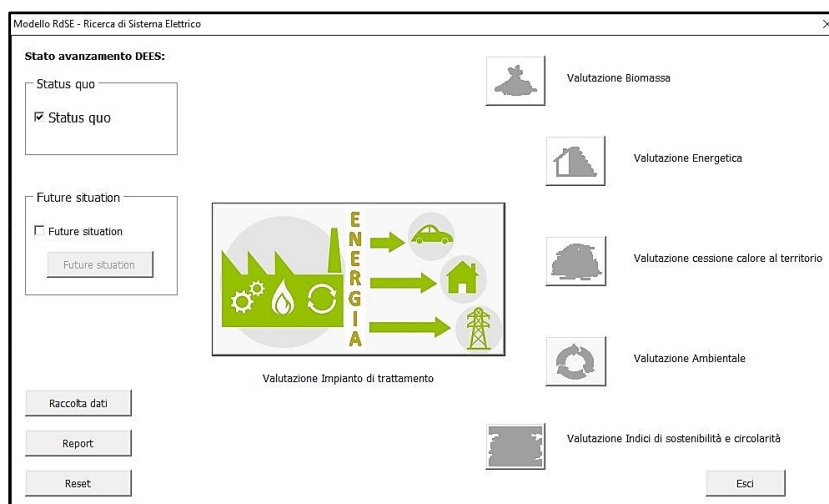


Figura 62: Schermata iniziale all'avvio del software

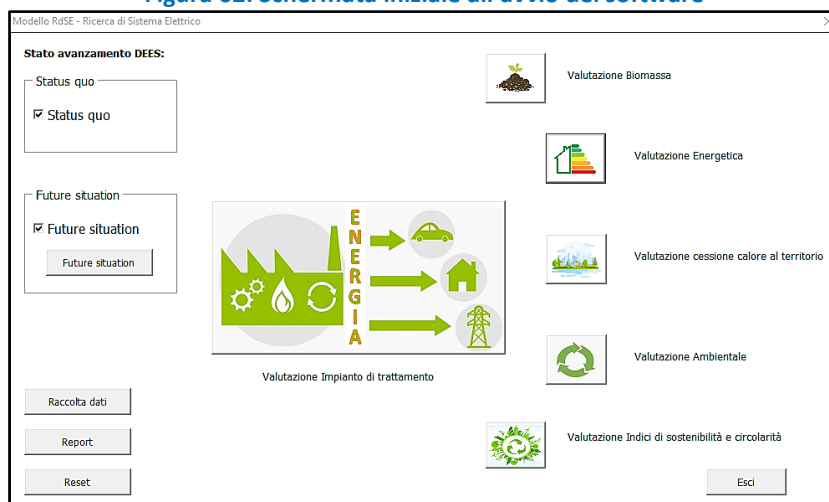


Figura 63: Schermata iniziale dopo l'inserimento di tutti i dati

2.2.10.1 Descrizione delle funzionalità presenti nello SQ

La *userform* proposta da DEES, cliccando sull'icona relativa alla Valutazione Impianto di trattamento (Figura 64), richiede l'inserimento di informazioni di tipo anagrafico e di dati, che permettono di definire la capacità di trattamento dell'impianto considerato. Il pulsante in basso a destra con il punto di domanda restituisce, se selezionato, un breve promemoria sulle funzioni della finestra e sui dati richiesti.

Descrizioni Impianto di trattamento
✕

Tipologia Impianto

Impianto di trattamento acque reflue
 Impianto di trattamento solidi

Nome Utente

Data (yyyy/mm/dd)

Paese ▾

Capacità di trattamento PE (*)

Popolazione connessa PE (*)

Portata (**) m³/d

Concentrazione di COD in ingresso (***) mg/l

COD rimosso (***) kg/y

TN in ingresso (****) mgTN/l

(*) PE Popolazione Equivalente
 (**) Media giornaliera
 (***) COD Domanda Chimica di Ossigeno
 (****) TN Azoto Totale

Figura 64: Finestra per l'inserimento dei dati descrittivi dell'ID

Nella schermata successiva (Figura 65) è possibile specificare la tipologia di configurazione di processo dell'ID. DEES è stato progettato per impianti basati su tecnologie di tipo tradizionale a fanghi attivi (i.e. CAS, Conventional Activated Sludge) e con fasi di trattamento sequenziali del comparto biologico denitro-nitro. Qualora nello SQ sia selezionata una di queste tecnologie, in FS il codice consente di simulare le ricadute energetiche del passaggio ad una tecnologia alternativa quale ad esempio a Cicli Alternati (C.A.), oppure a Moving Bed Bio Reactor (MBBR) con alternanza di microaerazione ed aerazione. Nella stessa schermata è possibile inserire il consumo di energia elettrica per la fase di aerazione oppure, in alternativa, il software è dotato di logiche in grado di restituirne il valore calcolato. Sono riportate anche le varie opzioni il sistema di aerazione, scegliendo tra tutte le tecnologie più comunemente utilizzate sugli impianti di depurazione. Ovviamente, anche per questa opzione, nella FS è possibile modificare la tipologia di areazione utilizzata, per valutare i vantaggi energetici conseguibili. E' possibile richiedere al codice la stima del fabbisogno elettrico in aerazione e, allo scopo, vanno compilate le sezioni relative al fabbisogno di ossigeno e portata d'aria. Premendo sugli appositi pulsanti si ha accesso alle tabelle, che richiedono i dati di input necessari al calcolo (Figura 65, Figura 66, Figura 67).

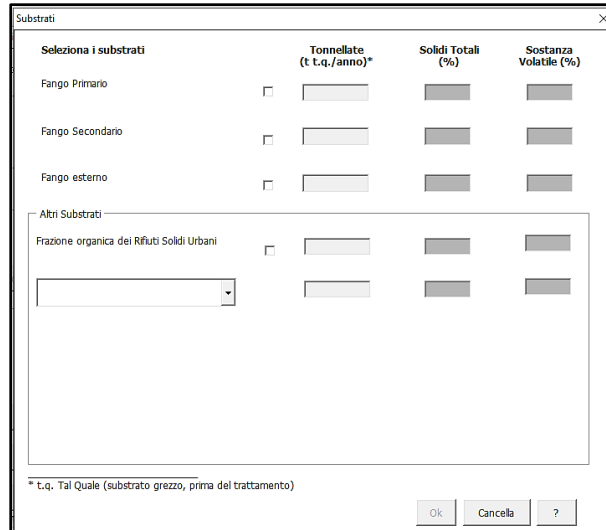
Figura 65: Finestra per la selezione della tipologia della tecnologia e del sistema di aerazione dell'ID.

Figura 66: Finestra per l'inserimento dei dati relativi al calcolo per il fabbisogno di ossigeno per la rimozione degli inquinanti.

Figura 67: Finestra per l'inserimento dei dati relativi al calcolo della portata dell'aria.

Terminata la fase compilativa relativa alla descrizione dell'impianto, viene attivata la parte successiva, che richiede l'inserimento di informazioni inerenti le biomasse disponibili nell'ID, valorizzabili energeticamente tramite la digestione anaerobica. La relativa tabella di inserimento dati, riportata in Figura 68, consente di inserire varie tipologie di biomassa disponibili, dal fango primario (i.e. prodotto dal processo di sedimentazione primaria, presente soprattutto negli impianti di maggiore dimensione), al fango secondario (i.e. generato dalla sedimentazione secondaria e presente in tutti gli impianti), ad eventuali ulteriori apporti di fanghi provenienti dall'esterno, come ad altri substrati, quali la frazione organica dei rifiuti solidi urbani, o altre tipologie (i.e. rifiuti dell'industria alimentare sangue o grasso animale o altro). Alcuni substrati sono già resi disponibili dal Data Base (DB) di DEES [98], ma l'utente ha la possibilità di inserirne altri secondo la propria

disponibilità. Per ogni substrato è necessario fornire, oltre che la quantità, anche il tenore di solidi totali e la sostanza volatile presenti. Questi dati vengono già proposti dal DEES per i substrati presenti in DB, ma sono comunque modificabili dall'utente, mentre per nuove tipologie di biomassa l'utente dovrà obbligatoriamente fornirli. I solidi totali devono essere forniti come percentuale sul tal quale, mentre la sostanza volatile è richiesta come percentuale sui solidi totali.



Seleziona i substrati	Tonnellate (t. t.q./anno)*	Solidi Totali (%)	Sostanza Volatile (%)
Fango Primario	<input type="checkbox"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/>
Fango Secondario	<input type="checkbox"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/>
Fango esterno	<input type="checkbox"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/>
Altri Substrati			
Frazione organica dei Rifiuti Solidi Urbani	<input type="checkbox"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/>
<input type="text"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/>

* t.q. Tal Quale (substrato grezzo, prima del trattamento)

Figura 68: Finestra di dialogo dedicata all'inserimento delle biomasse disponibili presso l'ID.

La sezione successiva permette di valutare l'impianto dal punto di vista energetico con due opzioni selezionabili, ossia valutazione dell'efficienza energetica e produzione di energia rinnovabile. Anche in questo caso, la seconda opzione si attiva solamente dopo aver compilato tutti i campi della prima (Figura 69).




Figura 69: Finestra per inserire i dati relativi all'efficienza energetica e alla produzione di energia rinnovabile.

Selezionando l'opzione efficienza energetica, viene un'offerta la possibilità di inserire i dati relativi al consumo di energia elettrica e al consumo di energia termica (Figura 70).

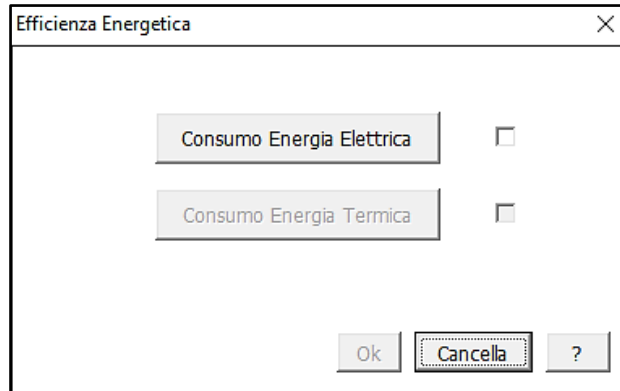


Figura 70: Finestra per la selezione dei dati da inserire relativi ai consumi elettrici e termici la valutazione dell'efficienza energetica.

Relativamente al consumo di energia elettrica, è possibile inserire il relativo valore totale su base giornaliera (Figura 71) o, se disponibili, i dati relativi ai consumi parziali delle diverse sezioni di trattamento dell'ID (Figura 72).

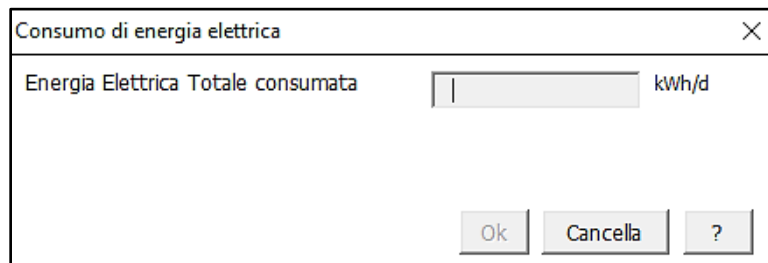


Figura 71: Finestra per l'inserimento dell'energia elettrica totale consumata dall'ID

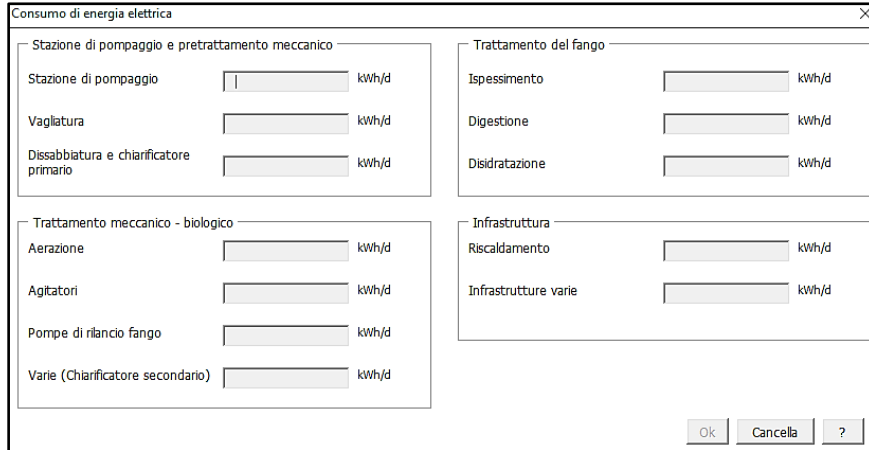


Figura 72: Finestra per l'inserimento dell'energia elettrica dall'ID per sezione

Anche relativamente alla sezione energia termica, è possibile inserire separatamente il dato di consumo per riscaldamento fanghi, perdita per trasmissione riscaldamento del digestore ed eventuali aree riscaldate (Figura 73) oppure, in alternativa, il dato complessivo.

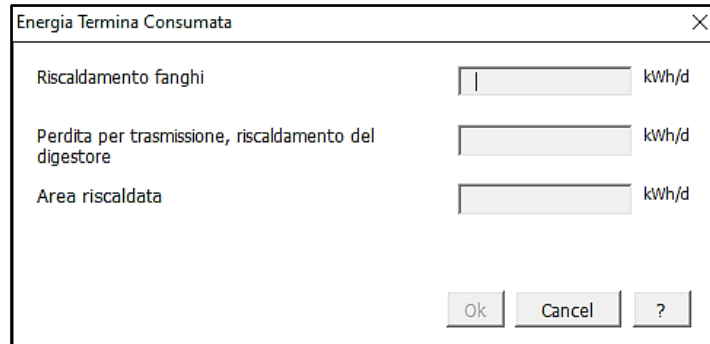


Figura 73: Finestra per l’inserimento dei dati relativi all’energia termica consumata nelle sezioni principali dell’impianto

Se il consumo energetico termico giornaliero non è noto, è possibile utilizzare il valore calcolato dal codice. In tale opzione, il software chiede le caratteristiche del digestore anaerobico, se presente, e dell’eventuale fabbisogno termico degli edifici, dichiarando le dimensioni della superficie riscaldata (Figura 74).

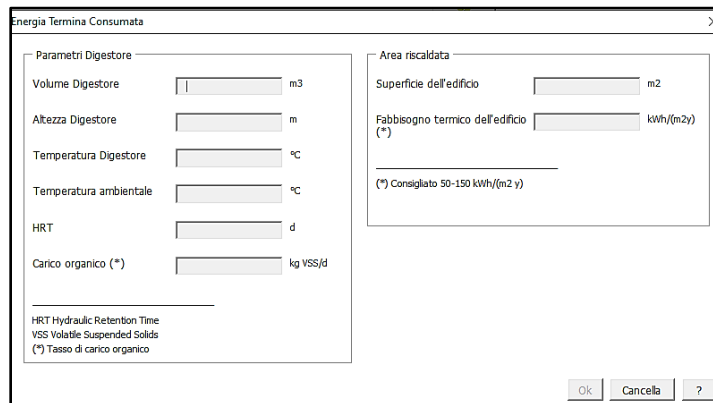


Figura 74: Finestra per l’inserimento dei dati di dettaglio per il calcolo dell’energia termica consumata dall’ID

Al termine dell’inserimento dei dati relativi all’efficienza energetica, il software consente di inserire i dati relativi ad eventuali altre tecnologie presenti presso l’ID per la produzione di energia rinnovabile. In Figura 75 sono visualizzate le tecnologie contemplate in DEES, per ognuna delle quali è necessario fornire i dati prestazionali, o alcuni parametri di base per il calcolo delle produzioni energetiche.

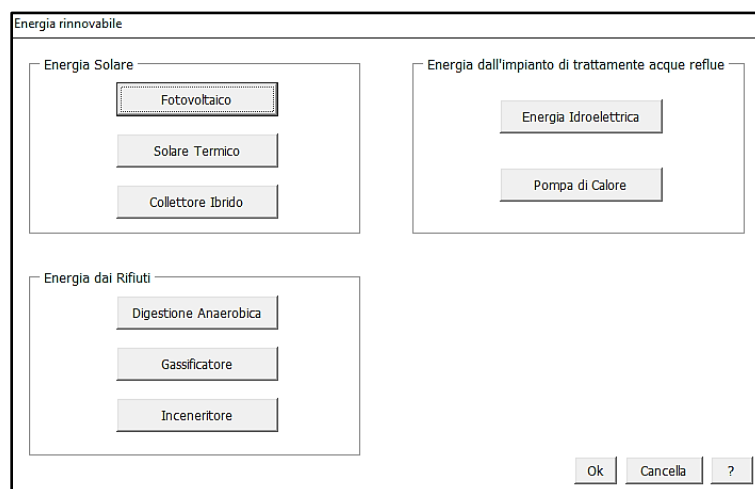


Figura 75: Finestra per la scelta delle tecnologie utilizzate per la produzione di energia rinnovabile

Per l’energia solare sono state considerate tre tecnologie, ossia i pannelli fotovoltaici, il solare termico ed i pannelli ibridi. L’utente deve fornire il dato storico di produzione, se noto, o in alternativa la superficie e la relativa efficienza. Per l’energia da rifiuti, l’utente troverà i dati precedentemente dichiarati in caso di presenza nell’ID del digestore anerobico e bisognerà aggiungere anche la produzione di biogas, non data

prima, la produzione di energia termica ed elettrica. Se non noti, DEES è in grado di effettuare il relativo calcolo sulla base di dati di bibliografia. In tal caso verranno chieste l'efficienza termica ed elettrica dell'unità di cogenerazione. Per l'incenerimento viene chiesto invece solamente se si utilizza un mono-inceneritore dedicato ai soli fanghi, o un co-inceneritore, dove oltre ai fanghi di depurazione vengono combusti altri materiali. Anche per questa opzione, è possibile fornire il dato storico, qualora l'inceneritore fosse già presente, oppure permettere a DEES di calcolarlo, fornendo i dati di quantità di fanghi trattati, tenore di solidi degli stessi ed efficienza termica ed elettrica della turbina, che si intende utilizzare.

Il box "energia dall'impianto di trattamento acque reflue" considera la possibilità di ottenere energia elettrica da un eventuale salto idraulico presente nell'impianto, nonché la possibilità di recuperare il calore dalle acque reflue, mediante l'utilizzo di una pompa di calore. Per quanto riguarda l'energia idroelettrica ottenibile, in SQ, l'utente potrà fornire il dato storico o chiedere a DEES di calcolarlo, fornendo portata e altezza del salto. Per la pompa di calore la situazione è più complessa, in quanto si è considerata la possibilità di poter installare sia una pompa elettrica sia una a biogas. In questo caso i dati che l'utente dovrà fornire saranno più dettagliati. E' possibile comunque effettuare il calcolo tramite software, sulla base della portata idraulica totale dell'impianto.

A valle di tale fase compilativa, DEES richiede di inserire la modalità con la quale si intende utilizzare il biogas prodotto (Figura 76), proponendo diverse possibilità: utilizzo della totalità del biogas in un cogeneratore, o in una pompa di calore a gas, ricorso a tecnologie di *upgrading* per la produzione di biometano, soluzioni combinate CHP-pompa di calore a gas, o *upgrading*-pompa di calore a gas.

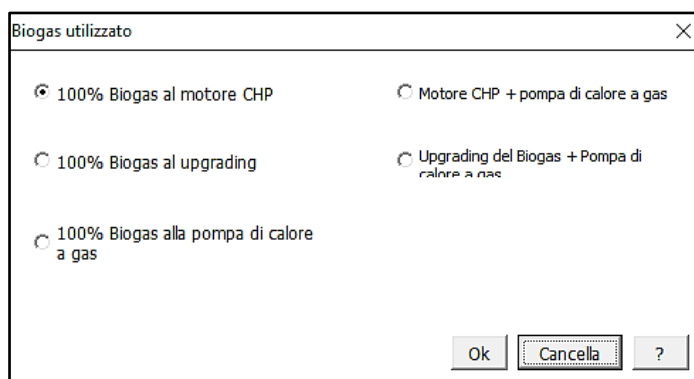


Figura 76: Finestra per la scelta della modalità di utilizzo del biogas prodotto

Per ognuna di queste opzioni, si apre una finestra di dialogo che permette di inserire specifiche tecniche inerenti le opzioni scelte. Nel caso in cui la scelta sia stata di inviare la totalità del biogas al CHP, la prima finestra di dialogo proposta è quella riportata in Figura 77. Se si conosce il dato sarà sufficiente inserirlo nella cella corrispondente e premere poi il tasto "OK". Nel raro caso in cui la produzione non fosse conosciuta, selezionando il tasto calcola è possibile avere una valutazione, sulla base dei dati forniti in precedenza, della produzione elettrica e termica conseguibile. In Figura 78 viene riportata la finestra di dialogo e come si vede le informazioni richieste sono efficienza elettrica e termica del CHP, potere calorifico inferiore del biogas e percentuale di metano nel biogas.

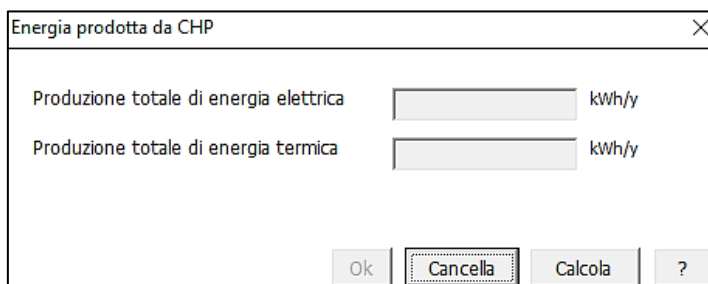


Figura 77: Finestra per l'inserimento della produzione di energia elettrica e termica da CHP in kWh/anno

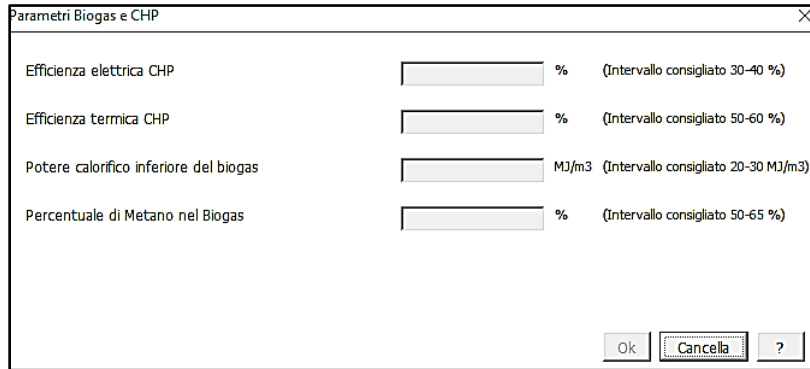


Figura 78 Finestra per l’inserimento dei dati per la valutazione dell’energia producibile da CHP.

L’opzione relativa al ricorso a tecnologie di *upgrading* del biogas implica la richiesta di compilazione della *userform* dedicata (Figura 79). Il pulsante “Info (?)”, presente a fianco di ogni casella, permette di avere una breve descrizione della tecnologia, qualora non nota all’utente. Selezionata la tecnologia di interesse, si apre una finestra di dialogo (Figura 80), che permette di inserire il valore del biometano prodotto, se conosciuto. In alternativa, DEES è dotato di logiche di calcolo automatico, ma viene richiesta la percentuale di metano da rispettare per l’iniezione in rete del biometano (Figura 81) secondo le specifiche stabilite dal gestore della rete. Inoltre va inserita nella *userform* la percentuale di metano presente nel biogas.

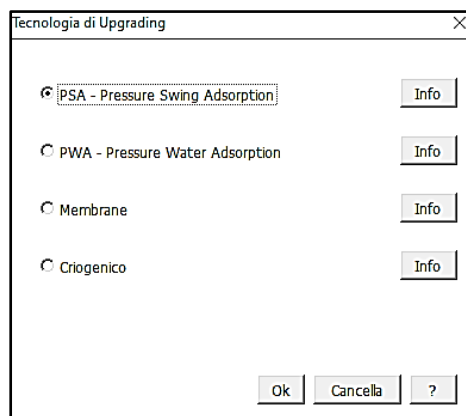


Figura 79: Finestra per la scelta della tecnologia di *upgrading* del biogas

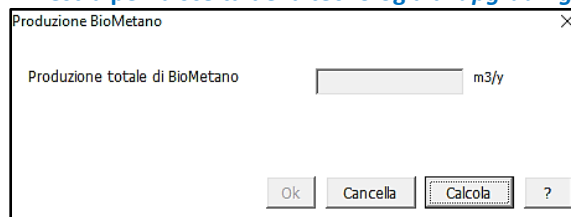


Figura 80: Finestra per l’inserimento della produzione di biometano nota

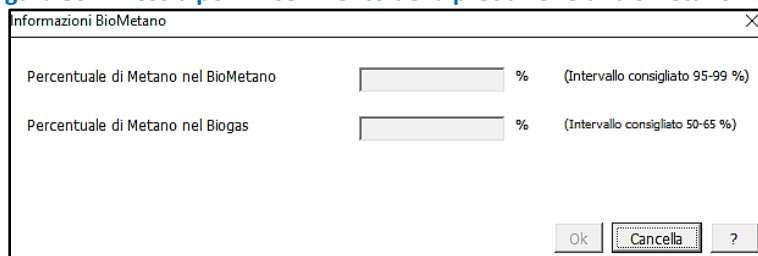


Figura 81: Finestra per l’inserimento dei dati di calcolo per la produzione di biometano

Fornendo i dati richiesti, si aprono altre finestre che servono a meglio definire le performance tecnologiche e l’impatto ambientale che ne potrebbe derivare. La prima finestra di dialogo riportata in Figura 82 permette non solo di aumentare la produttività del biometano, in quanto si vanno a recuperare le perdite fisiologiche che queste tecnologie presentano ma, inoltre, permette di andare a ridurre l’impatto che il metano non

recuperato può avere sul Global Warming Potential (GWP). Dopo aver dato la risposta a questa domanda, viene proposta una ulteriore domanda sull'utilizzo che si intende fare dell'anidride carbonica separata dal biogas. Considerando il solo aspetto energetico, viene chiesto se nell'impianto è presente una tecnologia Power to gas (PtG) per la trasformazione dell'anidride carbonica in biometano. La finestra di dialogo riportata in Figura 83 richiede come risposta solamente un "sì" o un "no". In caso affermativo si apre una finestra analoga a quella di Figura 80, nella quale inserire la produzione di metano se nota, o farla calcolare a DEES. In quest'ultimo caso, la finestra riportata in Figura 84 indica che non è più necessario inserire altri dati. Il calcolo verrà eseguito sulla base di dati bibliografici presente nel codice di DEES.

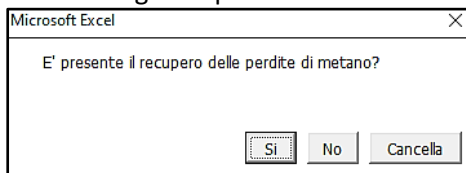


Figura 82: Finestra di dialogo per fornire l'informazione sulla presenza o meno di un sistema di recupero delle perdite di metano.

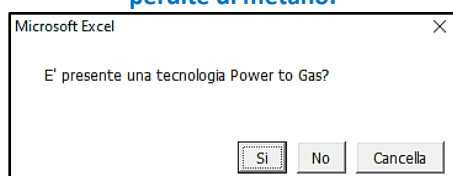


Figura 83: Finestra di dialogo per conoscere se è presente una tecnologia PtG.

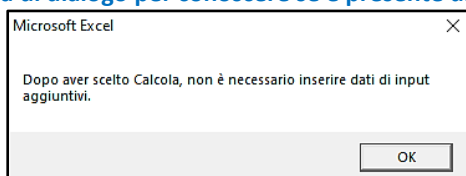


Figura 84: Finestra informativa per il calcolo del PtG.

La terza opzione di utilizzo del biogas è quella di impiegarlo in una pompa di calore per il recupero di calore dalle acque reflue trattate. In questo caso non sono presenti ulteriori finestre di dialogo, in quanto DEES utilizza i dati di default presenti nel codice. Nel caso in cui la scelta effettuata preveda l'uso combinato del biogas, sia per il CHP, sia per la pompa di calore, bisogna fornire a DEES, analogamente a quanto fatto in precedenza il dato storico della produzione, o l'efficienza termica ed elettrica del motore, nonché il potere calorifico inferiore del biogas e la percentuale di metano presenti nel biogas. Le finestre di dialogo per questa funzione sono del tutto identiche a quelle riportate in Figura 77 e Figura 78. Se l'opzione di scelta prevede la combinazione *upgrading* e pompa di calore, le finestre di dialogo si rifanno a quelle già riportate per il solo *upgrading* (Figura 79, Figura 80, Figura 81, Figura 82, Figura 83, Figura 84). Al termine di tutte queste scelte, devono essere confermate le finestre di Figura 75 e la successiva Figura 69. A questo punto il software propone innanzitutto una panoramica dal punto di vista energetico, sia termico, sia elettrico, come riportato in Figura 85. Qualora i valori di energia termica ed elettrica siano positivi, significa che vi è un eccesso di energia disponibile presso l'impianto. In questo caso sarà possibile valutare la potenzialità di cessione di tale surplus energetico al territorio circostante l'impianto.

Si è ritenuto opportuno, in questa fase, focalizzarsi sull'uso dell'energia termica, in quanto lo scambio di energia elettrica con la rete è oramai divenuta una prassi comune e non richiede valutazioni particolari, ma solamente alcune pratiche amministrative. Inoltre, l'energia termica ottenibile da un ID può essere di gran lunga maggiore di quella elettrica e l'impianto da prevedere ha una maggiore complessità ingegneristica e richiede maggiore cura nella valutazione dei benefici dello scambio.

A valle di questa valutazione, è possibile stampare un primo report che riassume i dati raccolti e le elaborazioni fin qui ottenute.

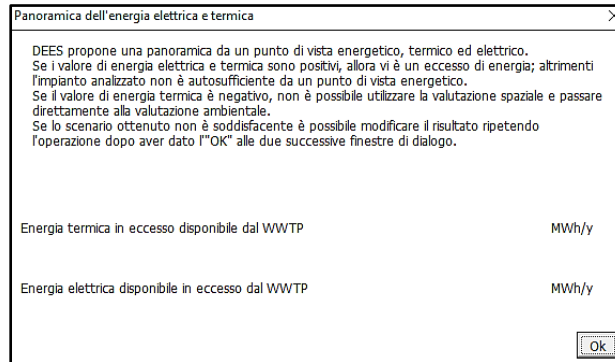


Figura 85: Finestra di dialogo per la panoramica della disponibilità di energia elettrica e termica.

A questo punto, il software esegue automaticamente le procedure di calcolo del WAT Tool e presenta quindi lo stato del bilancio energetico dell'ID tramite restituzione del valore degli indicatori di prestazione, dell'indice globale e della classe energetica assegnata (Figura 86). La descrizione sottostante i grafici riportati nella *userform* cambia automaticamente, in funzione del posizionamento dell'impianto rispetto alla classe di riferimento ed in rapporto a valori derivati da analisi statistiche di dati inerenti le prestazioni energetiche di ID, in funzione della taglia dimensionale.

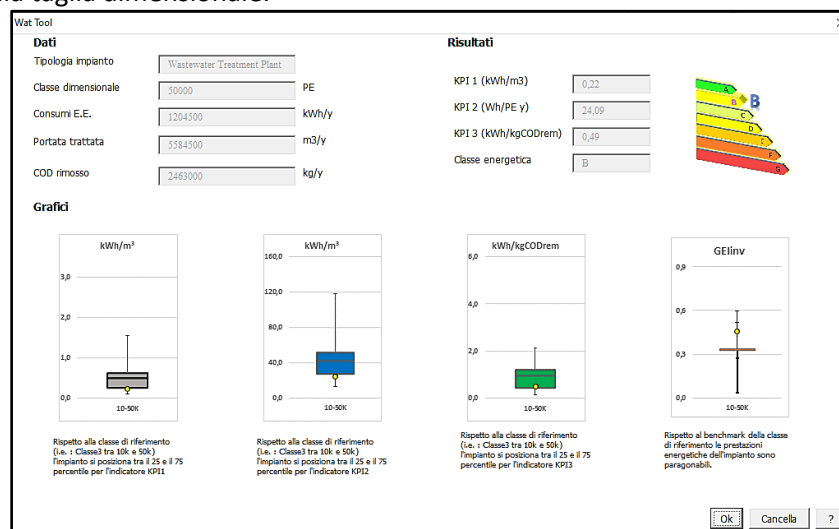


Figura 86: Valutazione della classificazione energetica dell'ID

La sezione successiva consente la valutazione di cessione di calore al territorio. La schermata di Figura 87 consente di selezionare tra diverse tipologie di utenze, a cui cedere il calore in eccesso secondo una metodologia sviluppata dall'Institute of Spatial Planning and Rural Development, University of Natural Resources and Life Sciences di Vienna. Le opzioni vanno dal piccolo centro abitativo, ad aree urbane a bassa o alta densità, aree periferiche ad alta o bassa intensità, uso commerciale e industriale oppure agricoltura e selvicoltura. All'apertura di questa finestra, è possibile vedere in basso la quantità di energia disponibile per la cessione. La *userform* permette, al passaggio del mouse sopra ogni pulsante relativo alle tipologie di utenze, di avere una rappresentazione visiva dell'assetto urbano o produttivo considerato. L'immagine mostra la relativa area con veduta dall'alto. Inoltre vengono proposti, sia i valori di densità abitativa media, sia la densità energetica mediamente richiesta per il riscaldamento delle aree, in funzione della tipologia selezionata. I campi risultano comunque compilabili con informazioni di dettaglio sito-specifiche.

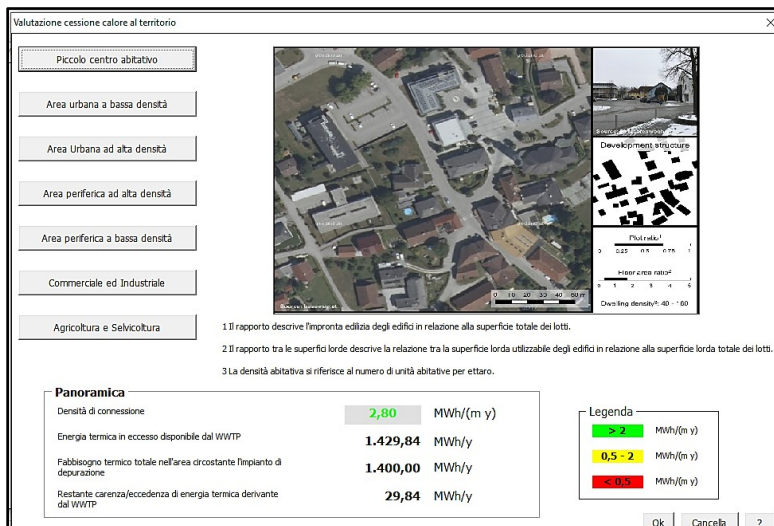


Figura 87: Finestra per la valutazione della cessione del calore al territorio

A scopo esemplificativo, in Figura 88, viene presentato il caso del “Piccolo aggregato urbano”. I dati da inserire riguardano l’estensione dell’area urbana servita dalla rete, il valore della richiesta specifica di calore per l’area, la percentuale di utenti presenti nell’area connessi alla rete, la lunghezza specifica della rete all’interno dell’area, nonché la distanza dall’ID. In merito alla richiesta specifica di calore, DEES propone un valore medio in base alla tipologia di utenza. Tale dato può essere cambiato dall’utente stesso, sia digitando nel relativo campo, sia utilizzando la barra di scorrimento in alto. Man mano che vengono inseriti i dati, vengono aggiornate in tempo reale le informazioni sull’energia termica utilizzata e su quella residua ancora disponibile. Un parametro particolarmente importante, calcolato direttamente dal codice, è la “densità di connessione”, intesa come quantità di energia scambiata mediamente per ogni metro di connessione ed espressa in MWh/m anno. Questo valore cambia di colore, secondo la legenda riportata in Figura 88. L’indice si colora in verde, quando la densità energetica è >2 MWh/m anno e quindi la connessione è vantaggiosa, di giallo se la densità energetica è compresa tra 0.5 e 2 MWh/m anno. In questo caso bisogna fare valutazioni di maggior dettaglio. Il colore rosso è usato per valori di densità di connessione <di 0.5 MWh/m anno, ad indicare lo svantaggio della connessione.

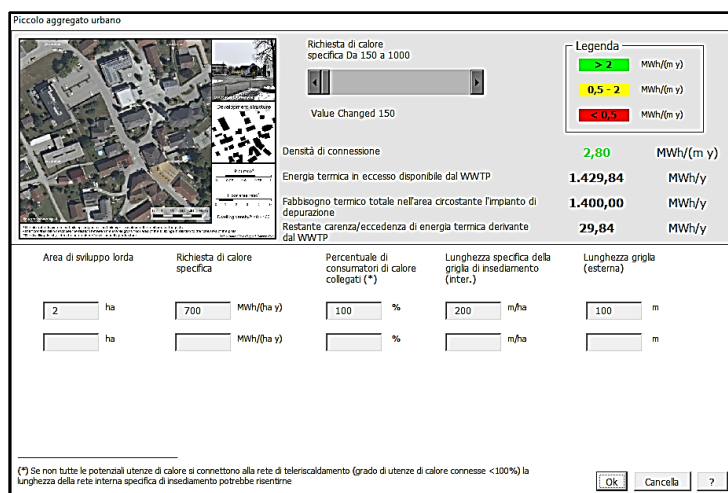


Figura 88 Finestra per la definizione di dettaglio dei consumi energetici di un’area urbana.

Per la sezione “Agricoltura e selvicoltura”, non è stato possibile definire un range di utilizzo dell’energia legato alla superficie e pertanto l’utente dovrà immettere la richiesta energetica direttamente nell’apposito campo. Qualora l’utente non avesse utilizzato almeno il 90% dell’energia termica disponibile, all’uscita da questa finestra, un messaggio informativo fa presente questa condizione, stimolandolo a riconsiderare la fase di recupero del calore o quella di utilizzo.

La sezione successiva permette di inserire alcune semplici informazioni, che possono avere una ricaduta sulle successive valutazioni ambientali. In particolare, come si può vedere dalla Figura 89, c'è la possibilità di selezionare, sia la tipologia di fornitura energetica per la produzione del calore, sia il tipo di cessione di questa energia, che possiamo avere con il territorio. Queste due tipologie di scelta sono, ovviamente, in contrapposizione l'una con l'altra, in quanto l'acquisto di energia termica dall'esterno implica la non autosufficienza, per cui si presume che non vi sia cessione e viceversa.

Essendo presente in DEES anche l'opzione di *upgrading* del biogas, in funzione delle scelte che fa l'utente, è possibile anche non convertire il biogas in energia termica, ma cederlo direttamente alla rete sotto forma di biometano. Nella Figura 89 questa opzione è disattivata, in quanto la scelta fatta per questo scenario prevedeva la conversione totale del biogas in energia elettrica e termica. L'ultimo box è dedicato all'utilizzo dei fanghi disidratati. In funzione delle scelte precedentemente operate dall'utente, si attivano le varie opzioni presenti. Per ognuna di esse sono richiesti alcuni dati specifici. Per il mono e co-incenerimento saranno gli stessi chiesti nella finestra di dialogo presentata in Figura 75. Per la combinazione "Digestione anaerobica + HTC" e "Digestione anaerobica + Compostaggio" il dato richiesto è la produzione di digestato, oppure è possibile scegliere l'opzione calcola. Per l'"Uso agricolo" e la "Discarica" è sufficiente selezionare le voci e DEES procederà autonomamente con il calcolo delle emissioni di gas climalteranti, espressi come equivalenti di CO₂.

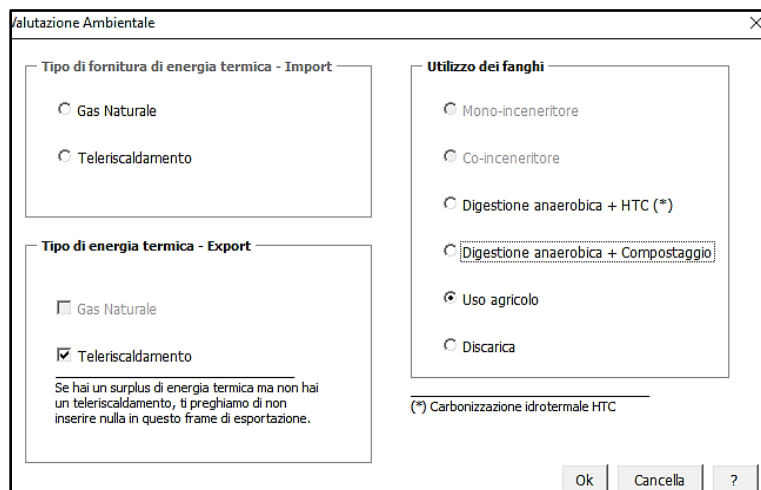
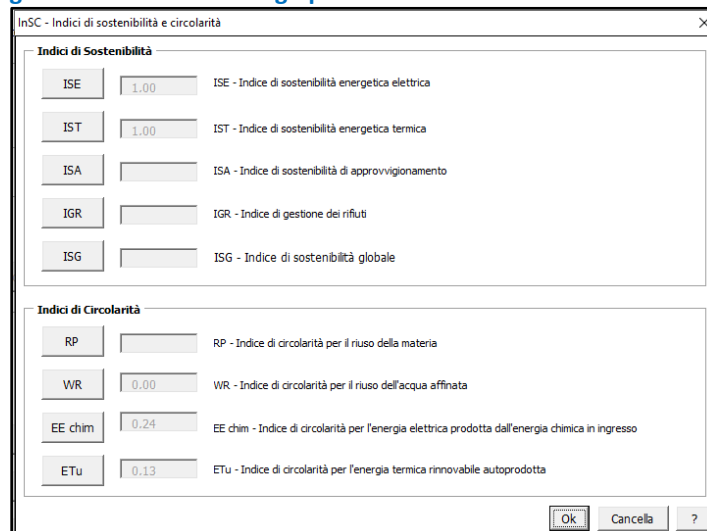


Figura 89 Finestra di dialogo per le scelte di valutazione ambientale.



Indici di Sostenibilità	
ISE	1.00
IST	1.00
ISA	
IGR	
ISG	

Indici di Circolarità	
RP	
WR	0.00
EE chim	0.24
ETu	0.13

Figura 90: Finestra di dialogo per gli indici di circolarità e sostenibilità.

L'ultima sezione attivabile dello SQ permette di calcolare alcuni indici di sostenibilità ambientale e circolarità. In questo paragrafo ci si limita alla descrizione operativa di DEES, mentre per una descrizione più dettagliata del significato di ogni indice e delle relative formule ci si può riferire al paragrafo 2.2.6 del presente rapporto. La finestra di dialogo con l'utente è presentata in Figura 90. In essa sono presenti una serie di pulsanti per

l'immissione dei dati eventualmente mancanti per l'esecuzione dei calcoli. A fianco di ogni pulsante è presente un riquadro con il valore calcolato. E' presente anche una breve descrizione dell'indice stesso, al fine di supportare l'utente nella compilazione dei campi richiesti. Per ciascuno degli indici il software richiede soltanto l'inserimento di quei dati non precedentemente inseriti in altre *userform*.

Figura 91: Finestra di dialogo per l’inserimento delle produzioni e consumi energia elettrica e il calcolo dell’Indice di sostenibilità per l’energia elettrica.

A titolo di esempio, in Figura 91, viene presentata la finestra di dialogo per l’Indice di sostenibilità dell’energia elettrica. La finestra è divisa in due distinti box, di cui uno raccoglie i dati relativi all’energia rinnovabile utilizzata, l’altro quelli relativi a tutta l’energia utilizzata dall’ID. Nel primo box sono già presenti i dati dell’energia autoprodotta e l’utente può inserire la quantità di energia elettrica che acquista dalla rete e la percentuale di energia rinnovabile in essa contenuta, come dichiarato dal fornitore e riscontrabile in bolletta. Nel secondo box l’utente può immettere la quantità di energia elettrica venduta alla rete e l’eventuale quota di energia elettrica autoprodotta da fonti fossili per uso interno. In generale, quanto più il valore degli indici approssima l’unità, tanto più l’ID presenta un alto grado di sostenibilità. Il risultato ha valenza opposta per valori negli intorni di 0.

Analogamente a quanto appena esposto, anche per l’Indice di sostenibilità termica, i dati sono presentati in Figura 92. Anche qui è possibile inserire il dato di fonte fossile utilizzata per la produzione di calore, qualora ve ne fosse. La palese differenza tra l’energia termica autoprodotta e l’energia consumata, o ceduta è dovuta alla quota a parte di energia termica non utilizzata nella fase di valutazione della cessione al territorio.

Figura 92: Finestra di dialogo per il calcolo dell’Indice di sostenibilità energia termica.

In Figura 93 viene mostrata la finestra di dialogo per l’indice di approvvigionamento. In questa finestra l’utente è libero di inserire una breve descrizione delle materie prime usate e delle relative quantità. Le materie prime sono divise in quattro gruppi, materie prime valorizzate e materie prime non valorizzate, materie prime sostenibili e materie prime non sostenibili. Le prime due voci fanno riferimento a quelle materie prime composte, o meno, da una quotaparte di componenti riusati. Le seconde, invece, fanno

riferimento a materie di origine animale e vegetale, che hanno la caratteristica di potersi rigenerare al termine di ogni ciclo di produzione/consumo [66].

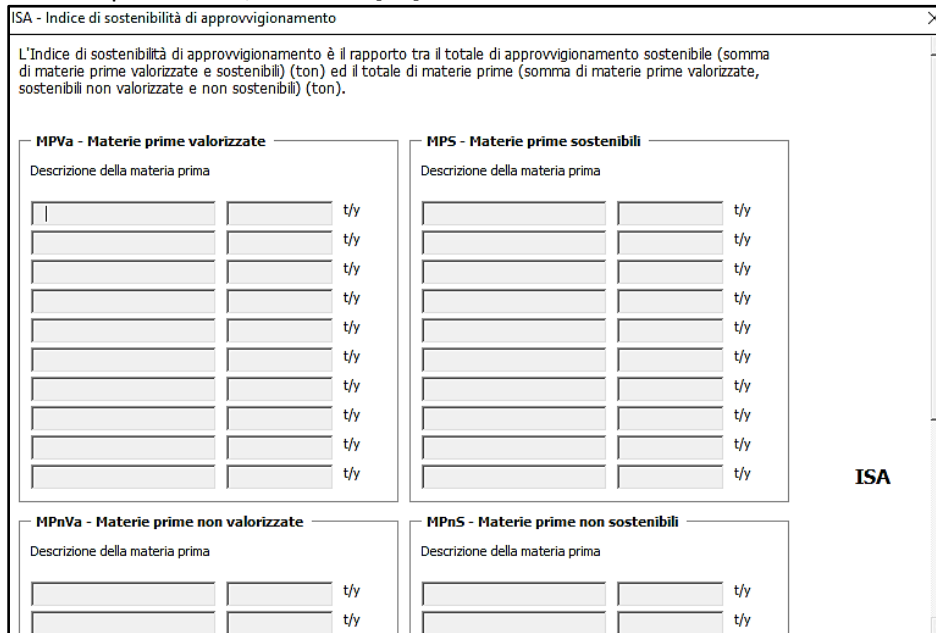


Figura 93: Finestra di dialogo per il calcolo dell'Indice di sostenibilità di approvvigionamento.

Analogamente all'indice di sostenibilità per l'approvvigionamento, anche l'indice per la gestione dei rifiuti presenta due box, uno per i rifiuti smaltiti in maniera lineare e uno per i rifiuti smaltiti in maniera non lineare, come evidenziato in Figura 94. Il primo box raccoglie la descrizione ed i quantitativi dei rifiuti smaltiti in maniera lineare (i.e. discarica), mentre l'ultimo campo della finestra di dialogo richiede l'inserimento del totale dei rifiuti smaltiti dall'ID. È necessario che l'utente, in questa compilazione, ponga particolare attenzione alle quantità che vengono espresse in t/anno e, in particolare, al fatto che la sommatoria delle voci del primo box non debba mai essere superiore a quella del secondo.

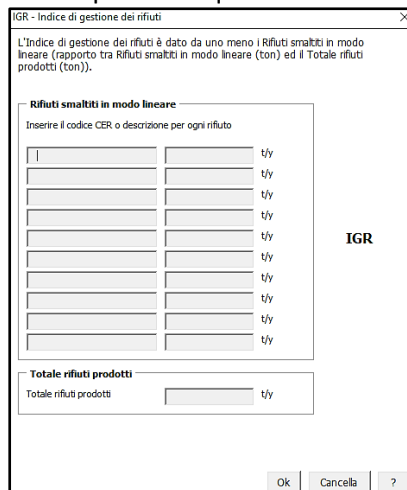


Figura 94: Finestra di dialogo per il calcolo dell'Indice di gestione dei rifiuti.

Per ultimo viene calcolato l'indice di sostenibilità globale, per il quale viene chiesto all'utente di inserire la spesa annua per l'acquisto di energia elettrica, materie prime, energia termica, e smaltimento dei rifiuti (Figura 95).

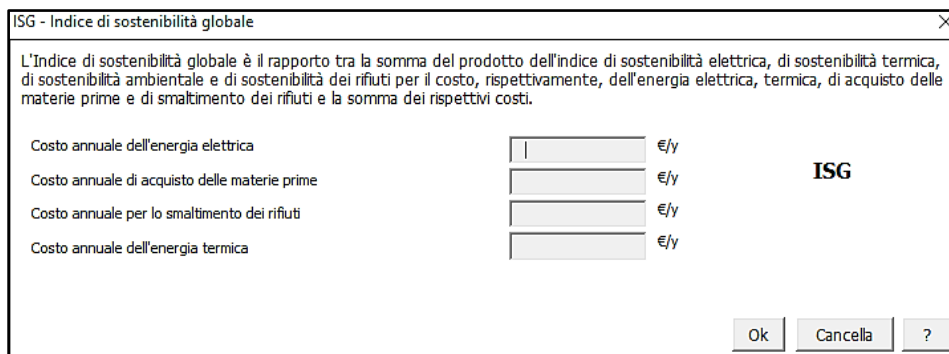


Figura 95: Finestra di dialogo per il calcolo dell'Indice di sostenibilità globale.

Con l'indice di circolarità per il riuso della materia (Figura 96) inizia la seconda parte dedicata al riuso della materia. In DEES è stato deciso di limitarsi, in questa versione, al solo recupero di nutrienti quali azoto e fosforo. La maschera richiede quindi l'inserimento dei dati relativi alla quantità di azoto e fosforo totali, addotta nell'ID tramite le acque reflue da trattare. Di queste è poi richiesta la stima dei quantitativi riusati, attraverso il riutilizzo delle acque trattate, o attraverso lo spandimento dei fanghi in agricoltura, in modalità diretta, o previo compostaggio. In entrambi gli elenchi è importante inserire il peso dei nutrienti, ricordando di considerare sempre la specie chimica in forma atomica (es. N-NH₄, P-PO₄³⁻).

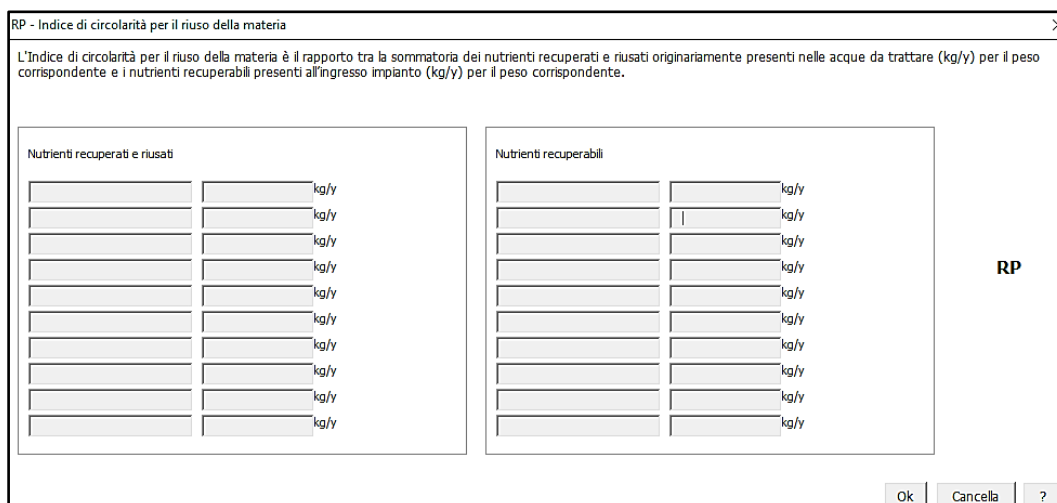


Figura 96: Finestra di dialogo per il calcolo dell'indice di circolarità per il riuso della materia.

Nell'indice per il riuso dell'acqua reflua trattata (Figura 97), DEES presenta di suo il valore della portata di acqua reflua trattata su base annuale, dato fondamentale già richiesto nella maschera di apertura del software, mentre viene richiesto l'inserimento della quota parte di acque reflue trattate destinate al riutilizzo, qualora l'ID abbia già implementato un sistema di riuso irriguo, in accordo con l'assetto normativo settoriale.

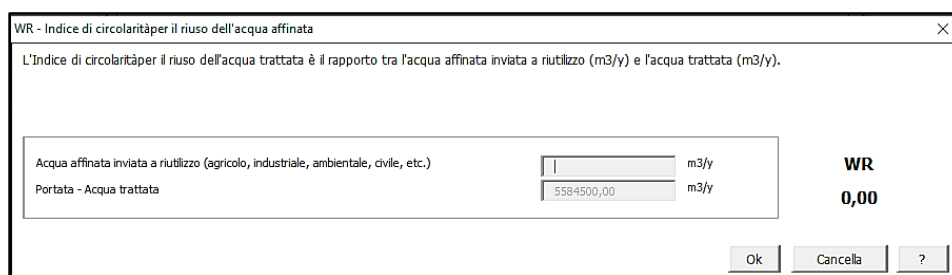
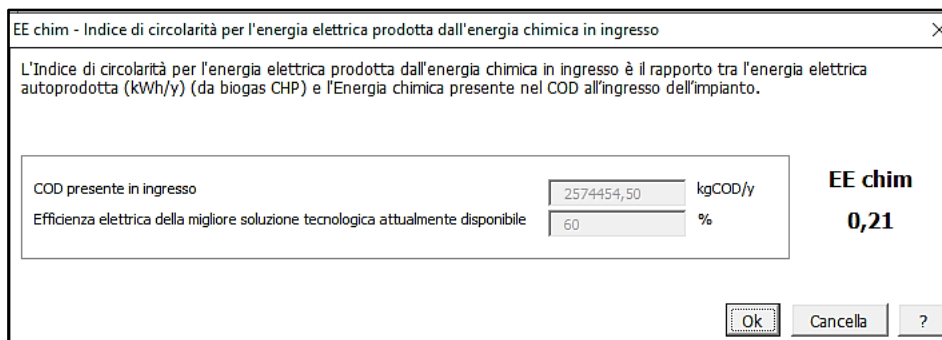


Figura 97: Finestra di dialogo per il calcolo dell'indice di circolarità per il riuso dell'acqua trattata.

L'indice di circolarità per l'energia elettrica prodotta, sfruttando l'energia chimica in ingresso, si presenta già compilato in base ai dati precedentemente immessi, o calcolati da DEES. Per la stima dell'efficienza di trasformazione si utilizza il valore del 60% (Figura 98). Questo valore, molto conservativo, è stato scelto, in

quanto rappresenta l'efficienza attualmente ottenibile dalla migliore tecnologia attualmente disponibile sul mercato.



EE chim - Indice di circolarità per l'energia elettrica prodotta dall'energia chimica in ingresso

L'Indice di circolarità per l'energia elettrica prodotta dall'energia chimica in ingresso è il rapporto tra l'energia elettrica autoprodotta (kWh/y) (da biogas CHP) e l'Energia chimica presente nel COD all'ingresso dell'impianto.

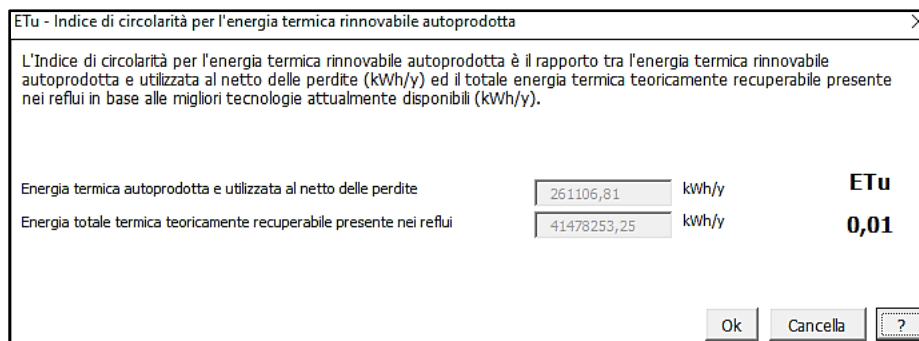
COD presente in ingresso	2574454,50	kgCOD/y	EE chim
Efficienza elettrica della migliore soluzione tecnologica attualmente disponibile	60	%	

0,21

Ok Cancella ?

Figura 98: Finestra di dialogo per il calcolo dell'indice di circolarità per l'energia elettrica prodotta dall'energia chimica in ingresso all'impianto.

Anche l'indice di circolarità per l'energia termica rinnovabile autoprodotta si presenta già compilato, in base alle informazioni precedentemente inserite ed alle elaborazioni eseguite da DEES (Figura 99).



ETu - Indice di circolarità per l'energia termica rinnovabile autoprodotta

L'Indice di circolarità per l'energia termica rinnovabile autoprodotta è il rapporto tra l'energia termica rinnovabile autoprodotta e utilizzata al netto delle perdite (kWh/y) ed il totale energia termica teoricamente recuperabile presente nei reflui in base alle migliori tecnologie attualmente disponibili (kWh/y).

Energia termica autoprodotta e utilizzata al netto delle perdite	261106,81	kWh/y	ETu
Energia totale termica teoricamente recuperabile presente nei reflui	41478253,25	kWh/y	

0,01

Ok Cancella ?

Figura 99: Finestra di dialogo per il calcolo dell'indice di circolarità per l'energia termica rinnovabile autoprodotta.

2.2.10.2 Descrizione delle funzionalità presenti nella FS.

Completato l'inserimento dei dati per lo SQ, risulta possibile accedere alla sezione FS selezionando il pulsante "Future situation". E' quindi possibile effettuare delle analisi di scenario, sulla base delle opzioni di ottimizzazione proposte inerenti la scelta di tecnologie alternative e la gestione dei flussi di energia propri dell'ID oggetto di analisi.

Nel presente paragrafo sono presentate le finestre di dialogo che differiscono rispetto allo SQ. La descrizione mira a evidenziare le opzioni proposte e la modalità di interpretazione dei risultati. La forma grafica delle finestre e la sequenza di proposizione all'utente risulta simile allo SQ, in modo tale da rendere maggiormente agile la compilazione dei campi, per analogia a quanto già fatto.

La FS ripresenta la *userform* iniziale, in cui è possibile apportare modifiche dei dati relativi alla descrizione dell'impianto di trattamento, nel caso in cui ad esempio si preveda una variazione della popolazione servita, o un cambio dei carichi in entrata, associati a nuovi contributi in rete fognaria. La finestra di dialogo propone, in partenza, i dati precedentemente inseriti in SQ. La successiva *userform* (Figura 100), permette di optare per differenti sistemi di aerazione e tipologia di configurazione impiantistica. Risulta possibile, quindi, valutare le variazioni dei consumi elettrici, che derivano dalla variazione tecnologica. Il box in alto a destra, che si apre, permette di leggere il valore (in Figura 100) del risparmio di energia elettrica derivante dalla sola aerazione, dalla variazione impiantistica, e il valore combinato delle due. Per fare questo, è necessario che tutti i dati di "Fabbisogno di ossigeno" e "Portata d'aria" siano compilati, in caso contrario non sarà possibile procedere con la valutazione, inoltre, sarà possibile modificare alternativamente il sistema di aerazione, o la tipologia impiantistica, selezionando il checkbox relativo.

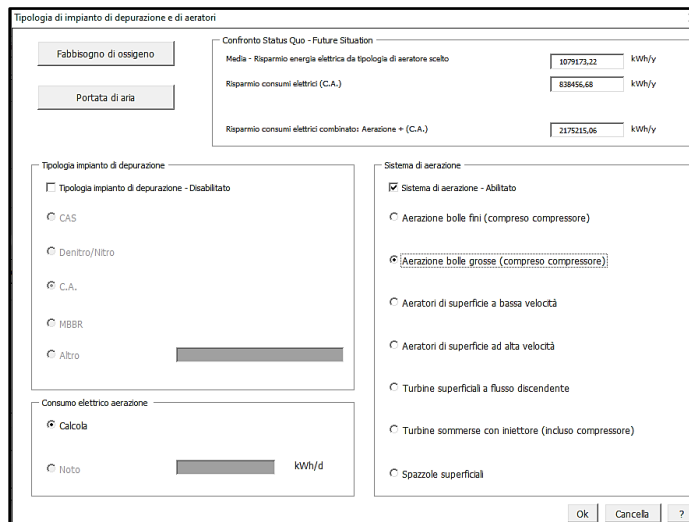


Figura 100: Finestra per la selezione della tipologia della tecnologia e del sistema di aerazione dell'ID nella FS

In Figura 100 si è riportato il caso in cui da una tipologia impiantistica di tipo denitro-nitro con aerazione di superficie a bassa velocità, si è proceduto alla variazione del sistema di aerazione a bolle fini e della tipologia impiantistica a C.A. In questo modo, l'utente può configurare la soluzione più adatta alle sue esigenze. La *userform*, come per lo SQ, dedica alcune funzionalità al calcolo automatico del consumo elettrico di aerazione.

La finestra "Substrati" non presenta alcuna variazione rispetto allo SQ, si ricorda solamente che in questa posizione vanno inseriti i substrati disponibili presso L'ID, o eventualmente acquisiti dall'esterno da avviare alla fase di stabilizzazione di digestione anaerobica.

Dopo aver dato l'"OK" alla finestra "Substrati", si apre una finestra di riassunto e dialogo, riportata in Figura 101. In questa finestra vengono riportati i consumi elettrici e termici dell'SQ, inoltre vengono riportati i valori dei consumi di energia elettrica e termica previsti per la FS, i valori sono sempre riportati in kWh/anno. Per l'energia termica viene proposto il valore calcolato nello SQ e viene chiesto di indicare una riduzione, se prevista, per la FS. Il valore che si può inserire va dallo 0 al 100%. Il valore di consumo che ne deriverà sarà usato per le successive valutazioni dei consumi termici.

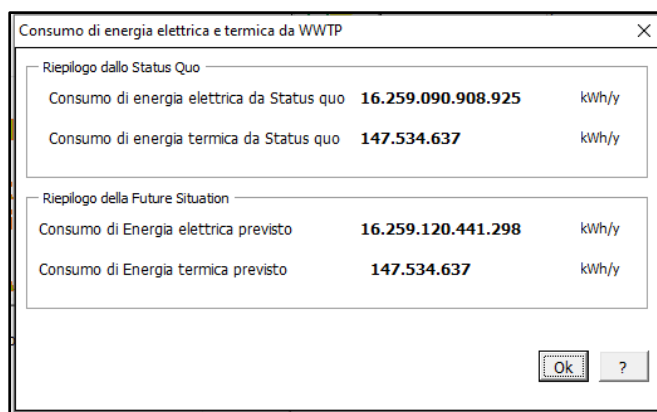


Figura 101: Finestra Informativa per la valutazione dei consumi nello SQ e le riduzioni dei consumi ottenibili.

Dopo la serie di finestre di dialogo già riportate da Figura 69 a Figura 72, si apre *userform* (Figura 102), che permette di inserire eventualmente ulteriori tecnologie per la produzione di energia rinnovabile, anche non strettamente legate al trattamento dei rifiuti.

A questo punto, se già in SQ era stata indicata la presenza di un digestore anaerobico e viene selezionato il pulsante "Digestione Anaerobica" per controllare la validità dei dati inseriti, si attiva la finestra di dialogo di Figura 102, con cui è possibile decidere se inserire, o meno, un sistema di pretrattamento dei fanghi al fine di aumentarne la produttività in biogas.

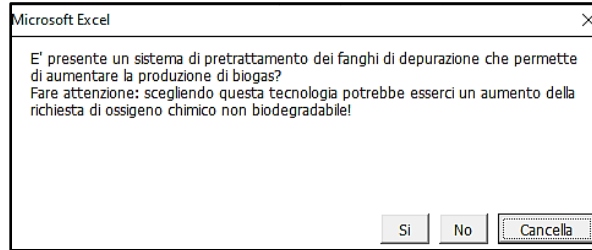


Figura 102: Finestra per avviare la possibilità di inserire un sistema di pretrattamento dei substrati prima del trattamento anaerobico.

Rispondendo “SI” in questa finestra, è possibile selezionare una delle tecnologie predisposte e visualizzate nella Figura 103. In seguito, viene proposta una ulteriore finestra di dialogo (Figura 104), per l’inserimento di alcuni dati essenziali per la valutazione dell’incremento di energia ottenibile.

Qualora nello SQ non fosse stata indicata la presenza di un digestore anaerobico, sarà necessario fare una doppia valutazione, terminando prima quella con il solo digestore anaerobico e poi, riprendendo i dati riportati nel report finale, costruire un nuovo SQ con il digestore e scegliere l’opzione di pretrattamento nella FS.

Se alla domanda di Figura 102 si risponde “NO”, si apre una ulteriore finestra di dialogo, che permette all’utente di inserire la produzione di biogas derivante dallo SQ oppure, soprattutto nel caso in cui sono state fatte delle variazioni che comportino una diversa disponibilità di substrati, è sufficiente inserire il potere calorifico inferiore del biogas e la sua percentuale in metano. In questo caso DEES calcherà la nuova produzione di biogas dell’impianto (Figura 105).

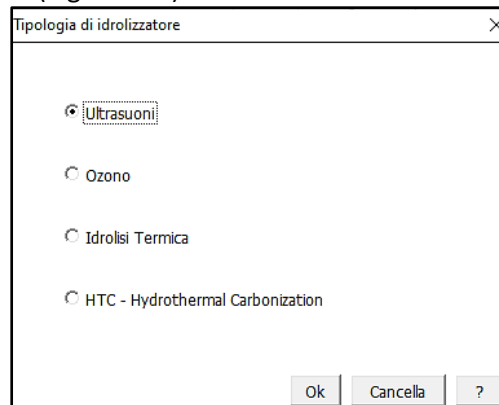


Figura 103: Finestra per la selezione delle tecnologie di pretrattamento.

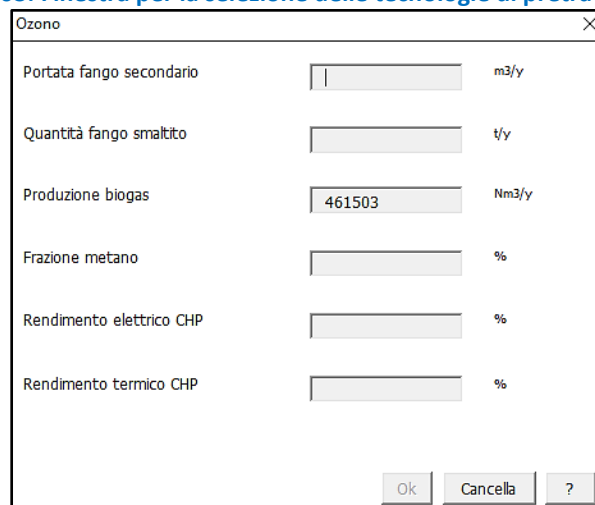


Figura 104: Finestra per l’inserimento dei dati per il pretrattamento.

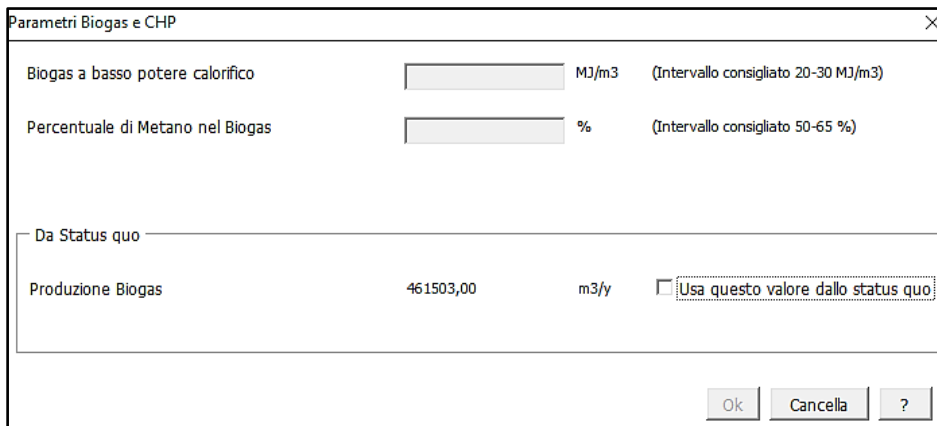


Figura 105: Finestra di dialogo per la scelta dei parametri di Biogas e CHP.

A questo punto, analogamente a quanto avveniva per lo SQ, si apre una finestra di dialogo del tutto analoga a quella di Figura 76 ,che permetterà di fare le stesse scelte descritte in precedenza, anche per la FS. Nel caso in cui tutto il biogas venga inviato al CHP, si apre la finestra di dialogo di Figura 106 che informa della possibilità di modificare i parametri di efficienza del CHP, cosa che può avvenire attraverso la finestra di Figura 107.

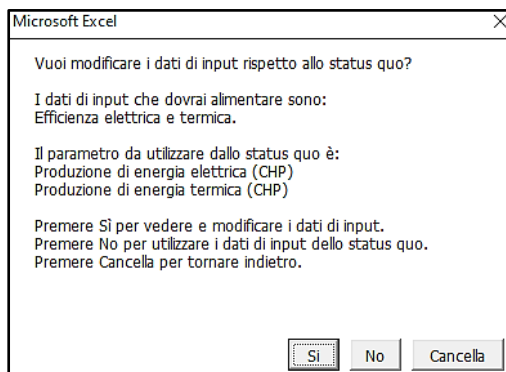


Figura 106: finestra per la modifica dei dati di efficienza del CHP

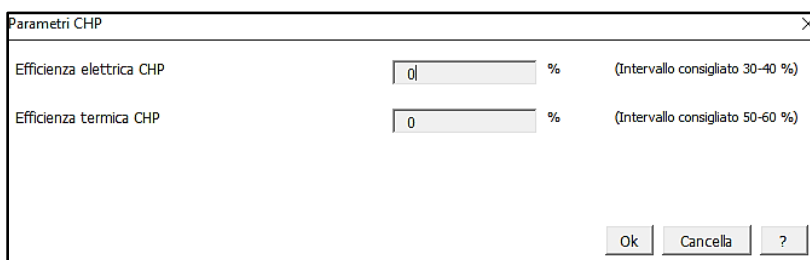


Figura 107: Finestra per il cambio dell'efficienza del CHP nella FS.

Anche nella FS, come già descritto nello SQ, vengono presentate due finestre informative riguardo la disponibilità di energia elettrica e termica dopo le implementazioni fatte, e i risultati della valutazione energetica della FS.

Nel caso in cui ci sia disponibilità di energia termica, DEES permette di fare la stessa valutazione già eseguita in SQ (Figura 87 e successive).

Terminata tale valutazione, è possibile quindi procedere con la nuova Valutazione Ambientale della FS. In Figura 108 è riportata la nuova finestra di dialogo. Questa finestra differisce da quella precedentemente vista nello SQ, per la presenza di un ulteriore box dedicato ai "Trattamenti III e recupero nutrienti" e sviluppato per le valutazioni relative al riuso dell'acqua affinata in agricoltura.

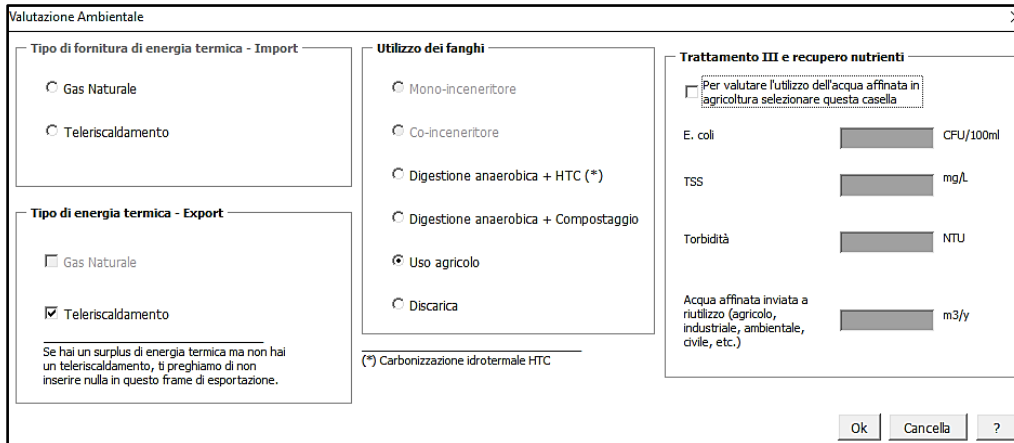


Figura 108: Finestra di dialogo per la Valutazione ambientale della FS.

Per poter iniziare la valutazione qualitativa dell'acqua trattata e definire poi, sulla base dei parametri rilevati e delle disposizioni del Regolamento (UE)741/2020 [33] sulle prescrizioni minime per le acque per il riutilizzo in ambito agricolo, è necessario selezionare il checkbox "Desideri riusare per scopi agricoli l'acqua riusata?". In questo modo le tre caselle sottostanti *E.coli*, TSS e Torbidità saranno attivate e compilabili. Dopo aver inserito i dati, si aprirà automaticamente una prima finestra informativa, che riporta alcune informazioni di base quali idoneità al riuso, classe di riuso, tipologia di uso che può essere eseguito (Figura 109).

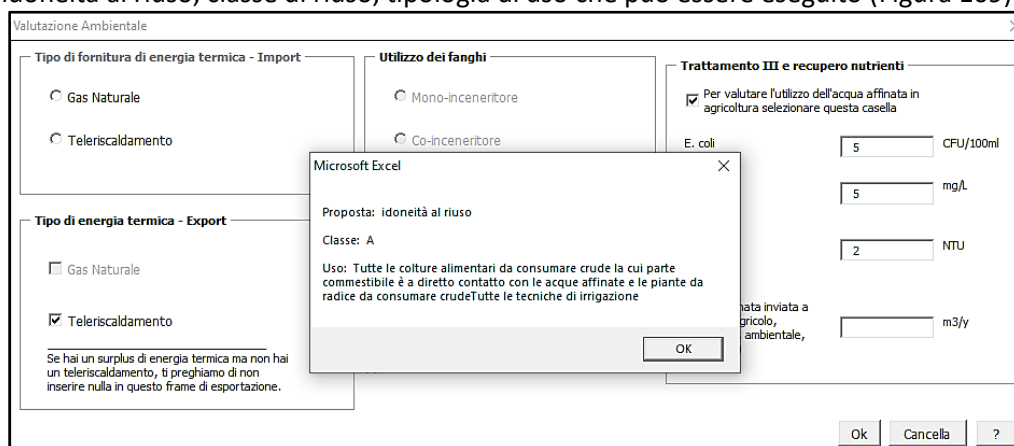


Figura 109: Finestra informativa per il riuso delle acque affinate

Dopo aver letto la nota e cliccato su "OK", una seconda finestra propone di quantificare la portata di acqua (m³/anno) destinata dall'ID al riuso agricolo (Figura 110). Il dato potrà essere inserito nella quarta casella "Acqua affinata inviata a riutilizzo". Il dato di questa casella verrà riportato automaticamente nell'indice WR.

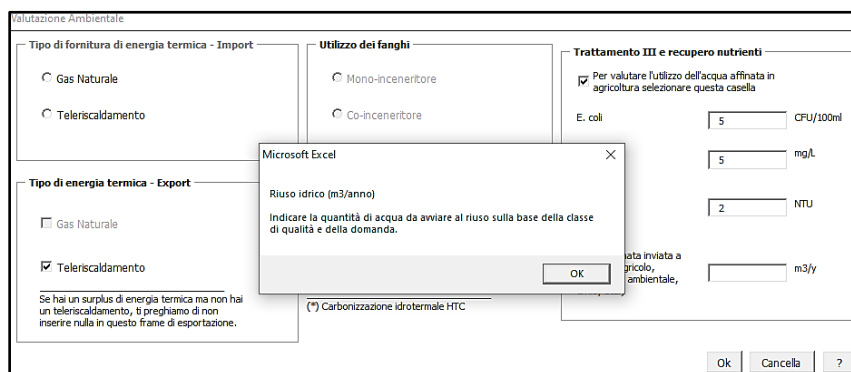


Figura 110: Finestra informativa per la richiesta della quantità di acqua affinata da avviare al riuso

Terminata questa sezione, è possibile completare le valutazioni di sostenibilità e circolarità, come già indicato in precedenza facendo riferimento da Figura 90 a Figura 99.

2.2.10.3 Report

Terminata la compilazione e l'elaborazione dei dati, sia nello SQ, sia nella FS, è possibile ottenere un report per la visualizzazione e l'analisi dei dati e degli scenari descritti. Il report può essere salvato sotto forma di file pdf e stampato. Il documento è strutturato sulla base di sezioni omogenee di informazioni, partendo dalla descrizione dell'impianto. Nel report sono presenti tutti i dati inseriti dall'utente, divisi per le categorie impiantistiche utilizzate. Al fine di rendere più semplice la lettura, questi si presentano contornati da una cornice azzurra. Ugualmente sono riportati tutti i risultati derivanti dalle elaborazioni fatte da DEES, contornati da una cornice ocra. Le elaborazioni sono presentate, sia sotto forma tabellare, sia grafica. Normalmente le tabelle hanno una doppia colonna per i dati dello SQ e della FS, il che rende più facile la lettura ed eventualmente una rielaborazione focalizzata sul singolo dato. I grafici sono rappresentati come istogrammi e, quando possibile, riportano affiancate le colonne dello SQ e FS.

Per una visualizzazione del report e per una più dettagliata analisi delle informazioni in esso contenute, si rimanda ai casi studio presentati nei successivi paragrafi 2.2.11 e 2.2.12. Le tabelle ed i grafici ivi presentati e commentati sono stati estrapolati direttamente dal file pdf generato da REES, al termine delle valutazioni effettuate.

2.2.11 Applicazione del codice DEES – Esempio 1

Per questo esempio ci si è basati sui dati dell'impianto simulato nella LA 5.2, per le valutazioni energetiche tramite approccio modellistico su scala reale. La tipologia di impianto è standard, tipica del panorama impiantistico italiano, per un impianto di taglia media di costruzione non recente e mai efficientato energeticamente. L'impianto è stato dimensionato e modellato appositamente per la L.A. 5.2 [80]. Per il dimensionamento e la modellazione si è partiti da dati di portata e concentrazione di solidi sospesi di un sistema fognario, risultati dalla simulazione del comportamento della rete urbana mista del quartiere Fossolo di Bologna, per un anno intero.

Lo scenario di ottimizzazione implementato nel software, come Future Situation, ha previsto l'efficientamento energetico dell'impianto, tramite modifica del sistema di aerazione e la tipologia di processo di trattamento biologico. È stato valutato, inoltre, il trattamento di digestione anaerobica dei fanghi dell'impianto, con impiego del biogas prodotto in cogenerazione. Per incrementare le rese di produzione del biogas e per ridurre il volume dei fanghi da smaltire, sono state valutate diverse tecnologie di idrolisi dei fanghi secondari. Nei paragrafi seguenti sono presentati e discussi i principali risultati forniti dal software per questo caso esempio.

2.2.11.1 Confronto status quo future situation

Nelle Tabella 41 sono riportati i dati inseriti nella sezione "Valutazione impianto di trattamento" per la definizione dei parametri generali dell'impianto. Come si può vedere i dati di base sono gli stessi per lo SQ e la FS.

Tabella 41 Dati descrittivi dell'ID.

Valutazione Impianto di trattamento			
	Status Quo	Future Situation	
Tipologia Impianto	Impianto di trattamento acque reflue		
Nome Utente	ENEA		
Data	01/12/2021		
Paese	Italia		
Capacità di trattamento	50000	50000	PE
Popolazione connessa	50000	50000	PE
Portata media giornaliera	15300	15300	m ³ /d
Concentrazione di COD in ingresso	461	461	mg/l
TN in ingresso	46	46	mgTN/l
COD rimosso	2463000	2463000	kg/y

Per la valutazione comparativa sono state selezionate due diverse tipologie di impianto: classico sistema di pre-denitrificazione e nitrificazione in SQ e cicli alternati (C.A.) nella FS. Anche il sistema di aerazione è stato variato dal sistema a bolle grossolane, al più efficiente sistema a bolle fini (Tabella 42). Nelle tabelle successive sono riportati i parametri per la stima del fabbisogno di ossigeno e della portata d'aria, identici in entrambi i casi (Tabella 43).

Tabella 42 Confronto SQ e FS ed ipotesi di scenario.

Tipologia di impianto di depurazione e di aeratori		
	Status Quo	Future Situation
Tipologia impianto di depurazione	Denitro/Nitro	C.A.
Sistema di aerazione	Aerazione bolle grosse (compreso compressore)	Aerazione bolle fini (compreso compressore)
Consumo elettrico aerazione	Calcolata	Calcolata

Tabella 43 Parametri inseriti per il calcolo del fabbisogno di ossigeno.

Fabbisogno di ossigeno			
	Status Quo	Future Situation	
BCD in - Domanda Biologica di Ossigeno	230	230	g/m ³
BCD out - Domanda Biologica di Ossigeno	10	10	g/m ³
TKN in - Azoto Totale Kjeldahl	46	46	g/m ³
TKN out - Azoto Totale Kjeldahl	1,7	1,7	g/m ³
NO ₃ -N out - Nitrati	6	6	g/m ³
TP in - Fosforo Totale	6,7	6,7	g/m ³
TP out - Fosforo Totale	0,7	0,7	g/m ³
T - Temperatura	15	15	°C
Q ₂ - Set point in vasca nitro	2	2	g/m ³
SST vasche - Solidi Sospesi Totali	4	4	kg/m ³
Volume vasca denitro	6000	6000	m ³
Superficie vasca denitro	1500	1500	m ²
Volume vasca nitro	6000	6000	m ³

Portata di aria			
	Status Quo	Future Situation	
Temperatura del refluo	15	15	°C
Quota impianto sul livello del mare	100	100	m
Profondità in vasca dei sistemi di aerazione	4	4	m

I risultati della simulazione sono riportati nella Tabella 44, tratta dal report di DEES, a partire dai valori calcolati per il fabbisogno di ossigeno dell'impianto e i range di consumo previsti per SQ e FS. Sono inoltre indicati, nelle righe successive, i risparmi energetici conseguibili e i risparmi di emissioni di CO₂ correlate a questi, l'incremento nell'abbattimento di inquinanti come azoto e fosforo e la riduzione dei fanghi prodotti nello scenario implementato come FS, rispetto allo SQ. Le modalità di calcolo sono descritte al paragrafo 2.2.7.

Tabella 44 Confronto SQ e FS dei consumi ed impatti connessi alle ipotesi di scenario valutate.

Tipologia di impianto di depurazione e di aeratori				
	Status Quo		Future Situation	
Tipologia impianto di depurazione	Denitro/Nitro		C.A	
Sistema di aerazione	Aerazione bolle grosse (compreso compressore)		Aerazione bolle fini (compreso compressore)	
OTR - Velocità di trasferimento dell'ossigeno	323		323	
SCOTR - Velocità di trasferimento dell'ossigeno Std	708		708	
	Minimo	Massimo	Minimo	Massimo
Range consumo	1416415	2832830	809380	1133132
Risparmio consumi elettrici			607035	1699698
Risparmio emissioni di CO ₂ dovute al consumo energetico			163037	456504
Abbattimento TN rispetto Nitro-denitro			94009	
Abbattimento TP rispetto Nitro-denitro			16251	
Riduzione fanghi			438	

La sezione "Valutazione delle biomasse" è stata compilata con i dati relativi ai fanghi primari e secondari prodotti (Tabella 45), che sarebbero inviati alla digestione anaerobica, se questa fosse presente. Nello SQ non è stata prevista digestione anaerobica, mentre tale fase di trattamento fanghi è stata valutata in FS.

Tabella 45 Dati descrittivi relativi alle biomasse avviate a stabilizzazione anaerobica.

Substrati ingresso digestore							
Status Quo							
	Tonn. (t/y)	Solidi tot. (%)	Sos. Volatile (%)	C (%)	H (%)	O (%)	N (%)
Fango Primario	22000,	5,0	70,0	NA	NA	NA	NA
Fango Secondario	33000,	2,0	70,0	NA	NA	NA	NA

Nella Tabella 46 sono riportati i dati inseriti nel codice, relativi ai consumi stimati per le principali sezioni di trattamento dell'impianto.

Tabella 46 Dati di base dei consumi elettrici delle sezioni di ID.

Consumo di energia elettrica			
	Status Quo	Future Situation	
Stazione di pompaggio	410		kWh/d
Vagliatura	100		kWh/d
Dissabbiatura e chiarificatore primario	100		kWh/d
Aerazione	6000		kWh/d
Agitatori	1600		kWh/d
Pompe di rilancio fango e miscela aerata	1190		kWh/d
Varie (Chiarificatore secondario)	180		kWh/d
Ispessimento	120		kWh/d
Digestione	NA		kWh/d
Disidratazione	300		kWh/d
Riscaldamento	NA		kWh/d
Infrastrutture varie	200		kWh/d

Relativamente ai consumi di energia termica, non sono stati definiti consumi per il riscaldamento dei fanghi e per la compensazione delle perdite del digestore, non essendo esso presente, mentre sono stati inseriti i dati relativi alla superficie totale di uffici, laboratori e officine riscaldate (Tabella 47).

Tabella 47 Dati per la stima della richiesta di energia termica per il riscaldamento locali.

Area riscaldata			
	Status Quo	Future Situation	
Superficie edificio	1000		m ²
Richiesta di calore edificio	100		kWh/m ² y

Nella Tabella 48 è riassunto il consumo elettrico complessivo in SQ e FS e l'entità di risparmio conseguibile con il passaggio al sistema di aerazione a bolle fini ed al processo a cicli alternati.

Tabella 48 Confronto SQ e FS dei consumi dei sistemi di aerazione scelti.

	Status Quo	Future Situation	
Energia Elettrica Totale consumata	10200	4743	kWh/d
	3723000	1731195	kWh/y
Risparmio previsto	53,5		%
	Per effetto della tecnologia di depurazione e di aerazione		

Il codice inoltre permette un'analisi di dettaglio, comparando i consumi delle diverse sezioni dell'impianto con un intervallo di riferimento per impianti efficienti e calcola il valore percentuale del dato dell'impianto, rispetto al valore centrale dell'intervallo di riferimento (Tabella 49).

Tabella 49 Confronto SQ e FS del consumo di energia elettrica nelle varie sezioni dell'ID.

Consumo di energia elettrica				Norm. (%)			
	Status Quo	Future Situation		Intervallo di rif.		Status Quo	Future Situation
Pre-trattamenti Meccanici	3,8	-	kWh/PE120 y	2,5	5,5	42,9	-
Stazione di pompaggio	2,5	-	kWh/PE120 y	1,5	3,5	52,3	-
Vagliatura	0,6	-	kWh/PE120 y	0,5	1,0	24,2	-
Dissabbiatura e chiarificatore primario	0,6	-	kWh/PE120 y	0,5	1,0	24,2	-
T Trattamenti Meccanico-biologici	55,7	-	kWh/PE120 y	14,5	33,0	222,7	-
Aerazione	37,3	-	kWh/PE120 y	11,5	22,0	245,3	-
Agitatori	9,9	-	kWh/PE120 y	1,5	4,5	281,2	-
Pompe di rilancio fango e miscela aerata	7,4	-	kWh/PE120 y	1,0	9,0	182,6	-
Varie (Chiarificatore secondario)	1,1	-	kWh/PE120 y	0,5	2,0	41,2	-
Trattamento Fanghi	2,6	-	kWh/PE120 y	2,0	7,0	12,2	-
Ispessimento	0,7	-	kWh/PE120 y	0,5	1,0	49,0	-
Digestione	NA	-	kWh/PE120 y	1,0	2,5	NA	-
Disidratazione	1,9	-	kWh/PE120 y	0,5	3,5	45,4	-
Infrastrutture	1,2	-	kWh/PE120 y	1,0	4,5	6,9	-
Riscaldamento	NA	-	kWh/PE120 y	0,0	2,5	NA	-
Infrastrutture varie	1,2	-	kWh/PE120 y	1,0	2,0	24,2	-
Energia ele. Tot. Consumata	63,3	29,5	kWh/PE 120 y	20,0	50,0	144,5	31,5

Si può notare come l'energia totale consumata nello SQ sia in eccesso rispetto all'intervallo di riferimento e, in particolare, quali siano le sezioni specifiche dell'impianto meno efficienti rispetto ai valori ottimali. Questo fornisce dei suggerimenti riguardo alle scelte da considerare per la FS. Nello specifico, la sezione più lontana dagli standard di efficienza è quella dei trattamenti meccanico-biologici e, per questo, gli interventi ipotizzati per l'analisi di scenario in FS prevedono il passaggio ad un sistema di aerazione maggiormente efficiente e l'implementazione del processo a cicli alternati, a cui sono connessi risparmi energetici, associati al funzionamento temporizzato dell'insufflazione aria nel comparto biologico e degli agitatori ed all'assenza di ricircoli della miscela aerata, come descritto al paragrafo 2.2.7.2. In virtù di tali interventi, DEES valuta una significativa riduzione dei consumi energetici per abitante equivalente, che passano da 63,3 a 29,5 kWh/PE₁₂₀ anno, posizionando l'impianto al di sotto della media degli impianti efficienti. Per una più immediata valutazione dei dati relativi alle diverse sezioni dell'impianto rispetto al benchmark, il software propone il diagramma a istogrammi sotto riportato, da cui si nota chiaramente quali sono le sezioni dell'impianto, che più si discostano dai valori di benchmark. Il grafico riporta i risultati, a valle di una normalizzazione a 100, rispetto al range *min-max* di parametri di riferimento dei consumi per singola sezione impiantistica.

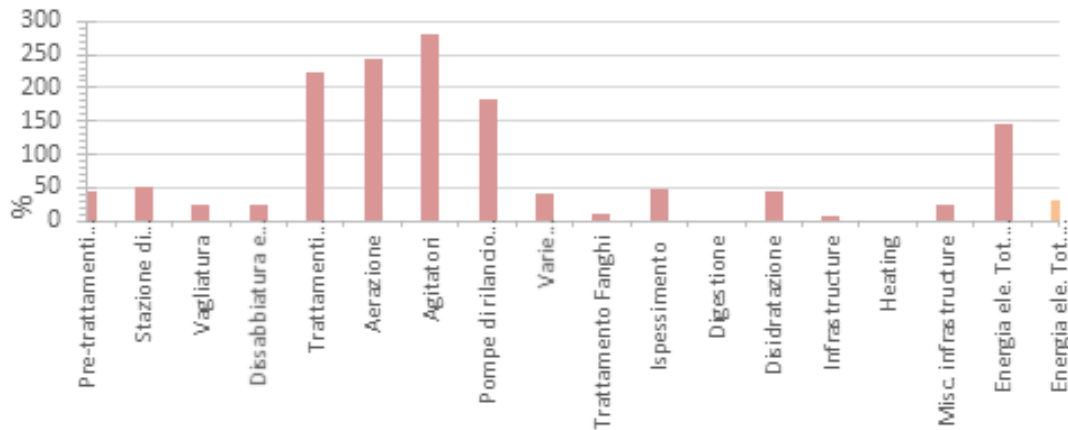


Figura 111 Rappresentazione grafica dei consumi per singola sezione impiantistica restituita da DEES.

Lo stesso tipo di valutazione viene proposto nel report generato, anche per l'utilizzo dell'energia termica (Tabella 50). Sul report è anche proposto, in merito, un grafico a istogrammi, qui non riportato. Nel caso considerato, non essendo presente il processo di digestione anaerobica dei fanghi, i consumi di energia termica dell'impianto sono molto limitati.

Tabella 50 Confronto SQ e FS dei consumi di energia termica in varie sezioni dell'ID.

Consumo di energia termica						Norm. (%)	
	Status Quo	Future Situation		Intervallo di rif.		Status Quo	Future Situation
Riscaldamento fanghi	NA		kWh/PE120 y	8	12	NA	
Perdite per trasmis e riscal. Digestore	NA		kWh/PE120 y	0	4	NA	
Perdite per generaz., stoccag. e distribuz.	NA		kWh/PE120 y	0	2	NA	
Area riscaldata	1,7		kWh/PE120 y	0	2	85,1	
Energia term. Tot. Consumata	1,7	1,7	kWh/PE120 y	0	30	5,7	5,7

Il software consente, a questo punto, di effettuare una valutazione delle potenzialità di autoproduzione in loco di energia da fonti rinnovabili. Nel presente caso studio si è valutato l'effetto dell'introduzione di un processo di digestione anaerobica, per il trattamento dei fanghi primari e secondari prodotti dall'impianto e di un sistema di cogenerazione, per lo sfruttamento del biogas prodotto. Nella seguente tabella, sono riportati i dati inseriti nel software per la simulazione relativa allo scenario FS.

Tabella 51 Dati inseriti per il sistema CHP secondo le ipotesi di scenario.

Energia dai Rifiuti			
Digestione Anaerobica			
	Status Quo	Future Situation	
Utilizzo del Biogas	NA	CHP Engine	
η elettrico del CHP	NA	38,00	%
η termico del CHP	NA	42,00	%
PCI - Potere Calorifico Inferiore del Biogas	NA	25,00	MJ/m ³
Percentuale di CH ₄ nel Biogas grezzo	NA	60,00	%

Nella Tabella 52 si riportano i risultati resi da DEES, considerando nella FS la presenza di un digestore anaerobico e l'invio del biogas prodotto ad una centrale di cogenerazione, con le caratteristiche di rendimento indicate nella tabella riportata sopra.

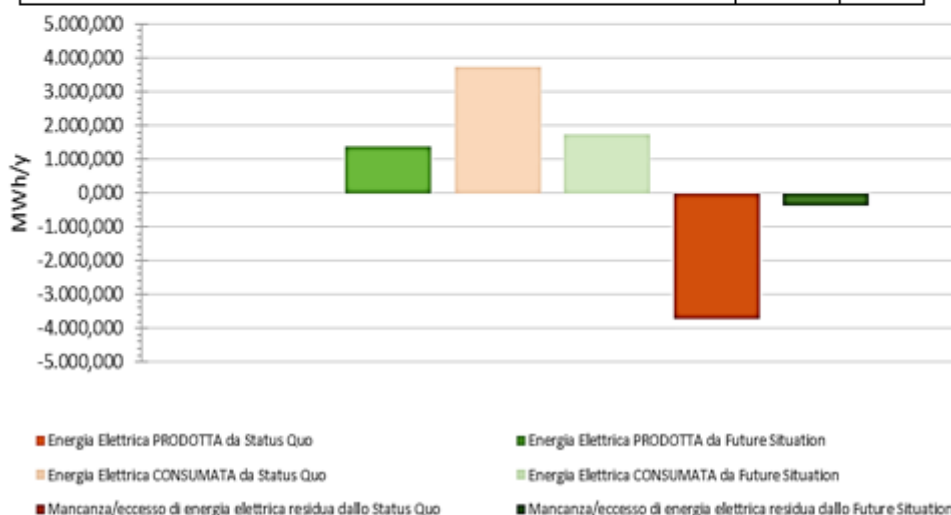
Tabella 52 Confronto SQ e FS relativo all'energia ricavata dalle biomasse disponibili nell'ID secondo le ipotesi di scenario

Energia dai Rifiuti			
Digestione Anaerobica			
	Status Quo	Future Situation	
Produzione totale di Biogas da AD	NA	523600	m ³ /y
Digestato	NA	54372	t/y
Potenza installata per CHP	NA	455	kW
Produzione di Energia elettrica da CHP	NA	1381722	kWh/y
Produzione di Energia termica da CHP	NA	1527167	kWh/y
Energia elettrica consumata da produzione di Biogas	NA	16581	kWh/y
Energia termica consumata da produzione di Biogas	NA	76358	kWh/y

In virtù dell'energia rinnovabile generata in CHP dal biogas prodotto in digestione anaerobica, il bilancio energetico dell'impianto muta significativamente dalla situazione di SQ alla situazione di FS. Dalle tabelle e dai grafici seguenti si può vedere come, nella situazione di partenza, l'impianto avesse un fabbisogno di 3.727 MWh/y, mentre nella FS il fabbisogno di energia elettrica scende a 366 MWh/y.

Tabella 53 Confronto SQ e FS del bilancio dell'energia elettrica prodotta e consumata secondo le ipotesi di scenario

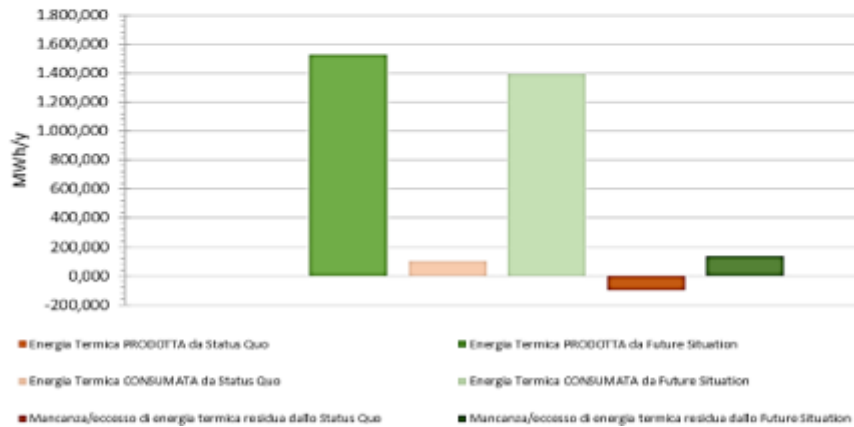
Energia Elettrica PRODOTTA e CONSUMATA		
Energia Elettrica PRODOTTA da Status Quo	0	MWh/y
Energia Elettrica CONSUMATA da Status Quo	3723	MWh/y
Mancanza/eccesso di energia elettrica residua dallo Status Quo	-3723	MWh/y
Energia Elettrica PRODOTTA da Future Situation	1382	MWh/y
Energia Elettrica CONSUMATA da Future Situation	1748	MWh/y
Mancanza/eccesso di energia elettrica residua da Future Situation	-366	MWh/y



Relativamente al bilancio dell'energia termica, nello SQ l'impianto a un fabbisogno di 100 MWh/y, per il riscaldamento degli edifici, mentre nella situazione FS, grazie all'energia termica prodotta in cogenerazione, vi è un surplus energetico di 135 MWh/y.

Tabella 54 Confronto SQ e FS del bilancio dell'energia termica prodotta e consumata secondo le ipotesi di scenario

Energia Termica PRODOTTa e CONSUMATA		
Energia Termica PRODOTTa da Status Quo	0	MWh/y
Energia Termica CONSUMATA da Status Quo	100	MWh/y
Mancanza/eccesso di energia termica residua dallo Status Quo	-100	MWh/y
Energia Termica PRODOTTa da Future Situation	1527	MWh/y
Energia Termica CONSUMATA da Future Situation	1393	MWh/y
Mancanza/eccesso di energia termica residua dallo Future Situation	135	MWh/y



A questo punto, DEES propone la comparazione dei due scenari, SQ e FS, dal punto di vista dei tre indici di performance (KPI), dell'indice GEI e della classificazione energetica dell'impianto, tramite comparazione con i dati di benchmark, come descritti al paragrafo 2.2.2.

Nella Tabella 55 sono riportati i valori calcolati, da cui si vede che, grazie alle modifiche di efficientamento energetico introdotte in FS, l'impianto passa dalla classe energetica G alla classe C.

Tabella 55 Confronto SQ e FS dei KPI, GEI e classe energetica

	Status Quo	Future Situation	
KPI 1	0,67	0,31	kWh/m ³
KPI 2	62,05	28,85	kWh/PE y
KPI 3	1,51	0,70	kWh/kgCCD rem.
GEI	0,26	0,10	
Range energetico	G	C	

Nei seguenti grafici (Figura 112) è possibile vedere, per tutti gli indici calcolati dal codice il posizionamento dell'impianto rispetto alle statistiche della classe di riferimento.

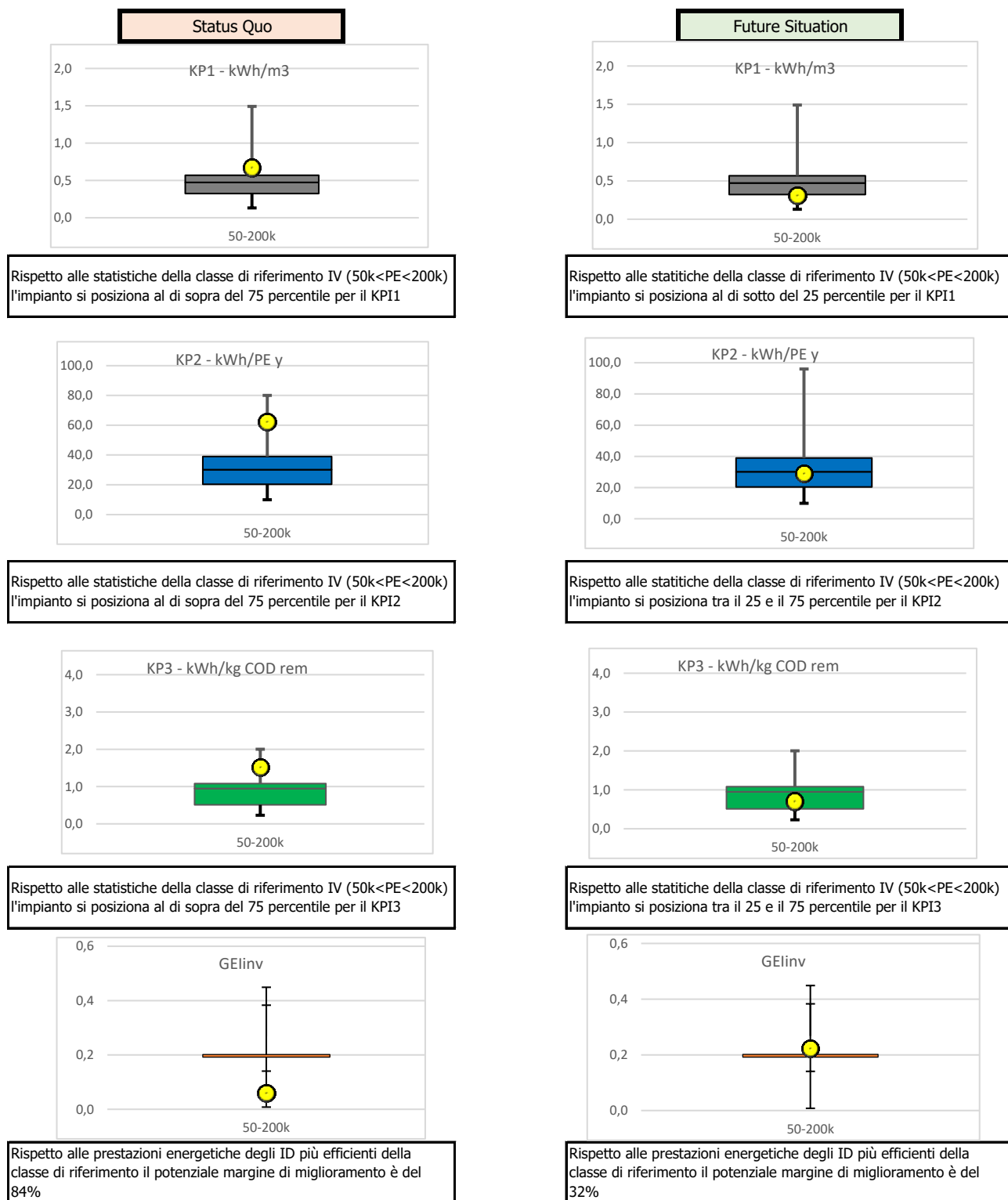


Figura 112 Confronto tra SQ e FS del posizionamento dell'ID per i valori dei KPI e GEI rispetto alle statistiche della classe di riferimento.

Nella successiva sezione del codice è stata valutata la cessione del calore in eccesso al territorio. Dato il piccolo surplus di energia termica presente sul impianto, nella FS si è ipotizzato, sempre a titolo di esempio, di cedere tale surplus energetico per usi di silvicoltura ad utenze collocate geograficamente in prossimità dell'impianto stesso (Tabella 56).

Tabella 56 Confronto SQ e FS per la cessione di calore ad utenze esterne all'ID secondo le ipotesi di scenario.

Valutazione cessione calore al territorio					
	Status Quo	Future Situation		>2	MWh/m
Densità di connessione corrente	0,00	0,75	MWh/(m y)	0,5-2	MWh/m
Richiesta di calore totale attuale	NA	75,00	MWh/y	<0,5	MWh/m
Lunghezza attuale della rete di teleriscaldamento	NA	100,00	m		

La sezione successiva consente di effettuare valutazioni di tipo ambientale e, in particolare, una stima delle emissioni di gas climalteranti (secondo quanto descritto al paragrafo 2.2.4), l'utilizzo dei fanghi e la possibilità di riutilizzare i reflui trattati scaricati dall'impianto in agricoltura (vedi paragrafo 2.2.7.4). Nella Tabella 57 sono riportati i dati inseriti nel codice per i calcoli.

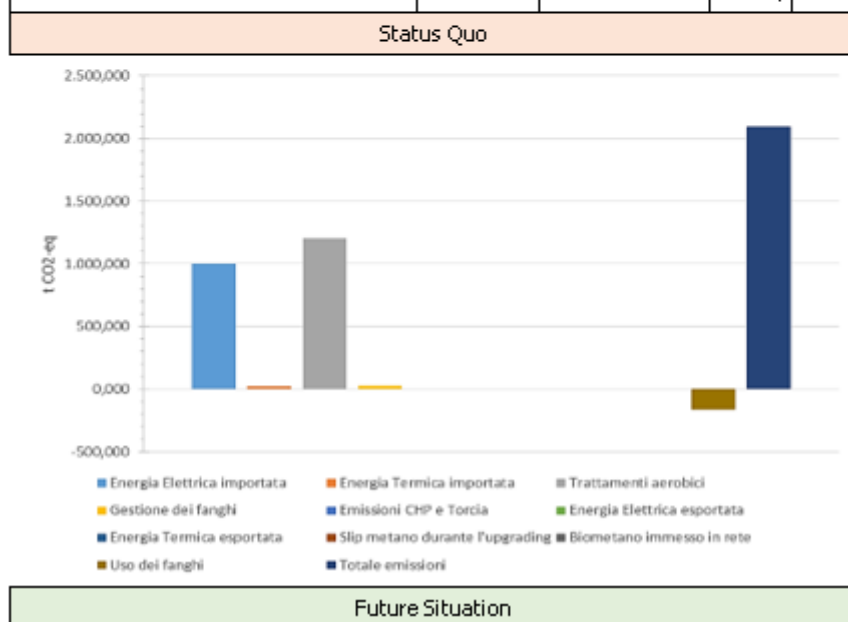
Tabella 57 Dati inseriti in DEES per la valutazione dell'utilizzo vettori energetici ausiliari, utilizzo fanghi, riutilizzo delle acque reflue trattate

Valutazione Ambientale					
	Status Quo		Future Situation		
Tipo di fornitura di energia termica - Import	Gas naturale		NA		
Tipo di energia termica - Export	NA	NA	NA	NA	
Utilizzo dei fanghi	Uso agricolo		Uso agricolo		
Concentrazione allo scarico di E.coli			4800		CFU/100ml
Concentrazione allo scarico di BCD ₅			8		mgC ₂ /L
Concentrazione allo scarico di SST			15		mg/L
Torbidità allo scarico			6		NTU

Nella tabella e nei grafici seguenti (Tabella 58) sono riportate emissioni di gas climalteranti ed i crediti relativi a tutte le principali voci rilevanti per l'impianto di depurazione. Dal confronto tra FS e SQ è possibile vedere una netta diminuzione delle emissioni dovute a energia elettrica e termica importata, si dimezzano le emissioni dovute alla gestione dei fanghi, mentre compaiono emissioni dovute alla co generazione da biogas. Nella FS, inoltre, sono presenti dei crediti per l'energia termica ceduta al territorio circostante, mentre diminuiscono i crediti per l'uso dei fanghi, perché si riduce la quantità di fango inviata allo smaltimento in agricoltura. Complessivamente le emissioni sono quasi dimezzate in FS rispetto alla situazione di partenza.

Tabella 58 Confronto SQ e FS delle emissioni di GHG secondo le ipotesi di scenario

Emissioni gas climalteranti			
Valutazione emissioni clima alteranti/crediti da:	Status Quo	Future Situation	
Energia Elettrica importata	1000	98	t CO2-eq
Energia Termica importata	23	NA	t CO2-eq
Trattamenti aerobici	1207	1207	t CO2-eq
Gestione dei fanghi	30	14	t CO2-eq
Emissioni CHP e Torcia	NA	45	t CO2-eq
Energia Elettrica esportata	NA	0	t CO2-eq
Energia Termica esportata	NA	-27	t CO2-eq
Slip metano durante l'upgrading	NA	NA	t CO2-eq
Biometano immesso in rete	NA	NA	t CO2-eq
Uso dei fanghi	-163	-88	t CO2-eq
Totale emissioni	2098	1250	t CO2-eq



Relativamente allo smaltimento dei fanghi, si può vedere dalla Tabella 59 che la quantità prodotta annualmente si riduce in maniera considerevole, grazie soprattutto al trattamento di digestione a aerobica. In caso di smaltimento in agricoltura, il codice indica anche una stima delle quantità di nutrienti che possono essere recuperati.

Tabella 59 Confronto SQ e FS relativo alla modalità di gestione fanghi secondo le ipotesi di scenario.

Smaltimento Fanghi			
	Status Quo	Future Situation	
Fango disidratato senza digestione anaerobica	8684	NA	t/y
Fango digerito disidratato	NA	2814	t/y
Compost	NA	NA	t/y
Hydrochar*	NA	NA	t/y
Fosforo recuperato dai fanghi	33507	33507	kg/y
Azoto recuperato dai fanghi	66000	32078	kg/y

Come si può vedere dalla Tabella 60 DEES, sulla base dei dati qualità relativi allo scarico dell'impianto calcola la classe delle acque di scarico, indica gli usi possibili in agricoltura e, qualora si selezioni una portata da inviare a riuso agricolo, calcola anche i quantitativi di fosforo e azoto che possono essere recuperati come del fertilizzante chimico risparmiato. Nell'esempio specifico la classe delle acque è la più bassa possibile, il che la rende idonea per colture industriali da energia e da sementi. Pertanto effettuata una valutazione delle tipologie di produzioni agricole esistenti nel territorio di riferimento e delle infrastrutture presenti (es. sistemi di stoccaggio, sistemi di distribuzione, etc.) è possibile valutare la reale potenzialità di riutilizzo delle acque reflue.

Tabella 60 Confronto SQ e FS per il riutilizzo delle acque reflue secondo le ipotesi di scenario

Trattamenti Terziari e recupero nutrienti			
	Status Quo	Future Situation	
Classe		D	
Uso		Colture industriali, da energia e da sementi Tutte le tecniche di irrigazione	
Proposta		idoneità al riuso	
Portata refluo trattato riutilizzato		0	m ³ /y
Fosforo riutilizzato		0	kg/y
Azoto riutilizzato		0	kg/y
Risparmio fertilizzante 20/10/10 S complesso		0	kg/y

Infine, il codice consente di calcolare diversi indici di sostenibilità e circolarità, come descritto nel paragrafo 2.2.6. Tutti gli indici hanno un valore compreso tra 0 e 1, dove 0 indica linearità assoluta e 1 circolarità perfetta. Come si può vedere dalla Tabella 61, il primo di questi denominato Indice di sostenibilità energetica elettrica passa nella FS al valore di 0,63 dallo 0,30 che aveva in SQ, grazie agli interventi di efficientamento energetico ipotizzati.

Tabella 61 Confronto SQ e FS degli Indici IS e CI.

Valutazione Indici di sostenibilità e circolarità			
ISE - Indice di sostenibilità energetica elettrica	0,30	0,63	
	Status Quo	Future Situation	
Quota di energia rinnovabile acquistata - da fattura annua	30	30	%
Totale di energia elettrica acquistata - da fattura annua	38000000	1553000	kWh/y
Quota di energia rinnovabile venduta - da fattura annua	NA	NA	kWh/y
Produzione di energia elettrica da fonte fossile (non rinnovabile) annua	NA	NA	kWh/y

L'indice di sostenibilità energetica termica ha un valore pari a 0 in SQ, perché tutta la produzione di energia termica sé ottenuta da fonti non rinnovabili, nella fattispecie gas metano. In FS invece l'impianto utilizza il calore generato dalla centrale di cogenerazione a biogas e il valore si avvicina a 1.

IST - Indice di sostenibilità energetica termica	0,00	0,96	
	Status Quo	Future Situation	
Energia termica ceduta all'esterno dell'impianto	NA	NA	kWh/y
Metri cubi di metano acquistati per la produzione di calore	11000	NA	Sm ³ /y

Nel caso dell'indice di sostenibilità di approvvigionamento, non vi sono variazioni, perché si è previsto di continuare a utilizzare le stesse materie prime, nella fattispecie, carbone attivo, parzialmente rigenerabile e polielettrolita, non rigenerabile e non sostenibile.

ISA - Indice di sostenibilità di approvvigionamento	0,03	0,03	
	Status Quo	Future Situation	
MPVa - Materie prime valorizzate	0,00	0,00	
MPS - Materie prime sostenibili	0,08	0,08	
MPhVa - Materie prime non valorizzate	0,00	0,00	
MPhS - Materie prime non sostenibili	3,02	3,02	

Per il calcolo dell'indice di gestione dei rifiuti, sono stati considerati gli scarti di vagliatura e la sabbia recuperata dal dissabbiatore, come rifiuti smaltiti in modo lineare e i fanghi smaltiti in agricoltura come rifiuti smaltiti in modo circolare. Questo fa sì che il valore dell'indice diminuisca nella FS, a causa della riduzione della quantità di fanghi smaltiti in agricoltura, che determinano una riduzione dei rifiuti smaltiti in maniera circolare con conseguente riduzione dell'indice.

IGR - Indice di gestione dei rifiuti	0,96	0,89	
	Status Quo	Future Situation	
Rifiuti smaltiti in modo lineare	350	350	t/y
Totale rifiuti prodotti	9050	3150	t/y

L'indice di sostenibilità globale, che rappresenta una media pesata dei quattro indici riportati sopra, aumenta nella FS rispetto SQ, denotando un complessivo miglioramento della sostenibilità dell'impianto. Nella tabella seguente è possibile vedere anche i valori attribuiti ai pesi dei vari indici. Secondo la definizione dell'indice di sostenibilità globale i pesi sono pari ai costi annuali di energia elettrica, energia termica smaltimento rifiuti e acquisto di materie prime.

ISG - Indice di sostenibilità globale	0,73	0,79	
	Status Quo	Future Situation	
Costo annuale dell'energia elettrica	450000	450000	€/y
Costo annuale di acquisto delle materie prime	10000	10000	€/y
Costo annuale per lo smaltimento dei rifiuti	860000	860000	€/y
Costo annuale dell'energia termica	3300	3300	€/y

L'indice di circolarità per il riuso della materia non cambia di valore, perché non cambia tra gli scenari la quantità di nutrienti recuperati.

RP - Indice di circolarità per il riuso della materia	0,34	0,34	
	Status Quo	Future Situation	
Nutrienti recuperati e riusati	99500	99507	kg/y
Nutrienti recuperabili	33500	294400	kg/y

Allo stesso modo non varia tra i due scenari l'indice di circolarità per il riuso dell'acqua trattata.

WR - Indice di circolarità per il riuso dell'acqua trattata	0,00	0,00	
	Status Quo	Future Situation	
Acqua trattata inviata a riutilizzo (agricolo, industriale, ambientale, civile, etc.)	NA	NA	m ³ /y

L'indice di circolarità per l'energia elettrica prodotta dall'energia chimica in ingresso aumenta in FS, a causa della produzione di biogas indigestione anaerobica.

EE chim - Indice di circolarità per l'energia elettrica prodotta dall'energia chimica in ingresso	0,00	0,26	
	Status Quo	Future Situation	

Per finire, l'indice di circolarità per l'energia termica rinnovabile autoprodotta aumenta in FS, grazie all'energia termica recuperata dalla cogenerazione.

ETu - Indice di circolarità per l'energia termica rinnovabile autoprodotta	0,00	0,04	
	Status Quo	Future Situation	

2.2.11.2 Ulteriori possibilità di incremento efficienza

Nel caso in esempio, si è scelto di valutare anche la possibilità di incrementare il biogas prodotto in digestione anaerobica e, contemporaneamente, di ridurre i quantitativi di fanghi da smaltire tramite l'applicazione di tecnologie di idrolisi dei fanghi secondari. Il codice consente di valutare 4 diverse tecnologie come spiegato al paragrafo 2.2.7.5. Per operare tali valutazioni è stato necessario modificare lo scenario SQ, inserendo la digestione aerobica come calcolata dal codice precedentemente per lo scenario FS, a questo punto nello scenario FS è possibile selezionare le 4 tipologie di idrolisi dei fanghi. I dati inseriti sono riportati nella Tabella 62 per il caso della tecnologia a ultrasuoni. Gli stessi dati sono stati utilizzati anche per le altre tre tecnologie.

Tabella 62 Dati inseriti per la tecnologia ad ultrasuoni secondo le ipotesi di scenario.

Tipologia di idrolizzatore			
	Status Quo	Future Situation	
Tipologia di idrolizzatore	-	Ultrasuoni	
Portata fango secondario		33000	m ³ /y
Quantità fango smaltito		2814	t/y
Produzione biogas		523600	Nm ³ /y
Frazione metano nel biogas		60	%
Rendimento elettrico CHP		38	%
Rendimento termico CHP		42	%

Nelle seguenti tabelle (Tabella 63) si può vedere come, in tutti i casi, la produzione totale di biogas da digestione aerobica aumenti significativamente e, con questa, aumentino anche la produzione di energia elettrica e termica da CHP. Nella parte inferiore delle tabelle sono riportati i parametri di funzionamento delle sistema di idrolisi dei fanghi selezionato (i.e. ultrasuoni, ozonolisi, idrolisi termica, HTC) ed in particolare energia elettrica e termica consumata, che varia molto tra le diverse tecnologie, la extra produzione di biogas e la riduzione della produzione del fango totale finale da smaltire

Tabella 63 Confronto SQ e FS associato alle tecnologie di idrolisi applicate secondo le ipotesi di scenario.

Digestione Anaerobica preceduta da idrolisi a ultrasuoni			
	Status Quo	Future Situation	
Produzione totale di Biogas da AD	523600	602140	m ³ /y
Potenza installata per CHP	545	523	kW
Produzione di Energia elettrica da CHP	1381722	1588981	kWh/y
Produzione di Energia termica da CHP	1527167	1756242	kWh/y
Energia elettrica consumata da produzione di Biogas	16581	19068	kWh/y
Energia termica consumata da produzione di Biogas	76358	87812	kWh/y
Tipologia di idrolizzatore	-	Ultrasuoni	kWh/y
Energia elettrica consumata da Idrolizzatore		251625	kWh/y
Energia termica consumata da Idrolizzatore		0	kWh/y
Extra Produzione biogas		78540	kWh/y
Riduzione produzione fango		352	t/y

Digestione Anaerobica preceduta da ozonolisi			
	Status Quo	Future Situation	
Produzione totale di Biogas da AD	523600	654500	m ³ /y
Potenza installata per CHP	545	568	kW
Produzione di Energia elettrica da CHP	1381722	1727153	kWh/y
Produzione di Energia termica da CHP	1527167	1908958	kWh/y
Energia elettrica consumata da produzione di Biogas	16581	20726	kWh/y
Energia termica consumata da produzione di Biogas	76358	95448	kWh/y
Tipologia di idrolizzatore	-	Ceono	kWh/y
Energia elettrica consumata da Idrolizzatore		785400	kWh/y
Energia termica consumata da Idrolizzatore		0	kWh/y
Extra Produzione biogas		130900	kWh/y
Riduzione produzione fango		1548	t/y

Digestione Anaerobica preceduta da idrolisi termica			
	Status Quo	Future Situation	
Produzione totale di Biogas da AD	523600	785400	m ³ /y
Potenza installata per CHP	545	682	kW
Produzione di Energia elettrica da CHP	1381722	2072583	kWh/y
Produzione di Energia termica da CHP	1527167	2290750	kWh/y
Energia elettrica consumata da produzione di Biogas	16581	24871	kWh/y
Energia termica consumata da produzione di Biogas	76358	114538	kWh/y
Tipologia di idrolizzatore	-	Idrolisi Termica	kWh/y
Energia elettrica consumata da Idrolizzatore		237600	kWh/y
Energia termica consumata da Idrolizzatore		3828000	kWh/y
Extra Produzione biogas		261800	kWh/y
Riduzione produzione fango		1829	t/y

Digestione Anaerobica preceduta da idrolisi termochimica (HTC)			
	Status Quo	Future Situation	
Produzione totale di Biogas da AD	523600	785400	m ³ /y
Potenza installata per CHP	545	682	kW
Produzione di Energia elettrica da CHP	1381722	2072583	kWh/y
Produzione di Energia termica da CHP	1527167	2290750	kWh/y
Energia elettrica consumata da produzione di Biogas	16581	24871	kWh/y
Energia termica consumata da produzione di Biogas	76358	114538	kWh/y
Tipologia di idrolizzatore		HTC	kWh/y
Energia elettrica consumata da Idrolizzatore		151800	kWh/y
Energia termica consumata da Idrolizzatore		2820972	kWh/y
Extra Produzione biogas		261800	kWh/y
Riduzione produzione fango		1210	t/y

2.2.12 Applicazione del codice DEES – Esempio 2

Il secondo caso studio riguarda un impianto di depurazione reale, per il quale il gestore ha messo a disposizione informazioni inerenti la configurazione delle linee di trattamento e dati di processo relativi all'annualità 2020. L'impianto presenta una potenzialità di progetto di 197.000 A.E. e, in termini di carichi volumetrici trattati, una media annuale di 120.000 A.E. relativi all'afflusso di acque reflue di origine civile ed industriale. La variabilità dei carichi in entrata è da connettere all'incremento della produzione di acque reflue nei periodi estivi, associati all'attività di attività turistiche e a cicli di lavorazioni industriali insistenti nel relativo contesto territoriale, per la maggior parte, associati a cicli di lavorazione e preparazione di prodotti da produzioni agronomiche. La linea acque dell'impianto prevede fasi di pretrattamento dei reflui con grigliatura fine, dissabbiatura, disoleatura e sedimentazione primaria. Seguono tre linee di trattamento denitro-nitro dalla volumetria complessiva di 21.000 metri cubi, la fase di sedimentazione secondaria ed i trattamenti terziari con filtrazione su sabbia e disinfezione con UV combinata, a seconda delle esigenze, con acido peracetico (PAA). I fanghi primari generati in sedimentazione primaria sono mandati direttamente al digestore anaerobico, mentre per i secondari è presente una fase di pre-ispessimento. Il biogas prodotto è valorizzato energeticamente in cogenerazione e l'energia ricavata è utilizzata per il riscaldamento dello stesso digestore e degli uffici. Per soddisfare la domanda termica dell'impianto si fa uso, anche se in minima parte ed in modo saltuario in base a specifiche esigenze e condizioni di marcia dell'ID, anche di gas naturale quale vettore energetico complementare. A valle del digestore segue un post-ispessitore e la disidratazione finale tramite nastropressa. Il rifiuto generato è mandato a compostaggio per il successivo reimpiego in ambito agricolo. Le acque madri generate dalla linea fango vengono rimandate in testa impianto, unendosi alle acque reflue in entrata. I dati a disposizione sono stati utilizzati come input del software DEES, consentendo di ricavare una quadro dello stato attuale dell'impianto e di valutare il livello di performance energetica ed il bilancio complessivo dell'ID. Le ipotesi di scenario definite per il presente caso studio prevedono l'implementazione di una pompa di calore, ai fini della cessione dell'energia generata ad un complesso residenziale con sufficiente densità edilizia e ad un sito produttivo industriale, presenti nelle vicinanze dell'impianto. Allo stesso tempo, lo scenario ipotizzato prevede la generazione di energia elettrica a supporto del funzionamento della pompa di calore, tramite l'installazione di un impianto fotovoltaico, vista la presenza di aree destinabili a tale implementazione. Il software open source QGIS è stato quindi utilizzato per la mappatura delle aree, al fine di effettuare una stima verosimile delle distanze da considerare, in ottica di implementazione della rete duale di teleriscaldamento, come delle superfici a disposizione all'interno del sito dell'ID per l'impianto fotovoltaico.

2.2.12.1 Confronto status quo future situation

Nelle tabelle seguenti (Tabella 64, Tabella 65) sono riportate le sezioni "Valutazione impianto di trattamento" e "Fabbisogno di ossigeno", come restituite dal report del software DEES, con i dati richiesti a descrizione

delle caratteristiche generali dell'ID considerato e funzionali come valori di input alle routine, che effettuano le valutazioni preliminari. Nel caso dell'ID considerato, le due sezioni presentano gli stessi dati per lo status quo e future situation, non essendo state definite nelle ipotesi di scenario scelte, che influiscono sulle sezioni considerate.

Nella La Tabella 65, si evidenzia il valore del *set-point* dell'ossigeno in vasca nitro di 0,5 mg/l espresso come media, in ragione del funzionamento delle linee di trattamento a fanghi attivi con funzionamento plug-flow, con sezioni aerobiche e anossiche in sequenza separate da setti trasversali con aperture laterali alternate. Il sistema di areazione presente è a bolle fini.

Tabella 64 Dati descrittivi dell'ID.

Valutazione Impianto di trattamento			
	Status Quo	Future Situation	
Tipologia Impianto	Impianto di trattamento acque reflue		
Nome Utente	ENEA		
Data	12/10/2021		
Paese	Italia		
Capacità di trattamento	197000	197000	PE
Popolazione connessa	120000	120000	PE
Portata media giornaliera	19400	19400	m ³ /d
Concentrazione di COD in ingresso	530	530	mg/l
TN in ingresso	48	48	mg ^T kg/l
COD rimosso	3486000	3486000	kg/y

Tabella 65 Parametri inseriti per il calcolo del fabbisogno di ossigeno.

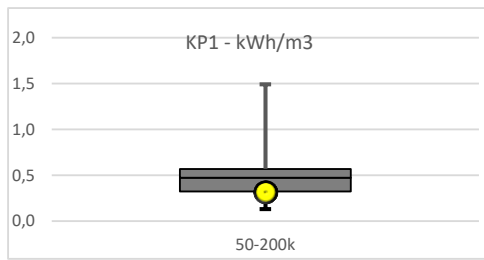
Fabbisogno di ossigeno			
	Status Quo	Future Situation	
BCD in - Domanda Biologica di Ossigeno	230	230	g/m ³
BCD out - Domanda Biologica di Ossigeno	10	10	g/m ³
TKN in - Azoto Totale Kjeldahl	46	46	g/m ³
TKN out - Azoto Totale Kjeldahl	1,7	1,7	g/m ³
NO ₃ -N out - Nitrati	6	6	g/m ³
TP in - Fosforo Totale	6,7	6,7	g/m ³
TP out - Fosforo Totale	0,7	0,7	g/m ³
T - Temperatura	15	15	°C
O ₂ - Set point in vasca nitro	0,5	0,5	g/m ³
SST vasche - Solidi Sospesi Totali	4	4	kg/ m ³
Volume vasca denitro	6000	6000	m ³
Superficie vasca denitro	1500	1500	m ²
Volume vasca nitro	6000	6000	m ³
Produzione fanghi secondari supero	1	1	m ³ /d

Dal punto di vista delle prestazioni energetiche, l'ID analizzato presenta un elevato livello di efficienza come dimostrato dai risultati ottenuti tramite il *running* del WAT Tool, integrato in DEES e quindi dagli indicatori di performance KPI ed, in modo maggiormente sintetico, dall'Indice Globale (Tabella 66). La rappresentazione

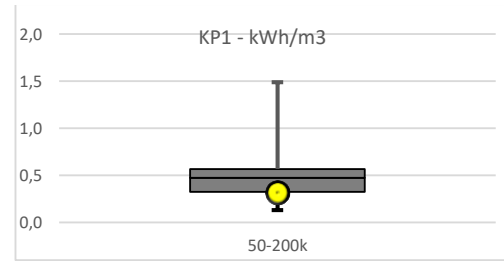
grafica (Figura 113) dà modo all'utente di analizzare visivamente il posizionamento dell'ID sottoposto ad analisi, rispetto alle statistiche elaborate per la classe di riferimento di 50-200k P.E. Le performance energetiche fanno sì che, per tutti gli indicatori, l'ID si posizioni tra il 25 e il 75 percentile, con valori al di sotto della media facendo quindi rilevare, dal confronto con l'Indice GEI con le casistiche del gruppo a maggiore efficienza, un potenziale margine di miglioramento del bilancio del 19% perseguibile, a fronte dell'adozione di misure ed interventi gestionali, di processo o strutturali.

Tabella 66 Confronto SQ e FS dei KPI, GEI e classe energetica

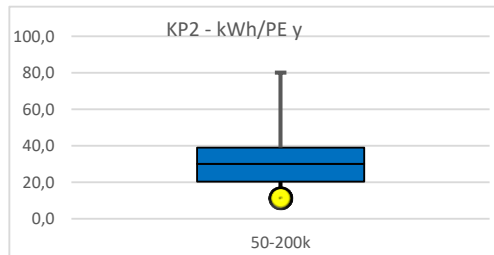
WAT			
	Status Quo	Future Situation	
KPI 1	0,32	0,32	kWh/m ²
KPI 2	11,44	11,44	kWh/PE γ
KPI 3	0,65	0,65	kWh/tgCOD _{max}
GEI	0,06	0,06	
Range energetico	B	B	



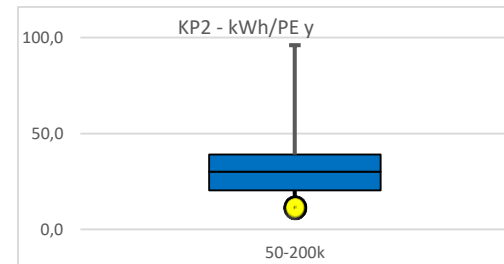
Rispetto alle statistiche della classe di riferimento IV (50k<PE<200k) l'impianto si posiziona tra il 25 e il 75 percentile per il KPI2



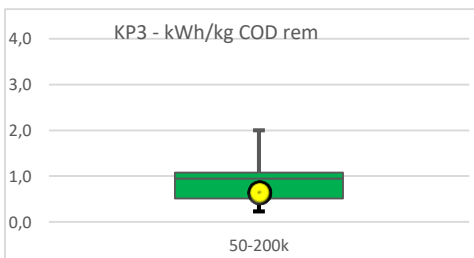
Rispetto alle statistiche della classe di riferimento IV (50k<PE<200k) l'impianto si posiziona al di sotto del 25 percentile per il KPI2



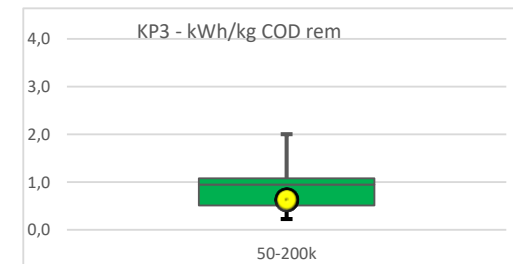
Rispetto alle statistiche della classe di riferimento IV (50k<PE<200k) l'impianto si posiziona tra il 25 e il 75 percentile per il KPI2



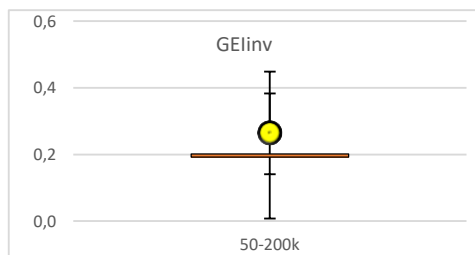
Rispetto alle statistiche della classe di riferimento IV (50k<PE<200k) l'impianto si posiziona al di sotto del 25 percentile per il KPI2



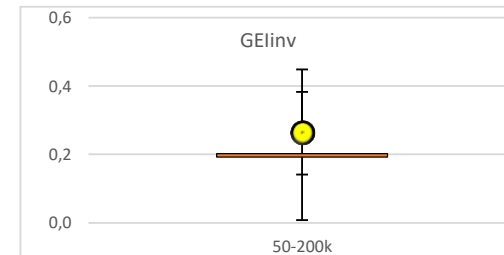
Rispetto alle statistiche della classe di riferimento IV (50k<PE<200k) l'impianto si posiziona tra il 25 e il 75 percentile per il KPI3



Rispetto alle statistiche della classe di riferimento IV (50k<PE<200k) l'impianto si posiziona tra il 25 e il 75 percentile per il KPI3



Rispetto alle prestazioni energetiche degli ID più efficienti della classe di riferimento il potenziale margine di miglioramento è del 19%



Rispetto alle prestazioni energetiche degli ID più efficienti della classe di riferimento il potenziale margine di miglioramento è del 19%

Figura 113 Confronto tra SQ e FS del posizionamento dell'ID per i valori dei KPI e GEI rispetto alle statistiche della classe di riferimento.

L'ID, di fatto già nello stato attuale, ha una buona efficienza energetica, supportata dalla produzione di energia rinnovabile in linea fanghi, sotto forma di biogas, con successiva valorizzazione in cogenerazione. Le caratteristiche del digestore sono presentate nelle successive tabelle inerenti, sia i dati di input inseriti (Tabella 67), sia i risultati restituiti (Tabella 68). Nel caso specifico si è optato per far calcolare dal software la produzione del biogas secondo i parametri di default indicando, tra le opzioni a disposizione, il pieno sfruttamento dello stesso tramite CHP.

Tabella 67 Parametri Inseriti inerenti il comparto di digestione anaerobica della linea fanghi

Parametri del digestore			
	Status Quo	Future Situation	
Volume digestore	2900		m ³
Altezza digestore	10,8		m
Temperatura digestore	36		°C
Aria ambiente	20		°C
HRT	23,5		d
Carico organico	4300		kgVS S/d

Substrati ingresso digestore			
Status Quo			
	Tonn. (t/y)	Solidi tot. (%)	Sos. Volatile (%)
Fango Primario	13000	7,4	80
Fango Secondario	22800	6,0	50

Area riscaldata			
	Status Quo	Future Situation	
Superficie edificio	350		m ²
Richiesta di calore edificio	100		tWh/m ² y

Energia dai Rifiuti			
Digestione Anaerobica			
	Status Quo	Future Situation	
Produzione totale di Biogas da AD	NA	-	m ³ /y
Utilizzo del Biogas	CHP Engine	CHP Engine	
η elettrico del CHP	35,00	35,00	%
η termico del CHP	40,00	40,00	%
PCI - Potere Calorifico Inferiore del Biogas	22,00	22,00	MJ/m ³
Percentuale di CH ₄ nel Biogas grezzo	62,00	62,00	%

Alla digestione anaerobica sono inviati dei fanghi misti, i cui quantitativi rispettivi risultano pari a 1454 t SSV/y, per un carico di solidi volatili alimentato al digestore di 1,4 kg /m³*d ed un tempo di ritenzione idraulica di 23.5 d, in linea con i tipici parametri di gestione del reattore. Viene quindi generata dal CHP sia energia elettrica sia termica utilizzata, poi, per il riscaldamento dello stesso digestore e degli uffici e locali presenti nel sito adibiti al personale tecnico e dirigenziale per il controllo dei processi di trattamento, i dati di produzione sono sintetizzati nella Tabella 68.

Tabella 68 Confronto SQ e FS relativo all'energia ricavata dalle biomasse disponibili nell'ID secondo le ipotesi di scenario

Energia dai Rifiuti			
Digestione Anaerobica			
	Status Quo	Future Situation	
Produzione totale di Biogas da AD	590000	590000	m ³ /y
Digestato	35092	35092	t/y
Potenza installata per CHP	451	451	kW
Produzione di Energia elettrica da CHP	1261944	1261944	kWh/y
Produzione di Energia termica da CHP	1442222	1442222	kWh/y
Energia elettrica consumata da produzione di Biogas	15143	15143	kWh/y
Energia termica consumata da produzione di Biogas	72111	72111	kWh/y

Tenendo conto delle realtà presenti nello specifico contesto territoriale di riferimento, l'ipotesi di scenario prevista per il presente esempio è stata definita in ottica di produzione di energia termica da distribuire all'esterno, al fine di incrementare la sostenibilità ambientale ed economica di sistema. Nello specifico è stata quindi prevista l'implementazione di una pompa di calore, da posizionarsi alla sezione di scarico finale delle acque reflue trattate dell'impianto, energeticamente supportata per il funzionamento da un impianto fotovoltaico vista l'ampia disponibilità di aree presenti in situ.

Le figure successive riportano quindi le valutazioni spaziali, effettuate tramite il software QGIS. In particolare, in Figura 114 è presentato il contesto territoriale di riferimento, mostrando quindi l'area dell'impianto di depurazione, il contesto urbano e produttivo e le principali vie di comunicazione presenti. Ai fini dell'analisi di scenario, si è presa in considerazione l'area potenziale disponibile in impianto, in cui risulta plausibile allocare le installazioni dell'impianto fotovoltaico e, allo stesso tempo, è stata effettuata una valutazione delle distanze esistenti tra l'impianto stesso e gli agglomerati urbani a maggiore densità ricadenti nel raggio massimo di 1-1,2 km. Pertanto, seguendo i percorsi di viabilità esistenti, è stata tracciata schematicamente un'ipotetica rete primaria del sistema di teleriscaldamento da alimentare con il fluido termovettore (i.e. acqua calda) per la fornitura di energia termica generata tramite l'installazione della pompa di calore elettrica posta alla sezione di scarico delle acque reflue trattate. La Figura 115 riporta quindi le elaborazioni effettuate tramite il software QGIS. A supporto del quadro risultante, la Tabella 69 riporta la stima delle aree considerate, come la lunghezza della rete primaria di teleriscaldamento ipotizzata, il cui percorso si sviluppa lungo la viabilità presente, secondo una logica di minimizzazione delle distanze, ai fini dell'installazione del servizio di distribuzione del calore per riscaldamento di ambienti e produzione di acqua calda sanitaria ipotizzato.



Figura 114 Inquadramento territoriale dell'area di riferimento

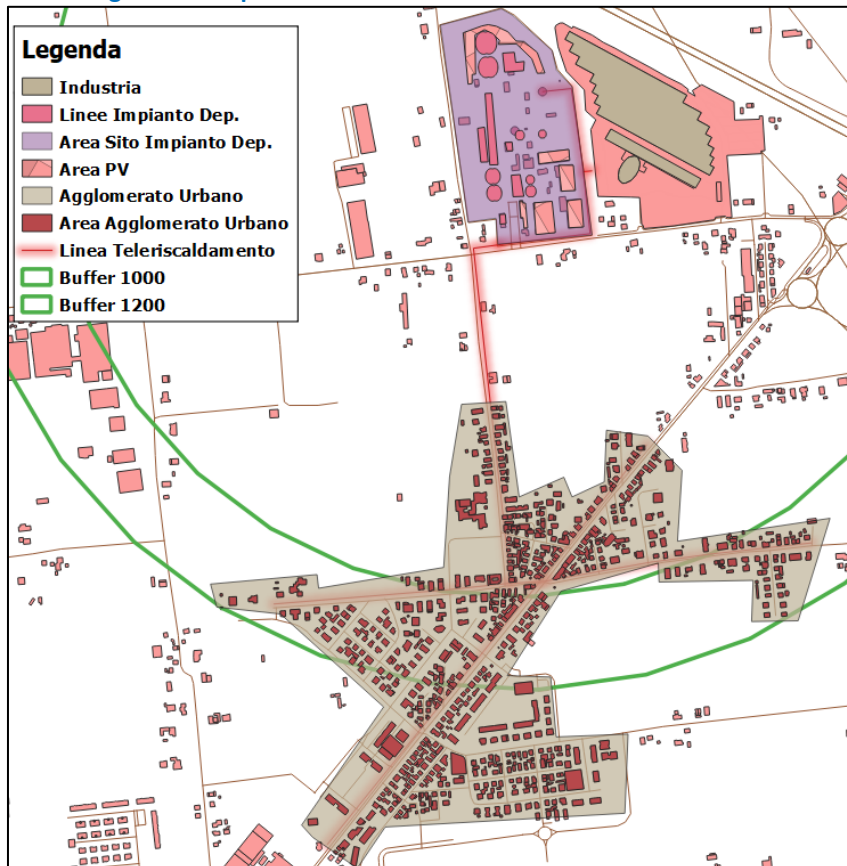


Figura 115 Ipotesi di scenario

Tabella 69 Stime effettuate in QGIS

Elemento		Stime	
	Area Industriale Coperta	44300	m ²
	Area in impianto per PV	41300	m ²
	Superfici coperte	5500	m ²
	Superfici Aperte	35800	m ²
	Area Agglomerato Urbano	466300	m ²
	Rete primaria di Teleriscaldamento	3030	m

La valutazione della pompa di calore (Tabella 70) è stata effettuata dal software secondo la procedura descritta al paragrafo 2.2.3.1. Essendo il valore calcolato sovrabbondante rispetto al valore stimato di fabbisogno del territorio, esso è stato ridotto come riportato nelle tabella seguente in cui sono riportati i valori di energia elettrica richiesta dalla pompa di calore e di energia termica prodotta dalla stessa.

Tabella 70 Confronto SQ e FS per il bilancio energetico della pompa di calore secondo le ipotesi di scenario

Energia dall'impianto di trattamento acque reflue			
Pompa di Calore			
	Status Quo	Future Situation	
Energia elettrica consumata dalla pompa di calore	NA	2437041	kWh/y
Energia termica prodotta dalla pompa di calore	NA	11390000	kWh/y

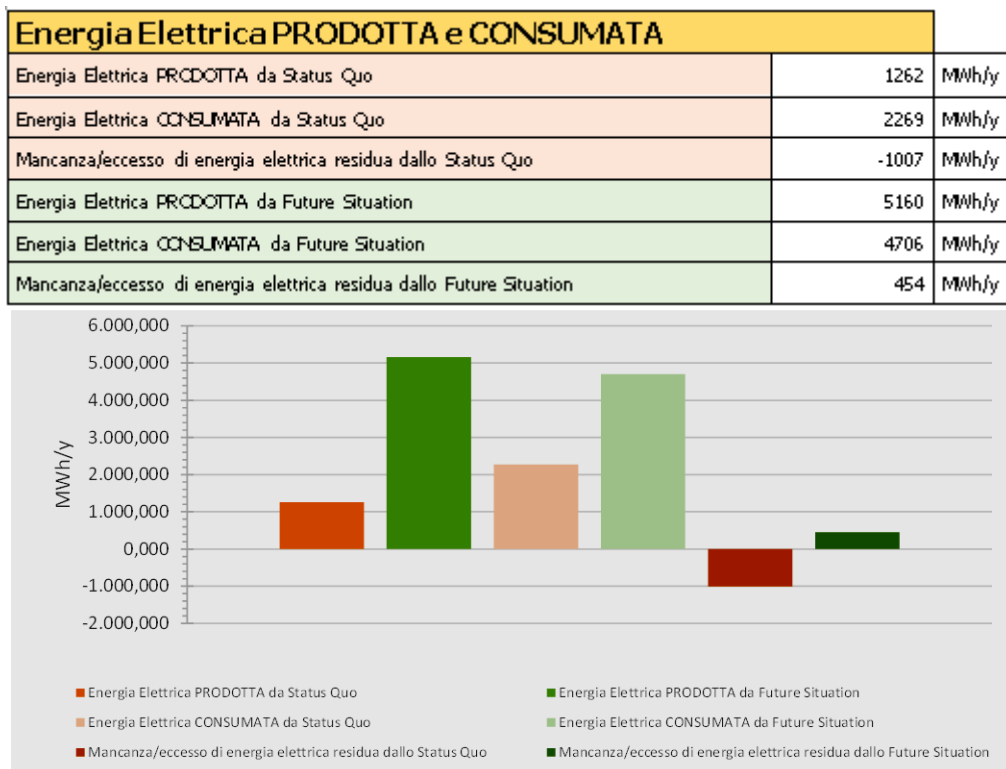
Le superfici disponibili per l'installazione di pannelli fotovoltaici sono state stimate con QGIS e sono stati riportati in Figura 115 e Tabella 69. Le valutazioni di potenzialità di produzione energetica da fotovoltaico effettuate da DEES, effettuate secondo la procedura descritta al paragrafo 2.2.3.1 hanno restituito una produzione energetica molto superiore ai fabbisogni dell'impianto. Per lo scenario FS si è optato quindi per una superficie pari a circa la metà di quella teoricamente disponibile, pari cioè a 20000 metri quadrati. Considerando un'efficienza dei pannelli del 20%, si ottiene una produzione energetica riportata nella tabella seguente (Tabella 71).

Tabella 71 Confronto SQ e FS per la produzione di energia da tecnologia fotovoltaica secondo le ipotesi di scenario

Energia Solare			
Fotovoltaico			
	Status Quo	Future Situation	
Energia elettrica prodotta da Fotovoltaico	NA	3897818	kWh/y

In virtù delle modifiche proposte per lo scenario FS, il bilancio energetico elettrico dell'impianto passa da una situazione in SQ di fabbisogno energetico di 1007 MWh/y a una produzione di eccesso di energia elettrica pari a 454 MWh/y come si può vedere dalla Tabella 72 e dal grafico seguenti.

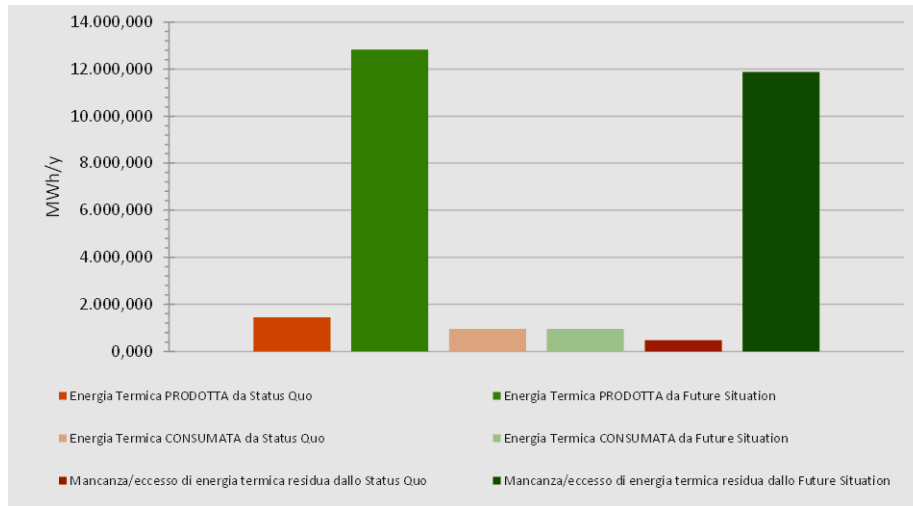
Tabella 72 Confronto SQ e FS del bilancio dell'energia elettrica prodotta e consumata secondo le ipotesi di scenario



Relativamente al bilancio di energia termica prodotta e consumata, l'impianto nella situazione di partenza si trova con un surplus di energia termica prodotta di 485 MWh/yr. In virtù delle modifiche intervenute, nello scenario FS, l'impianto si trova ad avere una produzione di energia termica estremamente più elevata e, a fronte di un consumo che è lo stesso della situazione di partenza, si ottiene un eccesso di produzione di 11.875 MWh/yr. Tale situazione è fotografata dalla Tabella 73 e dal grafico seguenti.

Tabella 73 Confronto SQ e FS del bilancio dell'energia termica prodotta e consumata secondo le ipotesi di scenario

Energia Termica PRODOTTA e CONSUMATA		
Energia Termica PRODOTTA da Status Quo	1442	MWh/yr
Energia Termica CONSUMATA da Status Quo	957	MWh/yr
Mancanza/eccesso di energia termica residua dallo Status Quo	485	MWh/yr
Energia Termica PRODOTTA da Future Situation	12832	MWh/yr
Energia Termica CONSUMATA da Future Situation	957	MWh/yr
Mancanza/eccesso di energia termica residua dallo Future Situation	11875	MWh/yr



L'energia termica prodotta dalla pompa di calore e non utilizzata localmente presso l'impianto di depurazione è disponibile per la cessione al territorio circostante tramite teleriscaldamento. L'analisi del territorio circostante ha fornito i dati inseriti nella sezione di DEES relativa al calcolo della cessione di calore al territorio circostante. Come già anticipato, sono state individuate due diverse tipologie di utenze. Nella tabella successiva si riportano i dati di caratterizzazione della area urbanizzata, che sarà servita dal teleriscaldamento, la cui localizzazione geografica è riportata nell'immagine di Figura 114. Trattandosi di un area periferica a bassa densità, il software propone un valore di default della richiesta di calore specifica pari a 500 MWh/(ha y) (Tabella 74). Fornendo l'area di sviluppo lorda misurata tramite QGIS e una stima della percentuale di consumatori potenzialmente collegabili, della lunghezza specifica della griglia di insediamento e della lunghezza della tubazione esterna di collegamento dell'area all'impianto di depurazione, il software può calcolare il fabbisogno energetico termico, secondo la metodologia descritta al paragrafo 2.2.4.

Tabella 74 Dati inseriti per tipologia di insediamento per la cessione di calore secondo le ipotesi di scenario

Area periferica a bassa densità	
	Future Situation
Area di sviluppo lorda	46,6 ha
Richiesta di calore specifica	500 MWh/(ha y)
Percentuale di consumatori di calore collegati (*)	30 %
Lunghezza specifica della griglia di insediamento (inter.)	150 m/ha
Lunghezza griglia (esterna)	850 m

La seconda tipologia di utenza individuata per la cessione di energia termica è un insediamento industriale collocato a breve distanza da l'impianto. Anche in questo caso l'area di sviluppo degli edifici da riscaldare è stata stimata dalla mappa di Figura 114. Tutti i parametri richiesti e inseriti nel codice sono riportati nella tabella seguente.

Tabella 75 Dati inseriti per tipologia di insediamento per la cessione di calore secondo le ipotesi di scenario

Commerciale ed Industriale	
	Future Situation
Area di sviluppo lorda	4,4 ha
Richiesta di calore specifica	4400, MWh/y
Percentuale di consumatori di calore collegati (*)	100 %
Lunghezza specifica della griglia di insediamento (inter.)	NA m/ha
Lunghezza griglia (esterna)	120 m

Come si può vedere dalla tabella seguente (Tabella 76), sulla base dei dati inseriti, il codice calcola una richiesta di calore totale pari a 11.390 MWh/y ed una lunghezza complessiva della rete di tele riscaldamento di 7,9 Km. Il parametro densità di connessione corrente è pari a 1,43 MWh/m e, come discusso al paragrafo 2.2.4, questo è un parametro critico per la valutazione della fattibilità del teleriscaldamento. Il valore ottenuto è molto vicino al valore ottimale di 2 MWh/m e potrebbe essere ulteriormente incrementato se, ad esempio, aumentasse la percentuale di utenti collegati nella area residenziale servita.

Tabella 76 Confronto SQ e FS per la cessione di calore ad utenze esterne all’ID secondo le ipotesi di scenario.

Valutazione cessione calore al territorio					
	Status Quo	Future Situation		>2	MWh/m
Densità di connessione corrente	0,00	1,43	MWh/(m y)	0,5-2	MWh/m
Richiesta di calore totale attuale	NA	11390	MWh/y	<0,5	MWh/m
Lunghezza attuale della rete di teleriscaldamento	NA	7960	m		

Si è passati quindi alla valutazione ambientale, definendo per l’impianto la tipologia di trattamento e utilizzo finale dei fanghi di depurazione e la concentrazione allo scarico dei parametri rilevanti per la valutazione della qualità delle acque scaricate, come da tabella seguente.

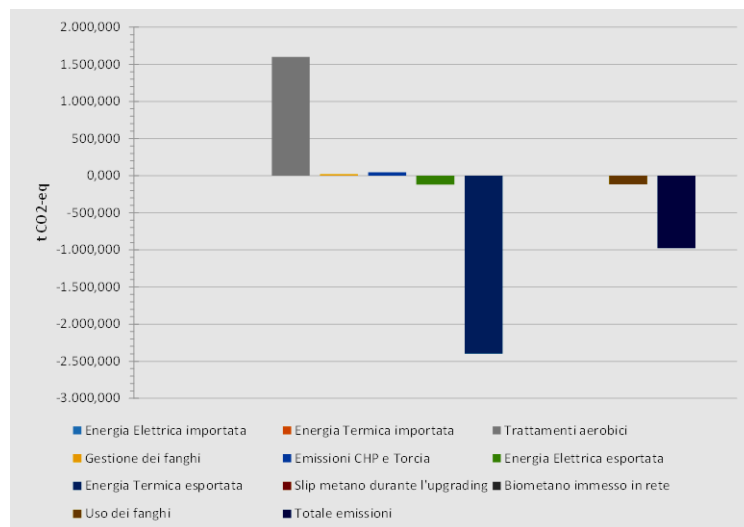
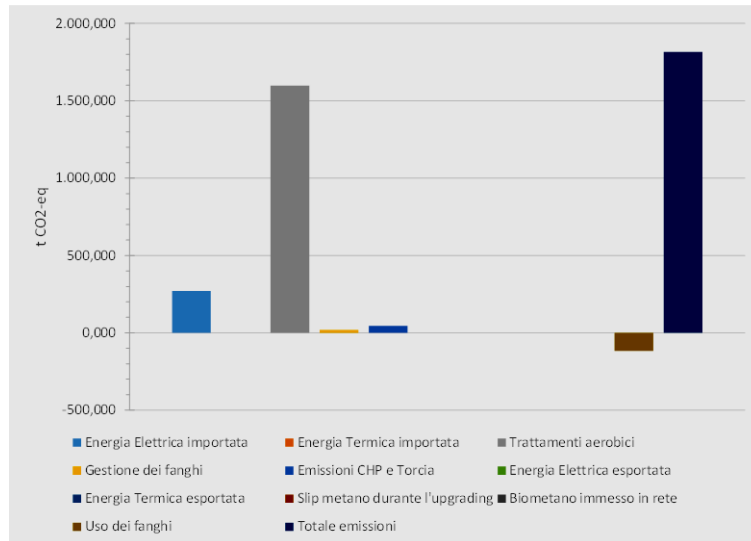
Tabella 77 Dati inseriti in DEES per la valutazione dell’utilizzo vettori energetici ausiliari, utilizzo fanghi, riutilizzo delle acque reflue trattate

Valutazione Ambientale			
	Status Quo	Future Situation	
Tipo di fornitura di energia termica - Import	NA	NA	
Tipo di energia termica - Export	NA	Teleriscaldamento	
Utilizzo dei fanghi	Compostaggio	Compostaggio	
Concentrazione allo scarico di E.coli		80,0	CFU/100ml
Concentrazione allo scarico di BCD ₅		8,0	mgC2/L
Concentrazione allo scarico di SST		7,0	mg/L
Torbidità allo scarico		4,0	NTU

Nelle tabelle successive si riportano i risultati della valutazione ambientale effettuata dal codice per il caso di esempio. Nella Tabella 78 e nei due grafici seguenti, sono riportate le emissioni di gas climalteranti in tonnellate di CO₂ equivalenti, calcolate secondo quanto descritto al paragrafo 2.2.5.

Tabella 78 Confronto SQ e FS delle emissioni di GHG secondo le ipotesi di scenario

Emissioni gas climalteranti			
Valutazione emissioni clima alteranti/crediti da:	Status Quo	Future Situation	
Energia Elettrica importata	271	NA	t CO2-eq
Energia Termica importata	NA	NA	t CO2-eq
Trattamenti aerobici	1597	1597	t CO2-eq
Gestione dei fanghi	19	19	t CO2-eq
Emissioni CHP e Torcia	45	45	t CO2-eq
Energia Elettrica esportata	NA	-122	t CO2-eq
Energia Termica esportata	NA	-2399	t CO2-eq
Slip metano durante l' <i>upgrading</i>	NA	NA	t CO2-eq
Biometano immesso in rete	NA	NA	t CO2-eq
Uso dei fanghi	-116	-116	t CO2-eq
Totale emissioni	1816	-975	t CO2-eq



Nello scenario SQ si hanno emissioni dovute l'energia elettrica importata dalla rete, che si azzerano nello scenario FS, per via della raggiunta autosufficienza energetica dell'impianto. Le emissioni dovute ai trattamenti aerobici di depurazione non variano tra i due scenari (Tabella 79), così come non variano quelle connesse alla gestione dei fanghi, dallo sfruttamento del biogas in cogenerazione e i crediti per il riuso dei fanghi in agricoltura dopo compostaggio. Nello scenario FS, grazie ai surplus energetici generati dallo sfruttamento di fonti energetiche rinnovabili, si ottengono dei crediti significativi per energia elettrica e soprattutto per energia termica esportate. Complessivamente l'impianto passa da un totale di emissioni di gas climalteranti pari a 1.816 t CO_{2-eq}, ad un valore in credito di 975 t CO_{2-eq}.

Per quanto concerne l'uso dei fanghi non vi sono differenze tra i due scenari come visibile nella successiva tabella.

Tabella 79 Confronto SQ e FS relativo alla modalità di gestione fanghi secondo le ipotesi di scenario

Smaltimento Fanghi			
	Status Quo	Future Situation	
Fango disidratato senza digestione anaerobica	NA	NA	t/y
Fango digerito disidratato	NA	NA	t/y
Compost	4404,00	4404,00	t/y
Hydrochar	NA	NA	t/y
Fosforo recuperato dai fanghi	42486	42486	
Azoto recuperato dai fanghi	42799	42799	

(*) HTC Hydrothermal carbonization

Come ultimo aspetto di valutazione ambientale, nella Tabella 80, è possibile vedere che la qualità dei reflui trattati scaricati dall'impianto è idonea al riuso e ricade in classe B, cioè compatibile con il riutilizzo su colture produttive anche a scopi alimentari.

Tabella 80 Confronto SQ e FS per il riutilizzo delle acque reflue secondo le ipotesi di scenario

Trattamenti Terziari e recupero nutrienti			
	Status Quo	Future Situation	
Classe		B	
Uso		Colture alimentari da consumare crude la cui parte commestibile è prodotta al di sopra del livello del terreno e non è a diretto contatto con le acque affinate, colture alimentari trasformate e colture non alimentari, comprese le colture utilizzate per l'alimentazione di animali da latte o da carne. Tutte le tecniche di irrigazione	
Proposta		idoneità al riuso	
Portata refluo trattato riutilizzato		54524	m ³ /y
Fosforo riutilizzato		4957	kg/y
Azoto riutilizzato		54524	kg/y
Risparmio fertilizzante 20/10/10 S complesso		113546	kg/y

Data la vocazione agricola della territorio circostante l'impianto, si ritiene plausibile considerare che la domanda di acqua per l'irrigazione del territorio sia superiore alla portata scaricata dall'impianto. Un riutilizzo

idrico di questa entità comporterebbe anche un significativo contributo all'indirizzo dei nutrienti ed un risparmio altrettanto significativo di fertilizzante.

Infine, l'ultima sezione del codice consente di calcolare diversi indici di sostenibilità e circolarità, come descritto nel paragrafo 2.2.6. Tutti gli indici hanno un valore compreso tra 0 e 1, dove 0 indica linearità assoluta e 1 circolarità perfetta. Come si può vedere dalla Tabella 81, il primo di questi, denominato Indice di sostenibilità energetica elettrica, passa nella FS dal valore 0,53 in SQ a 1,00 in FS, grazie all'autosufficienza energetica ottenibile con l'autoproduzione di energia rinnovabile in loco.

Tabella 81 Confronto SQ e FS degli Indici IS e CI.

Valutazione Indici di sostenibilità e circolarità			
ISE - Indice di sostenibilità energetica elettrica	0,53	1,00	
	Status Quo	Future Situation	
Quota di energia rinnovabile acquistata - da fattura annua	30	30	%
Totale di energia elettrica acquistata - da fattura annua	2254068	NA	kWh/y
Quota di energia rinnovabile venduta - da fattura annua	90	NA	kWh/y
Produzione di energia elettrica da fonte fossile (non rinnovabile) annua	127895	NA	kWh/y

L'indice di sostenibilità energetica termica ha un valore già piuttosto elevato nella situazione di partenza, grazie alla cogenerazione alimentata dal biogas prodotto in loco. In FS l'impianto produce anche calore dai reflui tramite pompa di calore per la cessione al territorio circostante ed il valore dell'indice IST si avvicina a 1.

IST - Indice di sostenibilità energetica termica	0,66	0,96	
	Status Quo	Future Situation	
Energia termica ceduta all'esterno dell'impianto	90	NA	kWh/y
Metri cubi di metano acquistati per la produzione di calore	NA	NA	Sm ³ /y

Nel caso dell'indice di sostenibilità di approvvigionamento, esso è nullo e non vi sono variazioni nella FS, perché si è previsto di continuare a utilizzare le stesse materie prime, nella fattispecie poli-emulsione per la nastropressa, polipolvere per la tavola piana, alluminio sodico per la defosfatizzazione chimica e acido peracetico per la disinfezione, tutte considerate non sostenibili.

ISA - Indice di sostenibilità di approvvigionamento	0,00	0,00	
	Status Quo	Future Situation	
MPVa - Materie prime valorizzate	0	0	
MPS - Materie prime sostenibili	0	0	
MPhVa - Materie prime non valorizzate	0	0	
MPhS - Materie prime non sostenibili	143,6	143,6	

Per il calcolo dell'indice di gestione dei rifiuti, sono stati considerati gli scarti di vagliatura, la sabbia recuperata dal dissabbiatore e fanghi disidratati che, per una minima aliquota, sono smaltiti in discarica. Tali rifiuti sono smaltiti in modo lineare mentre il compost, ricavato dalla stabilizzazione aerobica del fango disidratato, è smaltito in modo circolare visto il relativo impiego in ambito agricolo. Nulla di questo cambia nello scenario futuro considerato e quindi l'indice non varia.

IGR - Indice di gestione dei rifiuti	0,93	0,93	
	Status Quo	Future Situation	
Rifiuti smaltiti in modo lineare	597	597	€/y
Totale rifiuti prodotti	9050	9050	€/y

L'indice di sostenibilità globale, che rappresenta una media pesata dei quattro indici riportati sopra, aumenta nella FS rispetto SQ passando da 0,79 a 0,95, denotando un complessivo miglioramento della sostenibilità dell'impianto. Nella tabella seguente è possibile vedere anche i valori attribuiti ai pesi dei vari indici. Secondo la definizione dell'indice di sostenibilità globale, i pesi sono pari ai costi annuali di energia elettrica, energia termica smaltimento rifiuti e acquisto di materie prime.

ISG - Indice di sostenibilità globale	0,79	0,95	
	Status Quo	Future Situation	
Costo annuale dell'energia elettrica	235106	450000	€/y
Costo annuale di acquisto delle materie prime	89200	10000	€/y
Costo annuale per lo smaltimento dei rifiuti	905600	860000	€/y
Costo annuale dell'energia termica	12000	3300	€/y

L'indice di circolarità per il riuso della materia aumenta, in FS, a causa del riuso delle acque trattate in agricoltura. Tale pratica permette di incrementare la quantità di nutrienti recuperati, che vanno a sommarsi a quanto già apportato in campo tramite l'applicazione del compost prodotto dai fanghi disidratati.

RP - Indice di circolarità per il riuso della materia	0,23	0,39	
	Status Quo	Future Situation	
Nutrienti recuperati e riusati	85268	144766	kg/y
Nutrienti recuperabili	373169	373169	kg/y

Allo stesso modo l'indice di circolarità per il riuso dell'acqua trattata passa da 0 a 1, grazie al recupero di tutta l'acqua scaricata dall'impianto.

WR - Indice di circolarità per il riuso dell'acqua trattata	0,00	1,00	
	Status Quo	Future Situation	
Acqua trattata inviata a riutilizzo (agricolo, industriale, ambientale, civile, etc.)	NA	7081000	m ³ /y

L'indice di circolarità per l'energia elettrica prodotta dall'energia chimica in ingresso non varia, perché non varia la produzione di biogas in digestione anaerobica.

EE chim - Indice di circolarità per l'energia elettrica prodotta dall'energia chimica in ingresso	0,16	0,16	
	Status Quo	Future Situation	

Per finire, l'indice di circolarità per l'energia termica rinnovabile autoprodotta aumenta in FS, grazie all'energia termica recuperata dai reflui scaricati tramite le pompa di calore.

ETu - Indice di circolarità per l'energia termica rinnovabile autoprodotta	0,02	0,22	
	Status Quo	Future Situation	

2.3 Ottimizzazione del processo di metanogenesi idrogenotrofa ex-situ – valutazioni tecnico-economiche

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 [99]. 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 [100]. Sulla recente spinta delle direttive europee, 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. Pertanto, 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, consentano di ottenere un flusso finale con caratteristiche in linea con le specifiche della normativa tecnica (UNI EN 16723-1:2016) e, quindi, idoneo all'uso come carburante nel settore dei trasporti e per altre applicazioni in ambito civile ed industriale.

La fase raffinazione del biogas, più comunemente detta *upgrading*, consiste essenzialmente nel separare la CO₂ e le altre componenti fino ad ottenere un flusso gassoso ricco in CH₄ e 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 [101] [102]. Ai fini delle valutazioni tecnico-economiche, illustrate nelle sezioni successive, la tecnologia di *upgrading* biologico del biogas oggetto di sviluppo sperimentale è stata posta a confronto con i sistemi di *upgrading* già disponibili sul mercato ed applicati negli impianti esistenti. In particolare, il confronto ha preso a riferimento il sistema di *upgrading* attualmente più diffuso sul mercato, basato sul meccanismo di funzionamento del lavaggio con acqua (*water scrubbing*). L'ampia diffusione a livello commerciale di tale sistema è dovuta soprattutto ai bassi costi investimento ed all'elevata flessibilità operativa che il sistema garantisce, rispetto alle variazioni delle condizioni d'esercizio, assicurando allo stesso tempo facilità di gestione [103]. Il principio di funzionamento sfrutta il differente grado di solubilità in acqua che offrono sia la CO₂ che altri elementi del biogas presenti in tracce (es. H₂S) rispetto al metano (CH₄). Il processo consiste nell'indirizzare il biogas compresso (4-12 bar) all'interno di una colonna di adsorbimento (scrubber), in cui il gas viene fatto fluire in controcorrente rispetto a un quantitativo di acqua (solvente) o di un solvente acquoso che, grazie al contenuto di agenti chimici, è in grado di aumentare la capacità di adsorbimento degli elementi presenti nel biogas oltre al metano. Il solvente si arricchisce, quindi, progressivamente di soluti, variando così le sue caratteristiche chimiche ovvero la sua capacità di adsorbimento. Per rigenerare il solvente, possono essere previste delle colonne di desorbimento della CO₂, all'interno delle quali può essere insufflata dell'aria per agevolare il suo allontanamento dalla fase liquida. Tuttavia, all'interno degli impianti di depurazione, data l'enorme disponibilità di acqua, la configurazione di processo spesso non prevede la fase di rigenerazione del solvente, comportando così un incremento dei consumi di acqua di circa 10 volte superiore per unità di biogas trattato rispetto alla configurazione che include il modulo di rigenerazione [104].

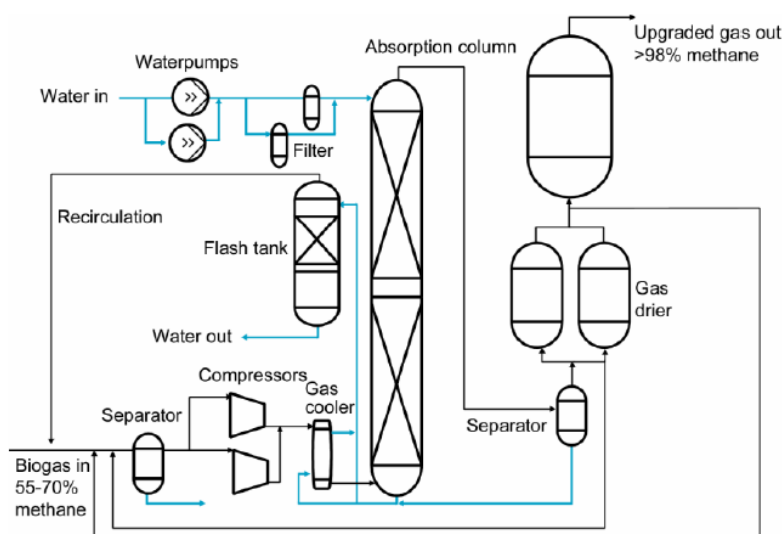


Figura 116 Rappresentazione schematica del processo di *water scrubbing* senza rigenerazione d'acqua[104]

La selettività del processo di adsorbimento può essere modulata in funzione delle condizioni di esercizio variando sia la pressione che la temperatura. Tale principio viene sfruttato nelle varie fasi del processo di raffinazione per effettuare i diversi cicli di adsorbimento e desorbimento dei soluti gassosi. A seguito di un'opportuna fase di deumidificazione, è possibile raggiungere direttamente, senza effettuare ulteriori *step* di raffinazione, i livelli di purezza del biometano compatibili con le prescrizioni dettate dalla normativa tecnica (UNI EN 16723-1:2016) per l'iniezione nella rete del gas naturale. Tuttavia, per contenere i costi d'esercizio e limitare le emissioni di gas climalteranti in atmosfera è preferibile, a scapito di un incremento dei costi di investimento, prevedere dei moduli separati di abbattimento dell' H_2S , di recupero del metano perso durante le varie fasi trattamento ed una serie di altri accorgimenti tecnici tesi a limitare la proliferazione biologica all'interno degli scrubber, che possono causare intasamenti e conseguenti fermi impianto. In relazione ai fabbisogni energetici, il sistema non richiede fonti di energia termica, mentre per quanto riguarda l'energia elettrica i consumi variano tra 0,24-0,33 kWh Nm³ di biogas trattato in funzione alla presenza o no dell'unità di rigenerazione d'acqua [105].

Negli ultimi anni sono state sviluppate tecnologie innovative di *upgrading* basate su meccanismi di funzionamento di natura biologica. Quelle che hanno raggiunto un livello di sviluppo tecnologico tale da mostrare i primi sbocchi commerciali, sfruttano la capacità di alcuni microrganismi di convertire la CO_2 contenuta nel biogas in ulteriore CH_4 attraverso il consumo di idrogeno (H_2). Tale processo, definito metanogenesi idrogenotrofa, rispetto ai sistemi chimico-fisici commercialmente più diffusi ha il vantaggio di poter essere condotto in condizioni d'esercizio più blande in relazione alle pressioni e temperature d'esercizio, offrendo allo stesso tempo maggiore tolleranza alla presenza di impurità (H_2S , NO_x , NH_3 , etc.) nel biogas da trattare [106]. Uno dei principali motivi di interesse per lo sviluppo di tali i sistemi è rappresentato dal fatto che, in linea teorica, è possibile incrementare, rispetto alle tecnologie commercialmente più diffuse, i livelli di produzione di biometano di un quantitativo pari alla concentrazione di CO_2 presente nel flusso di gas iniziale al netto di quello necessario per la crescita della biomassa autotrofa. I maggiori output energetici in termini di biometano prodotto rendono così potenzialmente sostenibile dal punto di vista tecnico-economico l'implementazione della produzione di biometano anche in impianti di depurazione dotati di una taglia inferiore a quelli ove normalmente è applicata la digestione anaerobica come processo di stabilizzazione dei fanghi di supero.

La reazione che sta alla base del processo di produzione di metano catalizzato dai microrganismi idrogenotrofi richiede l'aggiunta di H_2 esogeno come donatore di elettroni:



[Eq. 1]

La possibilità di impiego di flussi di H₂ prodotti mediante processi elettrolitici a partire da energia elettrica rinnovabile, in linea con la logica “*power to gas*”, conferisce al processo di metanogenesi una ulteriore valenza, oltre a quella di tecnologia di *upgrading* in grado di favorire la contestuale conversione della CO₂, rappresentata dalla potenziale integrazione all’interno di una rete di infrastrutture di approvvigionamento energetico da fonti rinnovabili. La fase di *upgrading* può essere implementata secondo due diverse configurazioni in funzione del fatto che la fonte di CO₂ sia interna o esterna al reattore biologico ove avviene la reazione di produzione di CH₄ per via idrogenotrofa. Nel primo caso si parla di *upgrading in situ*, ovvero l’H₂ viene iniettato all’interno di digestori anaerobici ove la produzione di CH₄ avviene direttamente a partire dalla CO₂ prodotta nell’ambito dei processi di trasformazione della sostanza organica contenuta nei substrati alimentati. Nella configurazione di *upgrading ex-situ*, invece, la CO₂ contenuta nel biogas viene iniettata unitamente all’H₂ in un bioreattore dedicato in cui si svolgono essenzialmente reazioni di natura autotrofa, con la componente eterotrofa limitata ai soli fenomeni di decadimento endogeno (Figura 117).

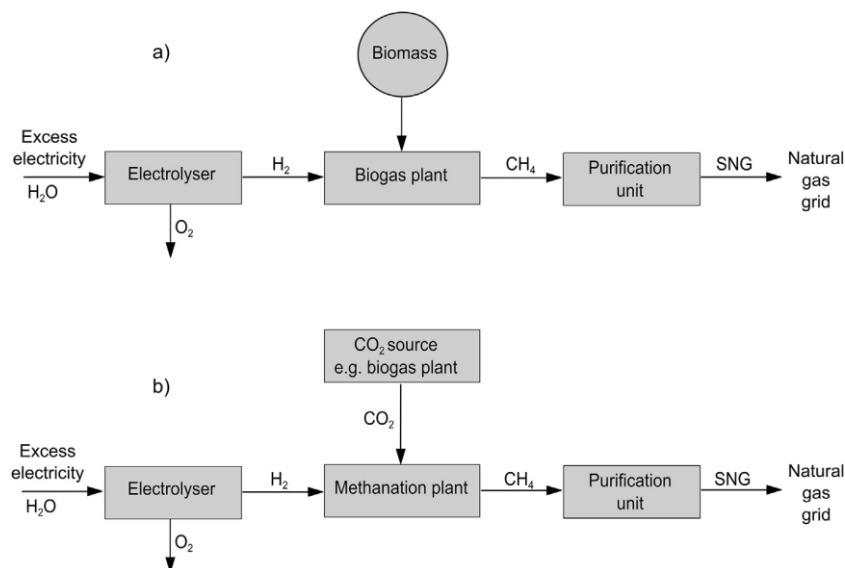


Figura 117 Rappresentazione schematica dei processi di metanazione biologica per via idrogenotrofa: a) configurazione *in situ*; b) configurazione *ex-situ* [105].

Uno dei principali punti di forza dei sistemi *in situ* è dato dal fatto che gli investimenti risultano maggiormente contenuti rispetto a quelli *ex-situ*, essendo possibile sfruttare le infrastrutture esistenti (digestori anaerobici) e richiedendo sostanzialmente la sola integrazione con un elettrolizzatore. Tuttavia, la gestione del processo biologico può risultare particolarmente complessa dal momento che l’aggiunta di idrogeno può comportare uno sbilanciamento dell’equilibrio ossidoriduttivo del sistema e/o un consumo eccessivo di alcalinità, con l’esigenza di monitoraggio puntuale al fine di evitare sbilanciamenti nell’intera catena trofica anaerobica [106] [107]. Al contrario, i sistemi *ex-situ* pur essendo caratterizzati da costi di investimento maggiori, consentono un più facile controllo del processo biologico essendo coinvolte in questo un numero limitato di reazioni che portano alla produzione di metano.

Uno dei fattori che all’interno dei digestori anaerobici limita maggiormente l’efficienza complessiva del processo di produzione biologica di CH₄ a partire da idrogeno esogeno è rappresentato dal basso grado di solubilità che quest’ultimo offre in soluzioni acquose [108] [109], Tra le strategie facilmente implementabili per favorire il trasferimento dei gas nella fase liquida e agevolare quindi la fase di contatto tra i microrganismi metanigeni e i substrati gassosi, vi è l’incremento della velocità dei sistemi agitazione interni ai digestori, laddove sia previsto un mescolamento meccanico della fase liquida e/o l’adozione di ricircoli del gas dallo

spazio di testa del reattore [106] [110]. Tuttavia, l'adozione di tali accorgimenti, sebbene consenta di ottenere efficienze di conversione dei substrati gassosi molto elevati, a cui corrispondono livelli di purezza del flusso di gas finale tali da consentire l'immissione direttamente nella rete di distribuzione del gas naturale, comporta un inevitabile impatto negativo sui consumi energetici complessivi. Per questo motivo gli studi del settore negli ultimi anni si sono focalizzati sullo sviluppo di dispositivi di trasferimento gas liquido che agiscono attraverso la formazione di bolle di gas di piccole dimensioni, incrementando il grado di solubilizzazione dei substrati di partenza e contenendo allo stesso tempo gli input energetici associati al loro funzionamento [111]. Tra i dispositivi di trasferimento gas-liquido a basso impatto energetico vi sono i diffusori di natura ceramica o polimerica e gli eiettori di tipo venturi. Quest'ultimi sfruttano il teorema di Bernoulli di conservazione dell'energia totale del liquido per aspirare un secondo fluido, spesso di densità inferiore, e causarne la miscelazione. All'interno di un eiettore troviamo un brusco restringimento che provoca una importante riduzione della pressione a causa dell'accelerazione impressa al fluido, necessaria per mantenere costante la portata e, di conseguenza, rispettare l'equazione di continuità [112].

Nel corso del primo anno di attività sperimentale previsti per il PTR 2019-2021 della Ricerca di Sistema Elettrico è stata testata su scala pilota la fattibilità di un processo di metanazione biologica a partire da substrati gassosi (H_2 e CO_2) accoppiato ad un dispositivo innovativo di trasferimento gas liquido basato sulla cavitazione idrodinamica controllata [14]. Dalle principali evidenze sperimentali è risultato che la cavitazione idrodinamica è in grado di indurre la dissoluzione di substrati gassosi nel liquor di processo, favorendo la loro captazione da parte dei microrganismi idrogenotrofi termofili, senza che l'azione di conversione di quest'ultimi sia influenzata negativamente a lungo termine dallo stress fisico provocato dallo stesso processo di cavitazione. Nel secondo anno di attività [80], il dispositivo di cavitazione idrodinamica è stato confrontato con altri dispositivi di tipo passivo a basso impatto energetico che non prevedono organi meccanici in movimento per favorire il trasferimento dei gas nella fase liquida. Dal confronto è emerso che la cavitazione idrodinamica controllata comporta delle cinetiche di trasferimento dei gas in fase liquida decisamente più elevate rispetto agli altri sistemi di trasferimento testati (eiettore venturi e micro-diffusore ceramico). Tuttavia, il suo funzionamento, nella configurazione testata, richiede una spesa energetica più elevata.

Nel corso dell'ultimo anno di attività, in ottica di provvedere ad una generale ottimizzazione dei consumi energetici associati alla fase di trasferimento gas-liquido, è stato progettato e fatto realizzare un eiettore statico, il quale è stato accoppiato con reattore pilota di metanazione biologica di substrati gassosi. Sono stati condotti così dei *long-run* di funzionamento, durante i quali è stata valutata la performance del processo di metanazione biologica idrogenotrofa al variare delle condizioni operative. Inoltre, sulla base dei dati reperibili nella letteratura di settore, al fine di valutare il potenziale grado di competitività del sistema di *upgrading* del biogas oggetto di sviluppo sperimentale, è stata condotta un'analisi tecnico-economica comparativa con un sistema commerciale basato sul meccanismo di funzionamento del lavaggio con acqua (*water scrubbing*). L'analisi è stata effettuata utilizzando un approccio basato sull'apprendimento tecnologico (*learning curve*), in cui a partire dai costi attuali si prevede nei prossimi anni un abbattimento dei costi associati alle unità funzionali caratterizzate ancora da significativi margini di sviluppo tecnologico.

2.3.1 Descrizione apparato sperimentale

Le attività sperimentali di sviluppo di un sistema biologico di *upgrading* del biogas in modalità ex-situ basato sul processo di metanogenesi idrogenotrofa, sono state implementate su un impianto in scala composto dalle seguenti sezioni:

- unità di biologica di conversione dei substrati gassosi in biometano;
- sistema di erogazione e adduzione dei substrati gassosi;
- linea di collettamento del gas in uscita del reattore;
- cabina monitoraggio e controllo di processo;

Nella Figura 118 si riporta una rappresentazione schematica dell'impianto sperimentale pilota utilizzato per lo sviluppo del sistema biologico di metanazione in modalità ex-situ.

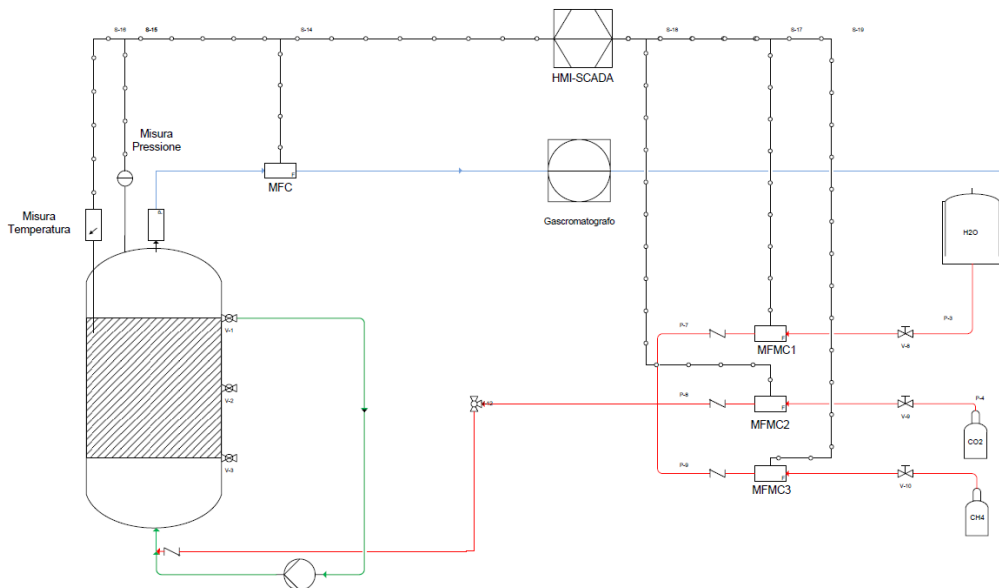


Figura 118 Schema dell'impianto di *upgrading* del biogas in modalità ex-situ

L'apparato di adduzione dei substrati gassosi all'interno del reattore risulta composto da tre linee separate, ciascuna dedicata ad una tipologia di gas puro o miscela di gas entrante (biogas). L'erogazione dell'idrogeno gassoso, privo di vapore acqueo, è garantita attraverso un elettrolizzatore in grado di operare nel fino ad una portata volumetrica di 1000 mL H₂/min, con una pressione assoluta compresa tra 2-10 bar. La CO₂ pura o miscelata con il metano per simulare la composizione del biogas (mix) viene erogata mediante bombole la cui purezza e composizione sono state certificate (Sapio, Italia). La sezione biologica è composta da un reattore tubolare (Volume totale= 64L) in acciaio inox (AISI 316) caratterizzato da un rapporto tra altezza e diametro interno pari a 8. Il reattore è stato mantenuto ad una temperatura costante di 55°C, grazie alla presenza di una camicia esterna ricoperta da materiale coibentante in cui viene fatta ricircolare acqua messa a contatto con una resistenza elettrica. Sulla flangia superiore del reattore è stata installata una valvola di regolazione meccanica che consente la fuoriuscita continua del gas prodotto mantenendo costante la pressione interna al reattore su livelli preimpostati. La miscelazione del liquido biologico posto all'interno del reattore è effettuata attraverso una linea di ricircolo interno alimentata da una pompa monovite a statore flottante (Hydra), progettata per garantire la movimentazione di fluidi caratterizzati da un'elevata azione abrasiva. La pompa viene azionata tramite un quadro di comando e controllata da inverter attraverso cui è possibile regolare la portata di ricircolo interno nel range 1-8L/min. Per garantire un adeguato trasferimento dei gas nel liquido biologico, sulla parte inferiore del reattore è stato installato un eiettore di tipo venturi che è stato progettato in modo tale da operare in maniera ottimale con le caratteristiche dei fluidi di processo, adottando i range di pressione e portate riportate nella successiva Tabella 83. Grazie alla differenza densità tra il liquido interno (fluido carrier) e i gas introdotti nel reattore, l'eiettore è in grado di indurre la produzione di bolle di piccole dimensioni e aumentando la superficie specifica di contatto con i microrganismi [112]. L'eiettore, realizzato in AISI 316, risulta composto da un dotto di ingresso del fluido carrier (fluido biologico), un punto di aspirazione in cui vengono convogliati i substrati gassosi e un dotto di mandata che convoglia i fluidi di processo miscelati all'interno del reattore (Figura 119).

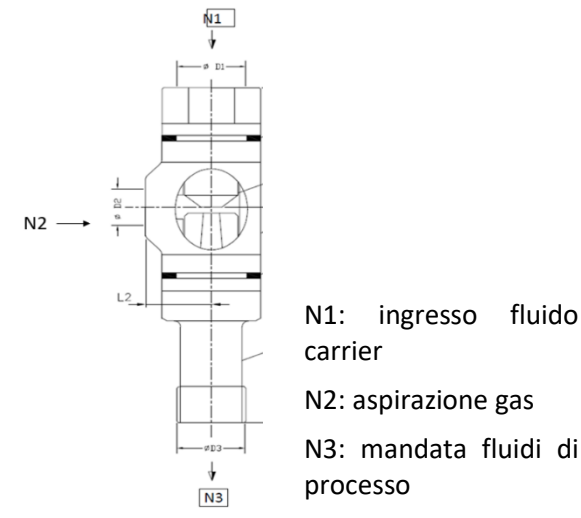


Figura 119 Rappresentazione schematica dell'eiettore venturi utilizzato nel corso della sperimentazione pilota

2.3.2 Procedure e strumentazione analitica

Su ogni linea di adduzione dei substrati gassosi sono stati installati dei misuratori masso-termici (Bronkhorst®) appositamente tarati per ogni tipologia di gas di processo. Per quanto riguarda il gas in uscita dal reattore esso è stato quantificato attraverso un misuratore massico-termico posto a valle di un apparato di rimozione dell'umidità (sistema di deumidificazione). I valori di portata dei gas in uscita dal reattore restituiti dal misuratore masso-termico sono stati corretti in funzione della qualità del gas analizzata con cadenza oraria mediante un microGC-TCD (Pollution, Italia). La CO₂ è stata quantificata per differenza rispetto alla frazione totale (v/v) di analiti gassosi (H₂, N₂, CH₄, O₂) determinati in maniera diretta dal gas cromatografo. Il monitoraggio dei valori di pressione è stato effettuato attraverso un misuratore/trasduttore di pressione digitale (Honeywell) posto sulla flangia superiore del reattore ed in grado di trasferire al sistema di acquisizione dati i valori dei livelli di pressione raggiunti istantaneamente nello spazio di testa. La temperatura di processo è stata controllata attraverso una sonda PT100 situata in un pozzetto interno in contatto con il fluido biologico e opportunamente riempito con del liquido adiabatico. Il pH, la conducibilità, l'alcalinità totale (TA) e parziale (PA), i solidi totali (TS) e volatili (VS), sono stati determinati secondo le procedure fornite dai metodi standard [113]. L'analisi degli acidi grassi volatili (VFA) è stata effettuata per via cromatografica (GC-FID, Agilent Technology, 7820A) secondo la procedura riportata in Malaspina et al. 2000 [114]. Il monitoraggio dei parametri di processo è garantito da un'interfaccia HMI-SCADA da cui è possibile acquisire i segnali (4-20 mA) provenienti dalle varie sonde analitiche quali temperatura, portata di gas in ingresso e in uscita dal reattore nonché pressione dello spazio di testa. Nella Figura 120 è riportata l'interfaccia grafica utilizzato e da cui è possibile modulare da remoto l'azionamento e le modalità di funzionamento di tutte le componenti elettromeccaniche dell'impianto.

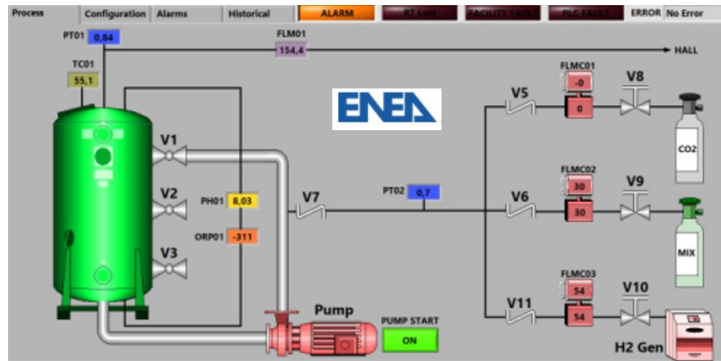


Figura 120 Interfaccia grafica del sistema di gestione e monitoraggio dell'impianto pilota

2.3.3 Inoculo

L'inoculo (V=50L) utilizzato in questa linea di attività sperimentale corrisponde a quello impiegato nella precedente sperimentazione in cui l'effluente prelevato da un impianto termofilo di digestione anaerobica, opportunamente diluito e setacciato, era stato alimentato per circa 160 giorni con una miscela di gas composta da H₂ e CO₂ (4:1 v/v) applicando una portata di volumetrica compresa nel range 1,8-12,4 L/L_d [14]. Al termine della sperimentazione era stata effettuata una caratterizzazione microbiologica del fluido liquido, dalla quale è emersa una presenza predominante di microrganismi appartenenti al genere termofilo *Methanothermobacter* [115]. Dalla letteratura risulta che tali microrganismi, sono dotati di un metabolismo esclusivamente idrogenotrofo, ovvero in grado di produrre CH₄ in presenza esclusiva di H₂ e CO₂ [116]. Al termine di questa prima fase sperimentale, l'inoculo è stato mantenuto per circa 6 mesi alla temperatura di 55°C senza l'apporto di substrati esterni. Nella Tabella 82 si riportano i valori medi riferiti all'inoculo dei principali parametri chimici determinati dell'avvio della presente attività sperimentale.

Tabella 82 Caratteristiche dell'inoculo utilizzato nel corso della sperimentazione

	u.m	
pH	-	7,8
Conducibilità	mS/cm	7,1
Solidi totali (ST)	g/kg	14
Solidi volatili (SV)	g/kg	8
Alcalinità parziale (PA)	CaCO ₃ /L	2550
Alcalinità Totale (TA)	CaCO ₃ /L	3550
Acidi grassi volatili (VFA)	mg/L	<100

2.3.4 Piano di attività sperimentale

Nella Tabella 83 si riassumono le condizioni operative adottate nel corso della sperimentazione che ha avuto la durata complessiva di circa 200 giorni corrispondenti a 29 settimane (18 gennaio - 6 agosto 2021).

Tabella 83 Condizioni operative applicate nell'impianto pilota di upgrading biologico ex-situ

Periodo sperimentale	S1	S2	S3
Settimana*	1-13	14-21	22-29
Fermo impianto [settimana]	7-8-9-11	-	26
Temperatura [°C]	55	55	55
Volume di lavoro [L]	50	50	50
Sistema trasferimento gas/liquido	assente	eiettore venturi	eiettore venturi
Composizione flusso gas in ingresso	H ₂ :CO ₂	biogas + H ₂	H ₂ :CO ₂
Pressione relativa spazio di testa [bar]	2	0,5-0,75	0,75
Q _r - Portata di ricircolo interno [L min ⁻¹]	8	8	8
Q _{in,GAS} – Portata specifica di gas in ingresso [L L _r ⁻¹ d ⁻¹]	2,9	2,4-12,9	6,9-13,4
Tempo medio di alimentazione [ore]	2,5	6	6

La sperimentazione è stata condotta in maniera continuativa tra le varie fasi sperimentali. L'esercizio dell'impianto è stato sospeso, a causa di eventi esterni non programmati, complessivamente per 5 settimane, durante le quali l'unità di metanazione biologica è stata mantenuta costantemente alla temperatura di processo (55±1°C). L'intera sperimentazione è stata suddivisa in tre periodi distinguibili in funzione delle condizioni operative applicate:

- Una prima fase di avviamento (S1), in cui la miscela substrati gassosi, composta da H₂ e CO₂ secondo il rapporto stechiometrico dettato dalla reazione di Sabatier, è stata introdotta all'interno del reattore per 2,5 ore al giorno applicando una portata volumetrica specifica costante di 2,3 L L_r⁻¹ d⁻¹. In questa fase la pressione dello spazio di testa è stata impostata a circa 2 bar relativi e l'alimentazione dei substrati gassosi è stata condotta in modalità batch bypassando il sistema di trasferimento gas/liquido.
- Nella seconda fase sperimentale (S2), la miscela di gas entranti, composta da CH₄:CO₂:H₂ (5:4:16), è stata introdotta mediamente per 6 ore al giorno con una portata compresa nel range 2,4-12,9 L L_r⁻¹ d⁻¹.
- Infine, nell'ultima fase sperimentale, denominata S3, la miscela di gas entranti era composta nuovamente da H₂ e CO₂ (4:1) ed è stata applicato un range di portate compreso tra 6,9-13,4 L L_r⁻¹ d⁻¹ per circa 6 ore al giorno.

In entrambe le fasi S2 ed S3, i gas sono stati introdotti nel reattore attraverso l'eiettore venturi applicando, così come per la fase S1, una portata di ricircolo del liquido interno costante (8 L/min) e variando la pressione nello spazio di testa in un range compreso tra 500-800 mbar assoluti.

2.3.5 Calcolo dei parametri di performance del processo di metanazione biologica ex-situ

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 ed efficienza di produzione di CH₄ ($Y_{CH4/i}$). Di seguito si riporta la descrizione di tali parametri e le relative equazioni di calcolo che, per quanto riguarda i volumi di gas in uscita dal reattore, sono riferite al flusso di gas al netto della quota di vapore acqueo.

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

$$MPR = \frac{Q_{out,CH_4}}{V_r} \quad \text{[Equazione 2]}$$

dove la Q_{out,CH₄} viene calcolata come la portata di gas totale in uscita dal reattore nell'unità di tempo (Q_{out}/d) per la frazione di CH₄ (X_{out,CH₄}) riscontrata mediante analisi cromatografica.

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

$$\eta_i = \frac{Q_{in,i} - Q_{out,i}}{Q_{in,i}} \cdot 100 \quad \text{[Equazione 3]}$$

L'efficienza di utilizzazione riferita al substrato i-esimo (es. H₂ o CO₂) indica la quantità di totale 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_{CH₄/i}) rispetto al componente i-esimo, ovvero il rapporto tra il flusso di CH₄ prodotto dal reattore nell'unità di tempo (Q_{out,CH₄}) ed il flusso del componente i-esimo introdotto nel reattore. Nel caso in esame, vengono prese in esame l'efficienza di produzione rispetto all'H₂ (Q_{out,CH₄}/Q_{in,H₂}) o alla CO₂ (Q_{out,CH₄}/Q_{in,CO₂}).

$$Y_{CH_4/i} = \frac{Q_{out,CH_4}}{Q_{in,i}} \quad \text{[Equazione 4]}$$

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

$$Y_{H_2/CO_2 \rightarrow CH_4} = \frac{Y}{Y_{th}} \cdot 100 \quad \text{[Equazione 5]}$$

Dove Y è data dall'Eq.4, 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.

- Il tempo di ritenzione dei gas (RT) all'interno del reattore, espresso in ore, è stato calcolato come:

$$RT = V_{tot}/Q_{in} \quad \text{[Equazione 6]}$$

dove V_{tot} è il volume totale del reattore (64L) e Q_{in} (L/h) è la portata totale in ingresso.

2.3.6 Descrizione del caso studio alla base degli scenari di produzione di biometano

Nel presente paragrafo si descrivono gli scenari relativi alle valutazioni di tipo tecnico-economiche effettuate confrontando la tecnologia di *upgrading* biologico del biogas oggetto di sviluppo sperimentale con un sistema di *upgrading* del biogas assunto come riferimento, ovvero quello basato sul meccanismo di funzionamento del lavaggio con acqua (*water scrubbing*). Il confronto tra i due sistemi è stato elaborato prendendo a riferimento uno scenario di implementazione del sistema di *upgrading* del biogas all'interno di un impianto di depurazione municipale. In particolare, è stata presa in considerazione una taglia impiantistica di grandi

dimensioni (560.000 AE) caratterizzata da un ciclo di trattamento convenzionale (processo a fanghi attivi con trattamento terziario) e con una produzione di fanghi di supero misti (primari e secondari) ispessiti dell'ordine di 900 m³/d, inviati a stabilizzazione mediante processo di digestione anaerobica. Inoltre, ai fini del caso di studio viene preso in considerazione anche l'apporto di un flusso extra fognario biodegradabile ad alto carico organico, rappresentato dalla frazione organica di rifiuti solidi urbani (FORSU) proveniente da raccolta differenziata e sottoposta ad opportuno pretrattamento, in modo da incrementare la produttività energetica della digestione anaerobica e garantire la quota di biogas/biometano necessaria a coprire gli autoconsumi termici [117]. Le portate dei flussi di fanghi e di FORSU in ingresso alla digestione anaerobica, considerate ai fini del caso di studio, sono descritte in Tabella 84.

Tabella 84 Portate di fanghi misti ispessiti e di FORSU inviate alla digestione anaerobica.

Flussi di matrici	u.d.m.	Valore
Portata fanghi misti	m ³ /d	908
Portata FORSU pre-trattata	t/d	58
Portata totale fanghi + FORSU	t/d	965,4

Per la sezione di stabilizzazione anaerobica dei fanghi misti si considera una volumetria utile complessiva di circa 20.000 m³ tale da garantire un carico organico (OLR) di 2,0 kg SV/m³d ed un corrispondente tempo di ritenzione idraulica (HRT) nell'ordine di 20 giorni. Ipotizzando di applicare un processo di mesofilo (37°C) operante secondo i parametri operativi illustrati in Tabella 85, è possibile ricavare una corrispondente produzione totale di biogas di circa 13815 Nm³/d.

Tabella 85 Condizioni operative e rese di biogas dalla digestione anaerobica dei fanghi.

Parametro	u.m	valore
Temperatura di processo	°C	37
V _{tot}	m ³	19.500
OLR	kgSV/m ³ ,d	2,0
HRT	d	20
Abbattimento sostanza organica (SV)	(%)	40,3
Produzione specifica biogas da FORSU	m ³ _{biogas} /tSV	580
Produzione specifica biogas da fanghi misti	m ³ _{biogas} /tSV	250
Biogas prodotto (55% CH ₄)	Nm ³ /d	13.815
Fabbisogno termico del processo*	MWh/d	22,4

Per il biogas prodotto dalla fase di stabilizzazione anaerobica va prevista in primo luogo una fase di stoccaggio in gasometri e di pulizia (*gas cleaning*), per eliminare gli elementi corrosivi che andrebbero a ridurre il tempo di vita delle componenti elettromeccaniche poste a valle. Successivamente, il biogas può essere inviato, alternativamente: in gruppi di cogenerazione o in caldaia in modo tale da garantire il fabbisogno termico del processo digestione anaerobica (stimato nell'ordine dei 22,4 MWh/d).

2.3.7 Scenari di implementazione della produzione di biometano.

A partire dal caso studio preso in esame, sono stati elaborati due differenti scenari tecnologici. Il primo scenario prevede di effettuare la fase di rimozione della CO₂ dal biogas mediante un sistema chimico-fisico basato sul lavaggio con acqua (Scenario 1), mentre nel secondo caso si ipotizza di implementare il processo di *upgrading* biologico in modalità ex-situ che prevede la conversione dell'CO₂ in CH₄ mediante metanogenesi

idrogenotrofa (Scenario 2). Per entrambe le ipotesi, a monte dell'invio all'unità di *upgrading* è previsto un pretrattamento preliminare del biogas per rimuovere i contaminanti in tracce. Inoltre, si prevede l'immissione in rete del biometano prodotto, al netto della quota necessaria per garantire gli autoconsumi termici attraverso combustione in caldaia. Tuttavia, nel confronto tecnico economico tra i due sistemi di *upgrading*, essendo tali aspetti comuni ad entrambi gli scenari, essi non sono stati presi in considerazione dato che l'unità di riferimento per le valutazioni è rappresentata dalla quantità di biogas in uscita dall'unità di *gas cleaning*.

Scenario 1 – Lavaggio con acqua

A partire dalle condizioni di base appena descritte, nella Figura 121 si riporta uno schema semplificato dello scenario in cui si prevede che la produzione di biometano avvenga mediante la tecnologia del lavaggio con acqua.

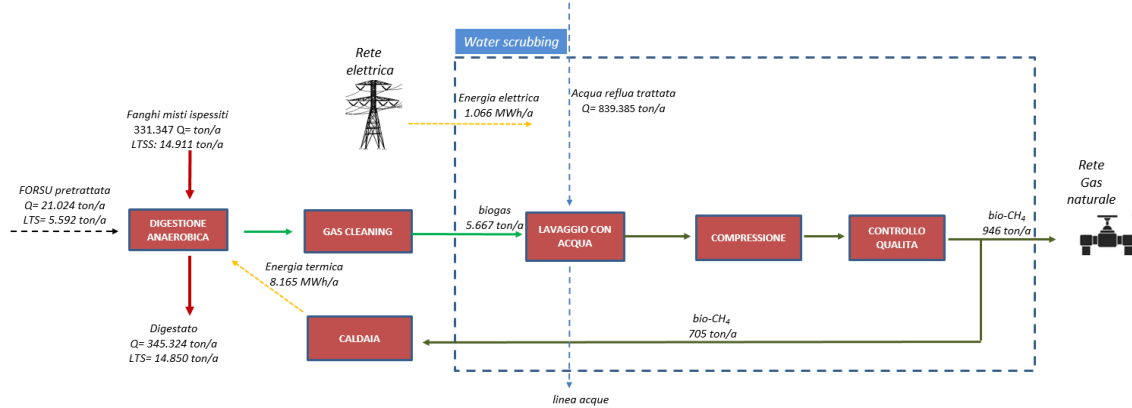


Figura 121 Schema a blocchi della produzione di biometano mediante lavaggio con acqua a bassa pressione senza rigenerazione del solvente

Con tale sistema, il meccanismo di rimozione della CO₂ può avvenire sia ad alta che bassa pressione. Nel caso specifico è stato preso in esame un sistema di trattamento operante a bassa pressione, che consente di effettuare la fase di compressione del gas a valle della rimozione della CO₂, opzione più favorevole dal punto di vista energetico rispetto alla compressione diretta del biogas. Pertanto, nello schema preso in esame è previsto l'invio diretto del biogas pretrattato all'interno di una colonna di assorbimento (scrubber) dotata di una capacità di trattamento pari a circa 480 m³_{biogas}/h. All'interno dello scrubber il biogas viene fatto fluire in controcorrente rispetto ad un flusso di acqua (solvente), che progressivamente si arricchisce di soluti ovvero CO₂ ed altri composti caratterizzati da una solubilità maggiore rispetto al CH₄, variando così la sua capacità di assorbimento. Per rigenerare il solvente, possono essere previste delle colonne di desorbimento della CO₂, all'interno delle quali può essere insufflata dell'aria per agevolare il suo allontanamento dalla fase liquida. Ai fini delle successive valutazioni, non è stata considerata la fase di rigenerazione del solvente, ipotizzando il ricambio continuo con l'effluente depurato a valle dei trattamenti terziari [104] [105]. La linea di trattamento prevede inoltre un sistema per la combustione del flusso gassoso di scarto (colonna di "flash"). Infine, a seguito di un'opportuna fase di deumidificazione e senza effettuare ulteriori *step* di raffinazione, il biometano prodotto può essere compresso e immesso direttamente nella rete di distribuzione del gas naturale, con efficienze di recupero del CH₄ che si aggirano al 98%.

Per quanto riguarda i consumi di energia, il processo di *upgrading* mediante lavaggio con acqua non richiede calore mentre la domanda di energia elettrica è fortemente dipendente dalla configurazione di processo [105]. Per sistemi come quello preso in esame, che svolgono la fase di rimozione della CO₂ a pressione atmosferica e non dotati della fase di rigenerazione del solvente, in letteratura si riportano consumi specifici di 0,24 kWh/Nm³ di biogas trattato, per cui tale valore è stato assunto alla base del calcolo della domanda totale di energia elettrica dalla rete, che ammonta a circa 1 GWh su base annuale.

Scenario 2 – Upgrading biologico del biogas

Nella Figura 122 si riporta uno schema semplificato e i relativi bilanci di massa e di energia dello scenario in cui è prevista l’implementazione della fase di *upgrading* del biogas mediante metanogenesi idrogenotrofa in modalità ex-situ.

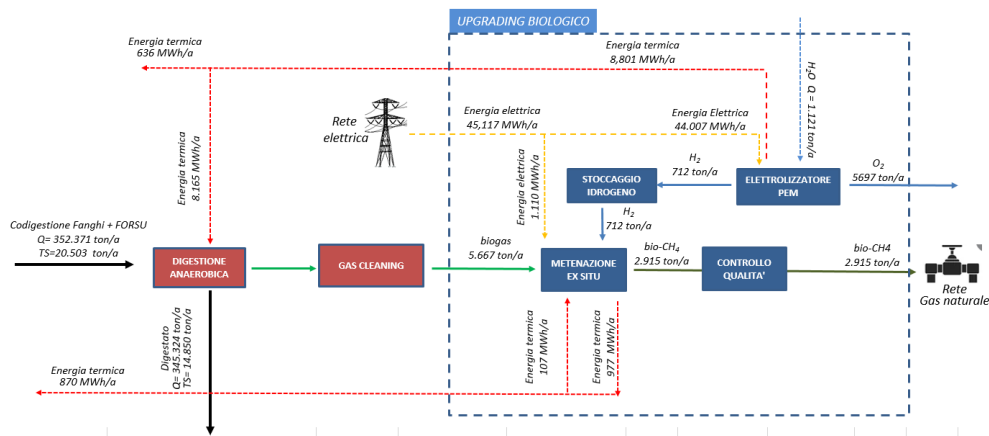


Figura 122 Scenario di produzione di biometano mediante upgrading biologico ex-situ

Tale processo prevede che il biogas pretrattato nell’unità di *gas cleaning* venga inviato all’interno di una un reattore biologico unitamente ad un flusso di idrogeno gassoso, quest’ultimo iniettato in ragione della CO₂ contenuta nel biogas, secondo un rapporto stechiometrico superiore a quello dettato dalla reazione di Sabatier. In base a tale reazione chimica, per produrre 2 kg CH₄ sono necessari in teoria circa 1 kg H₂ e 5.5 kg di CO₂ [118]. Tuttavia, considerando le efficienze massima di conversione dei substrati gassosi in biometano raggiunte nel corso della sperimentazione ($\eta_{H_2 \rightarrow CH_4} = 96\%$), nel presente caso studio si considera che per ogni kg di H₂ si produrranno 1,92 kg di nuovo CH₄. Per la produzione di H₂ si considera un elettrolizzatore caratterizzato da una potenza di circa 5 MW_e con un’efficienza di conversione del 60%. Il consumo di acqua necessario ad effettuare la reazione di elettrolisi è stato stimato in 10 t/kgH₂ prodotto [119].

Prima dell’invio nell’unità biologica, è previsto che l’H₂ venga stoccato all’interno di un serbatoio di circa 8.800 m³, dimensionato sulla base di un tempo di permanenza di almeno 6h alla pressione di 30 bar [120]. Dal momento in cui l’idrogeno in uscita dall’elettrolizzatore può essere erogato direttamente in un range di pressione di 15-50 bar, nelle successive fasi non sono previsti ulteriori *step* di compressione gas [119][121]. L’unico sottoprodotto dal processo di elettrolisi dell’acqua è l’ossigeno (O₂) che può essere ceduto all’esterno come gas tecnico nonché riutilizzato all’interno dell’impianto di depurazione a sostegno dei processi di ossidazione biologica dei contaminanti sia in linea acque (processo a fanghi attivi) che nella fase pretrattamento del biogas (ossidazione dell’acido solfidrico) [119][122]. In ragione di una produzione specifica di O₂ pari a 8 kgO₂/kgH₂, risulta un quantitativo di annuale rilasciato pari a 5.697 t O₂.

Nel corso della sperimentazione condotta su scala pilota, nella condizione di massima portata di gas applicata (12,9 Nm³_{H₂+biogas}/m³_d) è stato raggiunto un tempo di ritenzione di circa 2,3h a cui è corrisposta un’efficienza media di utilizzazione dei substrati superiore al 99% (η_{H_2} e η_{CO_2}). Diversi autori in letteratura riportano che per la fattibilità tecnico economica del processo di metanogenesi idrogenotrofa in modalità ex-situ è opportuno applicare all’interno delle unità biologica tempi di ritenzione dei gas (H₂ e CO₂) dell’ordine di un’ora [103]. In linea con tale prescrizione, nel presente caso studio si considera un volume del reattore di metanogenesi pari a 1500 m³ per cui risulta un tempo di permanenza dei gas di circa 1h in ragione di una portata di gas (H₂ + Biogas) totale da trattare di circa 1400 Nm³/h.

Il consumo di energia della fase di metanogenesi idrogenotrofa in modalità ex-situ è strettamente dipendente dalla configurazione impiantistica adottata, ed in modo particolare dalla strategia scelta per massimizzare il trasferimento dei substrati gassosi nel liquor di processo [106]. Ad oggi, tra i sistemi che stanno destando maggiore interesse vi sono quelli di tipo passivo ovvero che non prevedono componenti

meccaniche in movimento. Per tali sistemi si riporta un consumo specifico di energia dell'intera fase di metanogenesi compreso tra 0,30-0,44 kWh/m³ biogas trattato, di cui la maggior parte associato al funzionamento della pompa per effettuare il ricircolo del gas dallo spazio di testa necessario per ottenere dei livelli di purezza del biometano compatibili per l'immissione in rete [123]. Nel presente caso studio si considera un consumo specifico di 0,25 kWh/Nm³ di biogas ipotizzando di adottare un dispositivo di trasferimento a basso impatto energetico. Inoltre, si assume che la domanda di energia termica dell'unità di metanazione (0,024 kWh/Nm³ di biogas trattato) sia completamente soddisfatta dal calore rilasciato (0,22 kWh/Nm³ di biogas trattato) nel corso della trasformazione dell'H₂ e della CO₂ in CH₄ essendo questa una reazione di natura esotermica [119] [123]. Si ipotizza infine di cedere nella rete di distribuzione del gas naturale l'intera quota di biometano prodotto dall'unità di *upgrading* in ragione del fatto la domanda di energia termica proveniente dalla linea fanghi sia completamente soddisfatta dal calore prodotto nel corso delle reazioni di produzione di idrogeno e parzialmente da quella di metano [124].

2.3.8 Criteri per la stima dei costi di investimento, gestione e dei ricavi degli impianti di *upgrading*.

La caratterizzazione economica di ciascuno scenario è stata effettuata a partire dalla la definizione costi di investimento iniziale (CAPEX), d'esercizio dell'impianto (OPEX) e dei ricavi che danno origine ai flussi di cassa. Nella Tabella 86 si riportano le componenti di ciascun impianto di *upgrading* presi in considerazione nel capitolato per il computo dei CAPEX nonché i flussi di materia prima e prodotti di processo alla base della stima dei costi di gestione e dell'entrate economiche. Per rendere omogenei i due scenari sotto il profilo economico finanziario è stato considerato lo stesso numero di ore di funzionamento (8.200 ore/anno) dei due impianti di *upgrading*.

Tabella 86 Elementi tecnici alla base della valutazione tecnico-economica

Scenario 1 – Lavaggio con acqua	
A1) Componenti sezione di rimozione CO ₂	- pompa di movimentazione solvente e filtri - sistema condensazione e separatore - colonna di assorbimento (scrubber) - colonna di flash - sistema di deumidificazione del biometano
A2) cabina per la compressione gas	- compressione gas per immissione rete 24 bar
A3) controllo qualità e allaccio alla rete	- sistema di deumidificazione biometano - cabina di misura REMI* - allacciamento rete SNAM o distributore
A4) Installazione e servizi di ingegneria	- progettazione, installazione, autorizzazioni, consulenze e qualifiche
Portata biogas da trattare (CH ₄ 55% v/v) [Nm ³ /h]	507
Consumo di energia elettrica [MWh/a]	1.066
Consumo di acqua reflua trattata [t/a]	1.021.342
Efficienza di cattura del CH ₄ [%]	98
Ore di funzionamento [h]	8.200
Quantitativo biometano rilasciato in rete [Sm ³ CH ₄ /anno]	1.392.042

Scenario 2 - Bioupgrading	
B1) sistema di produzione di H ₂	- elettrolizzatori PEM ($P_{tot}= 5 \text{ MW}_e$; $Q= 905 \text{ Nm}^3 \text{ H}_2/\text{h}$)
B2) sistema di accumulo di H ₂	- serbatoio di stoccaggio a bassa pressione ($V= 8.800\text{m}^3$; $P= 30 \text{ bar}$)
B3) Componenti unità di <i>upgrading</i>	- unità di metanazione ($V=1.500 \text{ m}^3$) - pompa movimentazione fluidi - sistema di trasferimento gas-liquido
B4) Controllo qualità e allaccio alla rete	- sistema di deumidificazione biometano - cabina di misura REMI* - allacciamento rete SNAM o distributore locale
B5) Servizi di ingegneria e autorizzazioni	- progettazione, installazione, autorizzazioni, consulenze e qualifiche
Portata di biogas da trattare (CH ₄ 55% v/v) [Nm ³ /h]	507
Energia elettrica necessaria totale [MWh/anno]	45.117
Quantità di acqua consumata [t/a]	7.121
Quantitativo di O ₂ prodotto [t/anno]	5.697
Efficienza di conversione [Nm ³ CH ₄ /Nm ³ H ₂]	0,24
Quantitativo di biometano rilasciato in rete [Sm ³ CH ₄ /anno]	4.289.153

*impianto di regolazione e misura in cui avviene: preriscaldamento, riduzione e regolazione, misurazione, odorizzazione e telecontrollo.

In generale, i CAPEX di un sistema di *upgrading* variano in funzione della sua complessità e tendenzialmente i costi unitari di investimento diminuiscono all'aumentare la capacità dell'impianto. Per il sistema del lavaggio con acqua a bassa pressione e caratterizzati dall'assenza di un'unità di rigenerazione dell'acqua, dati di letteratura riportano costi di investimento che variano da 2000-3020 €/Nm³ biometano/h per impianti dotati di una capacità di trattamento compresa tra 500-2000 Nm³ biogas/h [119]. Nel caso specifico, in ragione della capacità di trattamento di circa 500 Nm³ biogas/h è stato attribuito un costo specifico di investimento pari a 3.020 €/Nm³ biometano/h, che includono l'acquisto di una pompa di movimentazione solvente e filtri, un sistema condensazione e separatore, una colonna di assorbimento (scrubber), una colonna di flash, il sistema di deumidificazione e compressione del biometano (A1). Per quanto riguarda i dispositivi di misura e controllo della qualità (Cabina REMI) e odorizzazione del biometano prodotto, in letteratura si riportano range compresi tra 75.000-100.000 € [102]. Per tale voce (A3), è stato stimato un investimento complessivo di 355.000 €, includendovi anche le eventuali opere civili per l'allacciamento alla rete di distribuzione locale calcolate distante circa 3 km considerando una spesa specifica di 85.000 €/km [102] [125]. Infine, sono state incluse nell'investimento tutti gli oneri relativi alla progettazione e consulenze, quantificate come il 3% dei CAPEX relativi alle opere impiantistiche, per cui risulta un totale di 100.000 € (A4) includendovi anche le qualifiche e autorizzazioni necessarie per la messa in esercizio dell'impianto [102].

Per lo Scenario 2 il computo dei CAPEX comprende la quota per l'acquisto del generatore di idrogeno (B1), il serbatoio di stoccaggio (B2), l'unità di metanazione biologica (B3), la cabina REMI e l'allacciamento alla rete (B4) nonché i servizi di ingegneria, autorizzazioni e qualifiche (B5).

Per quanto riguarda gli elettrolizzatori è stato ipotizzato l'impiego di un sistema dotato di membrane a scambio protonico (PEM) caratterizzato da una potenza elettrica complessiva di 5.0 MW. Tali elettrolizzatori sono particolarmente adatti a lavorare con ripetuti cicli di start e stop, ovvero con una potenza rapidamente

variabile, come nel caso di alimentazione da fonte rinnovabile non programmabile. Ad oggi questa tipologia di elettrolizzatori è caratterizzata da un'efficienza di conversione intorno al 60% e i costi d'investimento ammontano a circa 1000 €/KWh_e. Tuttavia, secondo le recenti previsioni della Comunità Europea per questa tipologia di elettrolizzatori si prevede nel prossimo futuro un abbattimento dei costi di acquisto parallelamente ad un incremento delle efficienze di conversione fino al 68% [126].

In maniera analoga anche per la fase di metanazione biologica, trattandosi di una tecnologia in via di sviluppo sperimentale, nella definizione dei costi di investimento è possibile prevedere nei prossimi anni un dimezzamento dei costi rispetto a quelli attuali che ammontano a circa 600 €/KW_{SNG}. Nella Tabella 87 si riportano i costi unitari di investimento attuali e quelli previsti nei prossimi anni utilizzando un approccio basato sull'apprendimento tecnologico (learning curves), sia per gli elettrolizzatori PEM che per la sezione di metanazione biologica [125].

Tabella 87 Costi unitari di investimento per elettrolizzatori PEM e l'unità di metanazione biologica ex- situ previsti [125]

Anno di Installazione	Elettrolizzatori PEM Taglia: 5MW _e	Metanazione Biologica Taglia: 5MW _{SNG}
	€/KW _{eI}	€/KW _{SNG}
2020	970	600
2030	530	390
2040	340	280
2050	290	240

Nel presente caso studio, nel computo dei CAPEX relativi agli elettrolizzatori (A1) e all'unità di metanazione biologica (A3) sono state effettuate due diverse ipotesi, di cui una riferita allo stato attuale (2020) ed un'altra considerando sia i costi unitari di investimento previsti nel 2030.

Per quanto riguarda la fase di stoccaggio dell'idrogeno a bassa pressione (30 bar), autori in letteratura riportano un costo di investimento specifico di 530 €/kgH₂ per serbatoi dotati di una capacità di 440 kg [119]. Tale valore è stato ripreso nel presente caso studio considerando una capacità totale di 488 kg in ragione di un tempo di stoccaggio massimo di 6 ore. Infine, per le voci B4 e B5, riferite alle sezioni a valle della vera e propria fase di produzione di biometano, sono state considerate le stesse ipotesi dello Scenario 1.

I costi di esercizio totali (OPEX) sono stati ricavati dalla somma dei costi fissi (FOPEX) e quelli variabili (VOPEX) che risultano dalla gestione ordinaria degli impianti.

I FOPEX variano in funzione della complessità dell'impianto e in genere includono le spese per la manutenzione ordinaria a mezzo di contratti di consulenze tecnica che comprendono la fornitura e l'installazione dei ricambi, il personale, lo smaltimento dei materiali e tutti gli oneri per il pagamento dei premi assicurativi. Secondo l'approccio metodologico riportato in letteratura, i FOPEX sono stati calcolati come percentuale fissa rispetto importo dell'investimento riferito ad ogni singola unità (Tabella 88). Nel caso dell'unità di metanazione biologica nel FOPEX si considera anche la manutenzione ordinaria e straordinaria per la pompa necessaria a garantire la miscelazione dei fluidi di processo.

Tabella 88 Indici di per il calcolo dei costi fissi di gestione (FOPEX).

Component	FOPEX (% CAPEX)	Ref
Lavaggio con acqua	5%	[119]
Elettrolizzatore PEM	2%	[125]
Stoccaggio idrogeno	1%	[125]

Unità di <i>upgrading</i> biologico	10%	[119]
Immissione in rete	2%	[127]

Per quanto riguarda i costi di gestione variabili (VOPEX) essi includono il costo di acquisto delle materie prime e dell'energia elettrica. Per lo scenario 1, il consumo di acqua è legato al funzionamento dello scrubber per cui non è necessaria una qualità del solvente particolarmente elevata. Di conseguenza, è stato ipotizzato di inviare direttamente l'acqua reflua trattata in uscita dai trattamenti terziari dell'impianto di depurazione, per cui risulta un impatto nullo sulle spese totali di gestione. Al contrario, nello scenario 2 tale voce ha un impatto economico dato che il consumo di acqua è legato al funzionamento dell'elettrolizzatore per cui è richiesta un livello qualitativo superiore rispetto a quello di un'acqua reflua trattata. Per tale voce è stata considerato un costo specifico di 1,37 €/m³ di acqua [119].

Come forma incentivante per la diffusione di tecnologie strategiche per il raggiungimento degli obiettivi del PNIEC nazionale, è stato ipotizzato l'accesso a tariffe di acquisto dell'energia elettrica agevolate, in accordo con quanto riportato all'interno del progetto europeo Power Step [124]. Il motivo di tale scelta risiede nel fatto che l'*upgrading* biologico del biogas, può essere considerato un sistema di conversione per favorire l'accumulo di energia in caso di fenomeni di congestione della rete e sovraccarico rispetto al fabbisogno, contribuendo così ad evitare il *curtailment* di energia pulita da fonti rinnovabili e a ridurre gli impatti negativi che tale pratica comporta sia sotto il profilo ambientale che economico [128].

Come riferimento per l'acquisto di energia elettrica sono stati presi in considerazione i valori del Prezzo Unico Nazionale (PUN) assunti sul mercato all'ingrosso dell'energia elettrica e i prezzi dell'energia elettrica per usi industriali al netto imposte e gli oneri di sistema. L'andamento del PUN è influenzato da vari fattori, tra cui la quota di copertura della domanda elettrica da fonti energetiche rinnovabili non programmabili, che a fronte di costi marginali di produzione sostanzialmente nulli, rendono il prezzo dell'energia elettrica estremamente volatile con forti pressioni al ribasso [128]. Come si può notare dalla Figura 123, nel corso del 2021 il PUN ha subito un forte incremento (+174%) del valore medio annuale (125 €/MWh) rispetto agli anni precedenti, anche in ragione di eventi straordinari di natura sociale e geopolitica. Per cui in una prima ipotesi, il 2021 è stato escluso dall'analisi ed in riferimento alle voci di costo di investimento iniziale attuali, per l'acquisto dell'energia elettrica è stato considerato la media dei valori medio del PUN fatti registrare nel corso dei due anni precedenti, ovvero 45,6 €/MWh (Ipotesi A).

In una seconda ipotesi (Ipotesi B), corrispondente alle previsioni riferite al 2030, in cui si prevede un abbattimento dei costi legato all'acquisto degli elettrolizzatori e dell'unità di metanazione biologica, si presume di applicare una tariffa pari a 56,5 €/MWh, ovvero il valore del PUN previsto nelle ultime analisi di mercato condotte da Terna [129]. Per l'ipotesi A e B si considera di applicare le stesse tariffe di acquisto dell'energia elettrica sia nel caso dell'implementazione del sistema di *upgrading* basato sul lavaggio con acqua (Scenario 1) che sul processo biologico di metanazione ex-situ (Scenario 2). Infine, nella terza ipotesi (ipotesi C), sempre riferita sempre al 2030, sono state prese in considerazione le tariffe registrate da ARERA nel corso del 2020 [130] per utenze industriali al netto delle imposte e degli oneri di sistema, da cui risulta una tariffa pari a 86,7 €/MWh per la fascia di consumo comprese tra 500-2000 MWh/anno a cui si riferisce lo Scenario 1 e una pari a 74,0 €/MWh per la fascia di consumo 20.000-70.000 MWh/anno a cui si riferisce lo Scenario 2 (Tabella 89) .

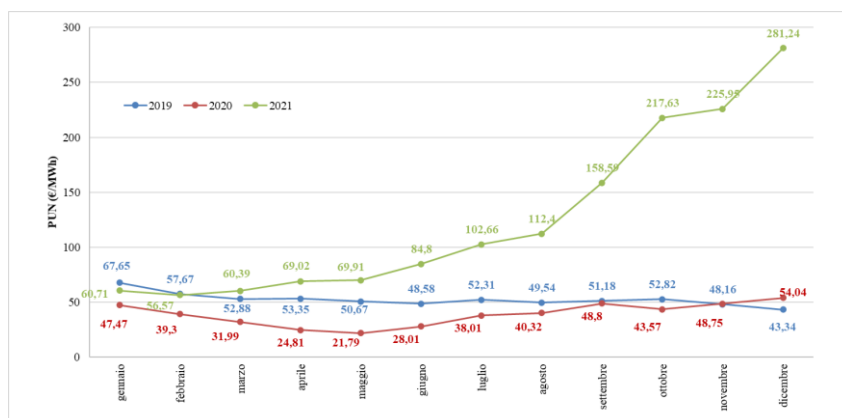


Figura 123 Andamento dei prezzi medi mensili del PUN registrati nel triennio 2019-2021 [131]

Tabella 89 Ipotesi di prezzo per l'acquisto di energia elettrica e di vendita del biometano e ossigeno puro.

	Scenario*	Tariffa di Acquisto EE [€/MWh]	Tariffa di vendita biometano [c€/Sm ³]	Tariffa di vendita O ₂ [€/MWh]	Periodo di riferimento CAPEX**
Ipotesi A	1-2	45,6	14,17	0,10	2020
Ipotesi B	1-2	56,5	21,63	0,17	2030
Ipotesi C	1	86,7	21,63	0,17	2030
	2	74	21,63	0,17	

*Scenario 1= lavaggio con acqua; Scenario 2: bioupgrading;

Per quanto riguarda la vendita del biometano, secondo l'attuale assetto tariffario previsto dal decreto interministeriale del 2 marzo 2018 che mira a promuovere l'uso dei biocarburanti nel settore dei trasporti, può essere ceduto con destinazione specifica. In tal caso il Gestore dei Servizi Energetici (GSE) riconosce per dieci anni una tariffa di acquisto pari al prezzo medio dal gas naturale fatto registrare sul Mercato a Pronti (MGP-GAS) decurtato del 5% [132].

Analogamente all'andamento di mercato assunto dall'energia elettrica, anche per il gas naturale nel corso del 2021 è stata registrato un forte incremento (Figura 124), per cui nell'ipotesi A è stata considerato di cedere il biometano applicando una tariffa corrispondente alla media degli ultimi 2 anni (2019-2020) decurtato del 5% (14,17 c€/Sm³CH₄). Per le Ipotesi B e C, è stato considerato il prezzo medio d'approvvigionamento previsto da SNAM agli hub europei nel 2030, decurtato del 5% (21,63 €/Sm³CH₄) [129].

Inoltre, in ragione dei substrati di partenza che danno origine al biogas (fanghi di depurazione e FORSU), si ipotizza di accedere al meccanismo del *double counting* dei certificati di immissione al consumo (CIC), in cui si riconosce per 10 anni un incentivo di 375 euro ogni 5 GCal immessi in rete (art. 4 del D.M. 2 marzo 2018). In accordo con quanto riportato nelle linee guida del progetto LIFE+ Biomether [102], a partire dall'undicesimo anno di vita dell'impianto il prezzo dei CIC è stato precauzionalmente ridotto del 25%.

Infine, per lo scenario 2, si considera inoltre la cessione dell'ossigeno come gas tecnico. Secondo recenti studi di settore, la tariffa attuale di vendita all'ingrosso dell'ossigeno puro compresso risulta essere di 0,10 €/kg O₂ con un incremento di circa il 6% su base annuale [119]. Applicando questo tasso di crescita si prevede di raggiungere il valore di 0,17 €/kgO₂ per il 2030. Nel presente caso studio, in maniera precauzionale, la tariffa di vendita dell'ossigeno non è stata sottoposta ad una variazione annuale ma i rispettivi valori previsti allo

attuale e per il 2030 (0,10 €/kgO₂ per l'ipotesi A e di 0,17 €/kgO₂ per le ipotesi B e C) sono stati mantenuti fissi per l'intera durata dell'analisi tecnica.

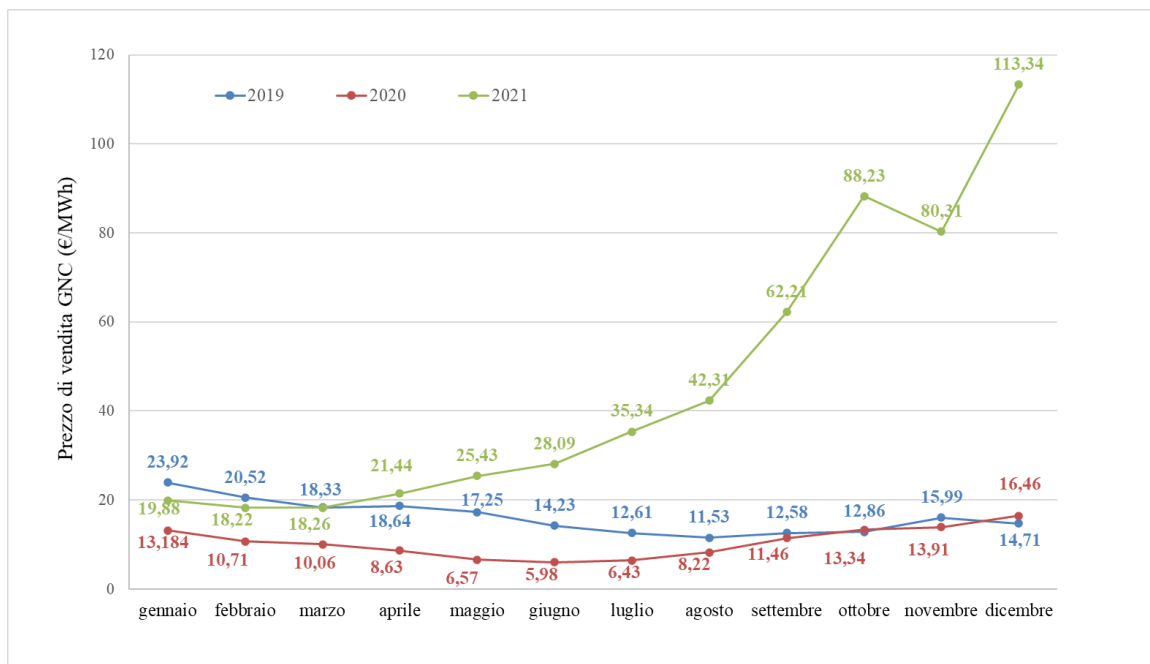


Figura 124 Andamento dei prezzi di acquisto medio del gas naturale registrato sul mercato MP-GAS nel triennio 2019-2020-2021 [131]

2.3.9 Criteri per la stima degli indici finanziari aggregati

Effettuata la completa caratterizzazione economica di ciascuno scenario, sono state condotte specifiche valutazioni attraverso il confronto tra indicatori finanziari aggregati in grado di fornire informazioni sulla remunerabilità di ciascuna opzione tecnologica e sugli elementi che maggiormente incidono sul loro grado di competitività complessiva. L'approccio metodologico seguito è quello basato sull'attualizzazione dei flussi di cassa generati dall'uso del bene. In particolare, sono stati calcolati il:

- valore attuale netto (VAN);
- tasso interno di rendimento (TIR);
- tempo di ritorno dell'investimento iniziale (PT);
- costo livellato dell'energia (LCOE);

Per il calcolo del VAN (€) è stato considerato un tempo tecnico di ammortamento di 20 anni ed un tasso di inflazione fisso pari al 2,5%. Inoltre, come tasso di remunerazione del capitale investito (WACC) sono stati considerati i valori riportati nella Tabella 3 della delibera pubblicata da ARERA nel 2021 (614/2021/R/com) da cui risulta per i servizi infrastrutturali regolati dei settori elettrico e gas un valore medio pari al 5,5% [39]. Tale valore è stato utilizzato per calcolare il coefficiente di attualizzazione e rendere omogenei i flussi di cassa. Sulla base dei valori dei flussi di cassa attualizzati, è stato quindi definito il tempo di ritorno del capitale investito (PT).

Il TIR (%), che è una misura della redditività di un progetto di investimento, può essere definito come il tasso specifico di attualizzazione che rende il VAN pari a zero. Per far risultare un progetto conveniente dal punto di vista finanziario il suo valore deve essere superiore al WACC, come nel presente caso studio, o al coefficiente di attualizzazione prescelto.

Infine, l'LCOE (€/MWh_{biometano}) rappresenta una misura sintetica della competitività complessiva delle diverse tecnologie prese in considerazione. In accordo con l'equazione 7, gli input tenuti in considerazione per il

calcolo del LCOE includono i costi di capitale (CAPEX), la sommatoria degli OPEX totali (FOPEX+VOPEX) e del valore energetico complessivo del biometano prodotto (E_t) nell'arco dei 20 anni [119]. Anche in questo caso, come coefficiente di attualizzazione (r), è stato scelto il valore del WACC pari al 5,5%.

$$LCOE = \frac{CAPEX + \sum_{y=1}^n \frac{FOPEX+VOPEX}{(1+r)^y}}{\sum_{y=1}^n \frac{E_t}{(1+r)^y}} \quad \text{[Equazione 7]}$$

2.3.10 Risultati

In questo paragrafo vengono descritti i principali risultati relativi all'attività sperimentale, che ha visto l'implementazione su scala pilota di un reattore biologico per la produzione di biometano a partire da miscele di gas contenenti H_2 e CO_2 /biogas. In particolar modo è descritto il comportamento del reattore al variare delle condizioni operative e le rese del processo di metanogenesi idrogenotrofa. Inoltre, a partire da dati reperibili nella letteratura di settore, è riportata una stima dei costi di investimento, di gestione e dei potenziali ricavi da cui hanno origine i flussi di cassa associabili ad un sistema di *upgrading* del biogas basato sul processo di metanogenesi idrogenotrofa in modalità ex-situ all'interno di un impianto di depurazione di grossa taglia. I dati economico-finanziari sono stati confrontati con quelli relativi ad un sistema commerciale di *upgrading* del biogas basato sul meccanismo di funzionamento del lavaggio con acqua (*water scrubbing*), con lo scopo di valutare il grado di competitività della tecnologia proposta sia considerando i costi attuali che quelli previsti nei prossimi anni in cui si prevede un abbattimento dei costi delle unità funzionali del sistema di *upgrading* biologico caratterizzate da significativi margini di sviluppo tecnologico.

2.3.10.1 Test sperimentali di produzione biometano a partire di substrati gassosi in modalità ex-situ

I test su scala pilota di conversione dei substrati gassosi in biometano in modalità ex-situ hanno avuto una durata complessiva di 29 settimane (203 giorni), senza interruzioni tra le varie fasi sperimentali ad eccezione delle settimane 7,8,9,11 e 26 in cui sono sopraggiunti dei fermi impianto a causa di eventi non programmati (Tabella 83). In tali periodi, il reattore biologico è stato mantenuto costantemente alla temperatura di esercizio ($55^\circ C \pm 1$) sospendendo, tuttavia, le procedure di alimentazione. Subito prima di avviare l'impianto, lo spazio di testa del reattore è stato flussato con azoto gassoso a pressione atmosferica al fine di rimuovere le componenti gassose residue dal suo interno. Al termine di tale procedura, una miscela di H_2/CO_2 (4:1) è stata introdotta in modalità semi-batch applicando una portata specifica giornaliera costante di 2,9 L/L,d per circa 2,5 ore al giorno. Nella Figura 125 si riporta l'andamento della pressione nello spazio di testa del reattore durante un tipico ciclo di alimentazione effettuato durante la fase start-up dell'impianto. Nel caso specifico è riportato un ciclo di alimentazione condotto l'ultimo giorno d'esercizio della settimana in cui è possibile apprezzare l'intero profilo di riduzione di pressione nel tempo fino al raggiungimento dei livelli iniziali registrati prima dell'avvio delle operazioni di carico dei substrati gassosi.

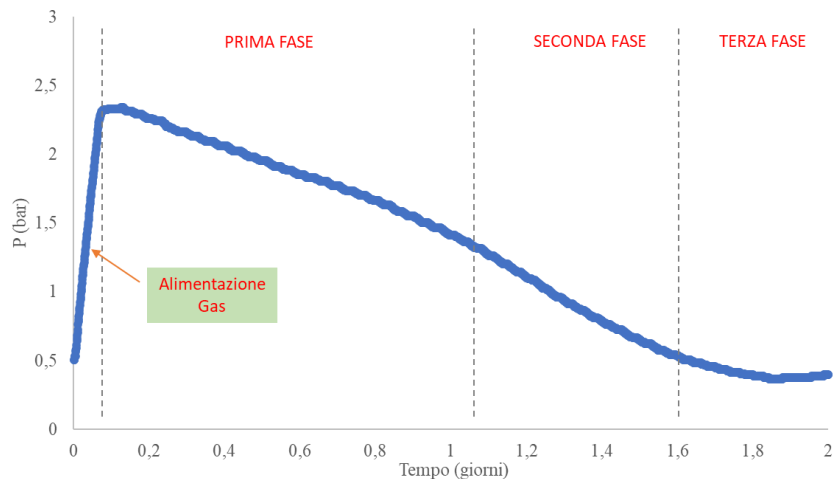


Figura 125 Profilo temporale della pressione nello spazio di testa del reattore durante la fase di avviamento

Come si può notare, durante l'alimentazione dei gas si assiste ad un incremento repentino e lineare della pressione interna fino al raggiungimento del valore massimo preimpostato (circa 2 bar) che corrisponde alla fase in cui il gas viene introdotto nel sistema. Inoltre, a valle della crescita lineare, si può apprezzare:

- una prima fase in cui la curva è caratterizzata da una bassa pendenza di riduzione di pressione. Questo periodo potrebbe essere considerato quello in cui la biomassa microbica sta attivando gli enzimi necessari all'assimilazione dei substrati gassosi;
- una seconda fase in cui la curva mostra una velocità di riduzione dei valori di pressione maggiore rispetto alla fase precedente. In questo stadio la popolazione microbica esprime la sua massima attività di utilizzo dei substrati;
- una zona finale caratterizzata da un rallentamento della velocità di riduzione della pressione che corrisponde ad una decrescita dell'attività microbica attribuibile alla riduzione del substrato disponibile.

L'esistenza all'interno del reattore sin dalle prime fasi di avviamento di un'attività biologica associata al consumo dei substrati gassosi è stata confermata dall'andamento della concentrazione dei vari gas analizzati nello spazio di testa del reattore, in cui si può notare come il contenuto di CH_4 tende ad aumentare nel tempo (Figura 126).

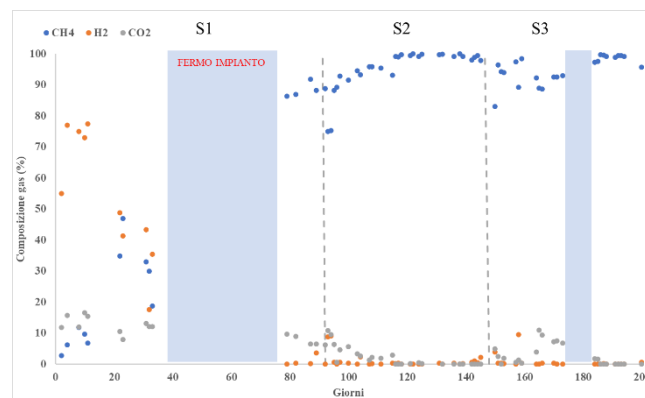


Figura 126 Concentrazione volumetrica dei vari gas analizzati in uscita dal reattore

Nello specifico si può osservare come nei primi giorni a ridosso dell'avvio delle attività sperimentale, il contenuto di H₂ e di CO₂ nello spazio di testa raggiunge dei picchi di concentrazione intorno all'80% e al 20% (v/v) rispettivamente, corrispondenti alla composizione della miscela di gas in entrata. La mancata assimilazione istantanea dei substrati gassosi è probabilmente da associare all'assenza in questa prima fase di avviamento, di un dispositivo atto ad ottimizzare il trasferimento dei gas nella fase liquida e dalla scarsa concentrazione di microrganismi idrogenotrofi all'interno del reattore, che si trovavano ancora in un periodo di adattamento alle condizioni d'esercizio.

Dopo la prima sospensione delle operazioni di carico, intervenuta tra i giorni 34 e 78, il contenuto di CH₄ nello spazio di testa ha fatto registrare un forte incremento, passando dal 19 al 79%, probabilmente grazie ai lunghi tempi di permanenza dei substrati gassosi all'interno dello spazio di testa che hanno dato la possibilità ai metanigeni idrogenotrofi presenti di assimilare tutto l'idrogeno residuo. Tuttavia, in corrispondenza del ripristino delle operazioni di carico (giorno 79) la presenza di una significativa quota residua di CO₂ (c.a. 10%) ha indicato che parte del CH₄ era stato prodotto a partire da fenomeni di decadimento endogeno della biomassa interna. Questo aspetto è confermato anche dal fatto che il profilo di pressione nello spazio di testa del reattore nelle prime fasi del fermo impianto ha assunto un andamento simile a quello rappresentato nella Figura 125, quindi associabile all'attività degli archea autotrofi che per ogni mole di CH₄ prodotto consumano di 4 moli di H₂ e una di CO₂. Al contrario, in una seconda fase, i valori di pressioni dopo aver raggiunto un livello minimo intorno 0,5 bar, hanno fatto registrare un lento e costante incremento (dati non mostrati), associabile all'attività degli eterotrofi che producono CH₄ a partire dal carbonio organico.

Nelle fasi successive il ripristino delle operazioni di carico (giorni 79-92), si è osservato un lieve incremento del contenuto di CH₄ assieme ad una contestuale riduzione della concentrazione residua di anidride carbonica nello spazio di testa, suggerendo un sostanziale equilibrio in relazione al consumo dei substrati da parte della biomassa microbica, nonostante il lungo periodo fermo impianto (Figura 126). In ragione di ciò si è passati alla successiva fase sperimentale (S2), in cui è stato ottimizzato il sistema di trasferimento dei gas nella fase liquida attraverso l'installazione dell'eiettore venturi. Contestualmente è stata modificata la composizione della miscela di gas in entrata, in modo tale da simulare un processo di *upgrading* del biogas, ovvero introducendo anche una quota di CH₄ (circa il 20% del volume di gas totale in entrata) della miscela mantenendo invariato il rapporto tra CO₂ e H₂ (4:1).

Come si può vedere dalla Figura 126 (giorni 92-148) tale variazione non ha comportato alcun sbilanciamento del processo, in quanto la concentrazione di CO₂ nello spazio di testa si è ridotta, mentre il CH₄ ha raggiunto nel giro di un paio di settimane d'esercizio una concentrazione media superiore al 98%.

La rapida risposta del reattore al variare delle condizioni operative è stata confermata dall'andamento della quantità di gas prodotto che, come si può vedere dalla Figura 127, segue il profilo della quantità di gas introdotta nel sistema. In particolare, durante la fase S2 la portata dei gas entranti (H₂ + Biogas) è stata progressivamente incrementata fino a raggiungere nelle ultime due settimane (giorni 134-148) un valore medio di circa 9L/L_{r,d} corrispondente a 5,8 L H₂/L_{r,d} e 3,2 L_{biogas}/L_{r,d}.

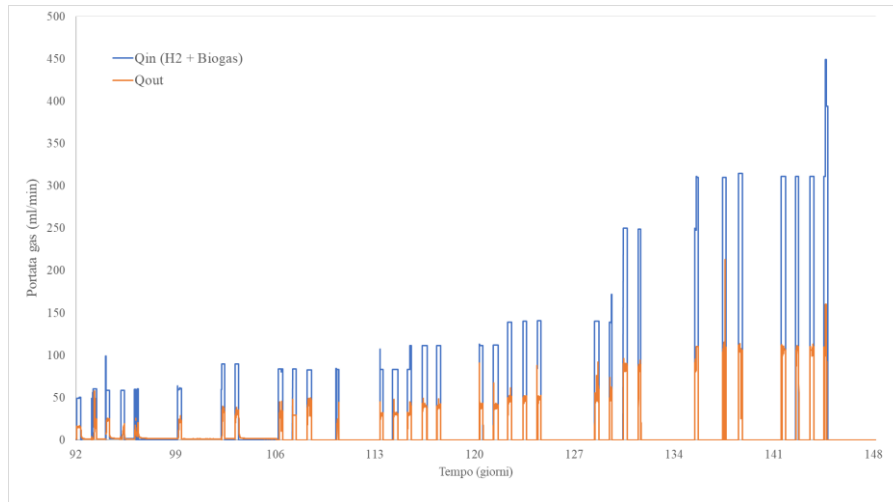


Figura 127 Profilo temporale della portata di gas in ingresso (Q_{in}) e in uscita (Q_{out}) dal reattore nella fase S2

In risposta all'aumento della portata volumetrica dei gas in entrata e alla progressiva riduzione del tempo di ritenzione dei substrati all'interno del sistema, il reattore non ha mostrato particolari segni di squilibrio nei livelli di produttività di CH_4 in quanto le portate di gas registrate in uscita hanno assunto all'equilibrio (cioè dopo una prima fase di assestamento sistematicamente registrata subito dopo l'avvio delle operazioni giornaliere di carico, dovuta all'isteresi della strumentazione analitica) valori simili a quelli del biogas in entrata, suggerendo che la reazione di conversione della CO_2 si stava svolgendo correttamente all'interno del reattore.

In ragione della rapida risposta del reattore alle variazioni delle condizioni operative, a partire da giorno 148 la composizione del gas in entrata è stata ulteriormente modificata passando ad una miscela composta da H_2 e CO_2 . Tale scelta consente inoltre, a partita di portata e tempo di permanenza dei gas all'interno del reattore, di incrementare il carico di idrogeno.

Come si può notare dal profilo della concentrazione delle varie componenti gassose analizzate nel flusso in uscita dal reattore (Figura 126), durante le prime due settimane d'esercizio del terzo periodo sperimentale (giorni 148-162) si è assistito una progressiva riduzione del contenuto di CH_4 fino ad un valore minimo dell'88% (giorno 160). Il motivo di ciò è stato attribuito al livello di pH fortemente basico raggiunto dal liquor di processo, che come si può notare dal profilo riportato nella Figura 128 ha assunto un andamento crescente nel corso della sperimentazione, raggiungendo un valore di 8,8 in corrispondenza del giorno 161. Per tanto si è intervenuti correggendo i livelli di pH attraverso l'introduzione di sola anidride carbonica all'interno del sistema per acidificare il fluido biologico. Tale procedura ha consentito di abbassare il valore del pH intorno a 8 e mantenere, seppur registrando una riduzione, i livelli di alcalinità assunti nel corso della precedente fase sperimentale S2.

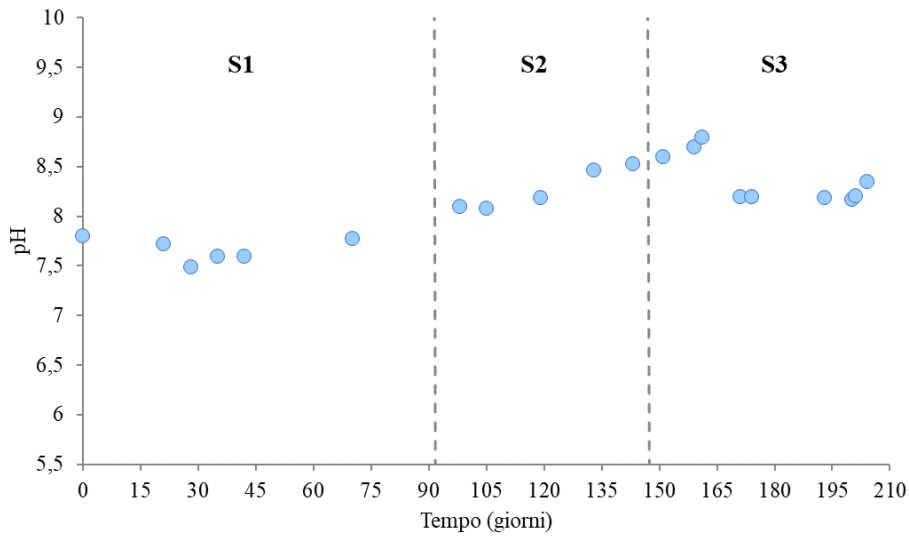


Figura 128 Andamento nel tempo del pH della fase liquida del reattore di metanogenesi idrogenotrofa

Per quanto riguarda le rese del processo di produzione di biometano, come si può notare nella, anche durante la fase S3 il volume di gas prodotto dal reattore biologico ha seguito il profilo di portata del gas introdotti (Figura 129). 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/CO_2 [108].

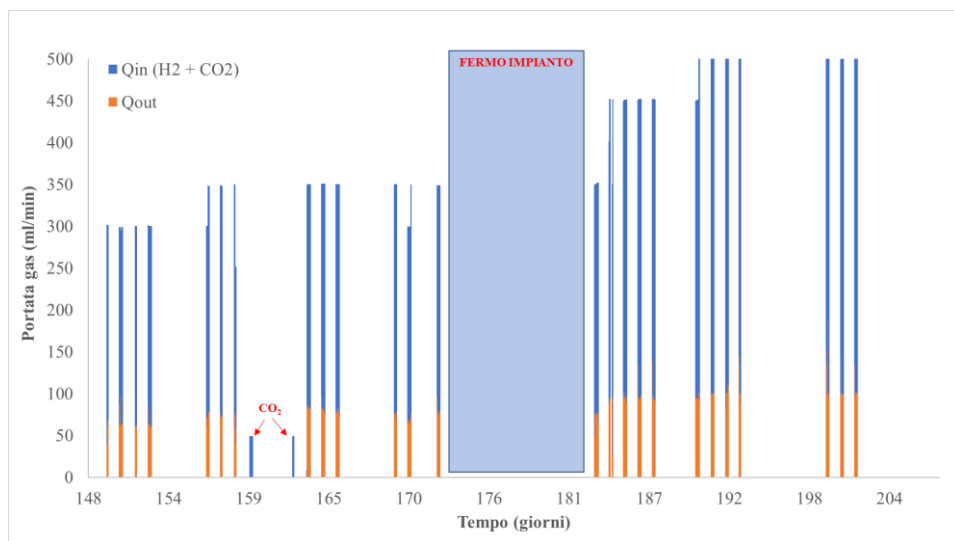


Figura 129 Profilo temporale della portata di gas in ingresso (Q_{in}) e in uscita (Q_{out}) dal reattore nella fase S3

Nella Tabella 90 vengono riportati i valori medi assunti nelle ultime due settimane d'esercizio delle fasi sperimentali S2 ed S3, in cui sono stati applicati i carichi maggiori di substrati in relazione alla tipologia di miscela di gas in entrata.

Tabella 90 Prestazioni medie del processo di produzione di biometano a partire da substrati gassosi.

Ingresso gas	S2 (H ₂ + Biogas)	S3 (H ₂ + CO ₂)
Periodo di riferimento (giorni)	134-148	190-203
Q _{inH₂} [L H ₂ /L, d]	5,8 ± 0,7	11,4±0,5
Q _{inCO₂} [L CO ₂ /L, d]	1,4 ± 0,2	2,8±0,1
Q _{inCH₄} [L CH ₄ /L, d]	1,7 ± 0,2	-
Uscita gas		
Q _{out} [L/L, d]	3,1 ± 1,2	2,7±0,3
CH ₄ [%]	99,1 ± 0,8	98,2±1,6
H ₂ [%]	0,6 ± 0,7	0,1±0,2
CO ₂ [%]	n.d	0,3±0,7
η _{H₂} [%]	99,7 ± 0,1	99,9 ± 0,1
Y _{CH₄→H₂} [L _{CH₄} /L _{H₂}]	0,53±0,2	0,23±0,1
RT [h]	3,34	2,16

Dalla tabella si evince che nonostante nell'ultima fase S3, nelle condizioni di massimo carico l'apporto di H₂ all'interno del reattore è stato raddoppiato rispetto alla fase precedente S2, il reattore biologico ha fatto registrare livelli di produttività simili tra le due fasi sperimentali (3,1 e 2,7 L_{gas}/L_rd rispettivamente per S2 ed S3), con un contenuto di CH₄ superiore al 98%, quindi in linea con le prescrizioni dettate dalla normativa tecnica per l'immissione in rete del biometano.

Indipendentemente dalle condizioni operative applicate, la concentrazione di H₂ ha assunto valori trascurabili nel gas in uscita dal reattore raggiungendo efficienze di utilizzazione superiori al 99,5%. Quindi, nonostante il basso grado di solubilità dell'H₂ (0.7 mmolH₂ L⁻¹ bar⁻¹), che alla temperatura di 55°C risulta essere 24 volte inferiore rispetto alla CO₂, l'eiettore venturi si è dimostrato essere un sistema efficace per trasferire i gas nella fase liquida.

Per quanto riguarda le rese di conversione di idrogeno, durante la fase sperimentale in cui è stato impiegato il biogas sintetico come fonte di CO₂, è stato registrato un valore di circa 0,53 L_{CH₄}/L_{H₂}. In accordo con la stechiometria di processo dettata dalla reazione di Sabatier, assumendo una produttività massima di CH₄ teorica di quattro volte inferiore al quantitativo di H₂ introdotto nel reattore (0,25 L_{CH₄}/L_{H₂}), la produttività riferita al metano derivante dalla conversione dei substrati gassosi, è stata di circa 95% rispetto a quella potenziale, mantenendosi sostanzialmente costante nella fase sperimentale successiva.

Il buon equilibrio tra la velocità di trasferimento e il tasso di utilizzazione dei substrati gassosi in biometano è stato confermato dall'andamento del contenuto di VFA totali si denota un comportamento essenzialmente stabile del reattore biologico mostrando una concentrazione sempre inferiore a 100 mg/L, anche durante la fase S3 quando il carico di idrogeno è stato notevolmente incrementato (Tabella 91).

Tabella 91 Valori medi dei principali parametri chimico-fisici analizzati nella fase liquida del reattore biologico

	S2	S3
pH	8,3	8,4
Conducibilità [mS/cm]	6,6	6,6
TS [g/kg]	16,5	18,1
TVS [g/kg]	8,9	10,3
PA [mgCaCO ₃ /L]	3495	2966
TA [mgCaCO ₃ /L]	4475	3925
VFA [mg//L]	<100	<100

2.3.10.2 Stima dei costi di investimento e di gestione degli impianti di *upgrading*

Nella Tabella 92, per ogni scenario sono riassunti i valori dei CAPEX e dei FOPEX, considerando anche l'ipotesi di abbattimento dei costi di investimento iniziale previsto nel 2030 per gli elettrolizzatori e dell'unità biologica di conversione dell'H₂ e CO₂ in biometano.

Tabella 92 Costi di investimento iniziale (CAPEX) e costi fissi di gestione (FOPEX)

	ATTUALE		2030	
	CAPEX [€]	FOPEX [€/anno]	CAPEX [€]	FOPEX [€/anno]
Scenario 1 – Lavaggio con Acqua				
A1) componenti sezione di rimozione CO ₂	841.994	42.100	841.994	42.100
A2) controllo qualità e allaccio alla rete	500.000	10.000	500.000	10.000
A3) Installazione e servizi di ingegneria	100.650	-	100.650	-
TOTALE	1.442.644	52.100	1.442.644	52.100
Scenario 2 – Upgrading biologico ex-situ				
B1) elettrolizzatore	4.872.868	97,457	2.349.260	46.985
B2) serbatoio di accumulo H ₂	259.044	2.590	259.044	2.590
B3) sezione di metanazione biologica	3.000.000	150000	1.950.000	97.500
B4) Controllo qualità e allaccio alla rete	355.000	7.100	355.000	7.100
B5) Servizi di ingegneria e autorizzazioni	254.607	-	147.399	-
Totale	8.741.519	257.148	5.060.703	154.176

Come si può notare per lo scenario 2 risultano dei CAPEX nettamente superiori rispetto allo Scenario 1, sia considerando i valori di investimento iniziale attuali che quelli previsti per il 2030. In entrambe le ipotesi, le principali voci di spesa sono rappresentate dall'elettrolizzatore (B1) e dall'unità di metanazione biologica (B3), per i quali risulta un'incidenza complessiva sui CAPEX totali di circa il 90%.

Per quanto riguarda lo Scenario 1, l'investimento per la realizzazione della sezione della rimozione della CO₂ (A1) copre circa il 60% dei relativi CAPEX (1.442.644 €). In riferimento ai quantitativi di biometano immesso in rete (Tabella 86), per lo scenario 2 i costi unitari di realizzazione dell'intera infrastruttura di *upgrading* attualmente risultano essere pari a circa 2 €/Sm³CH₄, il doppio rispetto a quelli previsti per lo scenario 1 (1 €/Sm³CH₄), mentre per il 2030 si prevede un abbattimento di circa 40% fino a 1,2 €/Sm³CH₄.

Analogamente ai CAPEX, anche i FOPEX mostrano una distribuzione in cui le unità di produzione e trasformazione dell'idrogeno rappresentano la maggior parte dei costi fissi annuali. In particolare, la sezione

biologica, che comprende anche la manutenzione ordinaria e straordinaria della pompa di movimentazione dei fluidi di processo necessaria a garantire un'adeguata miscelazione ed il trasferimento dei gas nella fase liquida, copre circa il 60% degli oneri gestionali fissi, seguita dall'elettrolizzatore, sia considerando i costi di investimento attuali che quelli previsti nel 2030.

Nella Tabella 93, per ciascuna ipotesi considerata, sono riportati i costi variabili annuali (VOPEX) dove si può notare anche qui che il funzionamento del sistema di *upgrading* biologico (Scenario 2) è caratterizzato da valori totali nettamente superiori rispetto al lavaggio con acqua (Scenario 1). Per quanto riguarda lo scenario 1, essi sono totalmente attribuiti al prelievo dell'energia elettrica dalla rete per il funzionamento dell'unità di rimozione della CO₂, mentre per lo scenario 2, gran parte dei consumi elettrici sono necessari per effettuare la reazione di produzione di H₂ e solo una minima parte associati al funzionamento dell'unità biologica di trasformazione della CO₂. Con riferimento specifico a quest'ultima, si evidenzia come gli esborsi complessivi dovuti al consumo di energia elettrica sono comparabili con quelli del sistema di *upgrading* di tipo chimico-fisico basato sul lavaggio con acqua.

Tabella 93 Stima dei costi di gestione variabile (VOPEX)

	Scenario 1 (S1)	Scenario 2 (S2)			
	Energia Elettrica (Totale) [€/anno]	Energia Elettrica [€/anno]		Consumo H ₂ O [€/anno]	Totale S2 [€/anno]
		Elettrolizzatore	Metanazione		
Ipotesi A	48.630	2.008.018	50.656	9.756	2.068.430
Ipotesi B	60.215	2.193.855	62.724	9.756	2.266.335
Ipotesi C	92.400	2.873.367	82.151	9.756	2.965.274

A titolo di esempio nella Figura 130 per quanto riguarda l'ipotesi A riferita allo Scenario 2 si riporta la distribuzione di ciascuna voce di costo rispetto agli esborsi complessivi previsti annualmente, in cui si evidenzia come la spesa per l'energia elettrica copre oltre il 90% degli OPEX totali. In tutte le tre ipotesi prese in considerazione il significativo consumo di energia elettrica necessario ad effettuare la reazione di scissione delle molecole di acqua per la produzione di idrogeno e ossigeno, si riflette necessariamente in maniera significativa sugli OPEX totali dove la sola gestione dell'elettrolizzatore comporta un'incidenza superiore al 90% sugli esborsi annuali totali.

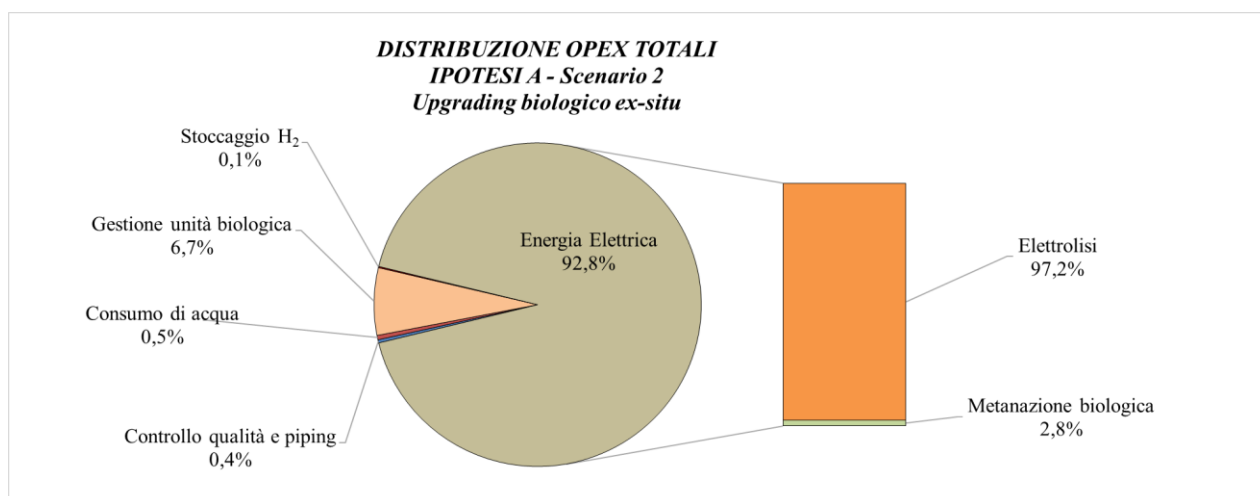


Figura 130 Esempio di distribuzione dei costi operativi relativi allo scenario di *upgrading* del biogas per via biologica (Ipotesi A)

2.3.10.3 Stima delle entrate finanziarie

Per quanto riguarda le entrate finanziarie, il sistema di *upgrading* biologico risulta essere caratterizzato da ricavi complessivi di circa 3-4 volte superiori rispetto al sistema basato sul lavaggio con acqua, come conseguenza soprattutto dei maggiori quantitativi di biometano immesso nella rete di distribuzione del gas naturale (Tabella 86). In particolare, applicando i criteri di incentivazione previsti dall'attuale assetto normativo (D.M 02/03/2018), la principale fonte di guadagno è rappresentata dai ricavi derivati dal riconoscimento dei certificati di immissione al consumo, che secondo il meccanismo del *double counting*, comporterebbero per lo scenario 1 un'entrata annuale media di circa 860.000 € corrispondente a poco più dell'80% dei ricavi totali. La restante parte, circa 197.000 €, è data dalla quota collegata alla tariffa di vendita registrata sul mercato a pronti del gas naturale che, in maniera prudenziale, è stata mantenuta costante per l'intera durata dell'analisi tecnica.

Per lo scenario 2, ipotizzando che tutto il biometano prodotto, compreso quello derivante dalla conversione dell'CO₂ contenuta nel biogas, venga incentivato alla tariffa di 375 €/CIC per i primi 10 anni e a 281 €/CIC dall'undicesimo anno in poi, per l'ipotesi A i ricavi annuali ammonterebbero a 4.173.102 € e 3.414.578 € rispettivamente per i primi e secondi 10 anni, di cui circa 70% attribuibili alla voce riconoscimento dei certificati di immissione al consumo, mentre la restante parte sarebbe equamente distribuita tra la quota collegata alla tariffa di mercato registrata sul MP-GAS e quella per la vendita dell'ossigeno puro.

Per quanto riguarda le ipotesi B e C, in ragione dell'incremento delle tariffe di vendita dei prodotti di processo, rispetto ai ricavi totali si assiste ad una riduzione della quota attribuibile al riconoscimento dei CIC di circa 7 e 11 punti percentuali per lo scenario 1 e scenario 2 rispettivamente.

Tabella 94 Entrate finanziarie previste dall'implementazione dei due sistemi di *upgrading* del biogas

IPOTESI	SCENARIO 1 Lavaggio con acqua		SCENARIO 2 Bioupgrading	
	A	B - C	A	B - C
CIC	2619	2619	8069	8069
Ricavi CIC (anni 1-10) [€/anno]	982.095	982.095	3.026.027	3.026.027
Ricavi CIC (anni 11-20) [€/anno]	736.571	736.571	2.267.503	2.267.503
vendita biometano [€/anno]	187.390	286.044	577.384	881.357
vendita O ₂ [€/anno]	-	-	569.691	968.474
Totale (primi 10 anni) [€/anno]	1.169.485	1.268.139	4.173.102	4.875.858
Totale (secondi 10 anni) [€/anno]	923.961	1.022.615	3.414.578	4.117.334

2.3.10.4 Stima del VAN, TIR, tempo di ritorno dell'investimento ed LCOE.

A partire dalla completa caratterizzazione economica dei due scenari tecnologici, sono stati quantificati i diversi indici finanziari in funzione di ciascuna ipotesi presa in considerazione (Tabella 95).

Tabella 95 Valori degli indici finanziari aggregati associati a ciascun investimento.

	IPOTESI A		IPOTESI B		IPOTESI C	
	S1	S2	S1	S2	S1	S2
Costo energia elettrica [€/MWh]	45,63		56,5		86,7	74,0
Prezzo vendita biometano [€/Sm ³ CH ₄]	0,1346		0,2054		0,2054	
CAPEX [€]	1.442.644	8.741.519	1.442.644	5.060.703	1.442.644	5.060.703
OPEX [€/anno]	100.730	2.325.578	112.315	2.420.511	144.500	3.119.450
LCOE [€/MWh _{biomet}]	14,3	61,3	15,1	57,5	17,2	71,7
VAN [€]	15.367.332	21.433.639	16.849.267	32.887.068	16.301.462	20.990.984
TIR [%]	44	10	48	28	46	19
Payback time [anni]	2,0	6	1,9	2,9	1,9	4,0

*S1= Scenario 1 (Lavaggio con acqua); S2= Scenario 2 (BioUpgrading)

L'indice LCOE è stato calcolato considerando il valore del denaro attualizzato e contenuto energetico del

$$LCOE = \frac{CAPEX + \sum_{y=1}^n \frac{FOPEX+VOPEX}{(1+r)^y}}{\sum_{y=1}^n \frac{E_t}{(1+r)^y}}$$

biometano prodotto nell'arco dei 20 anni

[Equazione 7).

Complessivamente si può notare che LCOE, per lo scenario 2 assume dei valori superiori rispetto a quelli fatti registrare per lo scenario 1 anche considerando l'abbattimento dei costi di investimento iniziale previsto nel 2030 per le unità di produzione e conversione dell'idrogeno. In particolare, nonostante il maggior quantitativo di biometano dal sistema biologico, gli esborsi complessivi nell'arco dei 20 anni previsti per lo Scenario 2 comportano nell'ipotesi A un costo livellato dell'energia di circa tre volte superiori rispetto allo Scenario 1 (61,3 €/MWh_{biomet} per lo scenario 2 e 14,3 €/MWh_{biomet} per lo scenario 1), dove per la voce di acquisto di energia elettrica è stata applicata una tariffa pari a 45,6 €/MWh (PUN medio 2019-2020).

Per quanto riguarda l'ipotesi B, in cui è stata applicata una tariffa di acquisto dell'energia elettrica pari a 56,5 €/MWh (previsioni PUN 2030), si assiste ad un andamento differente dei due scenari rispetto all'ipotesi precedente (ipotesi A), ovvero il valore dell'LCOE subisce un lieve incremento nello Scenario 1 (15,1 €/MWh_{biomet}), contrariamente allo Scenario 2 (57,5 €/MWh_{biomet}) dove si registra una leggera riduzione. Le ragioni di ciò risiedono nel fatto che per il sistema biologico, al contrario del lavaggio con acqua, è previsto per il 2030 un abbattimento dei costi di investimento iniziale ed un incremento dell'efficienza degli elettrolizzatori PEM. I valori di LCOE più elevati vengono registrati nell'ipotesi C, dove per l'acquisto dell'energia elettrica sono state applicate le tariffe previste per utenti industriali al netto delle imposte e degli oneri di sistema. Nel caso specifico l'LCOE ha registrato degli incrementi di circa il 14% per lo scenario 1 (17,2 €/MWh_{biomet}) e il 25% (71,7 €/MWh_{biomet}) per lo scenario 2 rispetto ai valori ottenuti nell'ipotesi B.

La remunerabilità dell'investimento riferito a ciascuno scenario è stata calcolata attraverso la quantificazione del tasso interno di rendimento (TIR) e il valore attuale netto (VAN). Per far risultare un progetto conveniente dal punto di vista finanziario il valore del TIR deve essere superiore o uguale al tasso di sconto utilizzato, che in questo caso corrisponde al WACC ovvero al 5,5%. Come si può notare dai risultati riportati nella Tabella 95, per tutte le ipotesi di costo considerate i valori del TIR risultano superiori al tasso di sconto utilizzato, per cui gli investimenti associati a ciascuno scenario possono essere classificati come redditivi. Tuttavia, dal confronto dei due scenari emerge che il sistema di lavaggio con acqua comporta dei valori di TIR nettamente superiori rispetto al *upgrading* biologico, per via dei minori esborsi legati sia all'investimento iniziale che alla gestione dell'impianto.

La remunerabilità degli investimenti legati ai due sistemi di *upgrading*, viene confermata anche valori del VAN in ragione del fatto che essi risultano positivi in tutte le ipotesi prese in considerazione. Dal confronto tra le due tecnologie, contrariamente a quanto osservato per il TIR, emerge che il sistema biologico è caratterizzato da valori del VAN superiori rispetto al sistema chimico-fisico, in virtù principalmente dei maggiori introiti associati alla cessione del biometano e della vendita dell'ossigeno puro come gas tecnico.

Tra le opzioni prese in considerazione, quella che comporta la maggiore differenza tra i valori del VAN è rappresentata dall'ipotesi B, dove per lo scenario 2 si registrano valori superiori di circa il doppio (+95%) rispetto allo scenario 1, mentre per l'ipotesi A e C l'incremento si assesta rispettivamente intorno al 40% e al 29%. I valori più alti del VAN fatti registrare nell'ipotesi B, comportano tempi di ritorno dell'investimento (PT) più brevi rispetto alle altre due ipotesi (Ipotesi A e C), come si può osservare anche dai profili temporali del valore cumulativo dei flussi di cassa attualizzati (Figura 131).

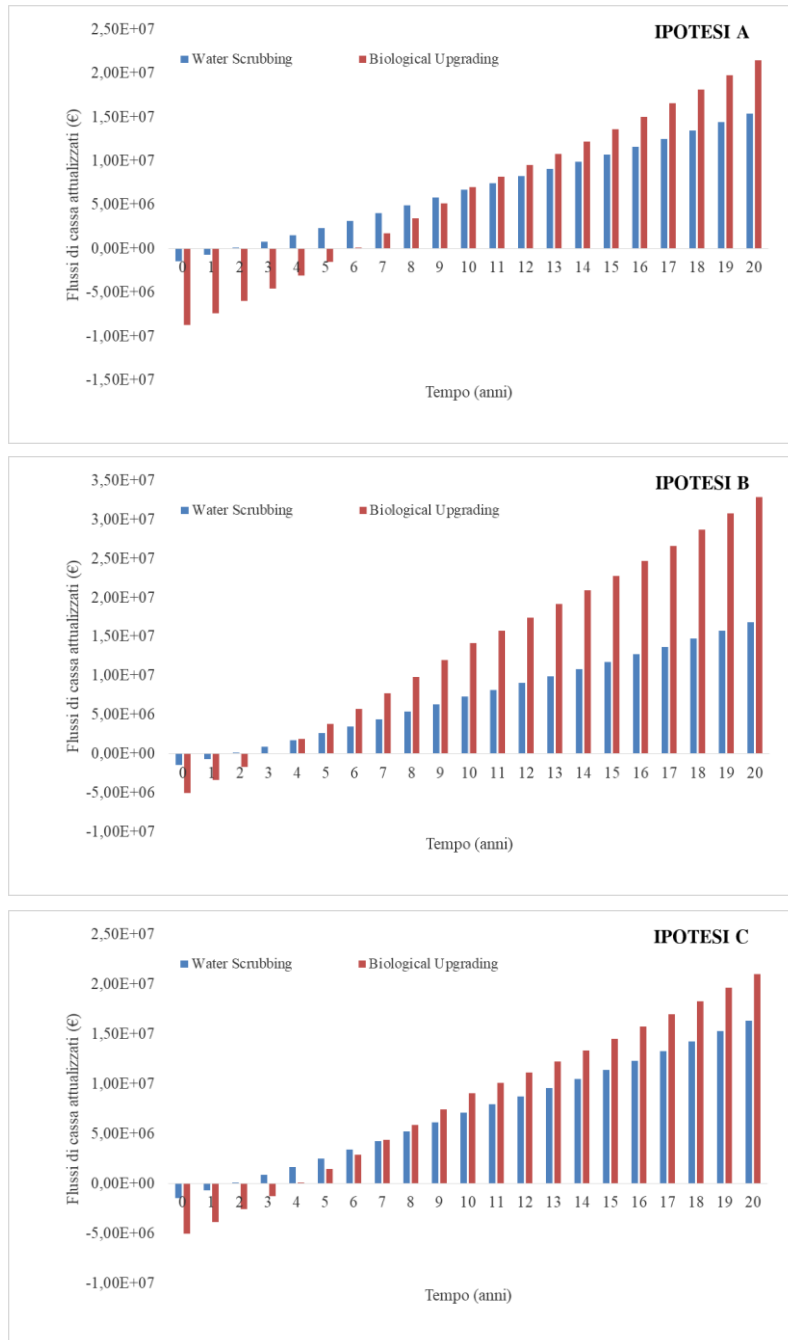


Figura 131 Profilo dei valori cumulativi dei flussi di cassa attualizzati

In genere un investimento nel settore industriale per risultare fattibile dal punto di vista economico deve essere caratterizzato da tempi di ritorno inferiori ai 5 anni. Nel caso specifico tale condizione viene rispettata da entrambi gli scenari in tutte le ipotesi considerate, ad eccezione dell'ipotesi A dove per il sistema biologico risulta un PT di 71 mesi. Per tale condizione sono stati considerati i più alti costi di investimento iniziale per gli elettrolizzatori (970 €/KWh_e) e per l'unità biologica di conversione della CO₂ (600€/kW_{SNG}), le tariffe più basse di vendita dei prodotti di processo (0,1346 €/Sm³CH₄ e 0,10 €/KgO₂) e un'efficienza di conversione degli elettrolizzatori PEM pari al 60%.

3 Conclusioni

Nella linea di attività LA 5.3 è stato sviluppato uno strumento software, denominato DEES, che consente una determinazione dei potenziali margini di efficientamento conseguibili negli impianti di depurazione (ID), una analisi delle potenzialità di produzione di energia rinnovabile in loco, con stima delle emissioni di gas climalteranti, nonché una valutazione della sostenibilità ambientale di sistema, con l'introduzione di specifici indicatori di circolarità per il ciclo dell'acqua. L'applicazione del software a impianti reali ha consentito, da un lato, la validazione dei risultati forniti e, dall'altro, la stima di significativi margini di efficientamento energetico, possibili riduzioni delle emissioni di gas climalteranti, riduzione dei fanghi prodotti, incremento della produzione del biogas. In uno dei casi di studio considerati, l'analisi è stata estesa al territorio circostante, per valutare il potenziale dell'ID di fungere da "cella energetica locale", ovvero fornire eccedenze energetiche al territorio. È stato inoltre possibile misurare il miglioramento della sostenibilità e circolarità dei processi depurativi, tramite il calcolo di indici appositamente elaborati. I casi studio esemplificativi riportati mostrano le funzionalità e le potenzialità del software DEES, quale strumento utile per effettuare valutazioni da parte di decisori, quali aziende del settore, pianificatori e gestori dei sistemi idrici integrati, sulle effettive potenzialità di efficientamento di ID, come inseriti nei contesti territoriale di riferimento. Essendo stato sviluppato su base strutturale modulare, lo strumento risulta avere notevoli potenzialità di integrazione di nuove funzionalità, definizione di nuove procedure di calcolo e sviluppo delle presenti verso livelli di maggiore complessità e specificità. Esso sarà reso disponibile a tutti gli utenti che ne faranno richiesta, ai quali verrà quindi richiesto di fornire un riscontro in merito, per definire ulteriori sviluppi da perseguire.

In merito alla valutazione relativa all'impiego di sistemi di recupero del calore dalle acque reflue in fognatura, è stato valutato l'impatto di tale soluzione sull'efficienza dei processi biologici depurativi di ID. Si è anche effettuato un confronto dei risultati conseguiti con la possibilità di recupero di energia termica dai reflui trattati, alla sezione di scarico in ambiente. E' possibile concludere che, in alternativa al recupero di energia termica in fognatura, il recupero termico a valle di ID è da preferire per tutte le casistiche con un SRT minore di 20 giorni, perché non richiede interventi di modifica strutturale e configurazionale degli impianti stessi e le rese energetiche sono simili. In questo tipo di ID, che rappresenta la maggior parte degli impianti di denitrificazione-nitrificazione esistenti in Italia, è necessaria la massima cautela prima di intervenire con il recupero termico in fognatura. Qualora l'ID abbia un SRT maggiore di 20 giorni, invece, non vi sono problemi particolari per l'ID e il recupero in fognatura è un'opzione valida che può essere considerata. L'analisi tecnico economica del caso studiato di recupero di calore dalle acque reflue in uscita da un ID per il suo impiego, all'interno dello stesso impianto, nel trattamento di essiccamento dei fanghi prodotti, ha portato invece a concludere che l'investimento, ad oggi, risulta poco conveniente. Tale applicazione tecnologia potrebbe diventare interessante, qualora diminuisse ulteriormente il rapporto tra il prezzo per l'energia elettrica e il gas metano, o qualora si disponesse di una fonte di energia elettrica rinnovabile ad un prezzo di produzione inferiore rispetto a quello di mercato.

Infine, relativamente allo sviluppo prototipale della tecnologia di *upgrading* biologico del biogas a biometano, in accoppiamento con uno specifico sistema di trasferimento gas-liquido a basso impatto energetico, i *long-run* sperimentali effettuati hanno permesso di valutare la risposta del sistema biologico al variare delle condizioni operative ed anche in relazione ai periodi transitori conseguenti (fasi di fermo impianto, ovvero fluttuazioni nella fornitura di idrogeno). I risultati ottenuti, oltre a fornire i dati di efficienza e rendimento posti alla base delle successive valutazioni tecnico-economiche, hanno evidenziato come l'impianto di *upgrading* biologico, dopo una fase di avviamento, sia in grado di produrre stabilmente un flusso di gas compatibile con le caratteristiche del biometano, per l'immissione diretta nella rete di distribuzione del gas naturale e/o utilizzo per autotrazione. Risulta pertanto confermata la fattibilità tecnica del processo, unitamente alla sua flessibilità e affidabilità operativa. Dall'analisi tecnico-economica condotta, ponendo a confronto la tecnologia sperimentale oggetto di indagine con una tecnologia di *upgrading* di riferimento (*water scrubbing*), emerge che l'*upgrading* biologico del biogas basato sul processo di metanogenesi idrogenotrofa, condotto in modalità ex-situ, risulta caratterizzato, allo stato attuale, da una minore competitività rispetto al lavaggio con acqua: ciò in primo luogo a seguito degli alti costi di investimento e di gestione associati agli elettrolizzatori, che assorbono oltre il 50% dei CAPEX e oltre il 90% degli OPEX. In

merito a questi ultimi, i maggiori esborsi sono da attribuire ai costi associati all'assorbimento elettrico, richiesto dal processo di produzione di idrogeno per elettrolisi.

Alla luce di tale evidenza, emerge quindi che, nello scenario energetico preso in esame, la possibile diffusione sul mercato di tecnologie di *upgrading* basate sulla metanazione idrogenotrofa potrebbe ricevere un impulso decisivo dall'introduzione di forme di incentivazione, mediante tariffe agevolate di acquisto di energia elettrica. Ciò potrebbe essere attuato, ad esempio, scorporando dai costi di fornitura elettrica la quota di oneri fiscali e di sistema e/o introducendo specifici meccanismi di premialità giustificati, in ottica di decarbonizzazione, dalla capacità di garantire una forma di rimozione/cattura della CO₂, applicabile a tutti i flussi derivanti da fonti di emissione puntuale. Tali valutazioni andranno in ogni caso riferite alle future e probabili evoluzioni dello scenario energetico sia italiano che europeo, che potranno determinare variazioni significative delle condizioni al contorno e, quindi, modificare gli spazi di applicabilità della tecnologia, per la quale si ritiene pertanto strategico procedere verso un ulteriore sviluppo sperimentale.

4 Disseminazione

Articoli pubblicati

- Lanzetta A., D. Mattioli, Di Capua F., Sabia G., Petta L., Esposito G., Andreottola G., Gatti G., Merz W., Langone M. (2021). "Anammox-Based Processes for Mature Leachate Treatment in SBR: A Modelling Study." *Processes* 9 (8). <https://doi.org/10.3390/pr9081443>.
- Langone M., Sabia G., Petta L., Zanetti L., Leoni P., Basso D. (2021) "Evaluation of the aerobic biodegradability of process water produced by hydrothermal carbonization and inhibition effects on the heterotrophic biomass of an activated sludge system". *J Environ Manage.* 299:113561. doi: 10.1016/j.jenvman.2021.113561. Epub 2021 Sep 13. PMID: 34523544.
- Ferrentino R., Langone M., Mattioli D., Fiori L., Andreottola G. (2022) "Investigating the enhancement in biogas production by hydrothermal carbonization of organic solid waste and digestate in an inter-stage treatment configuration" In fase di review per la pubblicazione sulla rivista *Processes*.

Presentazioni a convegni e conferenze

- Giuliano A. (2021) "Hydrodynamic Cavitation As Potential Gas Mass Transfer System For Ex-situ Hydrogenotrophic Biomethanation" Presentazione al convegno *Ecostp 2020 - 5th International Conference on Ecotechnologies for Wastewater Treatment* (rinviato causa COVID e tenutosi online nel giugno 2021).
- Giuliano A. (2021) "Ottimizzazione del processo di metanogenesi idrogenotrofa mediante la cavitazione idrodinamica" Presentazione al Workshop *Metanogenesi idrogenotrofa la via biologica all'upgrade del biogas e al power to gas esperienze e prospettive del 20 Maggio 2021*.
- Petta L. (2021) "La gestione dei fanghi di depurazione nell'economia circolare: contesto normativo ed opportunità tecnologiche" Presentazione al Webinar *Water Utility Network – Energia Media - Produzione e gestione dei fanghi: da criticità a opportunità – Sessione Approfondimenti tra economia e ricerca - 26 Maggio 2021*.
- Petta L. (2021) "Gestione sostenibile fanghi di depurazione" Presentazione a *ECOMED CATANIA - Gli impianti di depurazione del futuro: tra recupero di materia e energia fino all'obiettivo scarico zero – 14 Luglio 2021*.
- Petta L. (2021) "La risorsa idrica nella nuova ottica dell'Economia Circolare" *ECOMED CATANIA - Lotta alla Desertificazione e Economia circolare per una Gestione Sostenibile della Risorsa Idrica - 15 luglio 2021*.
- Petta L. (2021) "Innovation in water services: a methodology proposal for the evaluation of innovative wastewater treatment technologies" Presentazione alla *2nd EFRWS Conference WAREG - Thematic panel 3: Economic regulatory incentives for innovation - 1 dicembre 2021*.

Altre attività di divulgazione

- Sciubba L. (2021) "Gestione sostenibile della risorsa idrica: il riutilizzo delle acque reflue" e "Gestione sostenibile della risorsa idrica: il riutilizzo dei fanghi di depurazione" Presentazione all'Istituto di Istruzione Superiore Aldini Valeriani nell'ambito delle attività di Educazione all'economia circolare-Bologna - 14-12-2021.

5 Abbreviazioni ed acronimi

A.E: Abitanti Equivalenti
BC: Bubble column
C.A.:Cicli Alternati
CAPEX: costi di investimento
CAS: Conventional Activated Sludge
CHP: Combined Heat and Power -
CIC: Certificati di immissione in consumo
CSTR: Continuous Stirred Tank Reactor - Reattore a mescolamento continuo
DA: Digestione Anaerobica
DB: Data Base
DEES: Depurazione Efficienza Energetica e Sostenibilità
DSS: Decision Support System
FOPEX: costo fissi di gestione
FORSU: Frazione Organica RigiutiSolidi Urbani
FS: Future Situation
GC: Gas Cromatografo
GME: Gestore Mercati Energetici
GSE: Gestore Servizi Energetici
GWP: Global Warming Potential
HRT: Hydraulic Retention Time – Tempo di residenza idraulica
HMI-SCADA: (Human Machine Interface- Supervisory Control And Data Acquisition)
IC: Indici di Circolarità
ID: Impianto di Depurazione
IS: Indice di Sostenibilità
LCOE: Levelized Cost of Energy – Costo livellato dell'energia
MBBR: Moving Bed Bio Reactor
MPR: Methane Production Rate
MGP-GAS: Mercato a Pronti Gas naturale
OLR: Organic Load Rate
OPEX: Costi di gestione
PA: Alcalinità parziale
PEM: Membrana a scambio protonico
PNIEC: Piano Nazionale Integrato per l'Energia e il Clima
PSA: Pressure Swing Adsorption
PtG: Power to Gas
PT: payback time - tempo di ritorno dell'investimento iniziale
PUN: prezzo unico nazionale
REMI: Regolazione e Misura
RNG: Rete Nazionale dei Gasdotti
SQ: Status Quo
SST: Solidi Sospesi Totali
SSV: Solidi sospesi Volatili
TA: Alcalinità totale
TCD: Thermal Conductivity Detector
TIR: tasso interno di rendimento
TKN: Total kjeldahl Nitrogen
TN: Total Nitrogen – Azoto totale
TP: Total Phosphorus – Fosforo totale
TS: Solidi Totali

VAN: valore attuale netto

VBA: Visual Basic Application

VFA: Acidi grassi volatili.

VOPEX: costi variabili di gestione

WACC: Weighted Average Cost of Capital - Costo Medio Ponderato del Capitale

6 Riferimenti bibliografici

- [1] M. Maglionico and M. Altobelli (2021) “Recupero del calore dalle acque reflue” Report RdS_PTR_2020_097.
- [2] R. Yao and K. Steemers, “A method of formulating energy load profile for domestic buildings in the UK,” *Energy Build.*, vol. 37, no. 6, pp. 663–671, Jun. 2005, doi: 10.1016/J.ENBUILD.2004.09.007.
- [3] F. Schmid, “Sewage Water: Interesting Heat Source for Heat Pumps and Chillers,” *9th Int. IEA Heat Pump Conf. 20–22 May 2008, Zürich, Switz.*, no. May, pp. 1–12, 2008, [Online]. Available: <https://heatpumpingtechnologies.org/publications/sewage-water-interesting-heat-source-for-heat-pumps-and-chillers/>.
- [4] P. Kehrein, M. Van Loosdrecht, P. Osseweijer, M. Garfi, J. Dewulf, and J. Posada, “A critical review of resource recovery from municipal wastewater treatment plants-market supply potentials, technologies and bottlenecks,” *Environ. Sci. Water Res. Technol.*, vol. 6, no. 4, pp. 877–910, 2020, doi: 10.1039/c9ew00905a.
- [5] D. Berardi, F. Casarico, F. Fatone, S. Traini, and F. Zaramella, “Riuso delle acque depurate in agricoltura : una scelta indifferibile,” *Acqua - Lab. SPL Collana Ambient.*, vol. 158, 2020.
- [6] “Quantifying the Heating and Cooling Demand in Europe” Work Package 2 Background Report 4 The STRATEGO project (Multi-level actions for enhanced Heating, 2015.
- [7] ARERA - “Consumi di gas naturale per settore.” <https://www.arera.it/it/dati/gmconsumi.htm>.
- [8] S. S. Cipolla and M. Maglionico, “Heat recovery from urban wastewater: Analysis of the variability of flow rate and temperature,” *Energy Build.*, vol. 69, pp. 122–130, 2014, doi: 10.1016/j.enbuild.2013.10.017.
- [9] O. Wanner, V. Panagiotidis, P. Clavadetscher, and H. Siegrist, “Effect of heat recovery from raw wastewater on nitrification and nitrogen removal in activated sludge plants,” *Water Res.*, vol. 39, no. 19, pp. 4725–4734, 2005, doi: 10.1016/j.watres.2005.09.026.
- [10] L. Bonomo, *Trattamenti delle acque reflue*. McGraw-Hill, 2008.
- [11] W. Gujer, M. Henze, T. Mino, and M. Van Loosdrecht, “Activated Sludge Model No. 3,” *Water Sci. Technol.*, vol. 39, no. 1, pp. 183–193, 1999, doi: 10.1016/S0273-1223(98)00785-9.
- [12] S. Pochwała and P. Kotas, “Possibility of obtaining wastewater heat from a sewage treatment plant by the means of a heat pump – A case study,” *E3S Web Conf.*, vol. 44, Jul. 2018, doi: 10.1051/E3SCONF/20184400144.
- [13] M. Maglionico, M. Altobelli, and S. S. Cipolla, “Nature based solution (nbs) e real time control (rtc) a servizio dei sistemi di drenaggio urbano.” Report RdS/PAR2019/081
- [14] C. Cellamare *et al.* (2019) “Metodi per la caratterizzazione energetica degli impianti di depurazione e sviluppo di un sistema innovativo per l’autoproduzione energetica.” Report Report RdS/PTR2019/072.
- [15] Carrier, “Pompa di calore su acqua ad alta temperatura -dati di selezione del prodotto”.
- [16] “Low-temperature district heating: heating our homes at lower cost – Analysis - IEA.” <https://www.iea.org/articles/low-temperature-district-heating-heating-our-homes-at-lower-cost>.
- [17] J. M. A. Márquez, M. Á. M. Bohórquez, and S. G. Melgar, “Ground thermal diffusivity calculation by direct soil temperature measurement. application to very low enthalpy geothermal energy systems,” *Sensors (Switzerland)*, vol. 16, no. 3, 2016, doi: 10.3390/s16030306.
- [18] S. Lippi, D. Rosso, C. Lubello, R. Canziani, and M. K. Stenstrom, “Temperature modelling and prediction for activated sludge systems,” *Water Sci. Technol.*, vol. 59, no. 1, pp. 125–131, 2009, doi: 10.2166/WST.2009.587.
- [19] P. E. Sedory and M. K. Stenstrom, “Dynamic Prediction of Wastewater Aeration Basin Temperature,” *J. Environ. Eng.*, vol. 121, no. 9, pp. 609–618, Sep. 1995, doi: 10.1061/(ASCE)0733-9372(1995)121:9(609).
- [20] J. Makinia, S. A. Wells, and P. Zima, “Temperature modeling in activated sludge systems: a case study,” *Water Environ. Res.*, vol. 77, no. 5, pp. 525–532, Sep. 2005, doi: 10.2175/106143005X67449.
- [21] M. A. Head and J. A. Oleszkiewicz, “Bioaugmentation for nitrification at cold temperatures,” *Water Res.*, vol. 38, no. 3, pp. 523–530, 2004, doi: 10.1016/J.WATRES.2003.11.003.

- [22] “Scambiatore di Calore HUBER RoWin.” HUBER TECHNOLOGY.
- [23] “HUBER Belt Dryer BT for sewage sludge drying.” HUBER TECHNOLOGY.
- [24] “61XWHZE - AquaForce® - Carrier.”
<https://www.carrier.com/commercial/it/it/Prodotti/riscaldamento/pompe-di-calore-acqua-acqua/61xwhze/#documents>.
- [25] “Materiale informativo inviato dal fornitore.” HIREF.
- [26] “Materiale informativo inviato dal fornitore.” Aermec.
- [27] “Heat pumps based on Sabroe core technologies.” www.sabroe.com.
- [28] “Unitop 28.” <https://www.friotherm.com/products/unitop/unitop-28/>.
- [29] “Tabella di conversione TEP,” *Gazzetta Ufficiale della Repubblica Italiana Serie generale - n. 81 Allegato n. 3*. Apr. 07, 2014.
- [30] “ARERA - Relazione annuale.” https://www.arera.it/it/relaz_ann/21/21.htm.
- [31] “Comunicato stampa ARERA (30/12/2021).” https://www.arera.it/it/com_stampa/21/211230cs.htm.
- [32] “Dati ed Indicatori.” <https://www.arpalombardia.it/Pages/Ricerca-Dati-ed-Indicatori.aspx>.
- [33] Parlamento e Consiglio dell’Unione Europea, “Regolamento UE 2020/741,” vol. 2019. pp. 32–55, 2020.
- [34] “Biogas to biomethane technology review,” *Deliverable: Promotion of bio-methane and its market development through local and regional partnerships A project under the Intelligent Energy-Europe programme*. Vienna University of Technology, 2012.
- [35] M. Šúri, T. A. Huld, and E. D. Dunlop, “PV-GIS: A web-based solar radiation database for the calculation of PV potential in Europe,” *Int. J. Sustain. Energy*, vol. 24, no. 2, pp. 55–67, Jun. 2005, doi: 10.1080/14786450512331329556.
- [36] “Valutazione del potenziale nazionale e regionale di applicazione della cogenerazione ad alto rendimento e del teleriscaldamento efficiente.” G.S.E. Gestore dei Servizi Energetici, 2016.
- [37] “Detailed description of the methodology and criteria for location suitability” REEF 2W Project Deliverable DT 1.4.1.
- [38] Global Water Research Coalition, “Global Water Research Coalition Emission from Wastewater Collection and Treatment Systems,” 2011.
- [39] G. Raga Mexico *et al.*, “The Physical Science Basis. Contribution of Working Group I,” 2007.
- [40] P. Wunderlin, J. Mohn, A. Joss, L. Emmenegger, and H. Siegrist, “Mechanisms of N₂O production in biological wastewater treatment under nitrifying and denitrifying conditions,” *Water Res.*, vol. 46, no. 4, pp. 1027–1037, Mar. 2012, doi: 10.1016/J.WATRES.2011.11.080.
- [41] P. Wunderlin *et al.*, “Isotope signatures of N₂O in a mixed microbial population system: Constraints on N₂O producing pathways in wastewater treatment,” *Environ. Sci. Technol.*, vol. 47, no. 3, pp. 1339–1348, Feb. 2013, doi: 10.1021/ES303174X/SUPPL_FILE/ES303174X_SI_001.PDF.
- [42] L. Peng, B. J. Ni, L. Ye, and Z. Yuan, “Selection of mathematical models for N₂O production by ammonia oxidizing bacteria under varying dissolved oxygen and nitrite concentrations,” *Chem. Eng. J.*, vol. 281, pp. 661–668, Dec. 2015, doi: 10.1016/J.CEJ.2015.07.015.
- [43] A. Jain, R. Balasubramanian, and M. P. Srinivasan, “Hydrothermal conversion of biomass waste to activated carbon with high porosity: A review,” *Chem. Eng. J.*, vol. 283, pp. 789–805, 2016, doi: 10.1016/j.cej.2015.08.014.
- [44] B. J. Ni and Z. Yuan, “Recent advances in mathematical modeling of nitrous oxides emissions from wastewater treatment processes,” *Water Res.*, vol. 87, pp. 336–346, Dec. 2015, doi: 10.1016/J.WATRES.2015.09.049.
- [45] D. Bartram *et al.*, “Refinement to the 2006 IPCC Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories Chapter 6 Wastewater treatment and discharge,” 2019.
- [46] J. Tao and S. Yu, “Review on feasible recycling pathways and technologies of solar photovoltaic modules,” *Sol. Energy Mater. Sol. Cells*, vol. 141, pp. 108–124, Jul. 2015, doi: 10.1016/J.SOLMAT.2015.05.005.
- [47] J. Foley, D. de Haas, Z. Yuan, and P. Lant, “Nitrous oxide generation in full-scale biological nutrient removal wastewater treatment plants,” *Water Res.*, vol. 44, no. 3, pp. 831–844, 2010, doi:

- 10.1016/j.watres.2009.10.033.
- [48] A. Rodriguez-Caballero, I. Aymerich, R. Marques, M. Poch, and M. Pijuan, "Minimizing N₂O emissions and carbon footprint on a full-scale activated sludge sequencing batch reactor," *Water Res.*, vol. 71, pp. 1–10, Mar. 2015, doi: 10.1016/J.WATRES.2014.12.032.
- [49] Z. Bao, S. Sun, and D. Sun, "Assessment of greenhouse gas emission from A/O and SBR wastewater treatment plants in Beijing, China," *Int. Biodeterior. Biodegrad.*, vol. 108, pp. 108–114, Mar. 2016, doi: 10.1016/J.IBIOD.2015.11.028.
- [50] Y. Pan *et al.*, "Unravelling the spatial variation of nitrous oxide emissions from a step-feed plug-flow full scale wastewater treatment plant," *Sci. Reports 2016 61*, vol. 6, no. 1, pp. 1–10, Feb. 2016, doi: 10.1038/srep20792.
- [51] B. J. Ni, Y. Pan, B. Van Den Akker, L. Ye, and Z. Yuan, "Full-Scale Modeling Explaining Large Spatial Variations of Nitrous Oxide Fluxes in a Step-Feed Plug-Flow Wastewater Treatment Reactor," *Environ. Sci. Technol.*, vol. 49, no. 15, pp. 9176–9184, Aug. 2015, doi: 10.1021/ACS.EST.5B02038.
- [52] S. Masuda, I. Sano, T. Hojo, Y. Y. Li, and O. Nishimura, "The comparison of greenhouse gas emissions in sewage treatment plants with different treatment processes," *Chemosphere*, vol. 193, pp. 581–590, Feb. 2018, doi: 10.1016/J.CHEMOSPHERE.2017.11.018.
- [53] W. Z. De Mello, R. P. Ribeiro, A. C. Brotto, D. C. Kligerman, A. De S. Piccoli, and J. L. M. Oliveira, "Nitrous oxide emissions from an intermittent aeration activated sludge system of an urban wastewater treatment plant," *Quim. Nova*, vol. 36, no. 1, pp. 16–20, 2013, doi: 10.1590/S0100-40422013000100004.
- [54] J. H. Ahn, S. Kim, H. Park, B. Rahm, K. Pagilla, and K. Chandran, "N₂O emissions from activated sludge processes, 2008-2009: results of a national monitoring survey in the United States," *Environ. Sci. Technol.*, vol. 44, no. 12, pp. 4505–4511, Jun. 2010, doi: 10.1021/ES903845Y.
- [55] A. Aboobakar, E. Cartmell, T. Stephenson, M. Jones, P. Vale, and G. Dotro, "Nitrous oxide emissions and dissolved oxygen profiling in a full-scale nitrifying activated sludge treatment plant," *Water Res.*, vol. 47, no. 2, pp. 524–534, Feb. 2013, doi: 10.1016/J.WATRES.2012.10.004.
- [56] Y. Wang, X. Lin, D. Zhou, L. Ye, H. Han, and C. Song, "Nitric oxide and nitrous oxide emissions from a full-scale activated sludge anaerobic/anoxic/oxic process," *Chem. Eng. J.*, vol. C, no. 289, pp. 330–340, Apr. 2016, doi: 10.1016/J.CEJ.2015.12.074.
- [57] Y. G. Ren, J. H. Wang, H. F. Li, J. Zhang, P. Y. Qi, and Z. Hu, "Nitrous oxide and methane emissions from different treatment processes in full-scale municipal wastewater treatment plants," <http://dx.doi.org/10.1080/09593330.2012.696717>, vol. 34, no. 21, pp. 2917–2927, Nov. 2012, doi: 10.1080/09593330.2012.696717.
- [58] H. Duan *et al.*, "Mitigating nitrous oxide emissions at a full-scale wastewater treatment plant," *Water Res.*, vol. 185, p. 116196, Oct. 2020, doi: 10.1016/J.WATRES.2020.116196.
- [59] W. Gruber *et al.*, "N₂O emission in full-scale wastewater treatment: Proposing a refined monitoring strategy," *Sci. Total Environ.*, vol. 699, p. 134157, Jan. 2020, doi: 10.1016/J.SCITOTENV.2019.134157.
- [60] S. Hwangbo, R. Al, X. Chen, and G. Sin, "Integrated Model for Understanding N₂O Emissions from Wastewater Treatment Plants: A Deep Learning Approach," *Environ. Sci. Technol.*, vol. 55, no. 3, pp. 2143–2151, Feb. 2021, doi: 10.1021/ACS.EST.0C05231/SUPPL_FILE/ESOC05231_SI_001.PDF.
- [61] V. Vasilaki, T. M. Massara, P. Stanchev, F. Fatone, and E. Katsou, "A decade of nitrous oxide (N₂O) monitoring in full-scale wastewater treatment processes: A critical review," *Water Research*, vol. 161. 2019, doi: 10.1016/j.watres.2019.04.022.
- [62] M. Ramírez-Melgarejo, A. D. Reyes-Figueroa, S. Gassó-Domingo, and L. P. Güereca, "Analysis of empirical methods for the quantification of N₂O emissions in wastewater treatment plants: Comparison of emission results obtained from the IPCC Tier 1 methodology and the methodologies that integrate operational data," *Sci. Total Environ.*, vol. 747, p. 141288, Dec. 2020, doi: 10.1016/J.SCITOTENV.2020.141288.
- [63] Caputo Antonio, "Indicatori di efficienza e decarbonizzazione del sistema energetico nazionale e del settore elettrico," *ISPRA, Rapporti 343/2021 ISBN 978-88-448-1049-8*, 2021. .
- [64] F. Ardolino, G. F. Cardamone, F. Parrillo, and U. Arena, "Biogas-to-biomethane upgrading: A

- comparative review and assessment in a life cycle perspective,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 139, p. 110588, Apr. 2021, doi: 10.1016/J.RSER.2020.110588.
- [65] F. Mwacharo, S. Bhandari, A. Othman, and A.-R. Rautio, “BIOGAS DRYING AND PURIFICATION METHODS.”
- [66] Maurizio Cisi “Indici di circolarità” ODCEC Torino – Gdl Circular 19-11-20 https://www.odcec.torino.it/public/convegni/slides_indici_di_circularita__prof._cisi.pdf.
- [67] G. De Feo, S. De Gisi, and M. Galasso, *Fanghi di Depurazione: Produzione, Caratterizzazione e Trattamento*, vol. 1, no. June 2014. 2013.
- [68] M. A. Al-Ghouti, M. A. Al-Kaabi, M. Y. Ashfaq, and D. A. Da’na, “Produced water characteristics, treatment and reuse: A review,” *J. Water Process Eng.*, vol. 28, pp. 222–239, Apr. 2019, doi: 10.1016/J.JWPE.2019.02.001.
- [69] L. Masotti, “Depurazione delle acque : tecniche ed impianti per il trattamento delle acque di rifiuto,” 2011.
- [70] G. Crawford and J. Sandino, “Energy Efficiency in Wastewater Treatment in North America: A Compendium of Best Practices and Case Studies of Novel Approaches Operations Optimization,” 2010.
- [71] M. J. Hammer and M. J. Hammer, “Water and wastewater technology,” p. 462, 2014.
- [72] J. Watson, T. Wang, B. Si, W. T. Chen, A. Aierzhati, and Y. Zhang, “Valorization of hydrothermal liquefaction aqueous phase: pathways towards commercial viability,” *Prog. Energy Combust. Sci.*, vol. 77, p. 100819, 2020, doi: 10.1016/j.pecs.2019.100819.
- [73] Guanghao Chen; George A. Ekama; Mark C. M. van Loosdrecht; Damir Brdjanovic, “Biological Wastewater Treatment: Principles, Modeling and Design,” *Biol. Wastewater Treat. Princ. Model. Des.*, Jul. 2020, doi: 10.2166/9781789060362.
- [74] P. Battistoni, A. De Angelis, R. Boccadoro, and D. Bolzonella, “An automatically controlled alternate oxic-anoxic process for small municipal wastewater treatment plants,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 42, no. 3, pp. 509–515, 2003, doi: 10.1021/ie020376g.
- [75] P. Battistoni, F. Fatone, E. Cola, and P. Pavan, “Alternate cycles process for municipal WWTPs upgrading: Ready for widespread application?,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 47, no. 13, pp. 4387–4393, 2008, doi: 10.1021/ie070109g.
- [76] S. Varjani, P. Rakholiya, T. Shindhal, A. V. Shah, and H. H. Ngo, “Trends in dye industry effluent treatment and recovery of value added products,” *J. Water Process Eng.*, vol. 39, p. 101734, Feb. 2021, doi: 10.1016/J.JWPE.2020.101734.
- [77] M. Spérandio and I. Queinnec, “Online estimation of wastewater nitrifiable nitrogen, nitrification and denitrification rates, using ORP and DO dynamics,” *Water Sci. Technol.*, vol. 49, no. 1, pp. 31–38, 2004, doi: 10.2166/wst.2004.0010.
- [78] P. Nardelli, G. Gatti, A. L. Eusebi, P. Battistoni, and F. Cecchi, “Full-scale application of the alternating oxic/anoxic process: An overview,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 48, no. 7, pp. 3526–3532, 2009, doi: 10.1021/ie8014796.
- [79] B. Li and P. Bishop, “Oxidation-reduction potential (ORP) regulation of nutrient removal in activated sludge wastewater treatment plants,” 2002.
- [80] D. Mattioli, A. Giuliano, G. Sabia, L. Petta, M. Ferraris, M. Granieri, R. Nuzzi, M. Langone “Efficientamento energetico di impianti di depurazione in ottica di economia circolare” Report RdS_PTR_2020_096.
- [81] G. Esposito, S. Papirio, A. Cesaro, F. Di Capua, M. Fabbricino, F. Pirozzi “Ottimizzazione di bioreattori microaerobici e anaerobici per il trattamento di acque reflue urbane e fanghi della depurazione” RdS_PTR_2020_098.
- [82] J. Havukainen, A. Saud, T. F. Astrup, P. Peltola, and M. Horttanainen, “Environmental performance of dewatered sewage sludge digestate utilization based on life cycle assessment,” *Waste Manag.*, vol. 137, pp. 210–221, Jan. 2022, doi: 10.1016/J.WASMAN.2021.11.005.
- [83] R. Ferrentino, L. Fiori, G. Andreottola “Screening di tecnologie di riduzione dei fanghi integrate alla linea acque o fanghi, con impatto sostenibile sul bilancio energetico complessivo dell’impianto di

- depurazione integrato” Report RdS_PTR_2020_100.
- [84] Q. Zhang, J. Hu, and D. J. Lee, “Biogas from anaerobic digestion processes: Research updates,” *Renew. Energy*, vol. 98, pp. 108–119, 2016, doi: 10.1016/J.RENENE.2016.02.029.
- [85] P. Merlin Christy, L. R. Gopinath, and D. Divya, “A review on anaerobic decomposition and enhancement of biogas production through enzymes and microorganisms,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 34, pp. 167–173, 2014, doi: 10.1016/J.RSER.2014.03.010.
- [86] M. Krupp, J. Schubert, and R. Widmann, “Feasibility study for co-digestion of sewage sludge with OFMSW on two wastewater treatment plants in Germany,” *Waste Manag.*, vol. 25, no. 4 SPEC. ISS., pp. 393–399, 2005, doi: 10.1016/j.wasman.2005.02.009.
- [87] S. A. Deublein D., *Biogas from Waste and Renewable Resources*. 2008.
- [88] A. Fontana *et al.*, “Performance and genome-centric metagenomics of thermophilic single and two-stage anaerobic digesters treating cheese wastes,” *Water Res.*, vol. 134, pp. 181–191, May 2018, doi: 10.1016/J.WATRES.2018.02.001.
- [89] A. Petersson and A. Wellinger, “Biogas upgrading technologies-developments and innovations Task 37-Energy from biogas and landfill gas.”
- [90] IRENA, *Biogas for Road Vehicles Technology Brief*, no. March. 2018.
- [91] M. Mezzadri, E. Antonini, and V. Francescato, “Purificazione E Upgrading Del Biogas in Biometano. Aspetti tecnici, normativi ed economici in Italia e in alcuni paesi UE e studio di fattibilità applicato a due impianti di biogas realizzati in provincia di Treviso.,” no. Febbraio, p. 27, 2010.
- [92] A. Molino, F. Nanna, M. Migliori, P. Iovane, Y. Ding, and B. Bikson, “Experimental and simulation results for biomethane production using peek hollow fiber membrane,” *Fuel*, vol. 112, pp. 489–493, Oct. 2013, doi: 10.1016/J.FUEL.2013.04.046.
- [93] S. E. Hashemi, S. Sarker, K. M. Lien, S. K. Schnell, and B. Austbø, “Cryogenic vs. absorption biogas upgrading in liquefied biomethane production – An energy efficiency analysis,” *Fuel*, vol. 245, pp. 294–304, Jun. 2019, doi: 10.1016/J.FUEL.2019.01.172.
- [94] G. Luo and I. Angelidaki, “Hollow fiber membrane based H₂ diffusion for efficient in situ biogas upgrading in an anaerobic reactor,” *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, vol. 97, no. 8, pp. 3739–3744, 2013, doi: 10.1007/s00253-013-4811-3.
- [95] D. Rusmanis, R. O’Shea, D. M. Wall, and J. D. Murphy, “Biological hydrogen methanation systems—an overview of design and efficiency,” *Bioengineered*, vol. 10, no. 1, pp. 604–634, 2019, doi: 10.1080/21655979.2019.1684607.
- [96] Decreto Legislativo N. 99 del 27 gennaio 1992 .
- [97] A. Castorini, B. Orlandi, and L. Preatoni, “Fanghi di depurazione: quali soluzioni?,” *Ing. dell’Ambiente*, vol. 5, no. 4, pp. 347–352, 2018.
- [98] “ECN Phyllis classification” <https://phyllis.nl/Browse/Standard/ECN-Phyllis>.
- [99] A. Kiselev, E. Magaril, R. Magaril, D. Panepinto, M. Ravina, and M. C. Zanetti, “Towards circular economy: Evaluation of sewage sludge biogas solutions,” *Resources*, vol. 8, no. 2, p. 91, Jun. 2019, doi: 10.3390/RESOURCES8020091.
- [100] 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.
- [101] P. G. Kougias, L. Treu, D. P. Benavente, K. Boe, S. Campanaro, and I. Angelidaki, “Ex-situ biogas upgrading and enhancement in different reactor systems,” *Bioresour. Technol.*, vol. 225, pp. 429–437, Feb. 2017, doi: 10.1016/j.biortech.2016.11.124.
- [102] 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.
- [103] 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.
- [104] L. B. Allegue and J. Hinge, “Biogas and bio-syngas upgrading,” *Danish Technol. Inst.*, no. December, pp. 1–97, 2012, [Online]. Available: [http://www.teknologisk.dk/_root/media/52679_Report-Biogas and syngas upgrading.pdf](http://www.teknologisk.dk/_root/media/52679_Report-Biogas%20and%20syngas%20upgrading.pdf).

- [105] W. M. Budzianowski, C. E. Wylock, and P. A. Marciniak, "Power requirements of biogas upgrading by water scrubbing and biomethane compression: Comparative analysis of various plant configurations," *Energy Convers. Manag.*, vol. 141, pp. 2–19, 2017, doi: 10.1016/j.enconman.2016.03.018.
- [106] B. Lecker, L. Illi, A. Lemmer, and H. Oechsner, "Biological hydrogen methanation – A review," *Bioresource Technology*, vol. 245. Elsevier Ltd, pp. 1220–1228, 2017, doi: 10.1016/j.biortech.2017.08.176.
- [107] G. Luo and I. Angelidaki, "Co-digestion of manure and whey for in situ biogas upgrading by the addition of H₂: Process performance and microbial insights," *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, vol. 97, no. 3, pp. 1373–1381, Feb. 2013, doi: 10.1007/s00253-012-4547-5.
- [108] M. A. Voelklein, D. Rusmanis, and J. D. Murphy, "Biological methanation: Strategies for in-situ and ex-situ upgrading in anaerobic digestion," *Appl. Energy*, vol. 235, pp. 1061–1071, Feb. 2019, doi: 10.1016/j.apenergy.2018.11.006.
- [109] G. Jud, K. Schneider, and R. Bachofen, "The role of hydrogen mass transfer for the growth kinetics of *Methanobacterium thermoautotrophicum* in batch and chemostat cultures," *J. Ind. Microbiol. Biotechnol.*, vol. 19, no. 4, pp. 246–251, 1997, doi: 10.1038/sj.jim.2900461.
- [110] N. J. R. Kraakman, J. Rocha-Rios, and M. C. M. Van Loosdrecht, "Review of mass transfer aspects for biological gas treatment," *Applied Microbiology and Biotechnology*, vol. 91, no. 4. pp. 873–886, Aug. 2011, doi: 10.1007/s00253-011-3365-5.
- [111] I. Díaz, C. Pérez, N. Alfaro, and F. Fdz-Polanco, "A feasibility study on the bioconversion of CO₂ and H₂ to biomethane by gas sparging through polymeric membranes," *Bioresour. Technol.*, vol. 185, pp. 246–253, Jun. 2015, doi: 10.1016/j.biortech.2015.02.114.
- [112] M. B. Jensen *et al.*, "Venturi-type injection system as a potential H₂ mass transfer technology for full-scale in situ biomethanation," *Appl. Energy*, vol. 222, pp. 840–846, Jul. 2018, doi: 10.1016/j.apenergy.2018.04.034.
- [113] APHA, AWWA, WPCF, 2005. Standard Methods for Examination of Water and Wastewater, 21st ed, Washington, DC.
- [114] 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.
- [115] 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.
- [116] M. Palù *et al.*, "In-situ biogas upgrading assisted by bioaugmentation with hydrogenotrophic methanogens during mesophilic and thermophilic co-digestion," *Bioresour. Technol.*, vol. 348, Mar. 2022, doi: 10.1016/j.biortech.2022.126754.
- [117] F. Cecchi, C. Cavinato, "Anaerobic digestion of bio-waste: A mini-review focusing on territorial and environmental aspects" *Waste Management & Research* Vol 33, Issue 5, 2015 1–10.
- [118] M. Lehner, R. Tichler, H. Steinmüller, "Koppe Power-to-gas: technology and business models". Springer; 2014.
- [119] S. N. Elyasi, L. He, P. Tsapekos, S. Rafiee, B. Khoshnevisan, M. Carbajales-Dale, S. S. Mohtasebi, H. Liu, I. Angelidaki, "Could biological biogas upgrading be a sustainable substitution for water scrubbing technology? A case study in Denmark" *Energy Conve.*
- [120] M. Brocco, E. Calò, A. Lucci, M. Pasquali, "Analisi costi e benefici sull'introduzione di sistemi di accumulo ad idrogeno e Flow Battery nella rete elettrica Italiana" Report RdS/2013/255.
- [121] C. Darras, G. Bastien, M. Muselli, P. Poggi, B. Champel, P. Serre-Combe, "Technoeconomic analysis of PV/H₂ systems". *Int J Hydrogen Energy* 2015;40: 9049–60.
- [122] V. Corbellini, A. Catenacci, F. Malpei "Hydrogenotrophic biogas upgrading integrated into WWTP: enrichment strategy, *Water Science & Technology*, 79 (4) (2019) 759–770.
- [123] N. Alfaro, M. Fdz-Polanco, F. Fdz-Polanco, and I. Díaz, "Evaluation of process performance, energy consumption and microbiota characterization in a ceramic membrane bioreactor for ex-situ biomethanation of H₂ and CO₂," *Bioresour. Technol.*, vol. 258, pp. 142–150, Jun. 2018, doi: 10.1016/j.biortech.2018.02.087.

- [124] L. Lardon, D. Thorberg, L. Krosgaard “Technical and economic analysis of biological methanation”. WP3 Biogas valorization and efficient energy management, <http://www.powerstep.eu/>.
- [125] A. Zauner, H. Böhm, D. C. Rosenfeld, R. Tichler “ D7. 7–Analysis on future technology options and on techno-economic optimization. EU Horizon. 2020 <https://www.storeandgo.info/>.
- [126] European Commission “A hydrogen strategy for a climate-neutral Europe” Brussels, 8.7.2020 COM(2020) 301 final.
- [127] C. Van Leeuwen, A. Zauner, “Innovative large-scale energy storage technologies and Power-to-Gas concepts after optimisation”. 2018.
- [128] Terna, “Contesto ed evoluzione del sistema elettrico” 2019.
- [129] SNAM, Terna. “Scenario National Trend Italia” 2021.
- [130] Arera “Stato dei Servizi 2020” Volume 1.
- [131] <https://www.mercatoelettrico.org/it/>.
- [132] <https://www.gse.it/servizi-per-te/rinnovabili-per-i-trasporti/biometano/incentivi.”>