



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



MINISTERO DELLA TRANSIZIONE ECOLOGICA



Ricerca di Sistema elettrico

Efficientamento energetico di impianti di depurazione in ottica di economia circolare

D. Mattioli, A. Giuliano, G. Sabia, L. Petta, M. Ferraris, M. Granieri,
R. Nuzzi, M. Langone

Report RdS/PTR2019/096

EFFICIENTAMENTO ENERGETICO DI IMPIANTI DI DEPURAZIONE IN OTTICA DI ECONOMIA CIRCOLARE

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

Con il contributo di: G. Ansanelli, G. Barberio, C. Brunori, F. Cappellaro, S. Casu, C. Cellamare, C. Chiavetta, L. Cutaia, R. De Carolis, A. De Vanna, A. Dominici Loprieno, R. Guzzinati, P. Porta, A. Spagni, E. Tesini, A. Zucaro
(ENEA)

Aprile 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 - II 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: LA5.2 - Efficientamento energetico di impianti di depurazione in ottica di economia circolare

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 EFFICIENZA ENERGETICA DEGLI IMPIANTI DI DEPURAZIONE ITALIANI.....	8
2.1.1 <i>Inquadramento normativo sulle politiche di efficienza energetica e prospettive di riduzione dei consumi energetici nel contesto nazionale al 2030</i>	8
2.1.2 <i>Diagnosi energetiche</i>	10
2.1.3 <i>Servizio Idrico Integrato e diagnosi energetiche</i>	12
2.1.4 <i>Strutturazione tipo di un documento di diagnosi energetica</i>	13
2.1.5 <i>Approccio metodologico di analisi dei rapporti di diagnosi energetiche</i>	15
2.1.6 <i>Caratteristiche principali degli impianti emerse dall'analisi delle diagnosi</i>	16
2.1.7 <i>Analisi dei consumi energetici</i>	20
2.1.8 <i>Analisi degli indicatori di prestazione energetica</i>	26
2.1.8.1 <i>Confronto tra gli indicatori di prestazione energetica globali relativi ai siti produttivi sottoposti a diagnosi e valori di riferimento</i>	28
2.1.8.2 <i>Analisi degli indicatori di prestazione energetica specifici estratti dalle diagnosi con valori di riferimento.</i>	29
2.2 MISURE TECNICO-GESTIONALI IMPLEMENTABILI PRESSO ID PER L'EFFICIENTAMENTO ENERGETICO	33
2.2.1 <i>Interventi non specificamente progettati per impianti di depurazione</i>	33
2.2.2 <i>Interventi di sostituzione o efficientamento energetico di apparecchiature</i>	34
2.2.3 <i>Altre misure puntuali per la riduzione dei consumi energetici in linea acque:</i>	36
2.2.4 <i>Analisi dei dati e conclusioni</i>	38
2.3 PROCESSO PN/ANAMMOX PER IL TRATTAMENTO DI REFLUI AD ALTA CONCENTRAZIONE DI AZOTO	42
2.3.1 <i>Tipologia di reflui cui si applica il processo</i>	42
2.3.1.1 <i>Il percolato di discarica</i>	43
2.3.1.2 <i>Trattamenti del percolato</i>	44
2.3.2 <i>Processi biologici per la rimozione dell'azoto</i>	47
2.3.2.1 <i>Processo Anammox (ANerobic AMMonium OXidation)</i>	47
2.3.2.2 <i>Processo combinato PN/Anammox</i>	48
2.3.3 <i>Applicazioni su scala reale</i>	49
2.3.3.1 <i>Costi di gestione</i>	50
2.3.4 <i>Simulazione modellistica di un impianto reale di trattamento del percolato con processo P/N Anammox</i>	54
2.3.4.1 <i>Configurazione del modello dell'impianto</i>	54
2.3.4.2 <i>Reattore SBR</i>	55
2.3.4.3 <i>Consumi energetici dell'impianto</i>	55
2.3.5 <i>Calibrazione e validazione del modello</i>	57
2.3.6 <i>Discussione e confronto dei risultati dei modelli</i>	61
2.3.6.1 <i>Processo nitro/denitro</i>	61
2.3.6.2 <i>Nitro/denitro - analisi dei consumi energetici</i>	64
2.3.6.3 <i>Processo PN/Anammox</i>	66
2.3.6.4 <i>PN/Anammox - analisi dei consumi energetici</i>	69
2.3.7 <i>Confronto tra i processi</i>	73
2.3.7.1 <i>Confronto delle logiche di funzionamento</i>	73
2.3.7.2 <i>Confronto dei consumi energetici dei due reattori</i>	74
2.3.8 <i>Ottimizzazione del processo PN/Anammox</i>	78
2.3.8.1 <i>Impostazione sistema di controllo del pH</i>	78
2.3.8.2 <i>Ottimizzazione dell'aggiunta di carbonio esterno</i>	79
2.3.8.3 <i>Ottimizzazione delle condizioni di aerazione</i>	80
2.3.8.4 <i>Ottimizzazione della durata della fase di miscelazione</i>	82
2.3.8.5 <i>Confronto tra differenti scenari di ottimizzazione</i>	84
2.3.8.6 <i>Interventi di efficientamento e risparmi energetici conseguibili</i>	85
2.4 PROCESSO DI NITRIFICAZIONE E DENITRIFICAZIONE SIMULTANEA IN REATTORI MBBR.....	88
2.4.1 <i>Generalità sugli MBBR (Moving Bed Bioreactors)</i>	88
2.4.2 <i>Nitrificazione e denitrificazione simultanea in MBBR</i>	89
2.4.3 <i>Modellazione del biofilm in reattori MBBR</i>	90
2.4.4 <i>Modellazione delle campagne sperimentali</i>	90
2.4.4.1 <i>Dati di input del modello</i>	92

2.4.4.2	Procedura di calibrazione	92
2.4.5	<i>Discussione dei risultati del modello</i>	94
2.4.5.1	Prima campagna sperimentale	94
2.4.5.2	Seconda campagna sperimentale	98
2.4.5.3	Terza campagna sperimentale	102
2.4.6	<i>Confronto tra le campagne sperimentali e proposte di ottimizzazione del processo</i>	106
2.4.6.1	Confronto tra la prima e la seconda campagna sperimentale	106
2.4.6.2	Confronto tra la seconda e la terza campagna sperimentale	111
2.4.7	<i>Ottimizzazione del processo SPND</i>	113
2.4.7.1	Aerazione intermittente - superamento dei problemi di controllo.	113
2.4.7.2	Modifica delle condizioni di aerazione	115
2.4.7.3	Modifica del pH.....	118
2.4.7.4	Modifica dell'HRT.....	121
2.4.8	<i>Valutazione modellistica dei consumi energetici in reattori MBBR su scala reale</i>	125
2.4.8.1	Impianto da 5000 abitanti equivalenti – Modellazione dell'impianto e risultati	125
2.4.8.2	Scenari alternativi: nitrificazione e denitrificazione simultanea in reattore MBBR	127
2.4.9	<i>Modellazione impianto da 50000 Abitanti Equivalenti – Modellazione impianto e risultati</i>	133
2.4.9.1	Scenario alternativo 1 – Nitrificazione e denitrificazione in simultanea in reattore MBBR	136
2.4.9.2	Scenario alternativo 2 – aggiunta sedimentazione primaria e digestione anaerobica	139
2.4.10	<i>Analisi economica</i>	142
2.4.10.1	Materiali e metodi	142
2.4.10.2	Impianto da 5000 AE.....	144
2.4.10.3	Impianto da 50000 AE.....	145
2.4.11	<i>Impianto da 50000 AE con sedimentazione primaria spinta e digestione anaerobica</i>	147
2.5	SISTEMI DI DEPURAZIONE NEL CONTESTO EVOLUTIVO DELLE POLITICHE AMBIENTALI E COMUNITARIE	150
2.5.1	<i>Trattamenti terziari di affinamento delle acque e riutilizzo in ambito agricolo: Tecnologie ed inquadramento normativo.</i>	151
2.5.1.1	Trattamenti terziari di affinamento delle acque	151
2.5.2	<i>Riutilizzo agricolo dei reflui trattati</i>	154
2.5.2.1	Produzione acque reflue e fabbisogno irriguo.....	154
2.5.2.2	Quadro normativo: attuali limiti e prospettive future	154
2.5.2.3	Aspetti economici	155
2.5.2.4	Recupero di elementi nutrienti dalle acque di riutilizzo	156
2.5.3	<i>Recupero di materie prime seconde dai reflui e dai fanghi (wastewater mining)</i>	157
2.5.4	<i>Recupero dei nutrienti</i>	158
2.6	METODI PER LA CARATTERIZZAZIONE ENERGETICA DEGLI IMPIANTI DI DEPURAZIONE E SVILUPPO DI UN SISTEMA INNOVATIVO PER L'AUTOPRODUZIONE ENERGETICA	167
2.6.1	<i>Upgrading biologico del biogas, sistemi di diffusione</i>	167
2.6.1.1	Principali tecnologie commerciali per l'upgrading del biogas	167
2.6.2	<i>Sistemi biologici di upgrading basati sul processo di metanogenesi idrogenotrofa</i>	172
2.6.3	<i>Obiettivi della sperimentazione</i>	175
2.6.4	<i>Materiali e Metodi</i>	175
2.6.4.1	Apparato sperimentale.....	175
2.6.4.2	Dispositivi di diffusione testati.....	178
2.6.5	<i>Modalità di conduzione delle prove sperimentali</i>	180
2.6.6	<i>Premesse teoriche e modalità di elaborazione dati</i>	180
2.6.7	<i>Risultati</i>	186
2.6.7.1	Modello di reattore a mescolamento continuo (CSTR)	186
2.6.7.2	Modello di reattore a flusso a pistone (PFR)	192
2.6.7.3	Stima della massima capacità di solubilizzazione e di produzione teorica di metano	194
2.6.8	<i>Considerazioni finali e prospettive future</i>	195
3	CONCLUSIONI.....	198
4	DISSEMINAZIONE	200
5	RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI	201
6	ABBREVIAZIONI ED ACRONIMI.....	210

Sommario

L'analisi delle diagnosi energetiche 2019 ha consentito di definire, tramite opportune elaborazioni statistiche, un quadro conoscitivo e di riferimento dei consumi energetici degli impianti di depurazione (ID) italiani. Sempre a partire dalle diagnosi e da dati di letteratura è stata effettuata una valutazione delle misure tecnico-gestionali per il trattamento di reflui sia municipali che industriali, finalizzate all'efficientamento energetico degli impianti ed alla valorizzazione energetica di reflui e fanghi di supero. Tali misure sono state confrontate in base alla fattibilità economica, utilizzando diversi indici. Dai dati emerge che, in generale, tutti gli interventi individuati hanno elevati indici di profitto e tempi di ritorno contenuti. Con poche eccezioni, però, le diagnosi energetiche hanno portato all'individuazione principalmente di misure relativamente semplici da implementare e caratterizzate da costi di investimento ridotti. Questa tipologia di interventi può dare un contributo per l'efficientamento, ma per conseguire l'obiettivo dell'indipendenza energetica occorre prevedere investimenti più significativi con interventi sui processi di trattamento.

In quest'ottica sono stati analizzati nel dettaglio due processi di trattamento innovativi estremamente promettenti dal punto di vista energetico ed economico. Il primo, già applicato in piena scala, è il processo PN/ Anammox per il trattamento di reflui a basso rapporto Carbonio /Azoto come percolati di discarica e reflui industriali. Il secondo, in fase di sviluppo a scala di laboratorio, è un processo di parziale nitrificazione e denitrificazione simultanea in reattori a biomassa adesa del tipo MBBR, soluzione valida per impianti di trattamento municipali di dimensioni medio- piccole. Entrambi questi processi sono stati studiati e ottimizzati con approcci modellistici, valutati in termini dell'impatto sul bilancio energetico degli ID ed in termini di fattibilità economica. In entrambi i casi i risultati ottenuti confermano la maggiore efficienza energetica e la convenienza economica dei processi innovativi rispetto ai processi convenzionali, a parità di prestazioni depurative.

E' stato analizzato lo scenario delle tecnologie di trattamento terziario/affinamento dei reflui, applicabili in ottica di riutilizzo agricolo degli effluenti trattati, esaminando inoltre approcci gestionali e processi finalizzati a favorire il recupero di materie prime seconde dai reflui e dai fanghi ("*wastewater mining*"), anche mediante l'attivazione di percorsi di simbiosi industriale, incentrati sia sulla risorsa idrica, sia sugli elementi nutrienti (in particolare il fosforo), evidenziando il vantaggio in termini di bilancio energetico complessivo di sistema. Per finire, in ottica di ottimizzazione dei consumi energetici del sistema di upgrading biologico ex-situ, l'efficacia della cavitazione idrodinamica controllata, quale sistema innovativo di trasferimento gas-liquido, è stata confrontata con quella di altri dispositivi (es. micro diffusori, sistema Venturi), caratterizzati da un meccanismo di funzionamento di tipo passivo, ovvero che non prevedono organi meccanici in movimento. Il confronto è stato effettuato mediante la quantificazione del coefficiente di trasferimento gas-liquido (KLa) associato ai diversi dispositivi, valutando quindi, in termini cinetici, l'efficacia globale del processo di trasferimento gas in fase liquida, anche in ottica di un successivo up-scaling.

1 Introduzione

L'obiettivo del WP5 - Efficientamento energetico degli impianti di depurazione municipale e del trattamento delle acque- del Progetto: 1.6 - Efficienza energetica dei prodotti e dei processi industriali- 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 e applicando i paradigmi e le logiche dell'economia circolare.

In particolare la linea di attività LA 5.2 ha avuto lo scopo di analizzare i consumi energetici del settore depurazione connesso al trattamento di reflui civili ed industriali a partire dai dati forniti dai gestori con i rapporti di diagnosi energetiche 2019 condotte ai sensi del D.lgs. n.102/2014 e s.m.i. Nel complesso sono stati analizzati 42 rapporti, relativi a siti produttivi classificati con codice ATECO 37 (Raccolta e depurazione delle acque di scarico), andando ad estrapolare le informazioni di interesse per la compilazione di un database appositamente strutturato, in modo da desumere un quadro di insieme sul panorama impiantistico nazionale, con un particolare focus sui consumi energetici.

Le diagnosi energetiche del 2019 riportano, inoltre, una serie di interventi di efficientamento energetico realizzati nel precedente quadriennio, in ottemperanza con quanto dichiarato nella stesura della prima diagnosi del 2015, evidenziando i risparmi energetici conseguiti. Le stesse presentano inoltre possibili interventi di efficientamento, alcuni dei quali, secondo quanto sancito dall'assetto normativo, da realizzare entro le tempistiche della prossima redazione del rapporto di diagnosi, sempre con l'obiettivo del miglioramento dei bilanci energetici degli impianti di trattamento delle acque reflue. Nel presente lavoro, a partire dalle diagnosi e da dati di letteratura è stata effettuata una valutazione delle misure tecnico-gestionali per il trattamento di reflui sia municipali che industriali, finalizzate all'efficientamento energetico degli impianti ed alla valorizzazione energetica di reflui e fanghi di supero. Le misure sono state confrontate in base alla fattibilità economica, utilizzando diversi indici. Essendo gli impianti di depurazione oggetto delle diagnosi visionate, tipici della casistica italiana, si ritiene che l'analisi delle misure individuate possa essere utile per tutti i gestori.

In ottica di efficientamento energetico sono stati inoltre analizzati nel dettaglio due processi di trattamento innovativi estremamente promettenti dal punto di vista energetico.

Il primo dei casi analizzati consiste in un processo di trattamento di reflui ad elevata concentrazione di azoto. La rimozione di azoto negli impianti di trattamento delle acque reflue rappresenta un tema centrale, su cui si è basata l'attività di ricerca degli ultimi anni, al fine di sviluppare nuove tecnologie utili ad ottenere un miglioramento di processo e, allo stesso tempo, un'ottimizzazione energetica. In particolare, negli ultimi anni, la scoperta dei batteri autotrofi ANAMMOX (ANAerobic AMMonium OXidation) e del processo di nitrificazione-denitrificazione via nitrito ha permesso di ottimizzare i processi biologici convenzionali di rimozione dell'azoto, consentendo risparmi energetici, minore produzione di fanghi e risparmio sulla fornitura di carbonio esterno. Per valutare i vantaggi del processo P/N Anammox, si è studiato un impianto di pretrattamento del percolato di discarica tramite modellazione matematica. L'impianto è costituito da due reattori SBR (Sequencing Batch Reactor) in parallelo, uno con processo di nitrificazione e denitrificazione di tipo tradizionale ($SBR_{N/D}$) e l'altro con processo P/N Anammox ($SBR_{P/N/A}$). Il modello matematico è stato calibrato e validato sulla base di dati di monitoraggio dei reattori. Sono stati quindi identificati e simulati sul modello vari interventi di efficientamento energetico e sono stati stimati i costi ed i risparmi energetici a seguito degli interventi di efficientamento proposti.

Il secondo caso studiato è basato sulla modellazione di tre campagne sperimentali condotte dall'Università di Napoli Federico II nella LA 5.6 su bioreattori a biomassa adesa a letto mobile in scala di laboratorio per la nitrificazione e denitrificazione simultanea (SND-MBBR) nella prima e nella seconda campagna e per la nitrificazione parziale e denitrificazione simultanea (SPND-MBBR) nella terza campagna. I modelli matematici realizzati, dopo calibrazione e validazione, hanno permesso di simulare coerentemente i dati sperimentali di output, considerando varie condizioni operative. Il modello utilizzato per la simulazione dinamica della terza campagna sperimentale è stato successivamente impiegato per simulare scenari di ottimizzazione del processo SPND, riproducibili in future campagne sperimentali. Per completare l'analisi del processo, sono stati simulati i consumi energetici di un impianto MBBR su scala reale e, per valutare l'effettiva convenienza economica di tale soluzione, in confronto con una tecnologia di tipo tradizionale, sono stati stimati tutti i

costi associati alla soluzione proposta e tale comparazione è stata eseguita per due differenti taglie di potenzialità impiantistica, rispettivamente di 5.000 e 50.000 abitanti equivalenti (A.E.).

A supporto della modellazione, sono stati condotti specifici test di laboratorio in grado di fornire una caratterizzazione dei reflui e dei parametri cinetici e campagne di misura dei consumi energetici delle varie utenze. Come dimostrato nei due casi studio la metodica messa a punto può essere utilmente applicata ad ID in scala reale per lo sviluppo di scenari di intervento, finalizzati all'ottimizzazione funzionale ed energetica dei processi e delle tecnologie applicabili, ma anche all'analisi di processi sviluppati in scala di laboratorio per valutarne l'applicabilità in piena scala.

Gli impianti di depurazione per proprie caratteristiche funzionali, processi implementati e per la specificità dei flussi di materia (i.e. flussi idrici, effluenti concentrati, fanghi) e di energia gestiti (i.e. elettrica, termica, chimica) offrono notevoli potenzialità per garantire la piena conformità legislativa degli effluenti trattati allo scarico finale, nonché per perseguire la chiusura dei cicli in piena sintonia con i principi alla base delle politiche di economia circolare e simbiosi industriale. Oltre alla produzione di risorse idriche alternative, impiegabili per incrementare la resilienza dei processi produttivi (i.e. sistemi agricoli, industrie) ed urbani come più in generale degli equilibri degli ecosistemi naturali dinanzi ai sempre più frequenti fenomeni di carenza idrica, notevoli sono i margini di recupero di materie prime seconde (es. nutrienti, VFA, biopolimeri, etc.). Al fine di conseguire un livello qualitativo delle acque trattate idonee al riutilizzo per vari ambiti applicativi (es. agricolo, urbano, industriale, civile, ambientale, etc.) le linee degli impianti di depurazione possono prevedere interventi di upgrading con l'inserimento di ulteriori fasi di trattamento, o con l'integrazione delle esistenti con nuove tecnologie e processi. In tale ottica i trattamenti terziari risultano una soluzione percorribile al fine di conseguire un affinamento ulteriore delle acque reflue sino ad ottenere i livelli qualitativi desiderati. A tale scopo è stata proposta una disamina delle soluzioni di processo e tecnologiche di trattamento terziario implementabili e sono stati discussi i criteri di scelta adottabili in modo da poter indirizzare l'adeguamento del settore depurativo verso l'efficientamento nell'uso delle risorse energetiche e di materiali. Sono state inoltre valutate tecnologie e processi implementabili per il recupero di materie prime seconde, identificando per esse, oltre alle rese di recupero conseguibili, anche gli aspetti economici (es. capex, opex, valore economico, etc.), ambientali (es. consumi di reagenti, energia, etc.), ostacoli tecnici e maturità tecnologica.

I sistemi di upgrading biologico del biogas a biometano basati sul processo di metanogenesi idrogenotrofa, che prevedono l'utilizzo di microrganismi appartenenti al dominio degli Archeobatteri in grado di catalizzare, in presenza di idrogeno, la conversione dell'anidride carbonica in ulteriore metano, ad eccezione di qualche raro caso di implementazione su scala dimostrativa, sono in fase di sviluppo sperimentale e presentano ampio margine di efficientamento, in relazione soprattutto all'ottimizzazione della fase di trasferimento gas liquido, data la bassa solubilità dell'idrogeno in acqua. E' stata quindi indagata la possibilità di ottimizzare i consumi energetici di tali sistemi e in particolare è stata confrontata l'efficienza di trasferimento di gas nella fase liquida di un dispositivo innovativo basato sulla cavitazione idrodinamica controllata (HC) a piastre rotanti, e due dispositivi commerciali di tipo passivo, ovvero che non prevedono organi meccanici in movimento, quali un eiettore di tipo Venturi e un diffusore poroso. A tal fine è stato allestito un apparato sperimentale composto da un reattore tubolare, equipaggiato con sistema di misura della concentrazione di ossigeno disciolto (DO) in acqua. Il confronto è stato effettuato attraverso la determinazione della K_{La} (d^{-1}) riferita all'ossigeno e da qui, tramite opportune conversioni matematiche, sono stati calcolati livelli di solubilità massima di idrogeno associabili a ciascun dispositivo, in relazione ad una specifica condizione operativa, nonché i livelli di produttività massima di metano (L_{CH_4}/L_d) ottenibili su base stechiometrica.

2 Descrizione delle attività svolte e risultati

Il presente report è strutturato in sei capitoli, il primo dei quali presenta un quadro dei consumi energetici degli impianti di depurazione basato sui dati relativi alle diagnosi energetiche 2019. I capitoli successivi valutano l'effetto di diverse misure tecnico-gestionali implementabili presso impianti di depurazione in piena scala sia municipali che industriali. In particolare il secondo si focalizza sull'analisi delle misure di efficientamento energetico valutate nelle diagnosi. Il terzo su un processo P/N Anammox per il trattamento del percolato di discarica ed il quarto processo di parziale nitrificazione e denitrificazione simultanea in reattori a biomassa adesa del tipo MBBR. Il quinto capitolo è una rassegna dei trattamenti terziari innovativi per il riuso idrico ed il recupero di materie prime seconde dai reflui e dai fanghi. Il sesto capitolo infine presenta i risultati delle prove condotte con i diversi sistemi di diffusione gas in fase liquida e finalizzate alla quantificazione del relativo coefficiente di trasferimento (KLa)

2.1 Efficienza energetica degli impianti di depurazione italiani

2.1.1 Inquadramento normativo sulle politiche di efficienza energetica e prospettive di riduzione dei consumi energetici nel contesto nazionale al 2030

Il quadro normativo europeo sull'efficienza energetica ha subito recentemente delle modifiche dinanzi la necessità di estendere gli obiettivi di risparmio alla prospettiva temporale del 2030. Per il periodo trascorso, nello specifico 2013-2020, l'Unione Europea si era impegnata con l'emanazione della Direttiva 2009/29/CE (i.e. Pacchetto Clima ed Energia) [1] a raggiungere una riduzione nelle emissioni di gas serra pari al 20%, alzare al 20% la quota di energia prodotta da fonti rinnovabili e portare al 20% il risparmio energetico rispetto ai livelli del 2005. La recente direttiva 2018/2002/UE (EED II)[2], a modifica della direttiva 2012/27/UE (EED) [3], estende gli obiettivi di efficienza energetica al 2030. A livello cumulato comunitario viene quindi esplicitato l'obiettivo di perseguire almeno una percentuale del 32,5 di risparmio nel consumo di energia primaria e/o finale¹ rispetto all'andamento tendenziale formulato nel 2007, secondo cui al 2030 il consumo di energia primaria europeo ammonta a 1887 Mtep², con un consumo di energia finale di 1416 Mtep. L'obiettivo di riduzione dichiarato viene quantificato nel 2030, come energia primaria e finale, rispettivamente in 1273 Mtep e 956 Mtep. Questi livelli di consumo equivalgono tra l'altro ad una riduzione del 26% per l'energia primaria e del 20% per l'energia finale rispetto ai livelli registrati nel 2005. Per gli Stati membri non sono previsti specifici target vincolanti e vi si lascia libertà di determinare il rispettivo contributo. Per gli obiettivi comunitari cumulati viene dichiarata una clausola di possibile revisione al rialzo entro il 2023, da definire in caso di riduzioni significative dei costi dovute a sviluppi economici o tecnologici e tenendo anche conto degli impegni internazionali dell'Unione in materia di decarbonizzazione. Si intende infatti, a livello europeo, perseguire un obiettivo di riduzione delle emissioni dei gas serra rispetto ai livelli del 1990 pari al 40%. Per il rispetto degli obiettivi di efficienza energetica gli Stati membri sono tenuti cumulativamente a conseguire nel decennio di riferimento nuovi risparmi energetici nell'uso finale dell'energia almeno equivalenti allo 0,8% del consumo energetico annuo (per Cipro e Malta 0,24 %). Tali obiettivi sono da perseguire istituendo un regime obbligatorio di efficienza energetica per le parti obbligate (individuate con criteri oggettivi tra distributori di energia, le società di vendita di energia al dettaglio e i distributori di carburante per trasporto o i commercianti al dettaglio di carburante per trasporto) e/o adottando misure politiche alternative provvedendo, quindi, affinché i risparmi energetici prescritti siano realizzati presso i clienti finali. L'Italia con il D.Lgs. 14/07/2020 n. 73 [4], in vigore dal 29 luglio 2020, ha recepito la Direttiva EED II apportando quindi le dovute modifiche al D.Lgs. 102/2014 [5] emanato, a sua volta, in recepimento della direttiva comunitaria EED. Con il Piano Nazionale Integrato per l'energia e il Clima [6] (PNIEC, 2019),

¹ D.Lgs 73/2020. Art. 2. Definizioni:

g) consumo di energia finale: tutta l'energia fornita per l'industria, i trasporti, le famiglie, i servizi e l'agricoltura, con esclusione delle forniture al settore della trasformazione dell'energia e alle industrie energetiche stesse;

h) consumo di energia primaria: il consumo interno lordo di energia, ad esclusione degli usi non energetici.

² L'Autorità per l'energia elettrica e il gas, con la Delibera EEN 3/08 del 20-03-2008 (GU n. 100 del 29.4.08 - SO n.107), ha fissato il valore del fattore di conversione dell'energia elettrica in energia primaria in $0,187 \times 10^{-3}$ tep/kWh ai fini del rilascio di titoli di efficienza energetica di cui ai DM 20/07/2004.

L'Italia ha notificato alla Commissione Europea un obiettivo indicativo di riduzione dei consumi al 2030 pari al 43% dell'energia primaria e al 39,7% dell'energia finale rispetto allo scenario di riferimento considerato PRIMES "PRIMES 2016 (EUref2016: <https://ec.europa.eu/energy/en/data-analysis/energy-modelling>)" (Tabella 1) e le principali misure previste per il suo raggiungimento.

Tabella 1 - Principali obiettivi su energia e clima dell'UE e dell'Italia al 2020 e al 2030 [6]

	Obiettivi 2020		Obiettivi 2030	
	UE	ITALIA	UE	ITALIA (PNIEC)
Energie rinnovabili (FER)				
Quota di energia da FER nei Consumi Finali Lordi di energia	20%	17%	32%	30%
Quota di energia da FER nei Consumi Finali Lordi di energia nei trasporti	10%	10%	14%	22%
Quota di energia da FER nei Consumi Finali Lordi per riscaldamento e raffrescamento			+1,3% annuo (indicativo)	+1,3% annuo (indicativo)
Efficienza energetica				
Riduzione dei consumi di energia primaria rispetto allo scenario PRIMES 2007	-20%	-24%	-32,5% (indicativo)	-43% (indicativo)
Risparmi consumi finali tramite regimi obbligatori efficienza energetica	-1,5% annuo (senza trasp.)	-1,5% annuo (senza trasp.)	-0,8% annuo (con trasporti)	-0,8% annuo (con trasporti)
Emissioni gas serra				
Riduzione dei GHG vs 2005 per tutti gli impianti vincolati dalla normativa ETS	-21%		-43%	
Riduzione dei GHG vs 2005 per tutti i settori non ETS	-10%	-13%	-30%	-33%
Riduzione complessiva dei gas a effetto serra rispetto ai livelli del 1990	-20%		-40%	
Interconnettività elettrica				
Livello di interconnettività elettrica	10%	8%	15%	10% ¹
Capacità di interconnessione elettrica (MW)		9.285		14.375

In termini di livello assoluto di consumo di energia al 2030, si intende raggiungere un obiettivo di 125,1 Mtep di energia primaria e 103,8 Mtep di energia finale. Il calcolo per stabilire le prescritte riduzioni dei consumi finali è stato effettuato secondo le modalità indicate nel D. Lgs. 73/2020, prendendo quindi a riferimento i consumi finali del triennio 2016-2018 (per gli anni 2017 e 2018 sono state eseguite delle stime) pari a 115,9 Mtep. È stata quindi stimata una generazione di 0,927 Mtep di risparmio annuo incrementale di energia finale da nuovi interventi nel periodo 2021-2030, da indirizzare prevalentemente nei settori civile e dei trasporti. In termini di ammontare complessivo cumulato, i calcoli effettuati portano a stimare risparmi di energia finale nel periodo 2021-2030 pari a 50,98 Mtep (corrispondente a circa 9,25 Mtep di risparmio annuale al 2030). L'impegno di risparmio di energia finale dell'Italia comunicato e confermato con la Proposta di PNIEC alla Commissione Europea è comunque pari a circa 51,4 Mtep (corrispondente a oltre 9,35 Mtep di risparmio annuale al 2030). Tale riduzione di consumi di energia finale è da conseguire con l'adozione di politiche attive da implementare nei settori non ricadenti nello schema ETS di scambio di quote di emissione di gas a effetto serra (trasporti, residenziale, terziario, industria non ricadente nel settore industrie energetiche, settori industriali, energivori e aviazione, agricoltura e rifiuti) ripartibili nei diversi settori economici come riportato nella Figura 1.

In particolare, le misure previste da applicare nei settori di interesse ovvero residenziale, terziario, industria e trasporti risultano dalla combinazione dei seguenti meccanismi (Fig.2):

- Certificati Bianchi;
- Detrazioni fiscali per gli interventi di efficienza energetica e il recupero del patrimonio edilizio esistente;
- Conto Termico;

- Fondo Nazionale per l'Efficienza Energetica;
- Piano Impresa 4.0;
- Programma per la Riqualificazione Energetica degli edifici della Pubblica Amministrazione Centrale (PREPAC);
- Programma di interventi di efficienza energetica promossi dalle politiche di coesione 2021-2027;
- Piano nazionale di Informazione e Formazione per l'efficienza energetica (PIF);
- Set di misure per la mobilità sostenibile.

Il Piano energetico nazionale prevede che circa il 35% del target si raggiunga grazie alle detrazioni fiscali, il 29% mediante i Titoli di Efficienza Energetica e la Cogenerazione ad Alto Rendimento; il resto dovrà provenire da un mix di misure alternative (18%) dal Fondo Nazionale Efficienza Energetica (10%) e dal Conto Termico (7%).

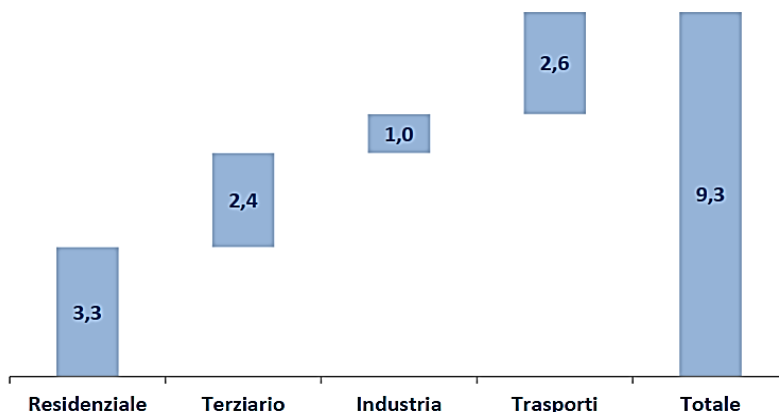


Figura 1 Ripartizione per settore economico dei risparmi oggetto dell'obiettivo 2030 (Mtep) [6]

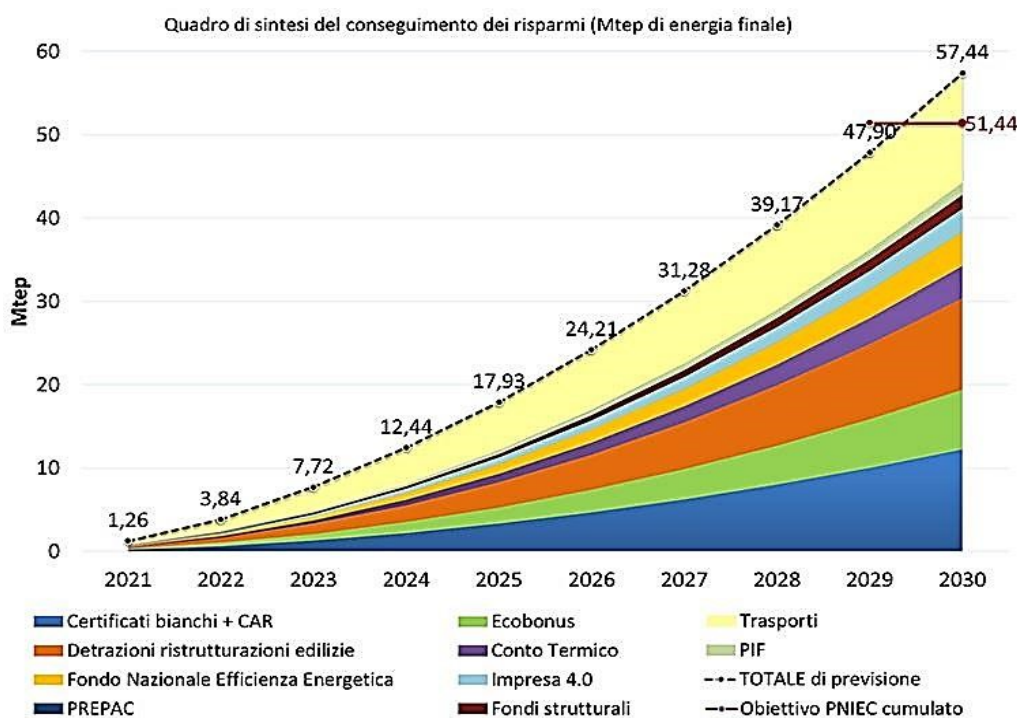


Figura 2 Quadro di sintesi del conseguimento dei risparmi (Mtep di energia finale) [6]

2.1.2 Diagnosi energetiche

Ai fini della contabilizzazione e monitoraggio dei consumi energetici nazionali e del conseguimento dell'obiettivo risparmio ed efficientamento la normativa di settore obbliga alcuni utenti finali all'esecuzione di diagnosi energetiche e alla comunicazione delle risultanze. Secondo le modifiche apportate nel D.Lgs. 73/2020 all'articolo 8, le grandi imprese (i.e. con più di 250 occupati e con un fatturato annuo che superi i 50

milioni di euro, oppure il cui totale di bilancio annuo superi i 43 milioni di euro, i cui effettivi e soglie finanziarie sono calcolabili secondo i criteri e i principi stabiliti dalla raccomandazione 2003/362/CE [7]) e le imprese a forte consumo di energia (i.e. ricadenti nel campo di applicazione del DM 21/2017 [8]) sono tenute ad eseguire una diagnosi energetica, condotta da società di servizi energetici o esperti in gestione dell'energia, nei siti produttivi localizzati sul territorio nazionale. Con l'aggiornamento della normativa viene confermata l'esenzione alla realizzazione della diagnosi energetica per le grandi imprese che hanno adottato sistemi di gestione dell'energia conformi ISO 50001 [9], a patto che tale sistema includa una diagnosi energetica in conformità all'allegato 2. Da tale esenzione invece sono state però escluse le grandi imprese dotate di schemi EMAS [10] e di certificazioni ISO 14001 [11], in quanto ritenuti non rilevanti ai fini energetici. Le tempistiche rimangono quelle definite dal precedente assetto normativo in cui veniva stabilito come termine ultimo di presentazione della diagnosi per i soggetti obbligati il 5 dicembre 2015 con rinnovo ogni quattro anni e sempre in conformità ai dettati di cui all'allegato 2. Con il D.lgs. 73/2020 le imprese energivore devono obbligatoriamente realizzare almeno uno degli interventi di efficienza individuati nella diagnosi energetica nell'intervallo di tempo che intercorre tra una diagnosi e la successiva, quindi entro 4 anni, dandone poi opportuna comunicazione nell'elaborato successivo. In alternativa devono adottare sistemi di gestione dell'energia conformi alle norme ISO 50001. Per una loro mancata realizzazione la sanzione pecuniaria è stabilita per un tetto massimo di 10.000 €. I rapporti di diagnosi elaborati sono comunicati all'ENEA che ha il ruolo di istituire e gestire una banca dati e di tramettere al MISE e MATTM, con cadenza annuale ed entro il 30/06, lo stato di attuazione dell'obbligo di diagnosi. In concomitanza pubblica un rapporto di sintesi sulle attività svolte e sui risultati raggiunti.

L'audit o diagnosi energetica è definita come lo strumento previsto dall'assetto normativo per l'efficienza energetica da applicare ai fini dell'analisi del quadro della gestione energetica di un'attività (industriale, servizi, primario e terziario) e rappresenta una valutazione sistematica di come venga utilizzata l'energia lungo tutta la catena del suo utilizzo, dal punto in cui essa viene acquisita fino al punto di consumo finale. Richiamando la definizione esso risulta una "procedura sistematica finalizzata a ottenere un'adeguata conoscenza del profilo di consumo energetico di un edificio o gruppo di edifici, di una attività o impianto industriale o commerciale o di servizi pubblici o privati, a individuare e quantificare le opportunità di risparmio energetico sotto il profilo costi-benefici e a riferire in merito ai risultati".

Le diagnosi energetiche devono essere conformi, come detto, ai dettati dell'allegato 2 del decreto legislativo che definisce i criteri minimi da rispettare come di seguito esplicitati [4]:

- a) devono basarsi su dati operativi relativi al consumo di energia aggiornati, misurati e tracciabili e (per l'energia elettrica) sui profili di carico;
- b) comprendono un esame dettagliato del profilo di consumo energetico di edifici o di gruppi di edifici, di attività o impianti industriali, ivi compreso il trasporto;
- c) ove possibile, si basano sull'analisi del costo del ciclo di vita, invece che su semplici periodi di ammortamento, in modo da tener conto dei risparmi a lungo termine, dei valori residuali degli investimenti a lungo termine e dei tassi di sconto;
- d) sono proporzionate e sufficientemente rappresentative per consentire di tracciare un quadro fedele della prestazione energetica globale e di individuare in modo affidabile le opportunità di miglioramento più significative.

In relazione al punto a) va precisato che il requisito della misura dei consumi energetici richiede alle aziende di implementare un'opportuna copertura di sistemi di strumentazione, di controllo e di gestione e definire una "strategia di monitoraggio" che permetta una misurazione dei parametri energetici con affidabilità crescente.

Il rispetto dei criteri minimi è garantito se la diagnosi è conforme ai criteri contenuti nelle norme tecniche UNI CEI EN 16247 (parti: 1-Requisiti generali [12]; 2-Edifici [13]; 3-Processi [14]; 4-Trasporti [15]) a seconda del settore di riferimento. Per la conduzione delle diagnosi in ottemperanza alla normativa, il MISE ha prodotto specifica documentazione al fine di chiarire alcuni elementi chiave e nello specifico: "Chiarimenti in materia di diagnosi energetica nelle imprese ai sensi dell'articolo 8 del decreto legislativo n. 102 del 2014-novembre 2016"; "Chiarimenti in materia di diagnosi energetiche e certificazione iso 50001- Dicembre 2018 [16]." Viene ad esempio chiarito cosa si intenda per sito produttivo ossia: "località geograficamente definita in cui viene prodotto un bene e/o fornito un servizio [17]". Allo stesso tempo, allo scopo di uniformare le procedure di conduzione delle diagnosi, inserimento dati e reportistica da redigere l'ENEA ha redatto una

“Linea Guida e Manuale Operativo - Clusterizzazione, rapporto di diagnosi e piano di monitoraggio” e delle Linee guida distinte per ambiti settoriali (link: <https://www.energiaefficienza.enea.it/servizi-per/imprese/diagnosi-energetiche/indicazioni-operative.html>). Viene peraltro proposto un “File di Riepilogo” scaricabile ed editabile la cui compilazione ha finalità di supporto nella definizione di un quadro complessivo e riassuntivo dei consumi energetici tenendo anche conto dell’energia autoprodotta. I documenti proposti non assumono carattere vincolante ma intendono suggerire un percorso che porti ad ottenere risultati confrontabili all’interno dei vari settori produttivi e che permettano analisi e valutazioni affidabili.

Punti chiave delle analisi consistono nella definizione di uno schema energetico aziendale e nell’individuazione delle aree funzionali e di idonei indicatori del consumo energetico (Energy Performance Indicators (EnPI) o IPE (Indici di prestazione energetica). Tali indicatori, come riportato nei precedenti rapporti RdSE, ove sono stati indicati come Key Performance Indicators (KEYs), sono funzionali alle analisi di benchmarking dell’efficienza energetica e consentono di individuare criticità e margini di miglioramento conseguibili a fronte dell’adozione di interventi di efficientamento.

2.1.3 Servizio Idrico Integrato e diagnosi energetiche

Tra le aziende obbligate ad eseguire gli audit energetici rientrano anche le grandi aziende municipalizzate che hanno in carico la gestione del Servizio Idrico Integrato (SII) nel suo insieme, o anche solo per alcuni dei servizi che lo compongono. La Direttiva europea in premessa fa rilevare come “la gestione efficace delle risorse idriche può contribuire in modo significativo al risparmio energetico. Il settore delle acque e delle acque reflue rappresenta il 3,5% dell'utilizzo di energia elettrica nell'Unione e tale percentuale dovrebbe ancora aumentare. Allo stesso tempo, le perdite d'acqua rappresentano il 24% della quantità totale d'acqua consumata nell'Unione e il settore dell'energia, che rappresenta il 44% dei consumi, è il maggior consumatore di risorse idriche. È opportuno esplorare approfonditamente il potenziale risparmio energetico ottenibile ricorrendo a tecnologie e processi intelligenti.” Difatti il SII gestisce la risorsa idrica nelle varie fasi di captazione, adduzione e distribuzione, di fognatura e di depurazione finale delle acque reflue civili e si caratterizza per l’ampia diffusione spaziale delle sue strutture, molteplicità dei punti di consumo, eterogeneità dei processi tecnologici adottati, livelli qualitativi della risorsa in ingresso variabili in funzione delle sorgenti di prelievo (i.e. laghi, fiumi, falde, pozzi, etc.) e degli scarichi finali in ambiente, a loro volta variabili in funzione della taglia impiantistica e sensibilità territoriale. Risulta pertanto un sistema ad elevata eterogeneità con peculiari complessità e che richiede per la movimentazione delle acque potabili e le successive fasi di convogliamento in fognatura e trattamento delle acque reflue importanti fabbisogni energetici. In qualità di “azienda multisito”, per la conduzione delle diagnosi energetiche i gestori dei sistemi idrici devono in primis individuare tra gli impianti produttivi presenti sul territorio quelli sottoposti all’obbligo di esecuzione della stessa. La scelta è da condurre tramite una analisi di *clusterizzazione* andando a selezionare i siti che presentano consumi di energia prevalenti, o quelli in cui è possibile un forte miglioramento dell’efficienza energetica (i.e. sollevamento, potabilizzazione e depurazione). Indicazioni sulle modalità di esecuzione della fase di *clusterizzazione* e definizione della strategia di monitoraggio dei consumi energetici sono fornite nelle “Linee Guida per il monitoraggio nel settore industriale per le diagnosi energetiche ex art. 8 del D.Lgs. 102/2014” pubblicate da ENEA nel 2017 [18]. Le linee guida suggeriscono quindi le modalità operative da seguire al fine di individuare i siti su cui effettuare le diagnosi e definire il piano di monitoraggio garantendo una opportuna copertura dei dati misurati per pervenire a delle valutazioni dei consumi energetici affidabili e confrontabili. Vanno indagati oltre al processo produttivo, servizi ausiliari e servizi generali, andando a definire per essi i flussi dei maggiori vettori energetici utilizzati ad esclusione dei vettori energetici il cui consumo totale incide per meno del 10% sul totale del consumo del sito. La somma dei vettori energetici eventualmente esclusi ai sensi del presente articolo, non deve in ogni caso eccedere il 10% del consumo totale di sito. Va computato per vettore energetico anche l’eventuale aliquota autoprodotta (i.e. biogas). Viene specificato che la durata della campagna di misura dovrà essere scelta in modo rappresentativo (in termini di significatività, riproducibilità e validità temporale) rispetto alla tipologia di processo dell’impianto. Tra le linee guida settoriali il Settore Acqua di Utilitalia ha presentato le “Linea Guida per l’Esecuzione della Diagnosi Energetica ai sensi dell'articolo 8 del D.Lgs. 102/2014 - Servizio Idrico Integrato” [19]. Nella piena consapevolezza dell’eterogeneità del sistema, ai fini dell’individuazione delle realtà impiantistiche da selezionare per condurre la diagnosi, si propone la definizione di “siti-virtuali” come

serie di siti impiantistici separati che ricadono tutti nella stessa area territoriale e connessi tra loro per motivi organizzativi e gestionali. Nella dimensione spaziale così individuata vanno poi individuati gli impianti in cui avvengono le attività caratteristiche del SII a maggior consumo o margine di efficientamento, riconducendo le casistiche a tre tipologie specifiche di impianti tra stazioni di sollevamento, impianti di potabilizzazione e impianti di depurazione. In base all'analisi delle statistiche dei consumi energetici degli impianti si conclude quanto segue: "per una diagnosi energetica affidabile e rappresentativa dei siti del SII, sarà sufficiente considerare l'energia elettrica quale unico vettore energetico (previa una quantificazione del peso percentuale degli altri vettori energetici la cui somma totale non superi il 15% dei consumi totali e per ciascun vettore energetico non superi il 10% dei consumi totali). Per quanto riguarda la ripartizione tra attività principali, servizi generali e ausiliari, all'interno di un sito in cui si svolgono attività caratteristiche del SII il consumo energetico è prevalentemente legato alle attività principali intese come usi energetici di processo (principali), mentre nella generalità dei casi risultano trascurabili i consumi legati a servizi di altra natura, come servizi generali ed ausiliari. Pertanto, per rendere rappresentativa l'effettuazione di una diagnosi energetica su di un sito afferente al SII, sarà opportuno trascurare i consumi associati ai servizi generali e ausiliari e concentrare l'attenzione sulle attività principali, per le quali ci si potrà spingere fino a un livello di dettaglio più elevato individuando le aree funzionali con i consumi più significativi, secondo le indicazioni riportate nei seguenti paragrafi [19]." Vengono quindi fornite poi delle indicazioni sull'individuazione delle aree funzionali degli impianti e sul come effettuare le misurazioni, tenendo conto della rappresentatività spaziale e temporale dei dati. Un paragrafo dedicato agli impianti di depurazione delle acque reflue offre delle indicazioni sulla tipologia e calcolo degli indicatori di prestazione considerando, nella casistica più completa tre aree funzionali costituite dal "Pretrattamento", dal "Comparto biologico" e dalla "Linea Fanghi".

2.1.4 Strutturazione tipo di un documento di diagnosi energetica

In base a quanto esposto e verificato con l'analisi stessa delle diagnosi energetiche visionate la struttura dei rapporti ricalca (ad eccezione di poche casistiche) con un buon livello di fedeltà il template proposto dall'ENEA di cui sopra. Le linee guida [18] distinguono tra settore industriale e terziario ai fini della redazione delle diagnosi ed i SII ricadono nel primo. Lo schema strutturale delle diagnosi riporta i seguenti elementi:

- ↳ **Nota sul soggetto autore della diagnosi energetica:** i dati da presentare qualificano il soggetto che redige la diagnosi sia in base alla qualifica professionale ed energetica (EGE, ESCo) con relativa certificazione e al ruolo in azienda. Se personale esterno si dovranno dare informazioni sull'organizzazione di appartenenza, la posizione ricoperta ed il tipo di rapporto esistente con il sito da diagnosticare
- ↳ **Dati sull'azienda sottoposta ad obbligo di diagnosi e sul/i siti produttivi oggetto di indagine:** vanno forniti elementi quali settore di appartenenza, classificazione dell'attività (codice ATECO 2007 a sei cifre), fatturato, bilancio, numero di dipendenti;
- ↳ **Periodo di riferimento** della diagnosi.
- ↳ **Unità di misura** e valori di riferimento adottati;
- ↳ **Consumi energetici:** i consumi vanno suddivisi in funzione delle tipologie:
 - ↳ Consumi complessivi ivi incluso la quota prodotta da sistemi interni e auto consumata.
 - ↳ Consumi rilevati dai contatori fiscali:
 - ↳ Consumi elettrici (dettaglio) e relativa spesa (possibilmente tre anni)
 - ↳ Consumi termici (dettaglio) e relativa spesa (possibilmente tre anni)
 - ↳ Altri combustibili e vettori energetici.
- ↳ **Materie prime:** tipologia utilizzata e quantità. Per il SII come materia prima viene generalmente intesa la portata d'acqua movimentata e/o trattata.
- ↳ **Processo produttivo:** descrizione del processo produttivo, diagramma di flusso con indicati i vettori energetici interessati, descrizione di ogni fase riportata sul diagramma. Per un impianto di depurazione tale paragrafo implica una descrizione della linea acque e della linea fanghi tramite l'utilizzo di un diagramma di flusso con indicazione dei vettori energetici interessati. Sono inoltre riportate eventuali evidenze riscontrate in campo durante la data del sopralluogo.
- ↳ **Prodotti:** in tale sezione sono da riportare i prodotti finiti e sottoprodotti derivanti dal ciclo produttivo in unità di misura confrontabile (es.: massa [kg], volumi [m³], etc.). Declinando tali voci

nell'ambito del settore della depurazione sono generalmente dichiarati le volumetrie di acque reflue trattate e dei fanghi prodotti anche se in alcuni casi come prodotto viene inteso il quantitativo di carico organico abbattuto.

- ↪ **Indicatori energetici di riferimento:** vanno qui individuati gli indicatori di performance energetica ed i valori di riferimento reperibili in letteratura, utili nel prosieguo per effettuare analisi di benchmark. Si distinguono indicatori energetici generali, ovvero quelli ricavabili per ogni vettore energetico riferendosi alla produzione globale ed ai consumi totali del vettore, ed indicatori specifici riferiti a specifici comparti/sezioni del sito produttivo. L'azienda deve almeno essere in grado di fornire per il sito produttivo i valori di indici di performance energetica globali, possibilmente relativi al triennio precedente.
- ↪ **Informazioni sul metodo di raccolta dati:** vanno esplicitate le modalità con cui sono stati reperiti i dati se quindi da misure in continuo, misure relative ad un breve periodo, dati derivati calcolo. In caso di combustibili liquidi o solidi valgono le quantità riportate sulle fatture di acquisto.
- ↪ **Descrizione dell'implementazione della strategia di monitoraggio:** la diagnosi deve riportare informazioni concernenti lo stato di implementazione del monitoraggio dei consumi per vettore energetico secondo lo schema energetico del sistema produttivo definito sulla base del distinguo delle macro-aree funzionali (i.e. attività principali, servizi ausiliari, servizi generali) e relativi sottolivelli. La strategia di monitoraggio deve essere organizzata in modo tale da garantire un'adeguata copertura dei dati acquisiti sui consumi tramite l'installazione di sistemi misurazione e/o campagne di misura dedicate in modo tale da garantire una crescente affidabilità delle informazioni e permettere di valutare nel tempo le performance aziendali ed effettuare opportune analisi di benchmark settoriali.

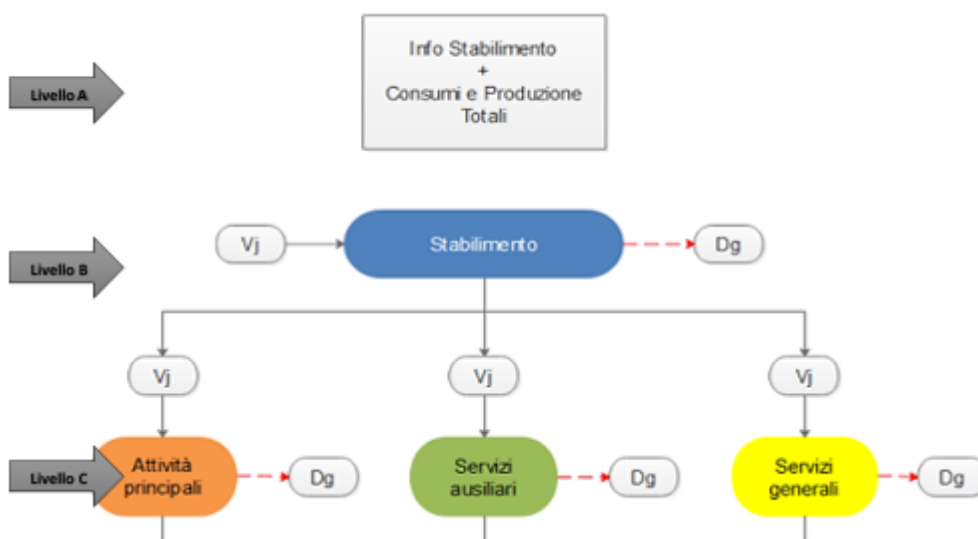


Figura 3 Macroaree e livelli energetici

La percentuale minima di copertura per i dati misurati dipende dal consumo del sito produttivo relativo all'anno $n-1$. Le linee guida riportano una tabella esplicativa dei livelli di copertura minimi richiesti, decrescenti in funzione del consumo totale dell'impianto. La ratio a base della scelta delle percentuali proposte è guidata dal fine di ottenere dei dati di base sui consumi affidabili, passando dalla stima alla misura, in modo da aumentare nel tempo la validità e rappresentatività degli indicatori di prestazione generale dell'impianto per le macro-aree del sito produttivo. D'altra parte non si intende gravare in modo eccessivo sul bilancio economico aziendale per l'implementazione dei sistemi di misura dei consumi.

Tabella 2 Soglie percentuali di copertura dei piani di misurazione e/o monitoraggio

Consumo anno di riferimento (tep/anno)		Attività Principali	Servizi Ausiliari	Servizi Generali
> 10.000		85%	50%	20%
8.900	10.000	80%	45%	20%
7.800	8.899	75%	40%	20%
6.700	7.799	70%	35%	20%
5.600	6.699	65%	30%	20%
4.500	5.599	60%	25%	10%
3.400	4.499	55%	20%	10%
2.300	3.399	50%	15%	10%
1.200	2.299	45%	10%	5%
100	1.199	40%	5%	5%

Tramite le valutazioni effettuate nella diagnosi, i dati sui consumi riportati devono dimostrare il raggiungimento della percentuale minima di copertura per i dati misurati. **Modelli energetici:** va predisposto e riportato il modello energetico del sito produttivo come strumento funzionale a sviluppare ipotesi di scenario e prevedere le eventuali variazioni di consumi a fronte di variazioni delle condizioni. Il modello consente inoltre di identificare eventuali anomalie e di stimare gli effetti degli interventi di efficientamento energetico sui consumi, sui costi e sugli indicatori. Il modello energetico può essere dedotto dalle leggi fisiche che regolano il processo oppure utilizzando un approccio induttivo (metodo statistico) e va costruito per ogni vettore energetico (elettrico, termico, vapore, acqua surriscaldata, etc.) acquistato e utilizzato nel sito in esame con lo scopo di suddividere i consumi annui del vettore specifico tra le diverse utenze presenti nel sito stesso. La rappresentatività dei modelli energetici viene verificata tramite il raffronto con i dati reali verificando le percentuali di scostamento.

- ↪ **Calcolo degli indicatori energetici:** definizione e confronto con quelli di riferimento.
- ↪ **Interventi effettuati in passato:** descrizione degli interventi già effettuati al fine di incrementare l'efficienza energetica del processo produttivo e del sito in generale.
- ↪ **Individuazione dei possibili interventi:** per ultimo, la diagnosi deve riportare su interventi di efficientamento realizzabili fornendo una descrizione tecnica dettagliata, l'analisi costo benefici basata sul calcolo del VAN e il piano di misure e verifiche, da implementare in caso di realizzazione, per accertare risparmi energetici che saranno conseguiti e la bontà della proposta.

Oltre che il rapporto di diagnosi, vanno elaborati e caricati sul portale web ENEA dedicato alle diagnosi energetiche obbligatorie il file di clusterizzazione (per aziende multi sito) e il file di riepilogo.

2.1.5 Approccio metodologico di analisi dei rapporti di diagnosi energetiche

Le diagnosi energetiche esaminate nel presente lavoro sono state condotte da società di servizi energetici o esperti in gestione dell'energia in siti produttivi soggetti ad obbligo e in seguito proposte ad ENEA secondo le tempistiche stabilite dalla normativa (i.e. upload della documentazione richiesta sul sito ENEA entro il 05/12/2019). L'approccio metodologico adottato per l'analisi dei rapporti di diagnosi è stato definito tenendo conto della struttura organizzativa degli stessi e prevedendo l'estrapolazione dei dati presentati, in modo da desumere un quadro quanto più completo sullo scenario impiantistico del settore nazionale relativo al trattamento delle acque reflue, con particolare focus sui consumi energetici globali e per singolo comparto. Va sottolineato comunque che le diagnosi proposte presentano un implicito grado di disomogeneità in merito alle informazioni fornite, da relazionare alle specificità dei siti analizzati e quindi, ad elementi di natura tecnico-gestionale quali taglia impiantistica, configurazione di processo implementato, tipologia di acque reflue influenti, recapito finale, vettori energetici impiegati, livello di copertura dei consumi misurati e

strategia di monitoraggio. Di fatto, sebbene la maggior parte degli impianti analizzati operi secondo uno schema tradizionale a fanghi attivi (*CAS-Conventional Activated Sludge*), le configurazioni impiantistiche adottate sono variegata, giacché appositamente definite per rispondere alle specifiche esigenze di trattamento delle acque reflue afferenti, tenendo quindi conto delle loro caratteristiche chimico-fisiche e di elementi quali contributi civili ed industriali presenti, sensibilità territoriale, cogenze normative, eventuale applicazione di pratiche di riuso delle acque reflue trattate. I consumi energetici finali delle varie attività dei siti produttivi (i.e. attività principali, servizi ausiliari e generali) possono essere soddisfatti tramite combinazione di differenti vettori energetici (i.e. energia elettrica, gas naturale, olio combustibile, GPL, gasolio) ed eventuali contributi autoprodotti tramite valorizzazione energetica del biogas derivante dalla stabilizzazione anaerobica di fanghi o installazione di impianti fotovoltaici. La stessa accuratezza nella quantificazione dei consumi energetici di sito dipende da fattori quali la presenza o meno di strumenti di misurazione fissi, dalla copertura delle utenze energivore e dall'effettuazione di campagne di monitoraggio periodiche dedicate. In tale ottica, se per alcune diagnosi i redattori possono contare su set di dati puntuali ed esaustivi, tali da consentire di proporre il calcolo di più indicatori di performance sia globali che specifici, in altre casistiche i rapporti proposti propongono informazioni più approssimate. D'altra parte, come espressamente indicato nelle linee guida, la percentuale minima di copertura per i dati misurati viene definita per le macro-aree dei siti produttivi in funzione del consumo dell'anno precedente. Ad esempio per l'attività principale, si passa da una percentuale di copertura del 40% per impianti con consumi nel range 100-1.199 tep anno⁻¹ ad una percentuale dell'85% nel caso di consumi maggiori di 10.000 tep anno⁻¹. Laddove nelle diagnosi risultavano non dichiarati dati ritenuti rilevanti ai fini della presente analisi è stata effettuata una ricerca tramite consultazione dei siti delle multiutility, che hanno in gestione gli specifici impianti di depurazione.

Le diagnosi sono state analizzate tenendo conto di una predefinita suddivisione in classi degli impianti secondo la taglia dimensionale, in coerenza con quanto riportato nei rapporti Report Ricerca di Sistema Elettrico delle scorse annualità [19,18]. In particolare, le informazioni fornite sui consumi energetici degli impianti di depurazione sono state organizzate e ripartite sulla base di range prestabiliti per 5 classi impiantistiche, basate sulla potenzialità di trattamento di progetto (i.e. Classe I: <2.000 AE; Classe II: tra 2.000 e 10.000 AE; Classe III: tra 10.000 e 50.000 AE; Classe IV: tra 50.000 e 200.000 AE; Classe V:>200.000 AE) e sulla presentazione di statistiche descrittive della variabilità di indici di performance generali (i.e. kWh m⁻³, kWh AE⁻¹ anno⁻¹ e kWh Kg COD rimosso⁻¹). Per il presente Report trattandosi, come già discusso, di impianti di taglia medio-grande, le classi dimensionali minori risultano avere una bassa rappresentatività campionaria (i.e. n. 2 casi per la classe 2) e nulla (i.e. classe 1). Di conseguenza i dati per la seconda classe sono stati comunque trattati ed analizzati nella piena consapevolezza della rappresentatività non elevata delle informazioni ricavabili. Allo stesso tempo per alcuni degli aspetti analizzati, si è ritenuto di mantenere le informazioni, per ricavare un quadro quanto più completo possibile sullo scenario nazionale emergente dall'analisi delle diagnosi. In ogni modo, il raffronto con dati di riferimento degli indici di performance energetici riportati nei precedenti rapporti RdSE fa emergere una buona corrispondenza dei dati elaborati con le statistiche di settore (vedi paragrafo X).

Nei successivi paragrafi si propone, quindi, il quadro emerso dall'analisi delle diagnosi energetiche, andando in primis a riportare le caratteristiche emerse in merito alle configurazioni impiantistiche presenti ed alle tipologie di reflui trattati, per poi passare ad una analisi di dettaglio sui consumi energetici per vettore impiegato, sugli indicatori di performance globale e, sebbene riportati in un numero inferiore di rapporti, anche sugli indici di performance specifici. Ove possibile, sebbene non esplicitati direttamente sulle diagnosi energetiche, si è proceduto ad effettuare il calcolo dei KPI in base alle informazioni estrapolate.

2.1.6 Caratteristiche principali degli impianti emerse dall'analisi delle diagnosi

Le diagnosi esaminate, presentate nell'anno 2019 e relativi a siti produttivi classificati con codice ATECO 37 (Raccolta e depurazione delle acque di scarico), riportano, in base a quanto richiesto nelle linee guida (i.e. l'anno di riferimento è da intendere l'n-1 rispetto all'anno n-simo di obbligo), dati e statistiche relative all'anno 2018. Il campione analizzato consta di 42 impianti di depurazione aventi una potenzialità di progetto ricadente nel range 5.500-1.600.000 A.E. In base al criterio della suddivisione in classi dimensionali adottata nel presente lavoro (i.e. classi I, II, III, IV), i sottogruppi risultanti sono popolati rispettivamente da 2, 6, 22 e 12 impianti per una potenzialità di trattamento totale di circa 8.500.000 A.E. di progetto. Considerando

invece gli abitanti realmente serviti, ricavati in base alle informazioni fornite o in funzione dei carichi volumetrici, gli impianti distribuiti per le classi dimensionali sono rispettivamente 2, 9, 25 e 6 per un trattamento di circa 6000000 di A.E. serviti. In quanto a localizzazione geografica, le casistiche analizzate ricadono per lo più in Italia centro-settentrionale: in particolare considerando la suddivisione del territorio nazionale per area, il 43% degli impianti sottoposti a diagnosi ricade nel Nord-Ovest (Liguria, Lombardia, Piemonte, Valle d'Aosta), il 31% nel Nord-Est (Emilia-Romagna, Friuli-Venezia Giulia, Trentino-Alto Adige, Veneto) e la rimanente quota-parte percentuale del 26% nel Centro (Lazio, Marche, Toscana ed Umbria) (Tab.2)

Tabella 3 Numero di Impianti di depurazione delle acque reflue urbane esaminati distinti per ripartizione geografica (valori assoluti) e carico inquinante potenziale ed effettivo trattato.

	Impianti	A.E. prog		A.E. reali	
Nord-est	18	2879404	34%	2774709	47%
Nord-ovest	13	3656500	43%	1767053	30%
Centro	11	1930000	23%	1422799	24%
Tot	42	8465904		5964562	

La distribuzione geografica dei siti produttivi sottoposti a diagnosi rispecchia il quadro nazionale del parco impiantistico nazionale come riportato nelle analisi di settore da [21]. Secondo il rapporto, per quanto riguarda la diffusione sul territorio, il numero maggiore di impianti (i.e. 21,7% del totale), si concentra in Piemonte; seguono Emilia-Romagna e Lombardia, che contribuiscono rispettivamente per l'11,4% e l'8,4% del parco depuratori nazionale (Tab. 3). In termini di abitanti equivalenti, nel 2015, risultano serviti da depurazione poco più di 75 milioni di abitanti ed il carico inquinante confluito negli impianti di depurazione di sei regioni (Lombardia, Piemonte, Toscana, Emilia-Romagna, Lazio e Campania) rappresenta circa il 56,5 per cento del totale nazionale. Gli impianti di depurazione delle acque reflue urbane trattano prevalentemente i carichi inquinanti di origine civile e, dove presenti, i reflui provenienti dalle attività industriali scaricati nella rete fognaria comunale o convogliati agli impianti con specifiche condotte o per mezzo di autocisterne. Circa il 48% di questi reflui industriali è trattato negli impianti del Nord Italia. Tale valore raggiunge il 67,2% se si considerano anche le regioni del Centro Italia. La prevalenza del carico inquinante negli impianti di tipo avanzato e del carico inquinante di Lombardia e Veneto è dovuta a una maggiore quota dei reflui industriali sul totale trattato rispetto alla media nazionale. La quota di reflui che proviene da attività industriali, sul totale dei reflui confluiti negli impianti, è pari al 45,4 per cento in Toscana, 43,2 per cento in Sardegna, 43,1 per cento nella Provincia autonoma di Bolzano e soltanto 2,3 per cento in Puglia. La tabella 2 propone il quadro emerso dal censimento di ISTAT del settore depurativo italiano per numero di impianti di depurazione esistenti per tipologia di trattamento e carichi inquinanti trattati.

Tabella 4 Impianti di depurazione delle acque reflue urbane in esercizio per tipologia di trattamento (valori assoluti) e carico inquinante effettivo confluito (migliaia di abitanti equivalenti) – (Anno 2015)[21]

Ripartizioni Geografiche	Imhoff		Primario		Secondario		Avanzato		Totale		% su totale	
	Impianti	Carichi	Impianti	Carichi	Impianti	Carichi	Impianti	Carichi	Impianti	Carichi	Impianti	Carichi
Nord-ovest	3.691	481	577	472	1.702	3.912	495	15.637	6.465	20.503	36,1%	27,3%
Nord-est	2.304	283	218	42	970	1.654	673	13.272	4.165	15.252	23,3%	20,3%
Centro	1.223	146	362	166	1.460	5.584	507	8.926	3.552	14.821	19,8%	19,7%
Sud	1.089	197	380	772	990	6.974	454	8.840	2.913	16.782	16,3%	22,3%
Isole	70	101	70	370	482	3.887	180	3.523	802	7.881	4,5%	10,5%
Italia	8.377	1.209	1.607	1.821	5.604	22.010	2.309	50.199	17.897	75.239		

Le informazioni ricavate dalla consultazione dei rapporti di ISTAT supportano lo scenario evinto dall'analisi delle diagnosi energetiche relativamente al settore depurativo del contesto geografico dell'Italia centro settentrionale. Gli impianti sottoposti a diagnosi presentano per lo più tipologie di trattamento avanzate a medio-alto carico con trattamenti biologici denitro-nitro e digestione anaerobica dei fanghi [22]. In numero ridotto (20% del totale), sono presenti conformazioni impiantistiche in assenza della fase di sedimentazione primaria e gestione dei fanghi secondari tramite processi di stabilizzazione aerobica o con la sola sezione di disidratazione degli stessi. Per il 22% delle casistiche analizzate i fanghi vengono sottoposti ad ulteriori fasi di

essiccamento tramite processi termici. Si propone pertanto nella figura a seguire (Fig. 4), uno schema impiantistico generale, dedotto dall'analisi delle configurazioni impiantistiche dei siti produttivi sottoposti a diagnosi energetica. La linea acque prevede generalmente sistemi di pretrattamento comprendenti dissabbiatura, disoleatura, grigliatura e sedimentazione primaria mentre, per il trattamento biologico, lo schema più tipico è di tipo nitro-denitro, con il comparto biologico anossico a monte della vasca di aerazione. Fa quindi seguito la sezione di sedimentazione secondaria. Nel 50% delle casistiche analizzate sono adottati ulteriori sistemi di affinamento, mentre è presente nel 90% dei casi la fase di disinfezione finale. Per la rimozione del fosforo, la metodologia più utilizzata, applicata nel 50% delle casistiche, ricorre all'impiego di coagulanti a base di ioni metallici multivalenti (i.e. calcio, alluminio e ferro), per favorire processi di precipitazione dei fosfati eseguendo i dosaggi in differenti sezioni (i.e. pre-precipitazione, co-precipitazione, post-precipitazione), mentre l'abbattimento biologico è presente solo nel 15% dei casi. Per quanto concerne la linea di trattamento fanghi, generalmente prevede processi di pre-ispessimento con digestione anaerobica e a seguire, sistemi di separazione solido liquido (i.e. post-ispessimento) e disidratazione finale. Ovviamente, l'adozione di processi aggiuntivi di processo di affinamento delle acque reflue trattate, come ad esempio sistemi a membrane o il ricorso alla digestione aerobica dei fanghi e il loro essiccamento, hanno ricadute sui consumi energetici. Nel caso della digestione aerobica, oltre che un aggravio del bilancio energetico connesso alla necessità di aerare le vasche di stabilizzazione, viene meno la possibilità di produrre biogas valorizzabile per la produzione di energia termica in caldaie e/o energia elettrica in sistemi CHP.

La tipologia di refluo trattato comprende il refluo domestico, convogliato in rete alla quale afferiscono solitamente più agglomerati, e reflui industriali. Vi sono anche impianti autorizzati al trattamento di rifiuti liquidi sia non pericolosi (e.g.: percolati di discarica, fanghi di fosse settiche) sia pericolosi (e.g.: fitofarmaci, solventi esausti, scarti di lavorazione industriale). Tali contributi, tipicamente, sono sottoposti a fasi di pretrattamenti in comparti impiantistici separati, prima di essere convogliati alle sezioni dei trattamenti principali o, in alternativa, sono interamente gestiti in linee dedicate e separate. I processi impiegati nella gestione dei rifiuti liquidi sono prevalentemente di tipo chimico-fisico, a cui possono fare seguito eventuali fasi di affinamento addizionali (i.e. adsorbimento su carbone attivo, filtrazione su membrane, etc.), appositamente configurati in base alle specifiche caratteristiche chimico-fisiche dei reflui e delle specie di inquinanti presenti. In alcuni casi, ove il refluo industriale è caratterizzato da carichi organici considerevoli, le fasi di pretrattamento dedicate, oltre a sistemi di separazione fisica (i.e. grigliatura, dissabbiatura), prevedono l'impiego di trattamenti ossidativi spinti. La presenza di linee dedicate al pretrattamento di reflui liquidi, presente per 8 impianti sul campione totale analizzato, implica ulteriori costi energetici, anche in considerazione del successivo convogliamento ai trattamenti principali. Il restante panorama consta di 23 impianti deputati al trattamento di sole acque reflue domestiche, mentre 11 ricevono contributi industriali e domestici direttamente ad essi convogliati tramite rete fognaria.

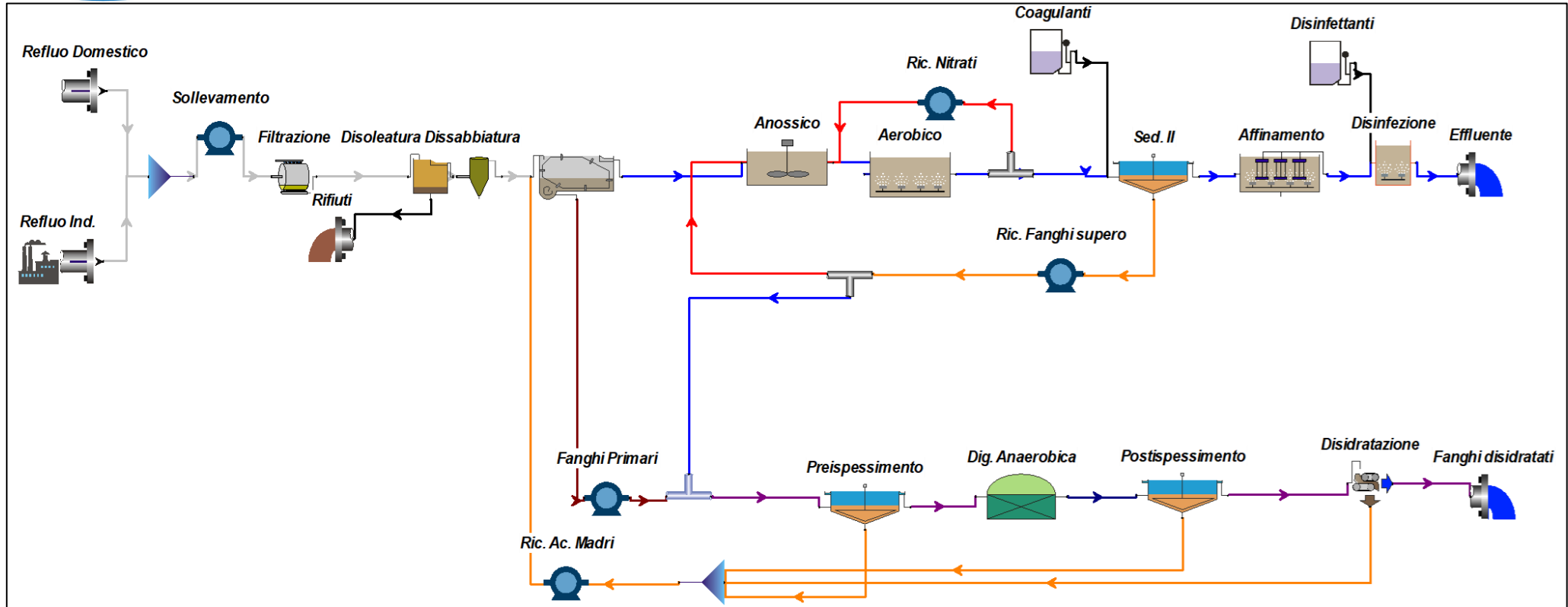


Figura 4 Schema impiantistico con componenti e processi più frequentemente presenti nel campione degli impianti analizzati

2.1.7 Analisi dei consumi energetici

Le informazioni estrapolate dalle diagnosi sono state elaborate, con l'obiettivo di definire un quadro quanto più completo dei consumi energetici degli impianti di depurazione a livello nazionale, tenendo comunque conto dell'eterogeneità strutturale dei dati forniti. Particolare attenzione è stata quindi posta agli usi dell'energia elettrica prelevata direttamente dalla rete non trascurando, al contempo, l'impiego di altri vettori energetici e delle casistiche in cui il soddisfacimento dei fabbisogni viene supportato da forme di autoproduzione ed auto-consumo. Al fine di confrontare i vari contributi energetici impiegati negli impianti, le relative aliquote sono state convertite in termini di energia elettrica, tramite l'impiego dei fattori riportati nelle linee Guida ENEA (Tab. 3), comunemente utilizzati dai redattori delle diagnosi.

Tabella 5 Fattori conversione delle unità di misura dell'energia:

Vettori Energetici Acquistati	Codice	Vettore	Fattore conversione in TEP
	1	Energia elettrica	$0,187 \times 10^{-3}$
	2	Gas naturale	8.360×10^{-7}
	3	Calore	$860/0,9 \times 10^{-7}$
	4	Freddo	$(1/EER) \times 0,187 \times 10^{-3}$
	5	Biomassa	$PCI (kcal kg^{-1}) \times 10^{-4}$
	6	Olio combustibile	$PCI (kcal kg^{-1}) \times 10^{-4}$
	7	GPL	$PCI (kcal kg^{-1}) \times 10^{-4}$
	8	Gasolio	$PCI (kcal kg^{-1}) \times 10^{-4}$
	9	Coke di petrolio	$PCI (kcal kg^{-1}) \times 10^{-4}$
	10	Altro	1

L'analisi dei consumi energetici degli impianti di trattamento delle acque reflue per classe dimensionale ha tenuto conto della specificità di alcune realtà impiantistiche e della rappresentatività dei dati analizzati. Come già evidenziato, il panorama impiantistico che emerge dall'analisi delle diagnosi energetiche è estremamente variegato e contempla siti produttivi con linee di trattamento configurate per il trattamento di acque reflue provenienti da agglomerati civili, insediamenti produttivi industriali e artigianali e, in alcune casistiche, piattaforme dedicate per il ricevimento e trattamento di rifiuti liquidi. Per esigenze di trattamento particolari, o a solo scopo sperimentale, alcuni impianti prevedono l'integrazione dei cicli di trattamento con tecnologie e processi alternativi. In alcuni siti produttivi, localizzati in aree isolate e difficili da raggiungere, i bilanci economici sono fortemente influenzati dalla necessità di ridurre le volumetrie di fanghi disidratati in uscita all'impianto, per ovviare a diseconomie indotte dai costi di trasporto dei rifiuti. Allo stesso tempo vi sono anche situazioni in cui gli impianti risultano sovradimensionati, con una potenzialità di progetto ben superiore ai carichi a cui sono sottoposti. Di fatto i bilanci energetici degli impianti sono condizionati da numerosi fattori esterni associati al contesto territoriale di riferimento caratterizzato, oltre che da elementi geografici e topografici, anche dal tessuto economico locale, la vocazione produttiva (i.e. presenza di insediamenti industriali, aziende manifatturiere, attività terziarie, attività turistiche, etc.), la presenza di insediamenti residenziali, la copertura del servizio fognario e la tipologia delle reti (i.e. miste o separate) ed il grado di centralizzazione. In tale ottica, al fine di ottenere una visione di insieme della distribuzione degli impianti produttivi indagati in funzione dei consumi energetici, è stata valutata la correlazione tra consumo energetico complessivo e popolazione equivalente servita. Vaccari *et al.* [23] osservando entrambe le grandezze in scala logaritmica, hanno verificato una correlazione positiva tra esse per cui, all'aumento della popolazione equivalente servita dagli impianti, vi è un incremento dei consumi energetici, secondo una linea di tendenza di potenza. In analogia alla procedura adottata da [23], i dati della distribuzione campionaria degli impianti relativi alle diagnosi energetiche visionate sono stati interpolati con una funzione di potenza, verificando una correlazione positiva tra consumi ed abitanti equivalenti di progetto (Fig. 5).

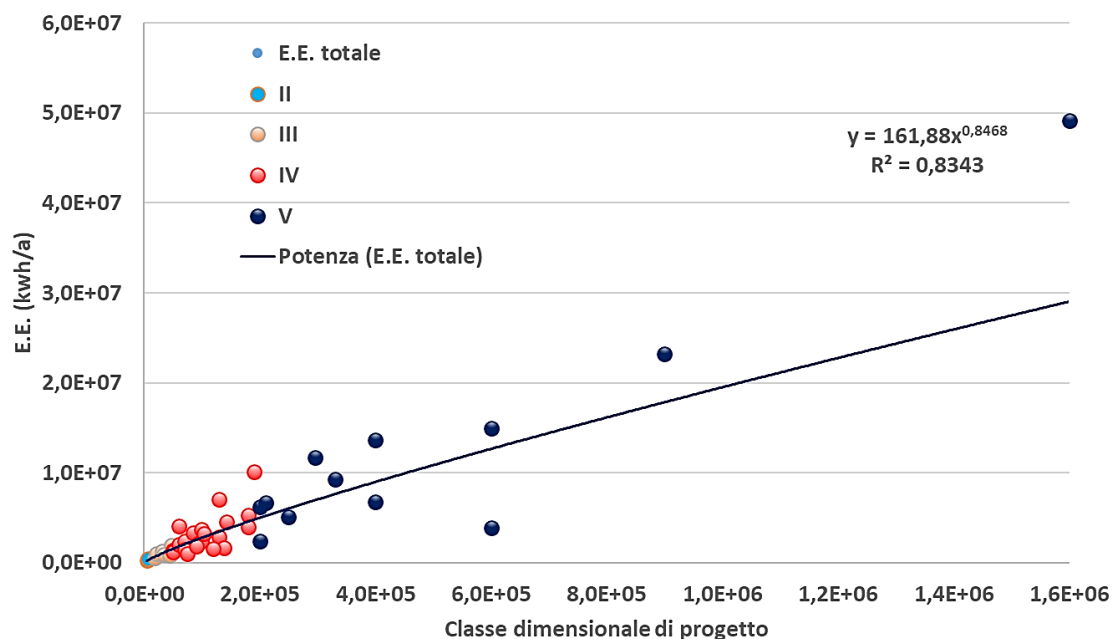


Figura 5. Correlazione tra consumo energetico complessivo e popolazione equivalente di progetto.

Adottando la medesima procedura, i consumi energetici degli impianti sono stati rapportati agli abitanti realmente serviti. Tale step è stato basato sul calcolo dei carichi volumetrici annualmente trattati, dal momento che tale informazione è stata fornita in tutte le diagnosi, considerando nello specifico un apporto idrico giornaliero pro-capite di 200 l A.E.⁻¹ d⁻¹ (Fig.6).

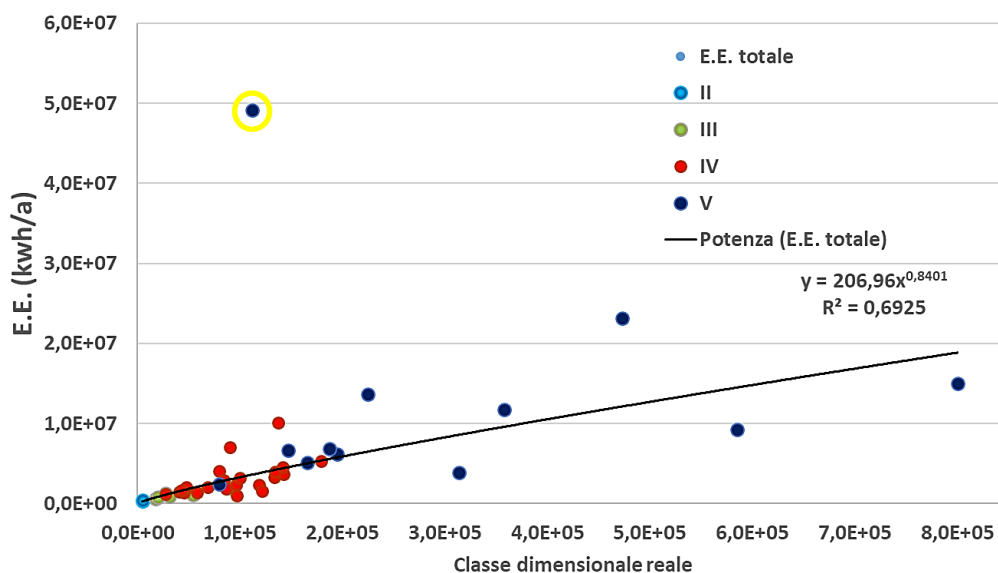


Figura 6 Correlazione tra consumo energetico complessivo e popolazione equivalente servita

Anche in questo caso, la correlazione tra consumi energetici e classe dimensionale risulta positiva, sebbene il coefficiente di determinazione R^2 passi da un valore di 0,83 a 0,69, da interpretare per entrambe le elaborazioni grafiche in funzione della presenza di alcune casistiche che si discostano dal trend verificato. Al fine di individuare tali realtà impiantistiche e definire un criterio selettivo dei dati da sottoporre alle successive elaborazioni statistiche, è stata eseguita una linearizzazione dei valori numerici campionari tramite

una trasformazione logaritmica con l'obiettivo di ricavare la retta di regressione ed i relativi intervalli confidenza e di previsione ad un livello di significatività del 5% /Fig.7

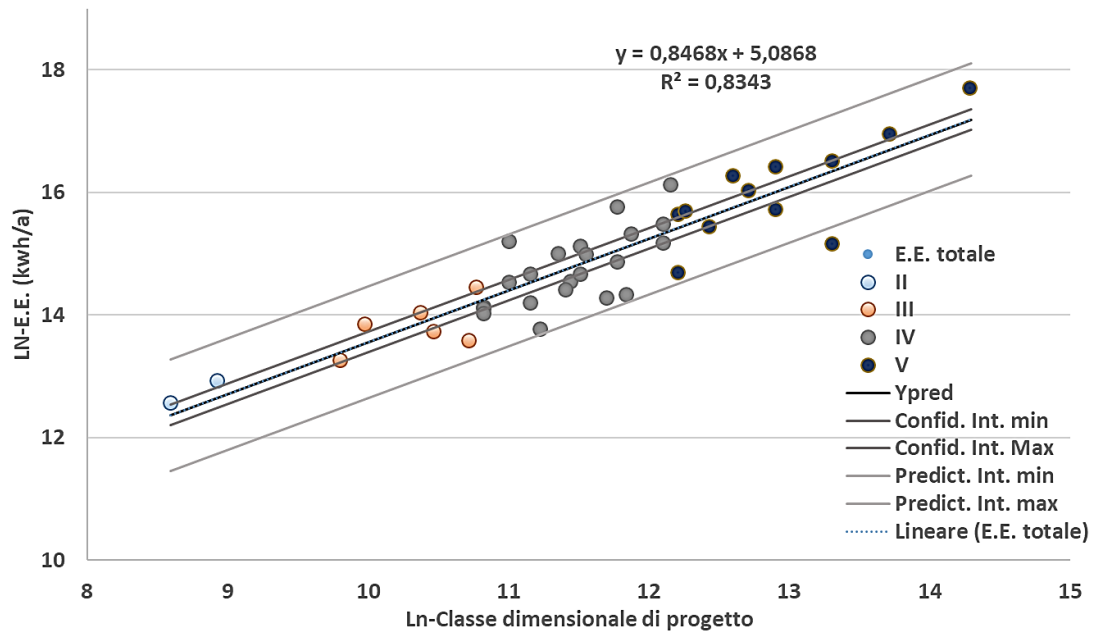


Figura 7 Distribuzione linearizzata dei consumi energetici con intervalli di confidenza e di previsione al 95% degli impianti di depurazione sottoposti a diagnosi secondo la classe dimensionale di progetto

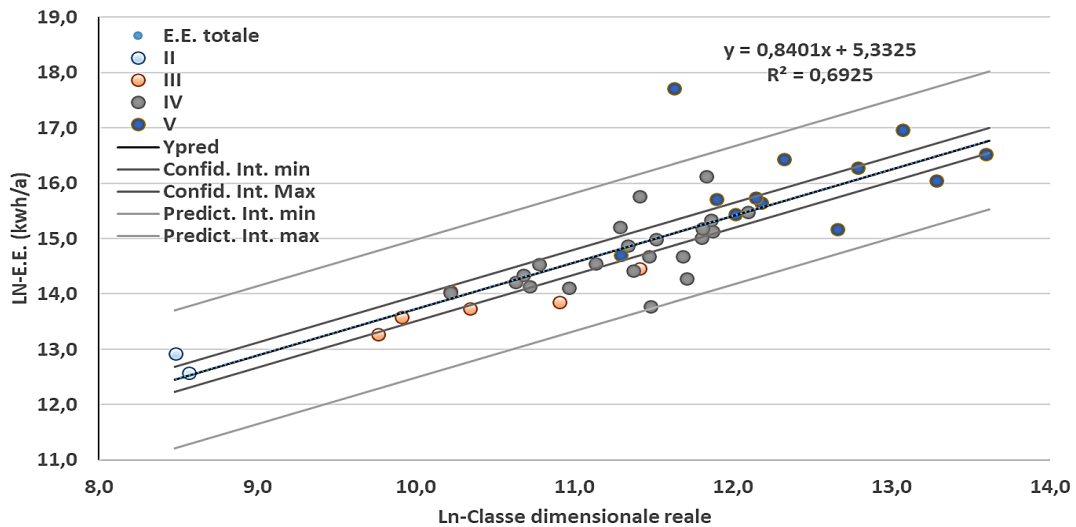


Figura 8 Distribuzione linearizzata dei consumi energetici con intervalli di confidenza e di previsione al 95% degli impianti di depurazione sottoposti a diagnosi secondo la classe dimensionale reale

L'analisi ha permesso di individuare un insieme ristretto di impianti con bilanci energetici che si discostano dagli andamenti medi. Come mostrato dai grafici a dispersione elaborati (Fig. 5, 6, 7, 8), in ognuna delle classi dimensionali considerate, risultano siti produttivi il cui posizionamento dei consumi energetici rilevati risulta divergente rispetto agli intervalli di confidenza della retta di regressione calcolati. Per il presente lavoro, nella mera intenzione di mantenere il maggior numero di informazioni estrapolate dalle diagnosi, si è definito di adottare un approccio di tipo conservativo per cui, come criterio di esclusione dei dati da analizzare nelle successive valutazioni, le casistiche ricadenti al di fuori degli intervalli previsionali calcolati rapportando i consumi energetici agli A.E reali sono state considerate come valori estremi (i.e. outlier) e pertanto non considerate nelle successive elaborazioni. Nella fattispecie pertanto, è stata selezionata una unica casistica (contrassegnata in giallo in figura 6, 8, 11 tramite un contorno giallo), afferente alla classe dimensionale V.

La figura 9 propone sotto forma grafica di box plot, definiti sulla base dei valori medi, 25° e 75° percentile e valori di minimo e massimo, il raffronto per classe dimensionale impiantistica di progetto tra l'energia elettrica prelevata da rete e l'energia elettrica complessiva utilizzata nei siti produttivi.

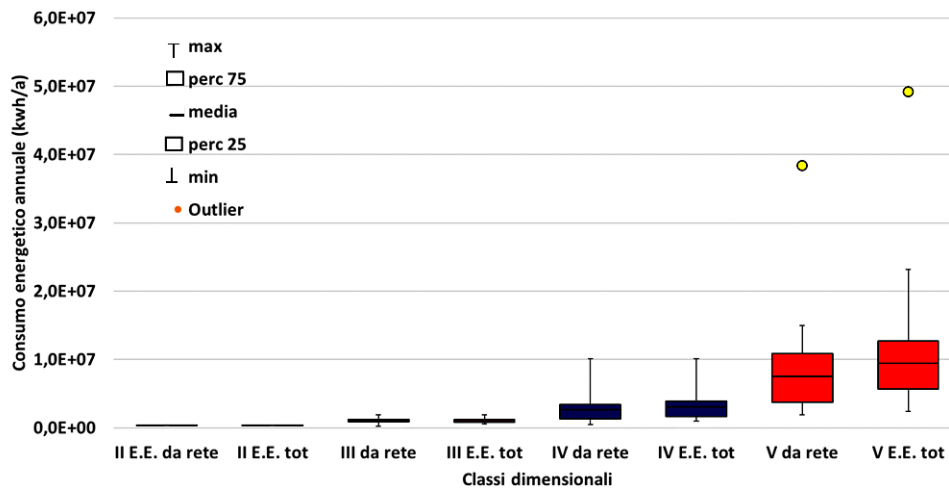


Figura 9 Confronto per classe dimensionale impiantistica di progetto tra l'energia elettrica prelevata da rete e l'energia elettrica complessiva utilizzata nei siti produttivi

Il posizionamento grafico dell'impianto considerato come outlier trova giustificazione nelle caratteristiche sito-specifiche: il sito presenta una configurazione impiantistica articolata e progetta per il trattamento di scarichi industriali, rifiuti liquidi, insediamenti residenziali e artigianali. La linea di trattamento dei fanghi, oltre alla fase di disidratazione fanghi, prevede una linea essiccazione fanghi che incide sul bilancio energetico dell'impianto per una aliquota pari al c.a. il 15% del totale. Peraltro, la potenzialità di progetto dell'impianto, ben superiore al milione di A.E., risulta estremamente elevata rispetto alle casistiche riportate nelle altre diagnosi, ma anche rispetto a quelle riscontrabili in letteratura e nei report tecnici da cui sono ricavati i valori di riferimento per gli indicatori di performance energetica.

L'analisi delle figure elaborate evidenzia la proporzionalità diretta e positiva tra consumi e taglia dimensionale degli impianti di trattamento. Il confronto effettuato tra energia elettrica prelevata da rete e consumo globale fa emergere inoltre differenze quantitative tra le due voci crescenti con l'aumentare della classe di potenzialità, suggerendo pertanto una maggiore propensione all'adozione di processi di autoproduzione e consumo della risorsa. La figura seguente grafica pertanto i contributi al bilancio complessivo di energia elettrica degli impianti di trattamento, esplicitando l'ammontare dell'energia prelevata direttamente da rete e la quota parte autoprodotta tramite sistemi quali la cogenerazione o l'installazione di impianti fotovoltaici. In alcune casistiche, associate ad impianti di alta potenzialità, viene riportato un surplus di produzione di energia elettrica con cessione della stessa in rete.

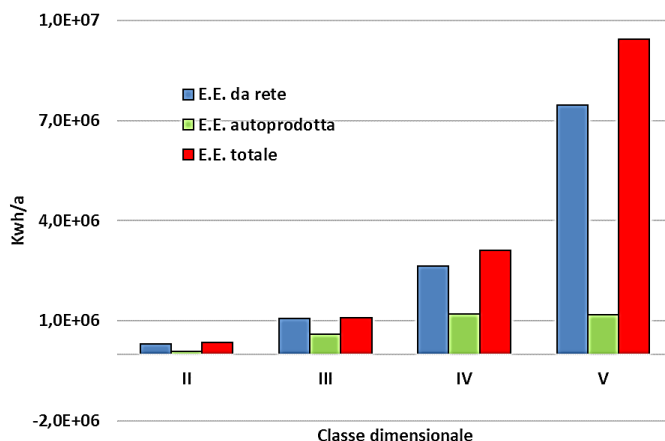


Figura 10 Consumi di energia elettrica totale, prelevata da rete ed autoprodotta in funzione della classe dimensionale

In termini di consumo energetico specifico per A.E. sia di progetto sia asserviti, si osserva un incremento dell'efficienza d'uso dell'energia al crescere della potenzialità (Fig. 10). Come già discusso nel Report di Ricerca di Sistema Elettrico [24] e riportato in numerose fonti bibliografiche di settore [20,21,22], in impianti di elevata potenzialità, in ragione di fattori tecnico-operativi associati all'aumento di produttività (i.e. maggiori carichi volumetrici trattati) è possibile conseguire notevoli economie di scala. In tali impianti, inoltre, vengono più frequentemente effettuati investimenti strutturali finalizzati all'implementazione di misure di risparmio e recupero energetico. Rispetto ad impianti di bassa taglia, caratterizzati spesso da configurazioni di processo semplificate, si tende ad incrementare il livello di controllo dei processi depurativi consentendone una gestione più stabile e programmata, con un funzionamento più regolare delle apparecchiature meno soggette pertanto a periodi transitori particolarmente energivori. Inoltre, notevoli risparmi energetici sono conseguibili tramite investimenti dedicati per l'implementazione di sistemi quali i regolatori ad azione Proporzionale, Integrabile, Derivativa (PID) per l'attuazione di logiche di controllo di processo che consentano, ad esempio, la regolazione del comparto di areazione in base all'andamento di parametri sensibili real-time, o tramite l'adozione di sistemi di gestione e controllo del processo, quali ad esempio OSCAR Dashboard, che consentono di ottimizzare e automatizzare il processo di depurazione attraverso il controllo di componenti elettromeccaniche afferenti a tutte le aree dell'impianto, ma anche di verificare l'affidabilità dei dati e di elaborarli per supportare il processo decisionale, fornendo servizi di cruciale importanza nella gestione degli impianti di depurazione.

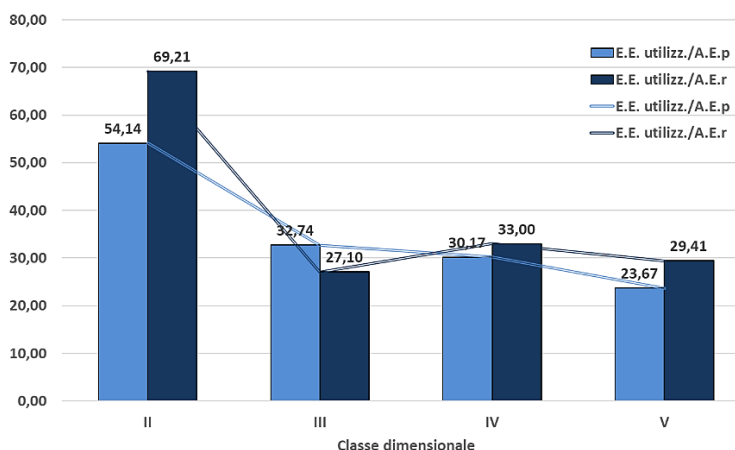


Figura 11 Rapporto tra consumi di energia elettrica, Abitanti equivalenti di progetto e reali

L'analisi delle fonti di approvvigionamento energetico a supporto delle attività principali, servizi generali e ausiliari evidenzia il ricorso all'uso di un numero maggiormente variegato di vettori energetici in impianti di maggiore taglia dimensionale, che presentano generalmente una maggiore complessità di sistema organizzativo e gestionale a supporto della conduzione dei processi di trattamento e delle attività connesse

(i.e. configurazioni impiantistiche complesse, tecnologie adottate, numero di utenze energivore, flussi di materiali in entrata ed uscita etc.). Di fatto, impianti di maggiore dimensione presentano linee di trattamento maggiormente strutturate, sia per la gestione di carichi volumetrici superiori, sia per maggiori esigenze di trattamento, associate alle caratteristiche qualitative degli influenti con contributi oltre che civili anche di tipo industriale e, per alcune casistiche, rifiuti liquidi che richiedono l'implementazione di linee dedicate. Allo stesso tempo, impianti ad elevata potenzialità si prestano maggiormente all'implementazione di tecnologie e processi finalizzate all'autoproduzione di forme di energie a supporto dei fabbisogni delle attività. Ne è un esempio la valorizzazione energetica del biogas, applicata di solito in impianti medio grandi (>50.000 A.E.), in cui gli investimenti per la realizzazione delle unità impiantistiche dedicate (i.e. digestore, sistema di trattamento e purificazione del biogas, sistemi di pressurizzazione e stoccaggio, sistemi CHP), sono giustificati dai risparmi e dai recuperi energetici conseguibili tramite la produzione di energia termica e/o di elettricità [28]. In tale ottica, i dati estrapolati dall'analisi delle diagnosi hanno permesso di verificare come, al crescere della potenzialità degli impianti, il prelievo percentuale di energia elettrica dalla rete diminuisca sensibilmente e vi sia, al contempo, una differenziazione nell'uso dell'energia tramite l'impiego di ulteriori vettori energetici, con una buona parte dei consumi coperta da forme di auto-produzione di energia tra cui, oltre alla cogenerazione, anche gli impianti fotovoltaici (Fig. 8).

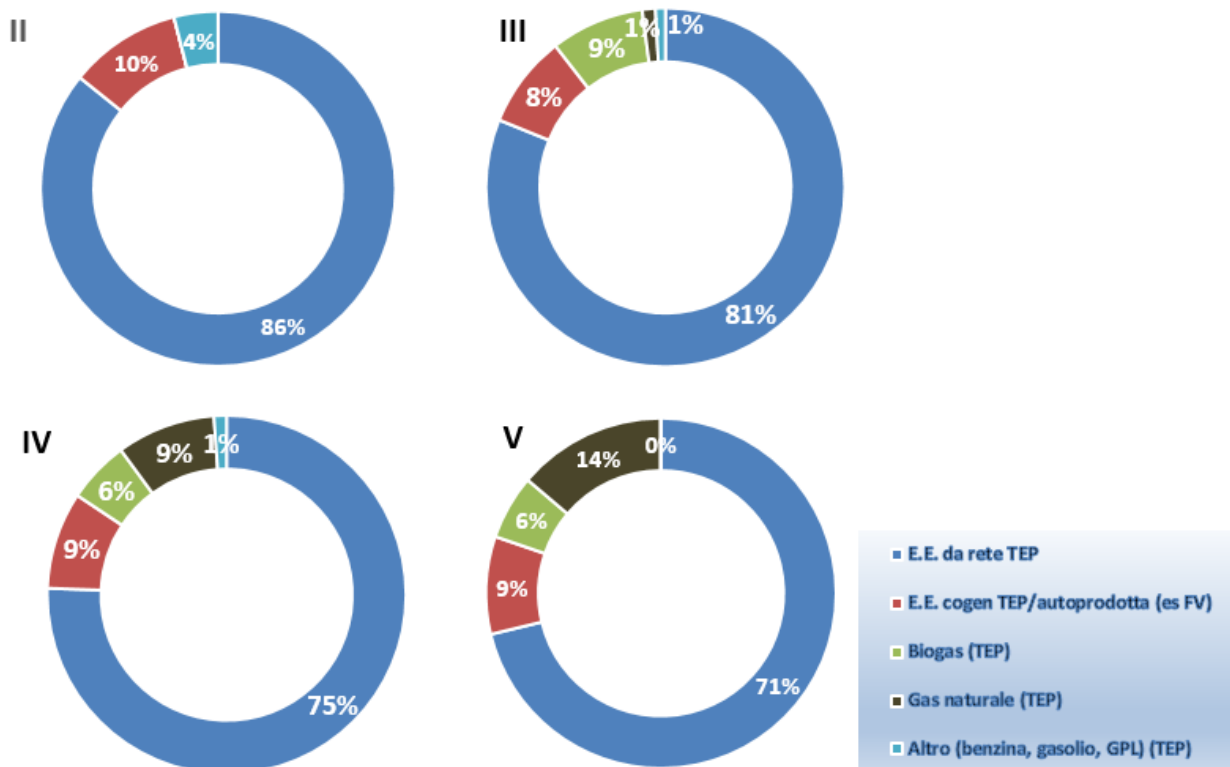


Figura 12 Distribuzione percentuale dei vettori energetici utilizzati al variare della potenzialità impiantistica.

Focalizzandosi sull'attività principale degli impianti di depurazione, ovvero il trattamento depurativo, è stata condotta quindi una analisi dei consumi elettrici per i comparti produttivi, andando ad individuare quattro macro-fasi di processo strutturate sulla base delle sezioni ad esse afferenti. La suddivisione proposta è stata definita al fine di uniformare, per quanto più possibile, le informazioni raccolte durante l'analisi delle diagnosi ed elaborare statistiche descrittive sui consumi energetici. Nella fattispecie quindi le macro-fasi si compongono come di seguito indicato:

- ↪ **Pretrattamento:** sollevamento, grigliatura, dissabbiatura, disoleatura, sedimentazione primaria;
- ↪ **Comparto biologico:** (ossidazione biologica, denitrificazione, sedimentazione secondaria, affinamento, disinfezione);

- ↪ **Linea fanghi:** pre-ispessimento, digestione anaerobica, post-ispessimento, disidratazione.
- ↪ **Essiccamento fanghi.**

In Fig. 12 sono riportate le risultanze evinte per la distribuzione percentuale media dei consumi elettrici delle macro-fasi considerate. Per completezza si riporta anche il valore desunto per la classe II, sebbene solo una delle due diagnosi degli impianti ricadenti presentasse una suddivisione per fasi di processo. Allo stesso tempo va sottolineato che entrambi gli impianti presentano solo la linea acque, prevedendo soluzioni gestionali dei fanghi prodotti tramite trasporto in siti differenti da quello di produzione degli stessi. Il quadro dei consumi elettrici per le potenzialità III, IV e V evidenzia una diminuzione percentuale del peso di pretrattamenti, al crescere della taglia mentre andamento opposto, anche se in maniera meno evidente si ha per il comparto biologico.

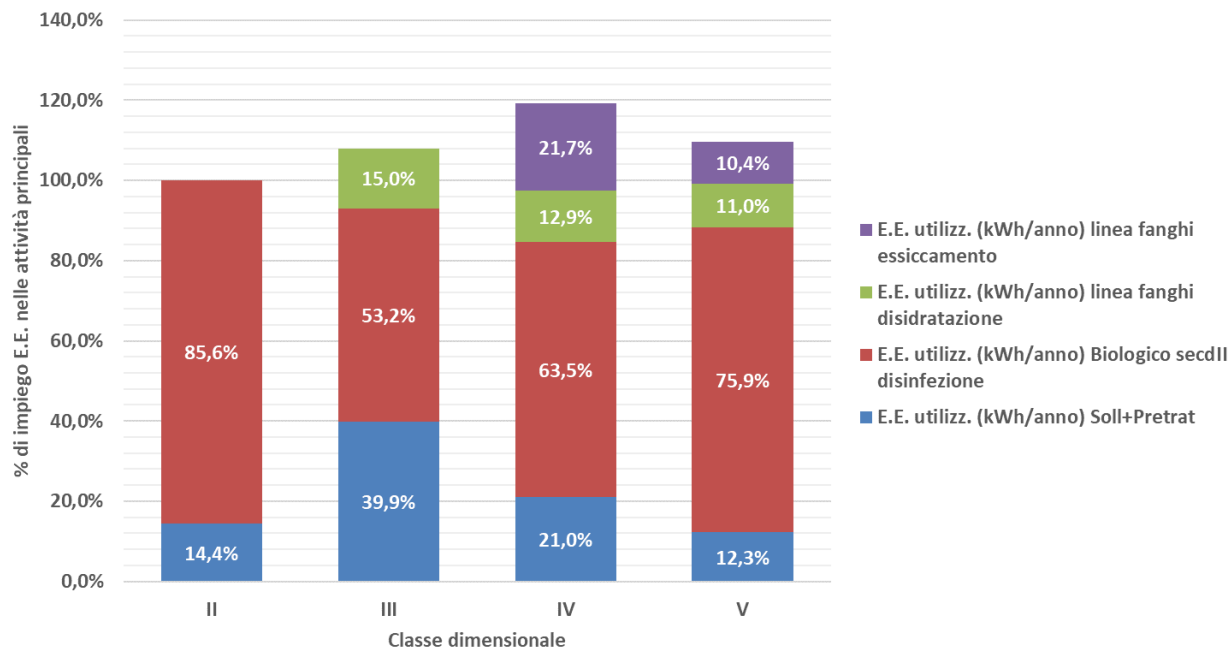


Figura 9 Andamento percentuale dei consumi elettrici per macro-fase in base alla potenzialità.

2.1.8 Analisi degli indicatori di prestazione energetica

Il calcolo dei valori degli indicatori di prestazione energetica (KPI_s) consente di monitorare l'andamento dei consumi degli impianti di trattamento delle acque reflue, in relazione alle variazioni dei carichi volumetrici ed organici sito specifici, alle modalità di gestione dei processi e a scelte tecnico-operative mirate al miglioramento delle rese di abbattimento degli inquinanti, o ad interventi di efficientamento energetico. Allo stesso tempo essi costituiscono la base per un raffronto dei bilanci energetici conseguiti con le prestazioni di impianti di depurazione similari per potenzialità e/o ciclo di trattamento applicato (analisi di benchmarking). Tale approccio permette, quindi, di identificare unità e processi meno performanti, su cui intervenire ai fini dell'ottimizzazione delle prestazioni energetiche. I KPI, come espressamente esposto nelle linee guida per le diagnosi energetiche di ENEA [29] e in quella settoriale per il SII di Utilitalia [19], possono essere relativi all'intero sito produttivo, ad un singolo processo produttivo, ad un'area/reparto aziendale, ad una singola fase del processo produttivo. I KPI assumono solitamente la forma di un consumo specifico, avendo come denominatore l'energy driver e come numeratore il consumo di energia:

$$KPI \left[\frac{u.m.}{t, kg, m^3, etc.} \right] = \frac{Consumo [u.m.]}{Produzione [t, kg, m^3, etc.]}$$

Nel contesto del settore idrico integrato, data la funzione principale degli impianti connessa alla produzione/trasporto di acqua potabile oppure al trattamento /trasporto delle acque reflue, gli indicatori di prestazione significativi rapportano il consumo energetico ad uno di questi output di processo, che possono essere i volumi di acqua potabile o di acque reflue trattate, o il quantitativo di inquinanti abbattuti. Per lo specifico settore depurativo, come output, possono anche essere considerati i fanghi di depurazione espressi in metri cubi o in termini di chilogrammi di secco, tenendo conto della percentuale di solidi totali contenuti

nella matrice disidratata. Per quanto concerne poi il lasso temporale per il calcolo degli indici di prestazione, viene considerata l'annualità come riferimento. Le linee guida di settore [19] suggeriscono, ai fini della determinazione dei valori dei KPI, di basare la misura effettiva delle grandezze relative ai termini di consumo e produzione su un periodo temporale di durata sufficiente a mediare le fluttuazioni intrinseche di sistema, ottenendo pertanto delle informazioni di base rappresentative ed affidabili riportabili all'intera annualità.

Anche per la tipologia di indicatori di performance energetica proposte, le diagnosi energetiche analizzate risultano alquanto eterogenee: di fatto, la scelta degli indicatori dipende da differenti fattori quali la configurazione d'impianto, il livello informativo dei consumi energetici, la tipologia e copertura del piano di monitoraggio implementato (i.e. continuo, randomizzato) ma anche, più banalmente, dalle fonti bibliografiche consultate [25, 27, 28, 29,30] nella fase di individuazione dei valori riferimento. In alcuni casi la scelta seguita dal redattore della diagnosi è stata quella di riproporre gli indicatori individuati nella prima diagnosi, considerandone i valori calcolati come base di riferimento. La Tab. X riporta i KPI più diffusamente utilizzati, distinti in globali (g) e specifici (s) a seconda della dimensionalità di impianto considerata, ossia dell'intera attività produttiva, o della specifica sezione di trattamento.

Tabella 6 Indicatori globali-Indicatori specifici

KPI_{1g} (kWh m^{-3})	KPI_{2g} (kWh $kg_{COD_{rim}}^{-1}$)	KPI_{3g} (kWh $A.E.p^{-1} \times anno^{-1}$)	KPI_{3s} (kWh $A.E.r^{-1} \times anno^{-1}$)	KPI_{4g} (kW $kg_{f_{prod}}^{-1}$)	KPI_{4s} (kW $kgTS_{f_{prod}}^{-1}$)
<i>E.E. attività produttiva/ m^3 di acque reflue trattate</i>	E.E. attività produttiva/ kg di COD rimosso	E.E. attività produttiva/ A.E. di progetto	E.E. attività produttiva/ A.E. reali	E.E. attività produttiva/ kg di fanghi prodotti	E.E. attività produttiva/kg di fanghi secchi prodotti
KPI_{1s} (kWh m^{-3})	KPI_{2s} (kWh $kg_{COD_{rim}}^{-1}$)			KPI_{4s} (kW $kg_{f_{prod}}^{-1}$)	KPI_{4s} (kW $kgTS_{f_{prod}}^{-1}$)
<i>E.E. sollevamento/m^3 di acque reflue in ingresso</i>	E.E. comparto biologico/kg di COD rimosso nel comparto biologico			E.E. linea fanghi/kg di fanghi prodotti nella linea fanghi	E.E. linea fanghi/kg di fanghi secchi prodotti nella linea fanghi

Il primo KPI rapporta i consumi elettrici dell'intero impianto, o unicamente delle fasi di pre-trattamento, alla portata di acque reflue movimentate. In questa fase di trattamento, i maggiori consumi sono imputabili al pompaggio dei reflui afferenti all'impianto di depurazione, sottoposti qui a trattamenti non particolarmente energivori per lo più di carattere fisico. Per il calcolo del KPI specifico relativo ai sollevamenti iniziali viene considerata anche la prevalenza della singola pompa o, nel caso di un insieme di pompe, la prevalenza della pompa equivalente, come fattore moltiplicativo al denominatore delle portate di acque reflue movimentate. Per il presente documento, il calcolo del primo KPI specifico è stato eseguito rapportando i consumi elettrici relativi alle fasi di sollevamento, congiunti con quelli imputabili ai pretrattamenti, alle volumetrie di reflui in ingresso agli impianti di depurazione. Tale scelta è stata adottata al fine di ottimizzare le informazioni presenti nelle diagnosi, in ottica di ricavare quanti più valori possibili dell'indicatore KPI1, in modo da avere una maggiore rappresentatività statistica per le classi di impianto considerate. Allo stesso modo, al fine di definire i valori del KPI_2 , sia globale che specifico, a seconda delle modalità di presentazione dei dati per singola diagnosi energetica, al fine del calcolo di entrambi è stata considerata una percentuale di rimozione di COD nella fase di pretrattamenti della linea acque pari al 30%. Per il KPI_4 , a seconda dei dati presenti, relativi alla produzione quantitativa di fanghi per volumetrie, quantitativo e tenore di secco, sono stati calcolati gli indicatori globali e specifici, considerando i consumi di energia elettrica dell'attività produttiva e, ove disponibile o estrapolabile, della linea fanghi. Di fatti le linee guida per la specifica area funzionale "Linea Fanghi" propongono il rapporto tra consumo di energia elettrica annuo del comparto, riferito al volume di sostanza secca prodotto nel corso dell'anno.

2.1.8.1 Confronto tra gli indicatori di prestazione energetica globali relativi ai siti produttivi sottoposti a diagnosi e valori di riferimento

Gli indicatori di performance estratti e ricavati dalle elaborazioni dei dati riportati nelle diagnosi sono stati raggruppati secondo il criterio stabilito della classe dimensionale di progetto e, per sottogruppo così ricavato, sono state elaborate le relative statistiche descrittive di sintesi della variabilità campionaria. In particolare i parametri elaborati sono consistiti nel calcolo dei valori di minimo, massimo, media, 25° e 75° utili al fine di effettuare un paragone con gli indicatori di performance riferimento, riportati nei precedenti report Rdse e posizionarli in base alle prestazioni energetiche. La tabella seguente propone un primo check effettuato, andando ad effettuare un paragone tra i valori minimi e massimo delle distribuzioni campionarie dei valori degli indici globali di performance energetica dei sottogruppi identificati e dei valori di riferimento ai fini di verificarne la corrispondenza numerica, o eventuale discordanze dei range. Si precisa che in tale fase computazionale i dati relativi all'impianto di trattamento precedentemente identificato quale outlier sono stati esclusi.

Tabella 7

Classe	Valori	KPI _{1g} vs KPI _{1g} -REF	KPI _{2g} vs KPI _{2g} -REF	KPI _{3pg} vs KPI _{3pg} -REF
		kWh m ⁻³	kWh kg _{COD} nm ⁻¹	kWh A. E. p ⁻¹ *a ⁻¹
II	min	>	>	>
	max	<	<	<
III	min	>	>	>
	max	<	<	<
IV	min	>	>	>
	max	>	>	<
V	min	<	<	<
	max	<	>	<

La comparazione ha evidenziato alcune casistiche (i.e. evidenziate in rosso) in cui il range dei valori min-max dei dati elaborati dalle diagnosi divergevano dai dati di riferimento, o per valori di minimo inferiori o per valori di massimo superiore. Tali discrepanze sono verificate nei sottogruppi afferenti alle classi dimensionali maggiori (i.e. IV, V) con percentuali di variazione del 10% tranne nella casistica inerente il KPI₃ per la taglia impiantistica maggiore ove tale percentuale sale ben oltre il 100%. Al fine di visualizzare graficamente tali risultati e proporre nel contempo un paragone tra i valori delle statistiche calcolate, i box-plot seguenti (Fig. 13, 14, 15) propongono, per i singoli KPI globali, il raffronto tra i valori inerenti i dati estrapolati ed elaborati dalle diagnosi e quelli di riferimento.

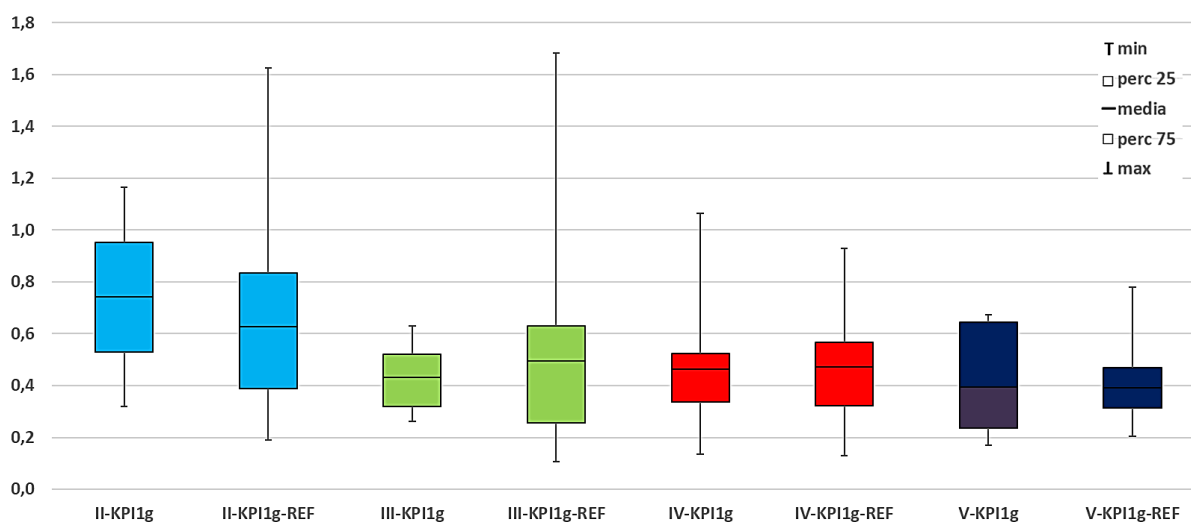


Figura 13. Raffronto tra i valori del KPI1 g (kwh m⁻³) inerenti i dati elaborati dalle diagnosi e quelli di riferimento secondo la classe dimensionale impiantistica.

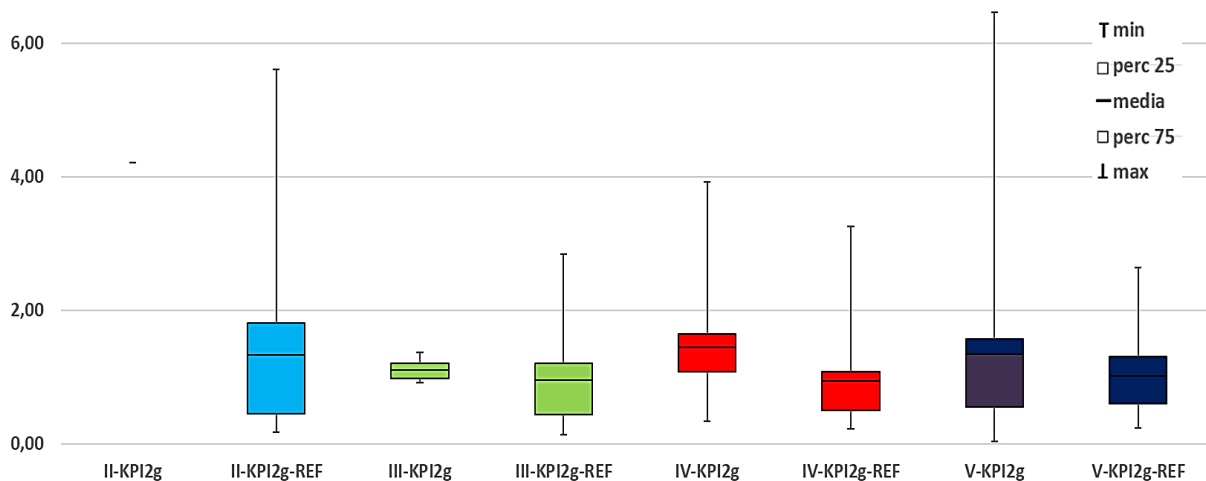


Figura 14 Raffronto tra i valori del KPI1 g (kwh kgCODrim⁻¹) inerenti i dati elaborati dalle diagnosi e quelli di riferimento secondo la classe dimensionale impiantistica.

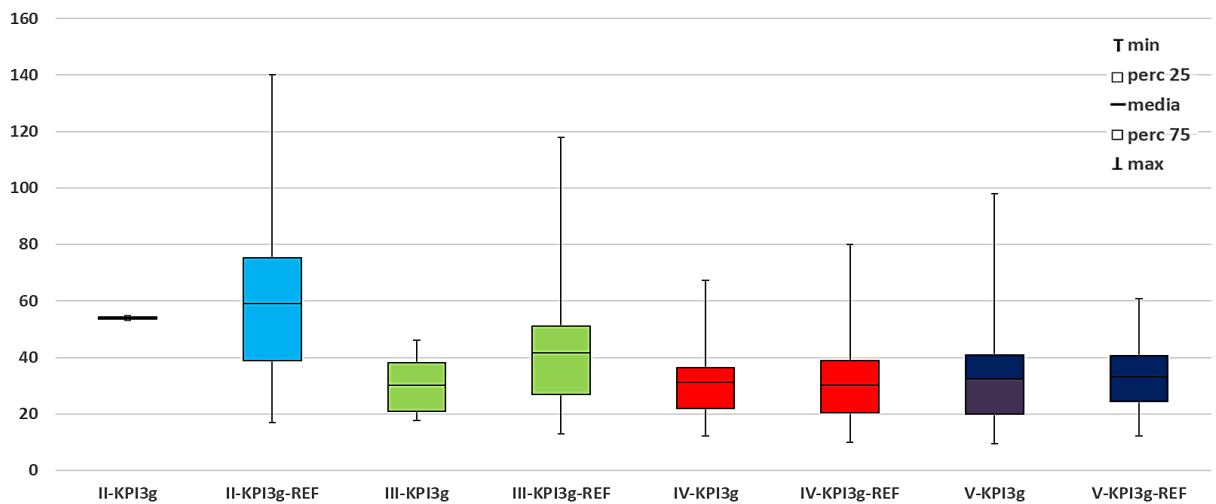


Figura 15 Raffronto tra i valori del KPI1 g (kwh A.E.p⁻¹*a⁻¹) inerenti i dati elaborati dalle diagnosi e quelli di riferimento secondo la classe dimensionale impiantistica.

Le osservazioni evidenziano pertanto una buona corrispondenza tra i valori dei KPI elaborati dalle diagnosi ed i valori di riferimento tranne che per alcune casistiche ricadenti nelle taglie dimensionali maggiori, a comprova dell'ipotesi che, in impianti di elevata dimensione, le configurazioni impiantistiche risultano meno standardizzate ed adattate a specifiche esigenze di trattamento sito-specifiche. Tale osservazione è stata in seguito verificata, andando a individuare nel dataset ricavato dalle diagnosi le specifiche casistiche, a cui sono imputabili le divergenze delle statistiche rilevate. Qualora si fosse adottato un approccio meno conservativo nell'individuazione degli outlier, si sarebbe verificata una maggiore corrispondenza tra gli indici di performance estrapolati dalle diagnosi e quelli di riferimento. L'analisi effettuata permette comunque di evidenziare una sostanziale corrispondenza tra le statistiche relative ai KPI del parco impianto nazionale sottoposto a diagnosi energetiche ed i valori di riferimento. Risulta quindi plausibile, tenendo pur sempre conto di alcune realtà sito-specifiche, effettuare analisi di benchmarking, al fine di individuare per i singoli siti produttivi i margini di efficientamento perseguibili e promuovere azioni e misure di miglioramento del bilancio energetico.

2.1.8.2 Analisi degli indicatori di prestazione energetica specifici estratti dalle diagnosi con valori di riferimento.

Il presente paragrafo propone una un'analisi incrociata degli indicatori di prestazione energetica, sia specifici, sia globali, elaborati nel presente studio, con alcuni valori di riferimento bibliografici [31,32]. Come già

dichiarato, se il calcolo dei KPI globali rapporta il consumo dell'intero sito produttivo al prodotto finale considerato (i.e. acqua reflua movimentata, carico organico rimosso, acqua reflua depurata, fanghi prodotti), i KPI di tipo specifico vengono riferiti a sezioni definite di trattamento ed il calcolo è in tal caso eseguito tramite il rapporto tra il consumo di energia elettrica della sezione impiantistica considerata e lo specifico prodotto ad essa inerente (Tab. 2). L'associazione sezione impiantistica-prodotto è definita in funzione della tipologia di processo di trattamento e l'attività principale ad esso correlata a maggior impatto sui consumi energetici. Va detto che, in particolare per gli indicatori energetici specifici, si riscontrano maggiori difficoltà nel reperire statistiche e database consolidati di riferimento. Sebbene l'efficientamento energetico e le relative politiche di incentivazione abbiano acquisito un'importanza rilevante, per il settore specifico del trattamento delle acque reflue i dati sui consumi energetici più facilmente reperibili fanno riferimento alle letture da POD, o alle informazioni riportate nelle fatture elettriche e quindi risultano descrittivi delle richieste energetiche globali di sito di supporto alle varie attività produttive e ai servizi ausiliari e generali. Di fatto, per la quantificazione dell'energia richiesta dalle singole sezioni impiantistiche, risulta necessario implementare una strumentazione dedicata e munirsi di un piano di monitoraggio definito con conseguenti investimenti economici. In tale ottica, le cogenze connesse alla normativa sull'efficienza energetica e sulla redazione delle diagnosi, con l'implicita richiesta di definire un programma di monitoraggio dei consumi energetici e di individuare interventi di efficientamento da implementare nel quinquennio successivo, costituiscono un valido incentivo per la registrazione di dati descrittivi dei consumi energetici delle attività produttive principali e delle sottosezioni, supportando la costruzione di banche dati di settore consolidate a supporto di analisi di benchmarking con crescente affidabilità. La tabella successiva (Tab. 4) raffronta i valori dei KPI elaborati a seguito delle analisi delle diagnosi energetiche visionate, con i valori di riferimento. Il confronto ha richiesto una ulteriore elaborazione dei dati, per cui è stata eseguita una media dei valori medi dei KPI non organizzati per classe dimensionale impiantistica ed il calcolo delle relative deviazioni standard, 10° e 90° percentile valori di minimo e di massimo. In particolare [34] propone statistiche, sia per KPI globali, sia specifici, elaborati a partire da un database di impianti comprendenti 98 casistiche, mentre i valori riportati in [35] fanno riferimento a un campione di 50 impianti. La tabella, oltre al paragone dei valori di KPI specifici con quelli di riferimento reperiti da una analisi della letteratura, propone un ulteriore raffronto tra indicatori globali e valori di riferimento.

Tabella 8 Confronto

	IPE1s	S1	S1	IPE2s	S3	IPE4s	S5	S5	IPE1g	S1	IPE4g	S5
	kWh m ⁻³	kWh m ⁻³ [34]	kWh m ⁻³ [35]	kWh COD _{rim} -1	kWh KgCO D _{rim} ⁻¹ [35]	kWh kgTSf rim ⁻¹	kWh kgTS f _{rim} ⁻¹ [34]	kWh kg TSf _{rim} ⁻¹ [35]	kWh m ⁻³	kWh m ⁻³ [34]	kWh kgTSf _{rim} ⁻¹ [34]	kWh kgTSf _{rim} ⁻¹ [34]
media	0,07	0,05	0,07 3	0,86	0,49	0,31	0,31	0,31	0,45	0,35	3,19	2,07
dev.std	0,05	0,04	0,08	0,93	0,41	0,25	0,40	0,34	0,23	0,45	1,43	2,17
min	0,01		0,00 1	0,02	0,08	0,02		0,001	0,14		0,59	
10° perc	0,02	0,01		0,23		0,06	0,06		0,22	0,16	1,55	0,82
90° perc	0,14	0,10		1,13		0,63	0,58		0,67	0,90	4,90	5,23
max	0,24		0,53 3	5,13	2,02	0,87		1,59	1,16		5,51	

S1*= pretrattamenti; S2*=comparto biologico; S3*= linea fanghi.

Il confronto tra i valori riportati in tabella evidenzia, nel complesso, una sostanziale sovrapposizione dei valori dei KPI relativi alle diagnosi energetiche e quelli di riferimento bibliografico, a riprova di una buona rappresentatività dei dati evinti.

Di seguito, per completezza, si propone un raffronto tra indicatori specifici e globali riferiti al contesto emerso dalle diagnosi. I risultati sono rappresentati tramite elaborazione grafica di box-plot organizzati, come in precedenza, per classe dimensionale impiantistica sulla base di valori medi, minimo e massimo, 25° e 75° percentile (Fig. 16, 17, 18, 19, 20).

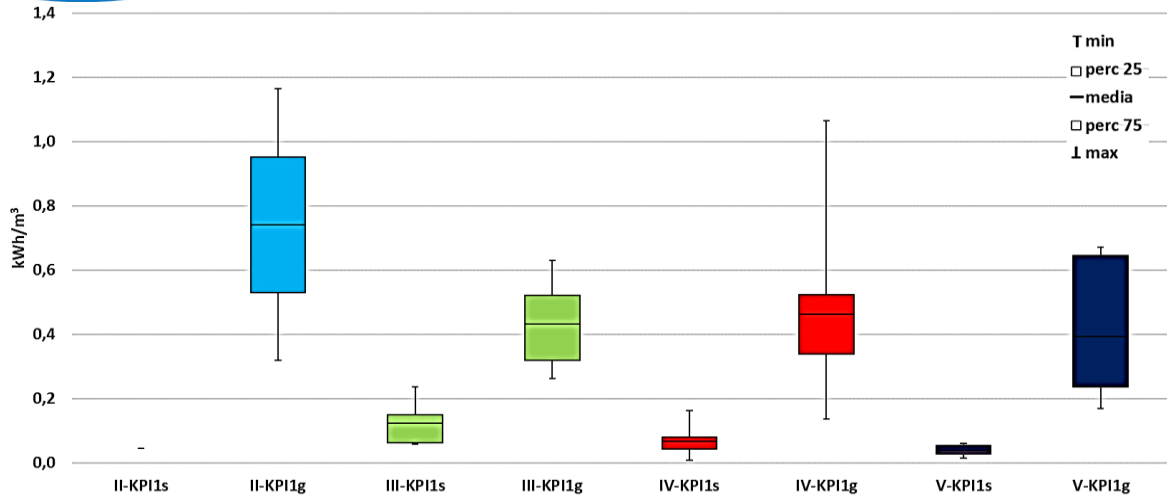


Figura 16 Raffronto tra valori degli indici globali e specifici del KPI1 per classe dimensionale

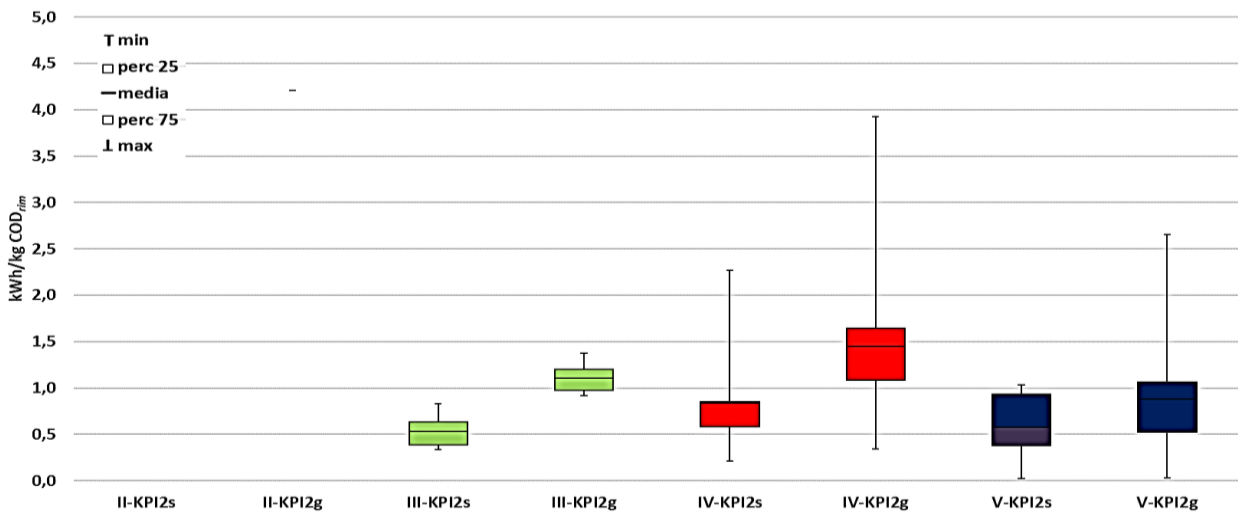


Figura 17 Raffronto tra valori degli indici globali e specifici del KPI2 per classe dimensionale

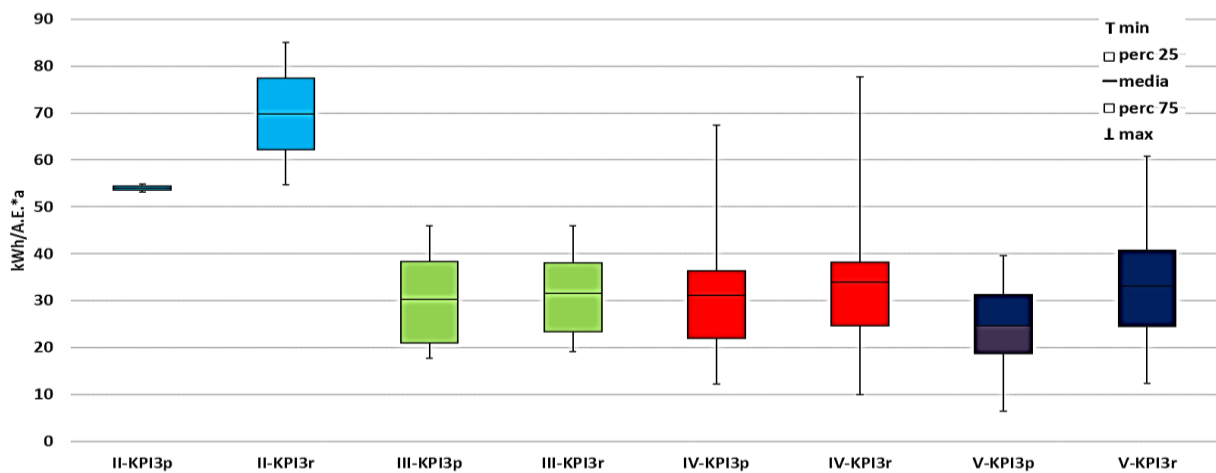


Figura 18 Raffronto tra valori degli indici globali e specifici del KPI3 per classe dimensionale

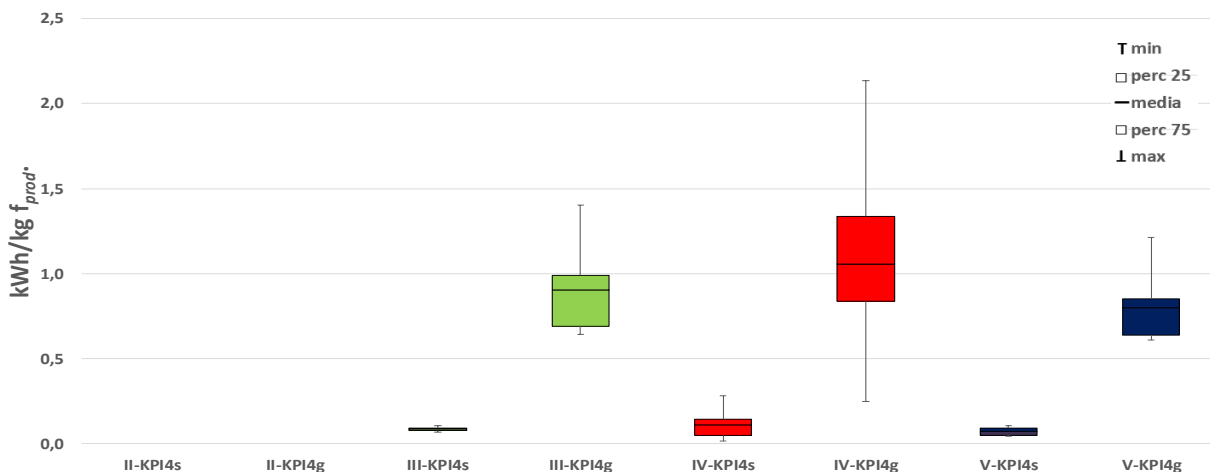


Figura 19 Raffronto tra valori degli indici globali e specifici del KPI4 per classe dimensionale

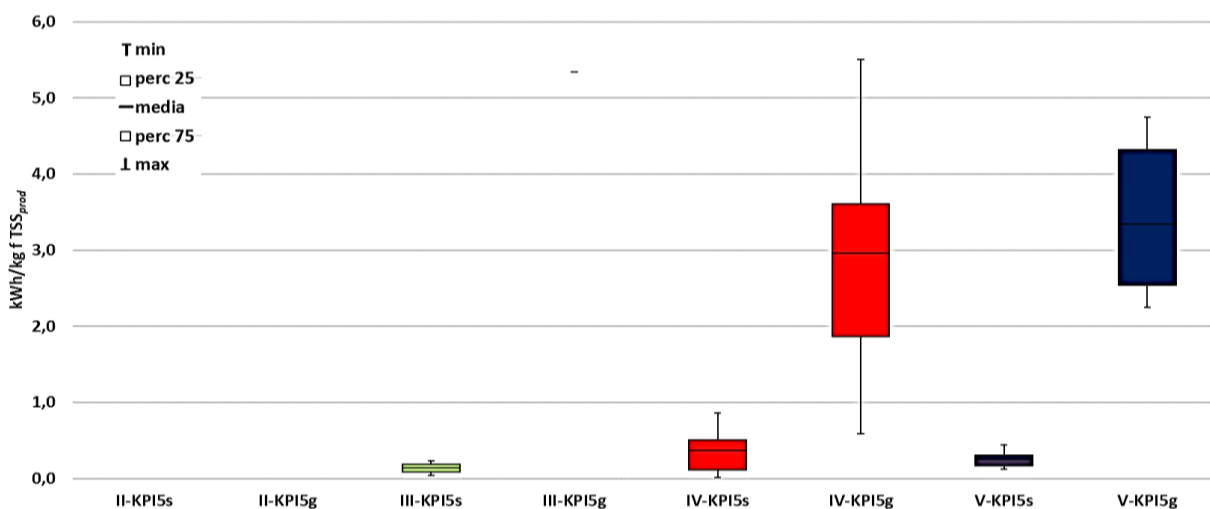


Figura 20 Raffronto tra valori degli indici globali e specifici del KPI5 per classe dimensionale.

Come atteso, gli indicatori globali assumono, in generale, valori maggiori rispetto ai corrispondenti specifici riferiti alla specifica sezione depurativa. Il confronto, invece, tra i KPI₃ ricavati rapportando i consumi energetici globali di sito alla potenzialità di progetto e reale (i.e. KPI_{3p}, KPI_{3r}) fa rilevare differenze solo nel caso in cui non vi è corrispondenza effettiva tra abitanti equivalenti di progetto e trattati. A tal proposito come visionabile in Fig. 18, va evidenziato che per i sottogruppi in cui i valori di KPI_{3r} risultano maggiori del KPI_{3p} è possibile desumere un sovradimensionamento della potenzialità complessiva degli impianti di depurazione e pertanto una capacità residua di trattamento. I dati elaborati fanno riscontrare una maggiore capacità residua degli impianti ricadenti alla classe dimensionale più elevata, che risultano maggiormente efficienti in termini di prestazioni energetiche in quanto più probabilmente dotati di sistemi monitoraggio energetico con copertura dei consumi significativa, di sistemi automazione e controllo di processo e di sistemi gestionali certificati. Su scala di pianificazione territoriale, la consapevolezza relativa alla capacità residua di trattamento potrebbe indirizzare le politiche di gestione del sistema idrico integrato allo sfruttamento di tale potenziale, piuttosto che alla pianificazione di nuovi interventi strutturali per incrementare le capacità di trattamento delle acque reflue prodotte, con conseguenti risparmi ed economie di scala. Allo stesso tempo, una capacità residua di trattamento, probabilmente, si ripercuote sulla linea fanghi con un implicito sotto sfruttamento della digestione anaerobica e minore produzione di biogas valorizzabile a scopi energetici. La verifica di tale condizione potrebbe indirizzare i gestori degli impianti energetici ad adottare scelte gestionali e misure finalizzate ad incrementare la produzione di biogas, ricorrendo all'impiego di matrici organiche alternative di facile reperibilità sul territorio da trattare in co-digestione con i fanghi di supero. L'incremento della resa della produzione del vettore energetico risulta essere una valida soluzione al fine di migliorare il bilancio energetico dell'impianto, tramite produzione di energia termica ed elettrica.

2.2 *Misure tecnico-gestionali implementabili presso ID per l'efficiamento energetico*

Il settore della gestione delle acque reflue è caratterizzato da modalità operative che sono generalmente poco efficienti dal punto di vista energetico e ben lontane dagli obiettivi di “chiusura del ciclo” a cui tende un moderno approccio basato sui principi dell'economia circolare. Il rispetto dei limiti allo scarico per gli effluenti depurati è in molti casi garantito, ma i sistemi ed i processi comunemente applicati sono in generale poco efficienti dal punto di vista della sostenibilità economica ed ambientale, con particolare riferimento ai consumi di energia, alle emissioni di gas serra ed al mancato recupero delle materie prime presenti nei reflui trattati, ivi inclusa la stessa risorsa idrica.

Le diagnosi energetiche del 2019 riportano una serie di interventi di efficientamento energetico realizzati nel precedente quadriennio, in ottemperanza a quanto dichiarato nella stesura della prima diagnosi. Nelle stesse diagnosi sono inoltre individuati interventi di efficientamento possibili, alcuni dei quali, secondo le prescrizioni normative, saranno da realizzare per ogni sito produttivo nel prossimo quadriennio, sempre con l'obiettivo del miglioramento dei bilanci energetici degli impianti di trattamento delle acque reflue.

Come riportato nel capitolo precedente gli impianti di depurazione oggetto delle diagnosi sono tipici della casistica italiana, nella maggior parte dei casi essi sono basati su sistemi a fanghi attivi convenzionali con limitate efficienze in termini di recupero di materia ed energia ed elevati costi gestionali (in primis consumi energetici e smaltimento fanghi) ed ingombri. Per questo motivo si ritiene che l'analisi delle misure individuate per questi impianti, oggetto del presente capitolo possa essere utile per tutti i gestori.

2.2.1 *Interventi non specificamente progettati per impianti di depurazione*

Vi sono una serie di interventi di efficientamento non specificamente progettati per impianti di depurazione, ma di cui anche essi possono beneficiare, alla pari di qualsiasi altro sito produttivo. Essendo relativamente semplici da valutare e realizzare, tali interventi sono stati implementati, o sono stati previsti in molti degli impianti soggetti a diagnosi energetiche. In particolare, hanno trovato ampia applicazione gli interventi di sostituzione dei corpi illuminanti. Esistono, infatti, diversi interventi attuabili al fine di migliorare e ridurre i consumi di illuminazione che possono prevedere l'installazione di lampade a led sfruttando la possibilità di variare la luce in funzione delle specifiche esigenze, oppure utilizzando software di gestione all'interno di una piattaforma PLC con sensori di misurazione dell'intensità della luce variando, in questo modo, l'accensione a seconda della necessità del momento [23].

Anche la generazione di energia rinnovabile in loco, principalmente tramite pannelli fotovoltaici rappresenta una soluzione prevista in vari impianti di trattamento delle acque reflue, con adeguate superfici disponibili sia di terreno, sia di tetti.

La produzione combinata di calore ed energia elettrica Combined Heat and Power (CHP), nota anche come cogenerazione, si riferisce alla produzione simultanea di energia elettrica e termica da un unico combustibile fonte. Nel caso degli impianti di depurazione il combustibile è tipicamente il biogas prodotto dalla digestione anaerobica dei fanghi. L'elemento prioritario nella tecnologia CHP è l'efficienza elettrica dell'impianto in quanto generalmente la quantità disponibile di calore risulta essere sufficiente ai fabbisogni di riscaldamento del digestore. La regolare manutenzione delle unità di cogenerazione rappresenta un elemento importante in quanto, ad esempio, depositi di particolari composti chimici comportano una drastica riduzione dell'efficienza, con conseguenti perdite di energia. Secondo i dati di letteratura, l'efficienza elettrica di un impianto di cogenerazione risulta essere compresa tra il 25 e il 35 % nel caso di impianti di dimensione inferiore a 100 kW, tra il 35 e il 40% per impianti di dimensione compresa tra i 100-500 kW, ed tra il 38 al 45% in caso di impianti di dimensione maggiore ai 500 kW [36].

Un'ulteriore misura di tipo gestionale è esplicitamente richiesta per le diagnosi energetiche che impongono l'adozione di un sistema di monitoraggio o definizione di campagne di misura. Si tratta anche in questo caso di una misura non specifica per gli impianti di depurazione, ma applicabile anche a questi. L'installazione di dispositivi di monitoraggio connessi ad un sistema di supervisione e acquisizione dati permette di conoscere dettagliatamente dove viene utilizzata l'energia negli impianti e consente di identificare opportunità per l'efficientamento energetico. Tra di essi rientrano anche gli interventi finalizzati alla Power Quality (PQ). L'installazione di dispositivi di monitoraggio permette di individuare gli eventi che possono creare danni e malfunzionamenti delle diverse apparecchiature elettriche presenti. Inoltre, la registrazione di tali eventi è

molto utile sia per la gestione energetica che per l'individuazione di tecniche finalizzate al risparmio energetico stesso [37].

Infine, la presenza di un idoneo piano di manutenzione e pulizia delle diverse componenti impiantistiche risulta necessaria al fine di evitare fenomeni che possono comportare malfunzionamenti riducendo altresì i rischi di danneggiamento.

Di seguito si riportano gli interventi di efficientamento realizzati o previsti nelle diagnosi energetiche.

(Per tutti gli interventi il risparmio economico connesso al risparmio di energia elettrica è stato calcolato considerando un costo energetico pari a 0.15€ kWh^{-1})

- **Interventi di sostituzione di corpi illuminanti**

Sono stati realizzati 4 interventi e previsti altri 20 che prevedono interventi di sostituzione dei corpi illuminanti esistenti con nuove lampade di illuminazione con sorgente LED ed efficientamento dell'illuminazione interna ed esterna dai quali è stato possibile constatare un costo di investimento variabile tra un minimo pari a circa 1400 € e massimo pari a 202000 € (investimento medio pari 25000 €). Il risparmio energetico minimo ottenibile calcolato è risultato essere pari a $1500\text{ kWh anno}^{-1}$, mentre il risparmio massimo è risultato essere pari a $99000\text{ kWh anno}^{-1}$ (risparmio medio annuo pari a $24000\text{ kWh anno}^{-1}$). Il risparmio economico medio annuo nei 24 casi considerati risulta essere pari a 3600 € anno^{-1} .

- **Interventi per la produzione di energia da fonti rinnovabili**

È stato realizzato 1 intervento e previsti altri 14 che riguardano l'installazione di un impianto fotovoltaico in copertura prevedendo per essi un costo di investimento minimo pari a circa 10000 € e massimo pari a 543000 € (investimento medio pari a 126000 €). Il risparmio energetico minimo ottenibile è risultato essere pari a $12500\text{ kWh anno}^{-1}$, mentre il risparmio massimo è risultato essere pari a $5008000\text{ kWh anno}^{-1}$ (risparmio medio annuo pari a 424000 kWh). Il risparmio economico medio annuo è pari, quindi, a 64000 € anno^{-1} .

- **Interventi di cogenerazione**

Negli impianti studiati è stato realizzato un intervento e ne sono stati previsti altri 4 finalizzati all'installazione di un impianto di cogenerazione per un costo di investimento minimo pari a circa 120000 € e massimo pari a 5200000 € (investimento medio pari a 1308400 €). Il risparmio minimo energetico ottenibile è pari a $270000\text{ kWh anno}^{-1}$, mentre il risparmio massimo è risultato essere pari a $1200000\text{ kWh anno}^{-1}$ (risparmio medio annuo pari a 735000 kWh). Il risparmio economico medio annuo è pari, quindi, a $110250\text{ € anno}^{-1}$.

- **Interventi di misura e monitoraggio**

Sono stati individuati interventi di misura e monitoraggio in 16 degli impianti studiati, che prevedono l'installazione di un sistema di monitoraggio energetico ed efficientamento prevedendo per essi un costo di investimento minimo pari a 2400 € e massimo pari a 53000 € (investimento medio = 16000 €). Infine, per 10 impianti è stato stimato anche il valore relativo al risparmio energetico annuo in kWh anno^{-1} . In particolare, il risparmio minimo stimato è pari a $5800\text{ kWh anno}^{-1}$, mentre il risparmio massimo è pari a $193000\text{ kWh anno}^{-1}$ (risparmio medio annuo pari a $53000\text{ kWh anno}^{-1}$). Il risparmio economico medio annuo è, quindi, pari a 8000 € anno^{-1} .

2.2.2 Interventi di sostituzione o efficientamento energetico di apparecchiature

L'efficientamento energetico delle apparecchiature elettromeccaniche installate negli impianti di depurazione è conseguibile tramite modulazione mediante inverter, soft-starter, oppure tramite sostituzione con miglioramento della classe energetica delle apparecchiature stesse.

Le apparecchiature con maggiore consumo energetico sono tipicamente:

- sistemi di pompaggio e sollevamento;
- sistemi di aerazione (compressione aria);
- sistemi di miscelazione delle unità di processo, sia in linea acque che in linea fanghi;

Nella identificazione delle apparecchiature da sostituire è consigliabile concentrarsi sulle apparecchiature obsolete o comunque non più correttamente dimensionate rispetto alle effettive condizioni di lavoro. In particolare, esistono diverse strategie finalizzate all'ottimizzazione energetica degli impianti di sollevamento che richiedono, ad esempio, condizioni di lavoro ottimali, evitando quindi eccessivi sovradimensionamenti, l'adozione di pompe centrifughe a velocità variabile, l'utilizzo di pompe dotate di soft-starter riducendo in questo modo gli assorbimenti, l'adozione di sistemi di pompaggio modulabili, correttamente progettati per numero e capacità delle pompe ed infine, interventi regolari di manutenzione delle pompe stesse [23]. Le

inefficienze nel pompaggio, inoltre, spesso derivano da errata scelta della pompa o da sopraggiunti cambiamenti nelle condizioni operative. Gli indizi che possono consentire di riconoscere un sistema di pompaggio inefficiente includono: condizioni di lavoro che richiedono valvole di controllo strozzate molto frequentemente, frequenti cicli di accensione/spengimento, rumore di cavitazione delle pompe altrove nel sistema, sistemi di pompaggio sprovvisti di misuratori di portata, pressione e potenza elettrica [38]. Tra le misure che consentono l'efficientamento dei sistemi di pompaggio rientrano gli azionatori a frequenza variabile (Variable Frequency Drives VFDs) che possono essere usati per variare la velocità di una pompa in base alle condizioni di flusso [38]. In generale, l'ottimizzazione dei sistemi di pompaggio e l'uso di dispositivi di inverter comporta un risparmio di energia compreso tra il 5 e il 30% [39]. Una alternativa al pompaggio, per il sollevamento iniziale o per il sollevamento di fanghi è rappresentata dall'utilizzo di coclee che, rispetto alle pompe centrifughe non determinano perdite di carico nelle tubazioni. Il funzionamento è regolabile in continuo con portata corrispondente a quella di arrivo, ed è possibile sollevare acque molto ricche di solidi sospesi senza rischi di intasamento. Tra le controindicazioni, si segnalano i notevoli ingombri planimetrici e la prevalenza limitata a pochi metri [23].

Le soffianti rappresentano una parte integrante del sistema di aerazione. Tra le tipologie più innovative mirate al conseguimento dell'efficientamento energetico, rientrano i turbocompressori e le soffianti centrifughe monostadio (Single-stage centrifugal integrally geared blowers). In particolare, l'utilizzo di turbocompressori comporta un minore consumo di energia in quanto essi risultano avere una efficienza maggiore del 10-20% rispetto ai sistemi tradizionali [38]. Altri studi riportano addirittura risparmi energetici conseguibili fino al 42% rispetto alle tecnologie tradizionali con un tempo di ritorno pari a 1.22 anni [40]. Le soffianti centrifughe monostadio (Single-stage with inlet guide vanes and variable diffuser vanes), invece, attualmente disponibili da diversi produttori, sebbene abbiano un costo di investimento circa 3 volte maggiore rispetto alle altre tecnologie, consentono una riduzione di circa il 40% del costo energetico annuale [38].

Infine, relativamente al conseguimento di una maggiore efficienza in fase di miscelazione, tra le tecnologie attuali più efficienti rientrano i mixer iperbolici e i "pulsed large bubble mixing". I mixer iperbolici sono mixer ad albero verticale con un agitatore di forma iperbolica sul fondo. Tali mixer seppure comportino un costo di investimento maggiore rispetto ad un sistema di miscelazione tradizionale, permettono di ottenere consumi energetici ridotti del 50% [38]. Infine, una tecnologia innovativa di miscelazione sviluppata da Enviromix chiamata BioMx permette di ridurre il consumo di energia richiesto in fase di miscelazione attraverso la fuoriuscita di brevi raffiche di aria compressa, sotto forma di grandi bolle, progettate per ridurre al minimo il trasferimento di ossigeno e per favorire il mantenimento di condizioni anaerobiche ed anossiche. L'utilizzo di tale tecnologia può consentire, a parità di efficienza, una richiesta di energia minore del 45% rispetto ad un classico sistema di miscelazione sommerso [38].

Di seguito si riportano gli interventi di efficientamento realizzati o valutati nelle diagnosi energetiche:

- **Interventi di installazione/sostituzione pompe**

Sugli impianti sottoposti a diagnosi energetica, è stato realizzato un solo intervento e ne sono stati individuati altri 3 che prevedono la sostituzione/installazione pompe ad alta efficienza per un costo di investimento minimo pari a 9000 € e massimo pari a 36000 € (investimento medio pari a 18000 €). Il risparmio energetico varia da un minimo di circa 6500 kWh_e anno⁻¹ ad un massimo di 100000 kWh_e anno⁻¹ (risparmio medio annuo pari a 34000 kWh_e anno⁻¹). Il risparmio economico medio annuo ottenuto è pari a 5000 € anno⁻¹.

- **Interventi di installazione/sostituzione motori**

Sono stati individuati interventi di installazione di motori elettrici in 7 impianti prevedendo per essi un costo di investimento minimo pari a 1300 € e massimo pari a 67000 € (investimento medio pari a 14000 €). Il risparmio energetico va da un minimo di circa 10000 kWh_e anno⁻¹, ad un massimo pari a 47000 kWh_e anno⁻¹ (risparmio medio annuo pari a 27000 kWh_e anno⁻¹). Il risparmio economico medio annuo ottenuto è pari a circa 4000 € anno⁻¹.

- **Interventi di installazione/sostituzione soffianti**

Sono stati realizzati 3 interventi ed individuati altri 3 che hanno previsto la sostituzione delle soffianti nel comparto di ossidazione-nitrificazione e l'efficientamento del comparto di aerazione con un costo di investimento minimo pari a 116000 € e massimo pari a 1000000 € (investimento medio pari a 450000 €). Il

risparmio minimo ottenibile da questi interventi varia tra circa 135000 kWh_e anno⁻¹ e circa 550000 kWh_e anno⁻¹ (risparmio medio annuo pari a 305000 kWh_e anno⁻¹). Il risparmio economico medio annuo stimato è pari a 46000 € anno⁻¹.

- **Interventi di installazione inverter**

Sono stati individuati interventi che hanno previsto l'installazione di inverter su pompe e motori elettrici in 2 impianti prevedendo per essi un costo di investimento tra i 120000 € e i 200000 € (investimento medio pari a 160000 €). Il risparmio energetico minimo annuo ottenibile è tra i 150000 kWh_e anno⁻¹ ed i 180000 kWh_e anno⁻¹ (risparmio medio annuo pari a 170000 kWh_e anno⁻¹). Il risparmio economico medio annuo ottenibile è pari a 25000 € anno⁻¹.

- **Interventi individuati di installazione/ottimizzazione mixer**

Sono stati individuati 2 interventi che prevedono l'installazione di mixer ad alta efficienza o l'ottimizzazione della miscelazione nelle vasche di ossidazione per un costo di investimento minimo pari a 22000 € e massimo pari a 450000 € (investimento medio pari a 236000 €). Il risparmio energetico minimo annuo ottenibile è pari a 22000 kWh_e anno⁻¹, mentre il risparmio massimo è pari a 830000 kWh_e anno⁻¹ (risparmio medio annuo pari a 427000 kWh_e anno⁻¹). Il risparmio economico medio annuo ottenibile è pari a 64000 € anno⁻¹.

- **Altri interventi di efficientamento**

Sono stati individuati 2 interventi di efficientamento termico della digestione anaerobica che prevedono la sostituzione dello scambiatore di calore per il digestore in linea fanghi e la coibentazione del digestore anaerobico per un costo di investimento minimo pari a 55000 € e massimo pari a 115000 € (investimento medio pari a 85000 €). Il risparmio energetico minimo annuo ottenibile è pari a 30000 kWh_t anno⁻¹, mentre il risparmio massimo è pari a 39000 kWh_t anno⁻¹ (risparmio medio annuo pari a 35000 kWh_t anno⁻¹). Il risparmio economico medio annuo ottenibile è pari a 5250 € anno⁻¹.

2.2.3 Altre misure puntuali per la riduzione dei consumi energetici in linea acque:

Un tipo di intervento che garantisce impatti significativi sul bilancio energetico è l'ottimizzazione dei sistemi di diffusione aria nelle vasche di processo biologico.

In particolare, lo sviluppo della tecnologia di diffusione a bolle fini ha comportato una significativa riduzione dei consumi energetici in aerazione. L'utilizzo di tale tecnologia risulta essere sempre conveniente nel caso di impianti nuovi o in caso di sostituzione di sistemi di aerazione a fine vita. Generalmente i risparmi energetici ottenibili risultano compresi nel range 20-75%, mentre il tempo di ritorno stimato è compreso tra 1-7 anni [23]. Attualmente sono disponibili in commercio sistemi di diffusione "ultra-fini" che generano un diametro medio delle bolle compreso tra 0.2 – 1 mm. I vantaggi di tale tecnologia sono attribuibili alla migliore efficienza di trasferimento dell'ossigeno (OTE) e maggiore resistenza alle incrostazioni. Di contro, aspetti da valutare sono la velocità di diffusione e l'efficienza della miscelazione [38].

Notevoli margini di efficientamento sono conseguibili anche tramite i sistemi di controllo dell'aerazione, in grado di ottimizzare la fornitura di aria/ossigeno al processo in base alle reali esigenze, variabili in base ai carichi inquinanti influenti (soprattutto in termini di COD e N-NH₄⁺), ed ai relativi fabbisogni di processo. La presenza di flussi di origine industriale ovvero di acque parassite può incidere in maniera sensibile sull'effettivo fabbisogno. Tra le possibili opzioni, si passa dai sistemi di regolazione dell'aerazione basati su semplici soglie di ossigeno disciolto in vasca, ai sistemi automatici di controllo basati su differenti principi di monitoraggio (tipologia, numero e posizione delle sonde installate), differenti modalità di intervento (es. sistemi di modulazione delle soffianti in funzione della loro tipologia, modulazione dei diffusori installati in vasca, etc.) e, soprattutto, diversi possibili sistemi di controllo automatico e logiche di controllo con relativi algoritmi in grado di restituire le indicazioni sulle effettive esigenze di aerazione in base ai segnali acquisiti.

In particolare, i sistemi di controllo dell'aerazione rappresentano un'importante misura da adottare ai fini dell'efficientamento energetico degli impianti. Inoltre, poiché l'energia richiesta aumenta in modo esponenziale all'aumentare della concentrazione di ossigeno disciolto, il risparmio energetico derivante dal controllo automatizzato dell'aerazione può essere significativo [38]. Miglioramenti si possono raggiungere considerando altre forme di controllo oltre all'ossigeno disciolto. In particolare, un sistema di controllo innovativo utilizza il monitoraggio online della nicotinamide adenina dinucleotide (NADH) per determinare i cambiamenti nelle richieste biologiche. In funzione dei risultati ottenuti, viene regolato il flusso d'aria al bacino al fine di promuovere il processo di nitrificazione-denitrificazione in simultanea. Tale processo si attua utilizzando una concentrazione sufficientemente bassa di DO (tipicamente inferiore a 1 mgO₂ L⁻¹) limitando

la diffusione dell'ossigeno disciolto soltanto alla parte esterna del fiocco, favorendo quindi, la denitrificazione nella parte interna di esso [38]. Il controllo di tale processo consente di minimizzare il consumo energetico per l'aerazione [41].

In alternativa possono essere impiegati controlli feed-forward per regolare il set-point dell'ossigeno disciolto sulla base di misurazioni in tempo reale sui principali parametri caratteristici del refluo influente [42] o controlli basati su logiche di tipo fuzzy, per regolare la fornitura d'aria in relazione alla concentrazione di ammoniaca in uscita dal reattore [43].

Negli impianti soggetti a diagnosi energetiche, queste tipologie di intervento sono state previste in pochissimi casi, pur potendo garantire notevoli risparmi energetici ed essendo caratterizzate da VAN molto elevati e tempi di ritorno relativamente brevi. Si tratta di interventi caratterizzati da elevati costi di investimento e che richiedono una adeguata programmazione implicando una fermata almeno parziale degli impianti.

Di seguito si riportano gli interventi di efficientamento realizzati o valutati nelle diagnosi energetiche:

- **Interventi di installazione sistemi a bolle fini**

Sono stati individuati interventi che hanno previsto l'installazione di un sistema di aerazione a bolle fini in 3 impianti per un costo di investimento minimo pari a 1400000 € e massimo pari a 2850000 € (investimento medio pari a 1883000 €). Il risparmio minimo annuo ottenuto in termini di kWhe anno⁻¹ è pari a 1590000 kWhe anno⁻¹, mentre il risparmio massimo è pari a 5490000 kWhe anno⁻¹ (risparmio medio annuo pari a 2855000 kWhe/anno). Il risparmio economico medio annuo ottenuto è pari a 428250 € anno⁻¹.

- **Altri interventi di efficientamento di processo e controllo**

Sono stati individuati interventi finalizzati all'ottimizzazione del processo attraverso la predisposizione di un sensore ossigeno e controllo avanzato del processo di ossidazione prevedendo per essi un costo di investimento minimo pari a 13000 € e massimo pari a 3500000 € (investimento medio pari a 100000 €). Il risparmio energetico minimo annuo ottenibile è pari a 180000 kWhe anno⁻¹, mentre il risparmio massimo è pari a 913000 kWhe anno⁻¹ (risparmio medio annuo pari a 395000 kWhe anno⁻¹). Il risparmio economico medio annuo ottenibile è pari a 59000 € anno⁻¹.

2.2.4 Analisi dei dati e conclusioni

Nella tabella 9 è riportato un quadro di insieme di tutti gli interventi presentati ai paragrafi precedenti.

Tabella 9. Tabella riassuntiva di tutti gli interventi sia realizzati che individuati

	n. di interventi	A.E	Investimento medio (€)	Investimento minimo (€)	Investimento massimo (€)	Risparmio medio annuo (kWh/anno ⁻¹)	Risparmio minimo annuo (kWh/anno ⁻¹)	Risparmio massimo annuo (kWh/anno ⁻¹)	Risparmio medio annuo (€ anno ⁻¹)
Illuminazione	24	7500-100000	25000	1400	202000	24000	1500	99000	3600
Prod. da fonti rinnovabili	15	5400-600000	126000	10000	543000	424000	125000	5008000	63600
Installazione pompe	4	18000-20000	18000	9000	36000	34000	6500	100000	5100
Misura e monitoraggio	16	5400-600000	16000	2400	53000	53000	5800	193000	7950
Cogenerazione	5	50000-600000	1308000	120000	5200000	735000	270000	1200000	110250
Motori	7	50000-400000	14000	1300	67000	27000	10000	47000	4050
Inverter	2	180000-200000	160000	120000	200000	170000	153000	180000	25500
Soffianti	6	18000-400000	450000	116000	1000000	305000	135000	550000	45750
Sistemi di diffusione	3	200000-400000	1883000	1400000	2850000	2855000	1590000	5490000	428250
Mixer	2	18000-400000	236000	22000	450000	427000	22000	830000	64050
Altri interventi di efficientamento di processo e controllo	3	5400-600000	1270000	13000	3500000	462000	180000	913000	69300
Altri interventi di efficientamento	2	100000	85000	55000	115000	35000	30000	39000	5250

Al fine di rendere possibile un confronto di massima tra tutte le tipologie di intervento proposte nelle diagnosi, si riportano nella Tabella 10 i valori dei più significativi indici economici. Il tempo di ritorno semplice (SPB) è stato calcolato in quasi tutte le diagnosi energetiche. Anche il VAN è riportato nella quasi totalità delle diagnosi ma è stato calcolato utilizzando tassi di attualizzazione molto diversi tra loro. Per consentire una comparazione più omogenea, per tutti gli interventi riportati è stato ricalcolato il VAN, utilizzando sempre lo stesso tasso di attualizzazione del 4%, corrispondente alla media dei tassi utilizzati nelle diverse diagnosi. L'indice di profitto (IP) dei vari interventi è stato calcolato come rapporto tra il VAN e il costo d'investimento degli interventi.

Tabella 10. Indici economici (VAN calcolato con un tasso di attualizzazione medio del 4%, risparmio annuo calcolato considerando un costo pari a 0.15€ kWh⁻¹)

Tipologia di intervento	VAN [€]	IP	SPB [anni]
Illuminazione	21065	1,5	6,9
Produzione da Fonti Rinnovabili	88745	1,0	6,3
Sostituzione pompe	4643	0,4	8,5
Misura e monitoraggio	51585	2,3	3,5
Cogenerazione	158295	0,5	6,0
Sostituzione motori	35281	6,6	2,7
Inverter	86605	0,5	6,2
Soffianti	541218	2,0	5,1
Sistemi di diffusione	2959625	1,5	3,9
Mixer	439690	1,2	5,7
Interventi di efficientamento di processo e controllo	125864	1,8	4,4
Altri interventi di efficientamento	168107	2,2	5,0

La comparazione è molto problematica data la grande eterogeneità delle tipologie di intervento e data la statistica limitata di alcune tipologie. Le tipologie di intervento con statistiche più estese forniscono valori abbastanza coerenti tra loro. Nel caso, per esempio, degli interventi di efficientamento dell'illuminazione la maggior parte dei valori è vicina al valore di SPB medio della categoria di 6.9 anni, con l'esclusione di due valori intorno ai 10 anni e di altri due intorno ai due anni. Lo stesso vale per la categoria di produzione energetica da fonti rinnovabili, per la quale la maggior parte delle diagnosi riporta un SPB di circa 5 anni, con due casi anomali superiori ai 10 anni. Per la categoria sostituzione motori vi è un valore di SPB di circa 9 anni ma il resto dei valori non è lontano dalla media di 2.7 anni. La categoria relativa ai sistemi di diffusione a bolle fini, pur con una casistica piuttosto limitata, evidenzia per tutti gli interventi valori molto simili alla media. I dati relativi alle altre categorie invece sono affetti da maggiore incertezza date le casistiche limitate e i dati più disomogenei. Dai dati emerge che in generale tutti gli interventi individuati hanno elevati indici di profitto e tempi di ritorno contenuti. Gli interventi caratterizzati dal più elevato indice di profitto e dal più basso tempo di ritorno dell'investimento sono quelli che prevedono la sostituzione di motori con motori più efficienti, tale risultato è probabilmente da ricondurre a notevoli inefficienze delle apparecchiature sostituite. Un intervento che spicca per l'elevato VAN, combinato ad un tempo di ritorno di meno di quattro anni è la sostituzione del sistema di aerazione. L'intervento più comune tra quelli previsti, rappresentato da interventi sul sistema di illuminazione, garantisce VAN limitati e tempi di ritorno mediamente più lunghi, ma è estremamente semplice da realizzare e comporta costi di investimento limitati.

Nei grafici seguenti, sono riportati il numero degli investimenti e il costo di investimento totale per gli interventi sia realizzati che individuati suddivisi in funzione della dimensione degli impianti, espressa in abitanti equivalenti (A.E). In particolare, i grafici mostrano chiaramente un andamento crescente più che proporzionale rispetto alla taglia degli impianti del costo complessivo degli investimenti realizzati, che però potrebbe essere dovuto alla statistica limitata data la numerosità degli interventi.

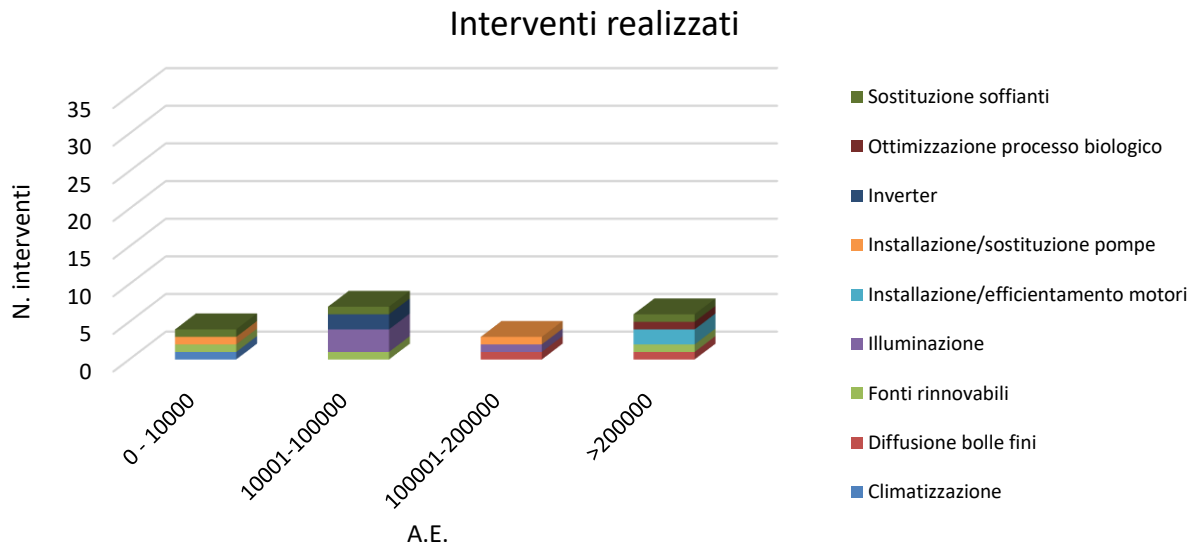


Figura 21 Totalità degli interventi realizzati

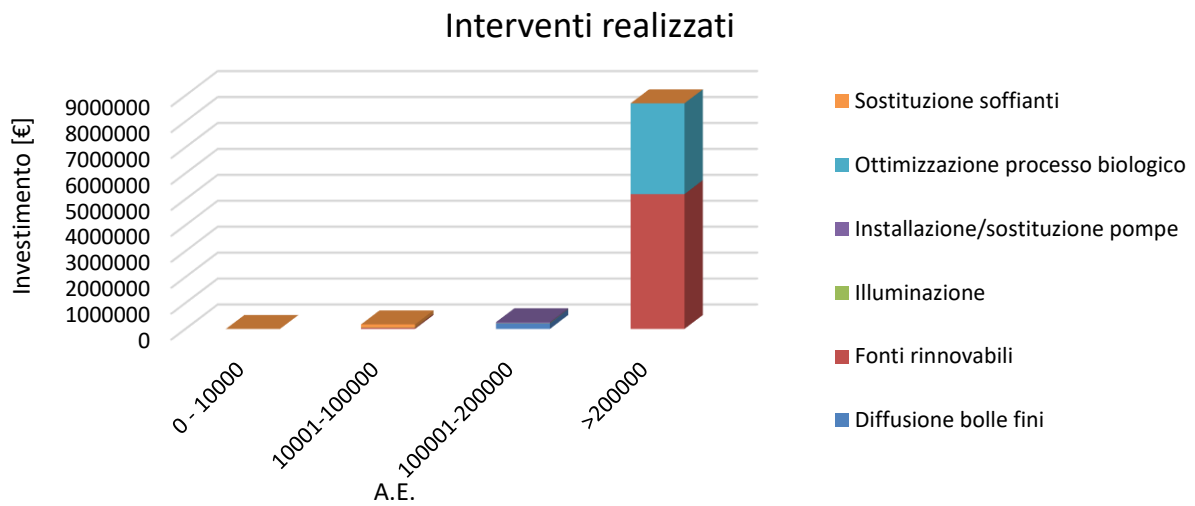


Figura 22 Costo complessivo di investimento per gli interventi realizzati

Per ciò che concerne gli interventi individuati per una prossima realizzazione, la cui numerosità è maggiore per tutte le taglie impiantistiche, la crescita con la taglia degli impianti è meno marcata. Si può notare il peso notevole nelle taglie di impianto maggiore di interventi ad elevato costo di investimento e potenziale di risparmio, come quelli di sostituzione dei sistemi di diffusione dell'ossigeno.

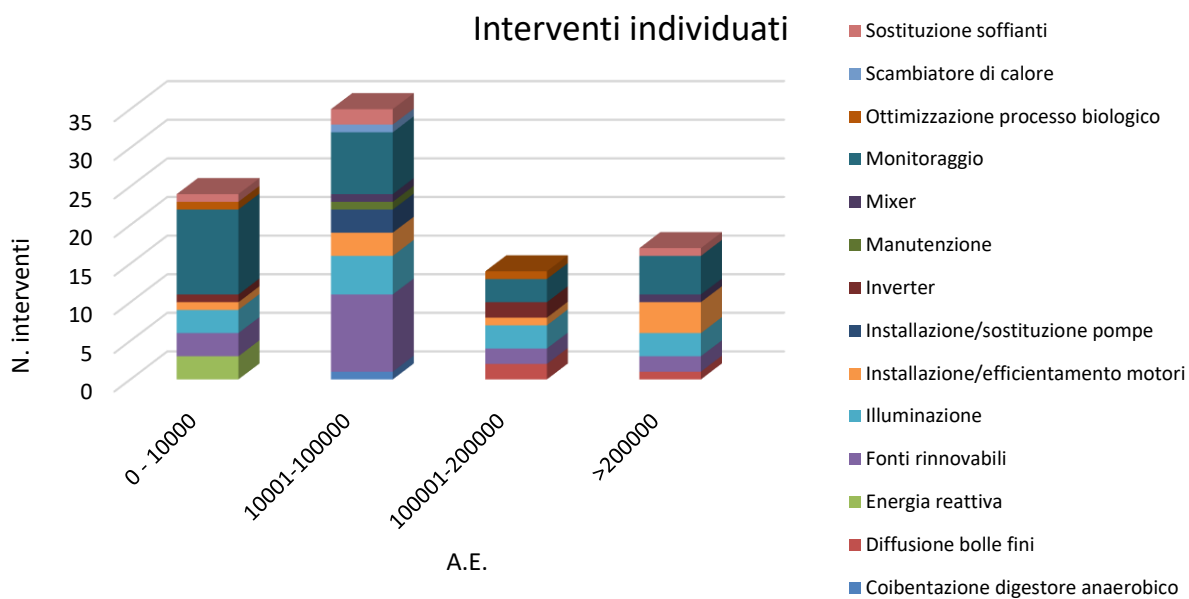


Figura 23 Totalità degli interventi individuati

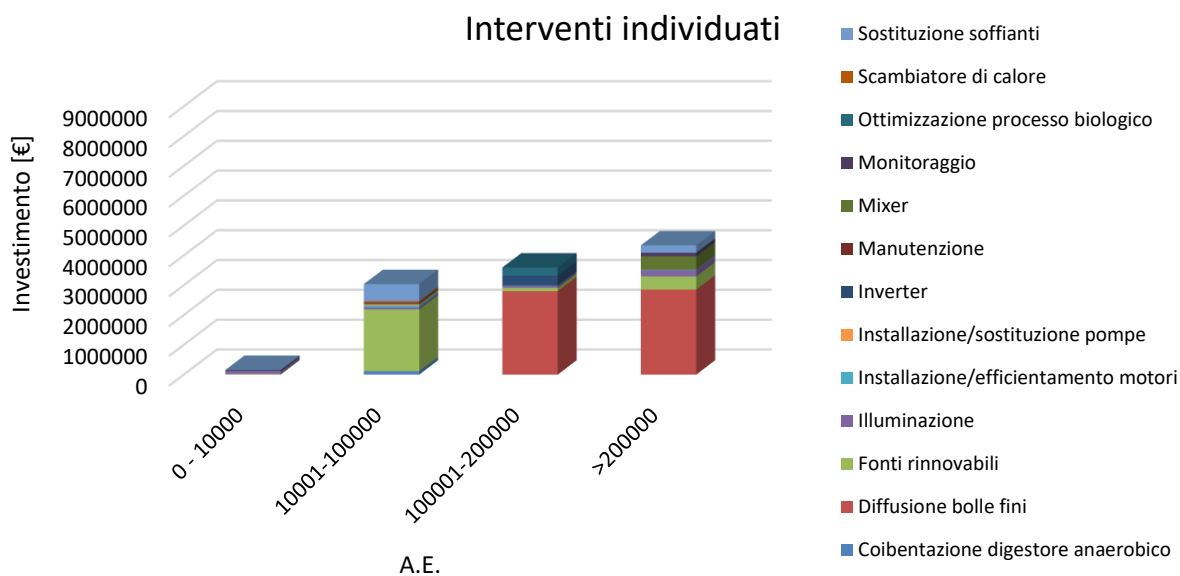


Figura 24 Costo complessivo di investimento per gli interventi individuati

Come visto con poche eccezioni le diagnosi energetiche hanno portato all'individuazione principalmente di misure relativamente semplici da implementare e caratterizzate da costi di investimento ridotti. Questo rappresenta sicuramente un valido primo passo nel percorso di efficientamento, ma per conseguire l'obiettivo dell'indipendenza energetica occorre prevedere investimenti più significativi per modificare i processi di trattamento.

Questi concetti sono alla base dei due casi studio analizzati nel dettaglio e discussi nei seguenti capitoli.

2.3 Processo PN/Anammox per il trattamento di reflui ad alta concentrazione di azoto

Il primo dei casi presentati si focalizza su un processo di trattamento di reflui ad elevata concentrazione di azoto. La rimozione di azoto negli impianti di trattamento delle acque reflue rappresenta un tema centrale su cui si è basata l'attività di ricerca degli ultimi anni al fine di determinare nuove tecnologie utili ad ottenere un miglioramento del processo e, allo stesso tempo, un'ottimizzazione energetica dello stesso. In particolare, negli ultimi anni, la scoperta dei batteri autotrofi Anammox (*ANAerobic AMMONium OXidation*) e del processo di nitrificazione - denitrificazione via nitrito ha permesso di ottimizzare i processi biologici convenzionali di nitrificazione - denitrificazione completa puntando sull'ottenimento del risparmio energetico, sulla minore produzione di fanghi, sul risparmio di fornitura di carbonio esterno e, quindi, sul risparmio economico.

Nel presente capitolo sono presentati i processi biologici innovativi di rimozione dell'azoto basati sul metabolismo Anammox e i vantaggi energetici ed economici che comportano. Per valutare i vantaggi di questi processi su un caso reale, è stato simulato, tramite modellazione matematica il processo di pretrattamento del percolato di discarica di un impianto italiano, costituito da due reattori SBR (*Sequencing Batch Reactor*) in parallelo. Si presentano i risultati ottenuti dalla modellazione sia in termini di prestazioni depurative che energetiche, e i relativi confronti con i dati di letteratura e di impianti in scala reale. Infine, si presentano una serie di interventi proposti per l'efficientamento del processo, che possono essere per sé stessi utili ai gestori di impianti simili. Si intende inoltre fornire un esempio di come la modellazione matematica dei processi, da un lato, possa consentire una più approfondita comprensione del funzionamento e, dall'altro, possa essere utilizzata per l'ottimizzazione delle prestazioni depurative ed energetiche.

2.3.1 Tipologia di reflui cui si applica il processo

Esiste una particolare tipologia di reflui caratterizzati da un'alta concentrazione di azoto ammoniacale ed una bassa concentrazione di sostanza organica (Rapporto Carbonio/Azoto < 2), per i quali il processo biologico di rimozione convenzionale dell'azoto mediante nitrificazione e denitrificazione risulta essere particolarmente oneroso in relazione all'elevata quantità sia di ossigeno, sia di sostanza organica da fornire per consentire il corretto funzionamento della fase biologica. Tra tali reflui rientrano:

- *Percolato vecchio di discarica*: il percolato proveniente da discariche "vecchie", che risulta essere caratterizzato dalla presenza di elevate concentrazioni di azoto ammoniacale, e relativamente basse concentrazioni di sostanza organica disciolta espressa come COD, oltre che da macrocomponenti inorganici, metalli pesanti e sali inorganici disciolti.
- *Surnatante della digestione anaerobica dei fanghi di depurazione*: le acque provenienti dalla linea fanghi, e in particolare dal trattamento di disidratazione in linea fanghi, sono caratterizzate da un'elevata concentrazione di azoto ammoniacale, e vengono in genere riciclate in testa all'impianto di depurazione determinando un incremento notevole del carico di azoto in linea acque.
- *Effluenti suini*: Tra gli effluenti zootecnici, gli effluenti suini sono quelli caratterizzati da elevate concentrazioni di azoto ammoniacale e basse concentrazioni di sostanza organica. Nonostante la loro natura li renda idonei al riutilizzo in agricoltura sottoforma di fertilizzanti/ammendati, talvolta sono necessari trattamenti per la riduzione dell'azoto.
- *Surnatante della digestione anaerobica di effluenti zootecnici*: l'allevamento degli animali, per lo più bovini e avicoli, produce reflui caratterizzati da elevate concentrazioni di azoto e fosforo oltre che di sostanza organica. La valorizzazione di tali effluenti prevede spesso il loro trattamento mediante la digestione anaerobica, nella quale la sostanza organica viene trasformata in energia, e il successivo riutilizzo in agricoltura del digestato o della frazione liquida ottenuta dal trattamento di separazione solido/liquida. Il digestato ottenuto è caratterizzato da elevate concentrazioni di azoto ammoniacale e basse concentrazioni di sostanza organica, e non sempre il riutilizzo in agricoltura è possibile a causa dei vincoli normativi sulle quantità di azoto da apportare al suolo e alle colture, rendendo necessari trattamenti per la riduzione dell'azoto.
- *Acque reflue industriali*: in particolar modo reflui derivanti dall'industria chimica, alimentare, ceramica e acciaieria.

2.3.1.1 Il percolato di discarica

Nonostante la progressiva diminuzione dei rifiuti inviati a discarica nel corso degli ultimi anni, uno dei maggiori problemi attualmente legato alle discariche di rifiuti urbani esistenti riguarda la gestione e il trattamento del percolato. Il percolato di discarica è il refluo che si genera in discarica a seguito dei fenomeni d'infiltrazione e lisciviazione dei rifiuti da parte delle acque di origine meteorica, oltre che dei fenomeni di degradazione aerobica e anaerobica dei rifiuti organici che avvengono all'interno dell'ammasso di rifiuti stoccati. Il percolato che viene prodotto dalle discariche risulta essere caratterizzato da un elevato carico inquinante, con alti tenori di azoto ammoniacale, sostanza organica (COD), salinità (cloruri e solfati) e metalli pesanti. Considerati i limiti molto restrittivi per lo scarico in fognatura, i sistemi convenzionali di trattamento depurativo risultano spesso inefficaci, soprattutto per quanto riguarda l'ammoniaca e i metalli pesanti. Questa condizione rende necessario considerare tecniche alternative che garantiscano adeguati trattamenti del percolato a costi contenuti.

In generale, la quantità di percolato prodotta è soggetta a variazioni stagionali molto forti, che dipendono principalmente dalle precipitazioni, sebbene si verifichi un ritardo tra il picco di pioggia e la portata massima di percolato prodotto, in quanto in una prima fase avviene la saturazione della massa di rifiuti. La produzione, inoltre, aumenta con l'età della discarica: nella prima fase di vita, l'acqua che si infiltra riempie i vuoti e viene assorbita dai rifiuti, che la consumano durante i processi aerobici; successivamente, la stessa acqua viene rilasciata dai rifiuti, mentre la saturazione dello spazio è completamente avvenuta e quindi la portata in ingresso al volume di rifiuti diventa più simile a quella in uscita dal medesimo.

La composizione e la concentrazione di contaminanti sono estremamente variabili ed influenzati dal tipo di rifiuto depositato, dalla qualità del rifiuto, da fattori idrogeologici e principalmente dall'età della discarica [44], [45].

In generale, un percolato è caratterizzato dalla presenza di vari composti [46]:

- Azoto ammoniacale ($\text{NH}_4^+\text{-N}$);
- Materia organica disciolta, espressa come COD (Chemical Oxygen Demand) o TOC (Total Organic Carbon) sia biodegradabile (acidi organici volatili), sia refrattaria alla degradazione microbica (acidi umici e fulvici);
- Macrocomponenti inorganici: Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , K^+ , Fe, Mn, Cl⁻, SO_4^{2-} , HCO_3^- ;
- Metalli pesanti;
- Alcalinità;
- Sali inorganici disciolti (cloruri e solfati);
- Durezza permanente;
- Composti organici xenobiotici (XOC).

Tuttavia, le caratteristiche qualitative del percolato sono soggette a variazioni legate all'evolversi dei processi biologici che si instaurano all'interno del rifiuto della discarica ad opera di differenti microrganismi, potendo distinguere un "percolato giovane", prodotto da discariche nei primi 5 anni di vita, da un "percolato vecchio", prodotto da discariche dopo 5 - 10 anni di attività.

In aggiunta, è possibile fare una ulteriore distinzione in relazione al sito di provenienza del percolato (Tabella 11)

Tabella 11 Composizione del percolato [47].

	Sito discarica	COD (mg l ⁻¹)	BOD (mg l ⁻¹)	BOD/COD	pH	SS (mg l ⁻¹)	TKN (mg l ⁻¹)	NH ₃ -N (mg l ⁻¹)
Giovane	Canada	13800	9660	0.70	5.8		212	42
Giovane	Canada	1870	90	0.05	6.58		75	10
Giovane	China, Hong Kong	15700	4200	0.27	7.7			2260
Giovane	China, Hong Kong	17000	7300	0.43	7.0-8.3	>5000	3200	3000
Giovane		13000	5000	0.38	6.8-9.1	2000	11000	11000
Giovane		50000	22000	0.44	7.8-9.0	2000	13000	13000
Giovane	China, Mainland	1900-3180	3700-8890	0.36-0.51	7.4-8.5			630-1800
Giovane	Greece	70900	26800	0.38	6.2	950	3400	3100

	Sito discarica	COD (mg l ⁻¹)	BOD (mg l ⁻¹)	BOD/COD	pH	SS (mg l ⁻¹)	TKN (mg l ⁻¹)	NH ₃ -N (mg l ⁻¹)
Giovane	Italy	19900	4000	0.20	8			3917
Giovane	Italy	10540	2300	0.22	8.2	1666		5210
Giovane	South Korea	24400	10800	0.44	7.3	2400	1.766	1682
Giovane	Turkey	16200- 20000	10800- 11000	0.55-0.67	7.3-7.8			1120- 2500
Giovane		35500- 50000	21000- 25000	0.5-0.6	5.6-7.0			2020
Giovane	Turkey	35000- 50000	21000- 25000	0.5-0.6	5.6-7.0	2630- 3930	2370	2020
Giovane	Turkey	10750- 18420	6380- 9660	0.52-0.59	7.7-8.2	1013- 1540		1946- 2002
Età media	Canada	3210- 9190			6.9-9.0			
Età media	China	5800	430	0.7	7.6			
Età media	China, Hong Kong	7439	1436	0.19	8.22	784		
Età media	Germany	3180	1060	0.33			1135	884
Età media	Germany	4000	800	0.20				800
Età media	Greece	5350	1050	0.20	7.9	480	1100	940
Età media	Italy	5050	1270	0.25	8.38		1670	1330
Età media	Italy	3840	1200	0.31	8			
Età media	Poland	1180	331	0.28	8			743
Età media	Taiwan	6500	500	0.08	8.1			5500
Età media	Turkey	9500			8.15		1450	1270
Vecchio	Brazil	3460	150	0.04	8.2			800
Vecchio	Estonia	2170	800	0.37	11.5			
Vecchio	Finland	556	62	0.11			192	159
Vecchio	Finland	340-920	84	0.09-0.25	7.1-7.6			330-560
Vecchio	France	500	7.1	0.01	7.5	130	540	430
Vecchio	France	100	3	0.03	7.7	13-1480	5-960	0.2
Vecchio	France	1930			7			295
Vecchio	Malaysia	1533- 2580	48-105	0.03-0.04	7.5-9.4	159-233		
Vecchio	South Korea	1409	62	0.04	8.57	404	141	1522
Vecchio	Turkey	10000			8.6	1600	1680	1590

2.3.1.2 Trattamenti del percolato

Il percolato deve essere sottoposto a un idoneo trattamento in modo da garantire il rispetto dei limiti previsti dalla normativa vigente. La scelta della tecnologia più adatta al trattamento è legata, oltre che alle caratteristiche del percolato stesso, anche ad altri aspetti gestionali come:

- limitata richiesta di risorse ed energia;
- basso impatto ambientale;
- gestione semplice, efficiente ed economica.

Le principali tipologie di trattamento si distinguono in:

- trattamenti biologici (aerobici, anaerobici o anossici) finalizzati alla rimozione della sostanza organica e dei composti azotati;
- trattamenti chimico- fisici (coagulazione-floccurazione, sistemi ad assorbimento, sistemi con membrane semipermeabili, sistemi di ossidazione chimica) finalizzati alla rimozione di composti quali acidi umici e fulvici, non biodegradabili, e metalli pesanti.

Al fine di garantire una elevata efficienza di rimozione è spesso necessario integrare metodi di trattamento di tipo biologico a metodi chimico-fisici [48]. Inoltre, l'applicazione delle diverse tecniche di trattamento è funzione del grado di stabilizzazione del percolato (percolato "giovane" vs percolato "vecchio").

Per quel che concerne i trattamenti biologici, il trattamento dei percolati "giovani" sarà maggiormente focalizzato alla rimozione della sostanza organica biodegradabile, che spesso avviene mediante processi

biologici convenzionali di nitrificazione/denitrificazione o di digestione anaerobica. Per contro, i trattamenti applicati ai percolati “vecchi” sono per lo più finalizzati alla rimozione dei composti inorganici, quali l’azoto ammoniacale, oltre che della sostanza organica refrattaria, e dunque l’utilizzo di un trattamento biologico convenzionale non risulta essere appropriato a causa dell’alta concentrazione di azoto ammoniacale e del basso contenuto di sostanza organica biodegradabile.

I processi aerobici vengono applicati sia per la degradazione della sostanza organica, sia dei composti azotati. Hanno il pregio di essere rapidi e dotati di alti rendimenti di depurazione della sostanza organica. I principali processi di tipo aerobico sono:

- trattamenti convenzionali a biomassa sospesa (fanghi attivi): in questo caso vi sono delle difficoltà di gestione all’aumentare dell’età del percolato a causa della diminuzione dei carichi organici nel percolato da trattare.
- trattamenti convenzionali a biomassa adesa (dischi biologici e letti percolatori): la biomassa non è presente sotto forma di fiocchi ma è adesa a particolari supporti. Tali processi non risultano adatti al trattamento del percolato a causa di possibili effetti come l’ostruzione dovuta ai precipitati inorganici.
- processi biologici innovativi, come la nitrificazione parziale accoppiata poi al processo anaerobico Anammox.

Tabella 12. Concentrazioni di COD, BOD, N e P in acque con alto contenuto di azoto [49]

Tipologia di rifiuto	COD	BOD ₅	Azoto totale	Fosforo	Fonti
	mg l ⁻¹	mg l ⁻¹	mgN l ⁻¹	mgP l ⁻¹	
Percolato vecchio di discarica	2000-5000	1500-4000	500-1000	20-50	[50]
	n.d.	45	310	n.d.	[51]
	1300-1600	n.d.	160-270	n.d.	[52]
	9660-20560	n.d.	780-1080	20-51	[53]
Surnatanti della digestione anaerobica di acque reflue urbane	232-12587	81-750	260-958	33-207	[54]
	390-2720	n.d.	943-1513	n.d.	[55]
	610	140	910	n.d.	[56]
Frazione liquida di effluenti suini	n.d.	2912	707	55	[57]
	3969	1730	1700	147	[58]
	9000-13000	n.d.	3100-4300	20-40	[59]
	6456	n.d.	695	91.8	[60]
Surnatanti della digestione anaerobica di effluenti zootecnici	10976	1250	1871	n.d.	[61]
	2775.7	n.d.	1966	n.d.	[62]
Acque reflue di conceria	300-1400	n.d.	50-200	n.d.	[63]
	1940-2700	n.d.	123-185	n.d.	[64]
Rifiuti di macellazione	1400-2400	n.d.	170-200	35-55	[65]
Produzione di amido	3000	990	1060	210	[66]
	5000-100000	2000-5000	800-1100	170-230	[66]
Acque reflue dell'industria della pectina	15000-22000	n.d.	1280-2990	n.d.	[67]
	8100	n.d.	1600	11	[68]

n.d.= non disponibile

Per tali tipologie di reflui il processo di rimozione autotrofa dell'azoto offre un'alternativa sostenibile al classico ciclo di nitro/denitro a causa della minore richiesta di energia e di sostanza organica [49].

2.3.2 Processi biologici per la rimozione dell'azoto

I sistemi più utilizzati negli impianti di depurazione per la rimozione dell'azoto da acque reflue urbane si basano sulla combinazione dei processi biologici di nitrificazione e denitrificazione. Attraverso la nitrificazione, ad opera di batteri autotrofi nitrificanti, l'azoto ammoniacale ($\text{NH}_4^+\text{-N} \leftrightarrow \text{NH}_3\text{-N}$) viene inizialmente ossidato ad azoto nitroso ($\text{NO}_2^-\text{-N}$), e successivamente ad azoto nitrico ($\text{NO}_3^-\text{-N}$). In un ambiente privo di ossigeno disciolto, poi, si attua la denitrificazione ossia la riduzione dei nitrati a nitriti e azoto gassoso, N_2 , ad opera dai batteri eterotrofi denitrificanti.

Negli ultimi anni si sono diffuse nuove strategie atte all'implementazione di processi biologici finalizzati ad una rimozione dell'azoto più efficiente sia in termini depurativi che energetici ed economici. Una serie di strategie si basano su delle "scorciatoie" nel normale ciclo dell'azoto costituito dal processo completo di nitrificazione e denitrificazione. Tali scorciatoie si basano sulla rimozione dell'azoto via nitrito, possibile sia perché il nitrito è un prodotto intermedio della nitrificazione, e della denitrificazione, sia grazie alla scoperta del metabolismo dei batteri Anammox (ANaerobic AMMonium OXidation) che ha rivoluzionato il trattamento dell'azoto, in quanto consente l'ossidazione anaerobica dell'ammoniaca utilizzando i nitriti come accettori di elettroni. È possibile dunque accoppiare processi di nitrificazione ($\text{NH}_4^+ \rightarrow \text{NO}_2^-$) e denitrificazione ($\text{NO}_2^- \rightarrow \text{N}_2$), piuttosto che nitrificazione ($\text{NH}_4^+ \rightarrow \text{NO}_2^-$) e Anammox ($\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^- \rightarrow \text{N}_2$), o ancora denitrificazione ($\text{NO}_3^- \rightarrow \text{NO}_2^-$) e Anammox ($\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^- \rightarrow \text{N}_2$).

L'implementazione di tali strategie consente di ottenere considerevoli risparmi sull'energia spesa per l'aerazione in fase di ossidazione aerobica dell'ammoniaca, minori produzioni di fango e minori fabbisogni di sostanza organica per completare la rimozione dell'azoto mediante denitrificazione. Tali processi si rendono tanto più interessanti per il trattamento di reflui caratterizzati da un basso rapporto $\text{C/N} \leq 2$, per i quali il trattamento convenzionale di nitrificazione/denitrificazione risulta essere particolarmente complesso e dispendioso a causa degli elevati quantitativi di ossigeno e sostanza organica da fornire. Tuttavia, stanno riscontrando interesse, seppur con più difficoltà in termini di applicazione, anche per il trattamento dei reflui civili.

2.3.2.1 Processo Anammox (ANerobic AMMonium OXidation)

Il processo Anammox ha riscosso notevole interesse nella comunità scientifica ed è stato studiato in scala di laboratorio, pilota e reale in tutto il mondo.

Il processo Anammox è stato per lo più applicato per il trattamento di reflui con alto contenuto di azoto ammoniacale e poca sostanza organica, tuttavia sempre di più si sta studiando la sua applicazione per il trattamento delle acque reflue civili. Tali batteri, essendo autotrofi, utilizzano come fonte di carbonio il carbonio inorganico per produrre biomassa, mentre il nitrito viene utilizzato sia come accettore di elettroni per l'ossidazione dell'ammonio, sia come donatore di elettroni per la riduzione del carbonio inorganico e successiva produzione di azoto nitrico.

Dall'equazione stechiometrica complessiva del processo di nitrificazione si evince che la quantità di azoto nitroso necessaria al processo Anammox è pari a 1.32 g di $\text{NO}_2^-\text{-N}$ per ogni g di $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ossidato. L'azoto nitrico prodotto è invece pari a 0.26 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ per ogni g di $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ossidato, corrispondente a circa l'11% dell'azoto presente nell'influenza.

La resa cellulare specifica degli Anammox è nello stesso range di quello di altri batteri autotrofi largamente utilizzati nella depurazione delle acque reflue quali gli AOB, mentre è molto più bassa dei batteri eterotrofi. I batteri Anammox a causa della natura autotrofa del loro metabolismo, delle difficoltà scaturite dalla loro coltivazione, sono stati da sempre considerati batteri a crescita lenta ($\mu_{\text{max}} = 0.028 \text{ d}^{-1}$), caratterizzati da un tempo di duplicazione di circa due settimane. È stato, invece, dimostrato che, se sottoposti a condizioni favorevoli, essi possono mostrare tassi di crescita maggiori, pari fino a 0.17 d^{-1} , con un tempo di duplicazione di 3.3 d.[69]. Tuttavia, anche nelle migliori condizioni il tasso specifico di massima crescita dei batteri Anammox risulta inferiore di un ordine di grandezza rispetto a quello dei batteri AOB, pari a 0.9 d^{-1} .

Per garantire l'efficienza del processo, è necessario considerare tutti i fattori che possono inibire o limitare l'attività e la crescita dei batteri Anammox. In particolare, dato che la velocità di duplicazione della biomassa è di circa 3.3 - 11 giorni, è fondamentale considerare un tempo di ritenzione del fango (SRT) elevato e un idoneo sistema di ritenzione della biomassa al fine di ridurre i tempi di start-up ed evitare il wash-out del

fango. Altri parametri che possono influenzare il processo sono: temperatura, pH, ossigeno disciolto, concentrazione di biomassa, substrati e prodotti.

2.3.2.2 Processo combinato PN/Anammox

Il processo combinato PN/Anammox prevede che avvenga in successione la parziale nitrificazione (PN) e il processo Anammox. Il processo consta di una prima fase in cui avviene l'ossidazione di circa metà dell'ammonio a nitrito, ad opera di batteri AOB, seguita da una seconda fase realizzata da batteri Anammox in cui avviene la rimozione dell'azoto ammoniacale residuo e dei nitriti prodotti con la conseguente produzione di azoto molecolare e nitrati [69]. In tal caso, il nitrito prodotto dal processo di PN viene consumato nel processo Anammox evitando, quindi, l'accumulo di nitrito nell'effluente.

In presenza di sostanza organica, quindi, è necessario assicurare la simultanea presenza dei processi di parziale nitrificazione e Anammox con la denitrificazione al fine di favorire sia la rimozione dell'azoto, sia della sostanza organica ad opera dei batteri denitrificanti. Il trattamento biologico ottenuto è stato chiamato in letteratura anche come processo SNAD (Simultaneous partial Nitrification Anammox and Denitrification). Il processo PN/Anammox ha una efficienza elevata per reflui caratterizzati da elevate concentrazioni di azoto ammoniacale e un rapporto C/N minore di 2, quali ad esempio surnatanti della digestione anaerobica, percolati di discarica.

Al contrario, elevate concentrazioni di sostanza organica e valori di C/N > di 2, possono compromettere l'efficienza di rimozione dell'azoto mediante processo combinato PN/Anammox, in quanto la presenza di sostanza organica, può favorire la crescita dei batteri eterotrofi denitrificanti che possono competere con i batteri Anammox per il consumo dei nitriti. Quando applicato a reflui con valori di C/N > 2, come ad esempio i reflui municipali, il processo di PN/Anammox è stato preceduto da un pretrattamento di sedimentazione avanzata per la rimozione di parte della sostanza organica.

Attraverso la combinazione delle stechiometrie dei processi di reazione di parziale nitrificazione e Anammox è possibile ottenere la reazione stechiometrica complessiva del processo combinato PN/Anammox, da cui è possibile calcolare la quantità di ossigeno richiesta dal processo, pari a $1.81 \text{ gO}_2 \text{ gNH}_4^+\text{-N}^{-1}$, da cui si evince un risparmio di O_2 del 60% rispetto al processo di nitrificazione denitrificazione completa, e del 47% rispetto al processo di nitrificazione denitrificazione. Inoltre, è possibile calcolare la quantità di biomassa prodotta, pari a 0.13 g di biomassa per ogni grammo di $\text{NH}_4^+\text{-N}$ rimosso.

Come per il processo di nitrificazione - denitrificazione, la maggiore difficoltà nell'applicare la rimozione dell'azoto mediante il processo PN/Anammox risiede nel mantenere i batteri ammonio-ossidanti, dilavando contemporaneamente i batteri nitrito-ossidanti.

Rispetto ai metodi convenzionali, il processo PN/Anammox presenta numerosi vantaggi legati alla minore richiesta di aerazione, necessaria solo per la parziale conversione dell'ammonio a nitrito ad opera degli AOB, alla natura autotrofa dei batteri che rende non necessaria una fonte di carbonio per la rimozione dei nitriti e, infine, alla minore produzione di fango di supero. In particolare, rispetto al processo di completa nitrificazione denitrificazione, il processo comporta un risparmio della domanda di ossigeno di circa il 60%, una riduzione del 100% della domanda di COD ed una minore produzione di fanghi.

2.3.3 Applicazioni su scala reale

Negli ultimi vent'anni, il processo PN/Anammox è stato ampiamente studiato come tecnologia alternativa ed efficiente per la rimozione dell'azoto da reflui caratterizzati da elevate concentrazioni di azoto ammoniacale da acque reflue. Il numero di applicazioni in scala reale è cresciuto sempre di più dal 2001 ad oggi (Figura 25).

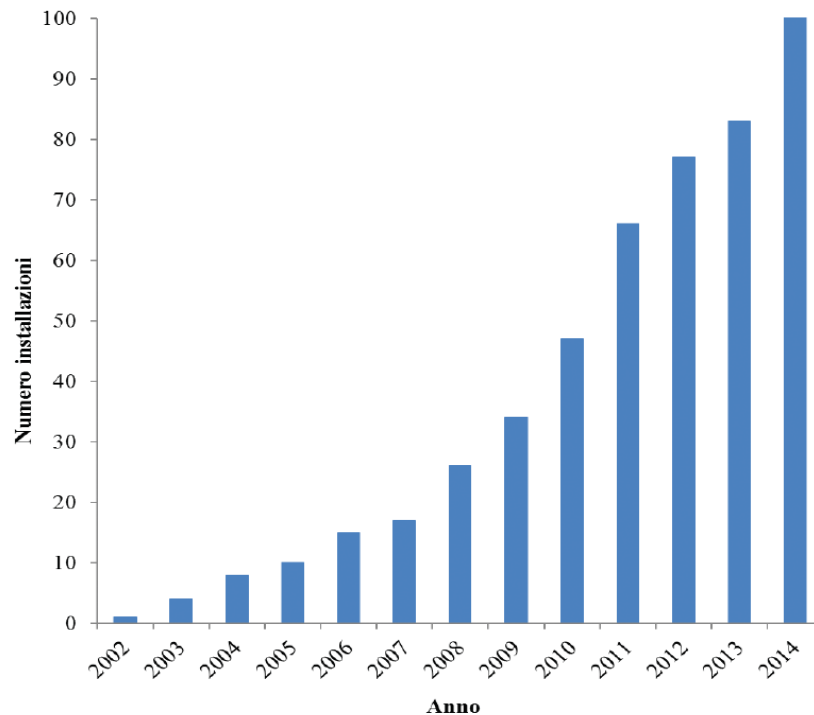


Figura 25. Numero di installazioni di sistemi PN/Anammox a scala reale realizzate nel corso degli anni [70].

Nello specifico, la rimozione autotrofa dell'azoto può avvenire utilizzando due distinte configurazioni reattoristiche:

- *configurazione a doppio stadio,*
- *configurazione a singolo stadio.*

La configurazione ottimale va individuata in relazione alle caratteristiche chimico-fisiche del refluo da trattare, ed eventualmente dalle caratteristiche dell'impianto preesistente.

La configurazione a doppio stadio più conosciuta è il processo SHARON-ANAMMOX, in cui il processo di PN avviene nel reattore SHARON (Single reactor system for High activity Ammonium Removal Over Nitrite), mentre il processo Anammox di solito è condotto nel reattore granulare ANAMMOX® commercializzato dalla società Paques (NL). Altre configurazioni doppio stadio note sono il processo PANDA⁺, il processo NAS (New Activated Sludge) e il sistema brevettato TERRANA®.

La configurazione a singolo stadio prevede un singolo reattore caratterizzato dall'alternanza temporale di condizioni aerobiche ed anossiche. Tra i vantaggi della configurazione a mono stadio vi sono:

- Minori costi di investimento;
- Maggiore semplicità del sistema di controllo del processo;
- Minore rischio di inibizione dei batteri Anammox a causa del nitrito;
- Minori emissioni del protossido di azoto.

La configurazione a singolo stadio rappresenta attualmente la scelta progettuale più utilizzata a causa dei bassi costi strutturali e di funzionamento. Infatti circa il 90% degli impianti a scala reale sono realizzati mediante tale configurazione [71].

Ai diversi processi monostadio studiati sono stati assegnati nomi differenti a seconda dei principali gruppi di ricerca che li hanno studiati: CANON (Completely Autotrophic Nitrogen Removal Over Nitrite), OLAND

(Oxygen Limited Autotrophic Nitrification Denitrification), SNAP (Single-stage Nitrogen removal using Anammox and Partial nitritation), SNAD (Simultaneous partial Nitrification, Anammox and Denitrification). A questi nomi si aggiungono poi quelli creati dalle aziende per la commercializzazione dei processi, come ad esempio DEMON[®]/EsseDE (processo SBR con controllo del pH) commercializzato dalla EssDE[®] GmbH, ANITA MOX[®] commercializzato da Veolia, DeAmmon[®] commercializzato dalla Purac, ELAN[®] commercializzato da Aqualia, Cleargreen[®] commercializzato da Degrémont.

In Figura 26 è riportata la distribuzione delle installazioni del processo di PN/Anammox in scala reale, nonché il carico di azoto medio per impianto, in funzione della tipologia di biomassa, della configurazione, e della tipologia di refluo trattato.

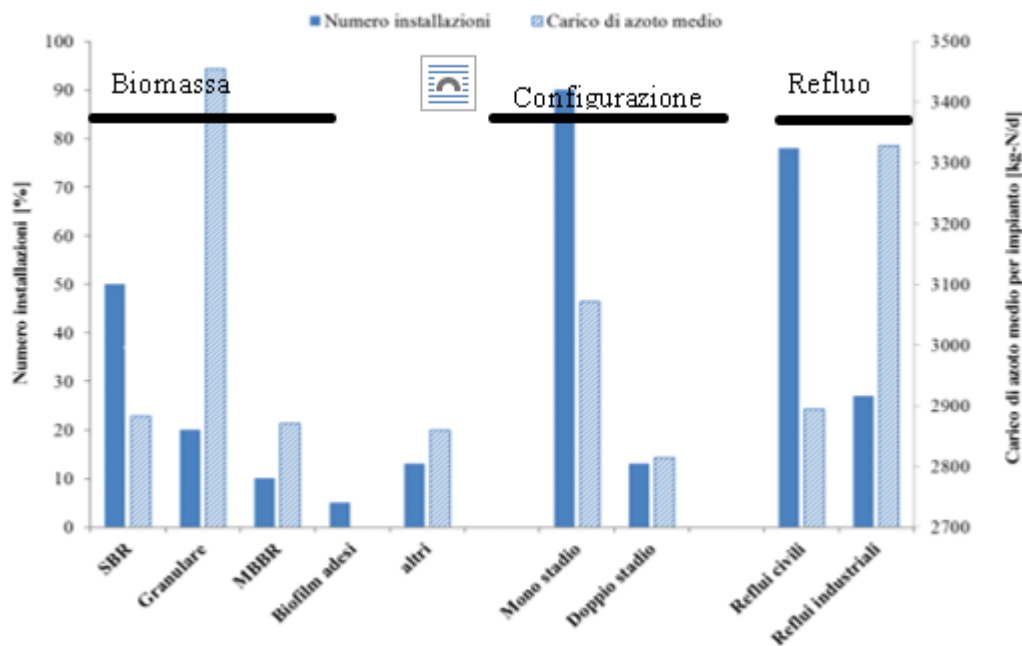


Figura 26. Distribuzione dei diversi sistemi di PN/Anammox. Il carico di azoto trattato si riferisce al carico di azoto di ogni singola categoria (Adattata da [71]).

Dall'analisi dei dati emerge che in scala reale il processo di PN/Anammox è stato applicato per lo più a reflui industriali, quali surnatanti della digestione anaerobica e percolati di discarica, e di meno a reflui civili. Inoltre, la configurazione monostadio risulta essere quella più diffusa rispetto ai sistemi doppio stadio, con un carico di azoto medio di 3 kgN d⁻¹. L'SBR è la configurazione impiantistica più utilizzata, seguita dai sistemi granulari, dagli MBBR e dai sistemi con biofilm.

2.3.3.1 Costi di gestione

Rispetto al processo tradizionale di Nitrificazione-Denitrificazione, i processi combinati di Nitritazione/Denitrificazione, PN/Anammox e Denitrificazione/Anammox comportano una serie di vantaggi in termini di riduzione del consumo di ossigeno, della produzione di biomassa e del fabbisogno di sostanza organica esterna per completare il processo di denitrificazione.

In Tabella 13 è riportato un confronto tra i diversi processi di rimozione dell'azoto, dal quale si evince che i processi di nitritazione/denitrificazione e PN/Anammox comportano rispettivamente una riduzione del consumo di ossigeno pari al 25% e 60% e della produzione di fanghi del 3-5% e del 70%. Inoltre, essi comportano un risparmio del 50% e del 100% di sostanza organica rispetto al processo di nitrificazione/denitrificazione.

Tabella 13. Confronti tra processi di rimozione dell'azoto [49]

Processo	Consumo di O ₂ kgO ₂ kgN ⁻¹	Consumo di metanolo espresso come COD kgCOD kgN ⁻¹	Produzione di biomassa kgSSV kgN ⁻¹
Nitrificazione/Denitrificazione	4.2	3.69	0.62 (Y _{AOB} + Y _{NOB} +Y _H)
Nitritazione/Denitritazione	3.15	1.81	0.60 (Y _{AOB} +Y _H)
PN/Anammox	1.6	-	0.18 (Y _{AOB} +Y _{ANAMMOX})

Cinetiche sintesi di biomassa utilizzando metanolo come fonte esterna di carbonio

In Tabella 14 sono riportati i costi di gestione dei differenti processi. Più in particolare vengono riportati i costi in euro per kg di N rimosso per l'energia in fase di aerazione, utilizzo di fonti carboniose esterne e smaltimento finale dei fanghi relativi ai differenti processi combinati, così come calcolati dalle reazioni stechiometriche e confrontati con i costi totali derivati dall'esperienza in scala reale.

Tabella 14. Confronti dei costi di gestione dei processi, adattata da [70]

Processo	Nitrificazione-denitrificazione		PN/Anammox	
	Richiesta	Costo (€ kgN ⁻¹)	Richiesta	Costo (€ kgN ⁻¹)
Aerazione	2.4 (kWh kgN ⁻¹) ¹	0.36	0.9 (kWh kgN ⁻¹) ¹	0.13
Metanolo	2.46 (kg kgN ⁻¹)	0.39	0 (kg kgN ⁻¹)	0
Trattamento fanghi	1 (kgSST kgN ⁻¹)	0.47	0.1 (kgSST kgN ⁻¹)	0.047
Totale	1.2 € kgN ⁻¹		0.17 € kgN ⁻¹	

¹ Consumo kWh in aerazione= 0.57 kWh kgO₂⁻¹[72]
Prezzi unitari:
Aerazione: 0.15 € kWh⁻¹
Metanolo: 0.16 € kg metanolo⁻¹
Trattamento fanghi: 0.47 € kg ST⁻¹

I costi complessivi di un impianto di depurazione dipendono da diversi fattori, come ad esempio le volumetrie necessarie o il carico di azoto trattato, che possono incidere notevolmente sull'analisi economica dell'impianto stesso. Un confronto in termini economici tra un processo di nitrificazione/denitrificazione e PN/Anammox per un impianto di nuova costruzione da 100000 abitanti equivalenti finalizzato al trattamento di reflui ad alta concentrazione di azoto è riportato in Tabella 15.

Tabella 15. Stima dei costi e confronto tra un processo di parziale nitrificazione Anammox e di nitrificazione/denitrificazione per un impianto da 100.000 Ab. equivalenti [73].

Parametri	Unità	PN/Anammox	Nitrificazione/denitrificazione			
Volume	m ³	75/55/150*	75/190**			
Y	g COD g ⁻¹ COD	-	0.2	0.2	0.4	0.4
Denitrificazione via nitrito	%	-	100	0	100	0
Investimento	€ kgN ⁻¹ ¹ rimosso	1.30	1.35	1.35	1.35	1.35
Costi operative	€ kgN ⁻¹ ¹ rimosso	1.15	1.25	1.35	1.25	1.35
Costi energetici	€ kgN ⁻¹ ¹ rimosso	0.15	0.25	0.35	0.25	0.35

Parametri	Unità	PN/Anammox	Nitrificazione/denitrificazione			
Manutenzione	€ kgN ⁻¹ rimosso	0.70	0.70	0.70	0.70	0.70
Riparazione/sostituzione	€ kgN ⁻¹ rimosso	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30
Agenti chimici (acidi/metanolo)	€ kgN ⁻¹ rimosso	0.05	0.30	0.50	0.40	0.65
Smaltimento dei fanghi	€ kgN ⁻¹ rimosso	0	0.15	0.30	0.45	0.75
Costi totali	€ kgN ⁻¹ rimosso	2.50	3.05	3.50	3.45	4.10

*serbatoio di accumulo/nitrificazione parziale/ossidazione anaerobica dell'ammoniaca;

**serbatoio di accumulo/nitrificazione e denitrificazione

In riferimento, invece, al solo processo di rimozione autotrofa dell'azoto secondo una configurazione SHARON - Anammox, nella tabella seguente sono riportati i costi specifici per kg N rimosso valutati nell'impianto in scala reale di Rotterdam-Dokhaven, per il trattamento di surnatante di digestato, in tre diverse condizioni che differiscono per la concentrazione di azoto presente nel reattore e, conseguentemente, per il volume del reattore stesso. La gestione del fango può, infatti, avere notevoli effetti sul flusso e sulla concentrazione dell'acqua concentrata. Concentrare i fanghi addensati o centrifugati prima della digestione comporta una concentrazione di ammonio più alta nel surnatante e un flusso inferiore. I processi senza ritenzione dei fanghi sono principalmente dimensionati sul tempo di ritenzione idraulica, di conseguenza la dimensione del reattore SHARON è fortemente influenzata dalla presenza di un flusso influente più concentrato [74].

Tabella 16. Stima dei costi per il processo SHARON – Anammox in tre casi differenti [74]

Parametri	Unità	Caso 1	Caso 2	Caso 3
Carico di azoto	kgN d ⁻¹	1200	1200	1200
Flusso	m ³ d ⁻¹	2400	1000	600
Concentrazione	kgN m ⁻³	500	1200	2000
Investimento	€	2342010	1878590	1693410
Ammortamento	€ anno ⁻¹	248160	203510	184710
Manutenzione	€ anno ⁻¹	47470	42300	39010
Personale	€ anno ⁻¹	11280	11280	11280
Totale A+M+P	€ anno ⁻¹	306910	257090	235000
Elettricità	€ anno ⁻¹	85070	78490	76610
Costo totale	€ anno ⁻¹	391980	335580	311610
Costo per kg N rimosso	€	1.08	0.93	0.86

In generale, quindi, i processi di rimozione autotrofa dell'azoto PN/Anammox hanno un costo medio complessivo stimato pari a 1 – 2 € per kg di N rimosso, mentre le altre tecniche convenzionali di rimozione comportano un costo che varia da 3 a 4 € al kg di N rimosso [49] [73].

È possibile un'ulteriore osservazione in merito alla tipologia di refluo da trattare, ovvero acque reflue con sufficiente sostanza organica biodegradabile (es. reflui municipali) e acque reflue a basso contenuto di sostanza organica biodegradabile ed elevate concentrazioni di azoto ammoniacale (surnatanti della digestione anaerobica, percolati vecchi di discarica). Quando le acque contengono un sufficiente apporto di sostanza organica esterna, la nitrificazione- denitrificazione via nitrito consente di risparmiare circa il 15-20% sui costi di gestione totali rispetto al processo di nitrificazione denitrificazione, mentre il processo PN/Anammox permette un risparmio del 67%.

Quando le acque sono a basso contenuto di sostanza organica, il potenziale risparmio derivante dall'uso dei nuovi processi è più significativo a causa dell'elevato costo della fonte esterna da aggiungere. In questo caso, la nitrificazione- denitrificazione via nitrito consente di risparmiare circa il 30% sui costi di gestione totali

rispetto al processo di nitrificazione denitrificazione, mentre il processo PN/Anammox permette un risparmio fino all'80%.

Di conseguenza, la scelta di un particolare processo di rimozione dell'azoto si determina anche in relazione alla concentrazione di azoto e sostanza organica presente nelle acque reflue. Il trattamento biologico mediante rimozione autotrofa dell'azoto, dunque, è preferibile quando le concentrazioni di ammonio nelle acque reflue, sono comprese in un range di 100-5000 mgN l⁻¹ mentre i rapporti C/N sono minori di 2. Per valori di azoto ammoniacale compresi in tale intervallo il processo offre una soluzione alternativa ai processi convenzionali apportando come beneficio una minore richiesta di energia e sostanze chimiche [75].

Tra le differenti configurazioni impiantistiche di PN/Anammox, i sistemi monostadio (es. DEMON[®], Anita[™]Mox) hanno dei costi di gestione complessivi più bassi rispetto ai costi di gestione delle configurazioni a doppio stadio (SHARON[®]-ANAMMOX[®]), rispettivamente di 1.0 -1.3 kwh kgN⁻¹ per i sistemi DEMON[®], 1.45 -1.75 kwh kgN⁻¹ per i sistemi Anita[™]Mox, e 1.45 -4.17 kwh kgN⁻¹ per il sistema SHARON[®]-ANAMMOX[®] [71]. Per quanto riguarda le efficienze di processo, lo svantaggio maggiore del processo di PN/Anammox rispetto al processo di nitrificazione/denitrificazione e nitrificazione/denitrificazione, come riscontrabile dall'analisi delle stechiometrie dei processi, è dato dal fatto che sia la nitrificazione-denitrificazione che la nitrificazione-denitrificazione permettono di raggiungere efficienze di rimozione dell'azoto fino al 100%, mentre con il processo PN/Anammox, a causa della produzione di azoto nitrico che caratterizza il metabolismo Anammox, le efficienze massime di rimozione raggiungibili sono pari all'89%. Conseguenza pratica è che l'effluente del processo PN/Anammox non può essere scaricato direttamente in ambiente come tale. Tuttavia, trattando reflui reali che contengono sostanza organica, è stato riscontrato che i batteri eterotrofi intervengono per la rimozione dei nitrati, ottenendo efficienze superiori del 90%.

Un ulteriore non trascurabile vantaggio del processo PN/Anammox è dato dalla facilità con cui la biomassa Anammox tende a formare biofilm adesi su supporti inerti o biofilm autoaggreganti stabili in forma granulare che consentono lo sviluppo di sistemi molto compatti e che possano operare ad elevate concentrazioni di biomassa (15-20 g SSV l⁻¹), elevate età del fango (oltre i 30 giorni) ed elevati tassi di rimozione dell'azoto (5-10 kg N m³ d⁻¹) [76].

Per quel che concerne la stabilità dei processi, va evidenziato che a fronte dei sopracitati vantaggi esistono sia per il processo di nitrificazione denitrificazione e PN/Anammox degli aspetti critici di rilevanza non trascurabile. Tali criticità consistono nel garantire il processo di nitrificazione, assicurando un impedimento allo sviluppo di ulteriori colonie batteriche, es. NOB, che porterebbe a fenomeni di competizione. Bisogna poi evitare che le concentrazioni di nitriti e di ossigeno diventino inibenti per i differenti microrganismi coinvolti. Lo sviluppo dei processi innovativi di rimozione biologica dell'azoto richiede una conoscenza di base specifica da parte dei progettisti e gestori, nonché l'implementazione di logiche di controllo affidabili.

2.3.4 Simulazione modellistica di un impianto reale di trattamento del percolato con processo P/N Anammox

Per valutare i vantaggi del processo P/N Anammox su un caso reale si è studiato tramite modellazione matematica la sezione di pretrattamento del percolato di discarica di un impianto italiano, costituito da due reattori SBR (Sequencing Batch Reactor) che trattano il percolato di discarica in parallelo.

Per la simulazione è stato utilizzato il software BioWin, strumento di simulazione sviluppato dalla società EnviroSim Associates Ltd. per la progettazione, l'analisi e l'ottimizzazione dei processi di trattamento delle acque reflue. Il software BioWin consente di simulare diverse tipologie di reattori tipicamente utilizzati negli impianti di depurazione, tra cui i reattori utilizzati sull'impianto di tipo SBR. Il software consente anche la modellazione dei consumi energetici degli impianti di depurazione (vedi appendice RdS/PTR2019/072).

2.3.4.1 Configurazione del modello dell'impianto

L'impianto di pretrattamento del percolato oggetto della modellazione prevede la presenza di due linee di trattamento gestite secondo differenti modalità operative, ma con identica configurazione sia in scala reale che nei modelli realizzati. In Figura 3 e Figura 4 è riportato il layout generale delle due linee di nitrificazione – denitrificazione (SBR_{N/D}) e parziale nitrificazione – Anammox (SBR_{PN/A}) modellate in BioWin.

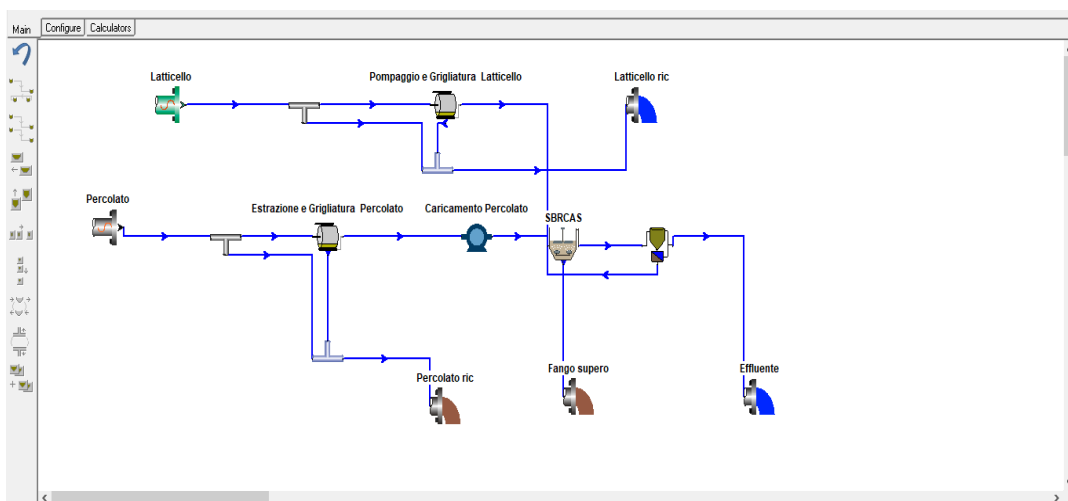


Figura 27. Configurazione finale SBR_{N/D}.

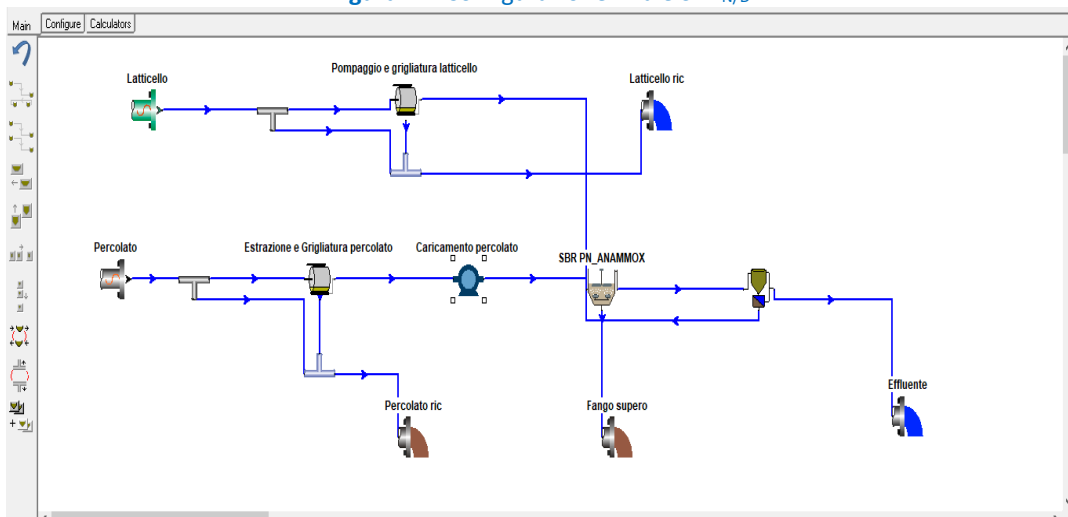


Figura 28. Configurazione finale SBR_{PN/A}.

I periodi scelti per la simulazione, da settembre 2016 a gennaio 2017, sono stati caratterizzati da un percolato con caratteristiche chimico-fisiche differenti. In particolare, tali periodi sono stati caratterizzati da un diverso valore di biodegradabilità del percolato dovuto principalmente all'apertura di un nuovo lotto in una delle discariche in cui avviene la produzione del percolato trattato. Ciò ha comportato un innalzamento dei valori

di COD dovuto alla miscelazione tra un percolato vecchio, già prodotto in discarica, ed uno giovane, mostrando quindi la necessità di modificare nel periodo di gennaio 2017 i valori di frazionamento inizialmente utilizzati nel periodo di ottobre 2016 per tener conto della maggiore biodegradabilità del percolato risultante.

2.3.4.2 Reattore SBR

Entrambi i reattori sono stati modellati utilizzando la tipologia di SBR denominata “Single-Tank”.

In Tabella 17 sono riportati i valori iniziali dei parametri più rilevanti ai fini della modellazione del processo introdotti nel primo periodo di simulazione (settembre 2016) sia nell’ $SBR_{N/D}$ che nell’ $SBR_{PN/A}$. Tali valori sono stati calcolati attraverso l’esecuzione ripetuta di un ciclo tipico dei due SBR fino ad ottenere la convergenza su valori stabili dei valori di concentrazione delle diverse tipologie di biomassa presenti nel reattore.

Tabella 17. Concentrazioni iniziali nei reattori $SBR_{N/D}$ e $SBR_{PN/A}$.

Parametro	Unità	Valore $SBR_{N/D}$	Valore $SBR_{PN/A}$
Eterotrofi ordinari	mgCOD l ⁻¹	150	150
AOB	mgCOD l ⁻¹	70	70
NOB	mgCOD l ⁻¹	5	2
AAOs	mgCOD l ⁻¹	50	50
Prodotti endogeni	mgCOD l ⁻¹	1361,65	1361.65
COD particolato lentamente biodegradabile	mgCOD l ⁻¹	10.65	10.65
COD colloidale lentamente biodegradabile	mgCOD l ⁻¹	0.04	0.04
COD non biodegradabile	mgCOD l ⁻¹	11.33	11.33
COD non biodegradabile, cellulosa	mgCOD l ⁻¹	11.33	11.33
Azoto organico particolato biodegradabile	mgN l ⁻¹	0.74	0.74
Fosforo organico particolato biodegradabile	mgP l ⁻¹	0.23	0.23
Azoto particolato non biodegradabile	mgN l ⁻¹	0.79	0.79
Fosforo particolato non biodegradabile	mgP l ⁻¹	0.25	0.25
Azoto ammoniacale	mgN l ⁻¹	21	21
Azoto organico solubile biodegradabile	mgN l ⁻¹	0.51	0.51
Nitrito	mgN l ⁻¹	0.2	0.2
Nitrato	mgN l ⁻¹	4.12	4.12
Azoto disciolto	mgN l ⁻¹	17.5	17.5
Fosforo solubile	mgP l ⁻¹	11.34	11.34
COD solubile non biodegradabile	mgCOD l ⁻¹	526	526
Azoto organico solubile non biodegradabile	mgN l ⁻¹	11.62	11.62
Solidi sospesi inorganici influenti	mgISS l ⁻¹	346.23	346.23
Metallo solubile, magnesio	mg l ⁻¹	13.96	13.96
Metallo solubile, calcio	mg l ⁻¹	77.86	77.86
Altri cationi (base forte)	meq l ⁻¹	45.27	45.27
Altri anioni (acido forte)	meq l ⁻¹	4.85	4.85
CO ₂ totale disciolta	mmol l ⁻¹	47.64	47.64
Ossigeno disciolto	mg l ⁻¹	2	2

2.3.4.3 Consumi energetici dell’impianto

Le simulazioni dei consumi energetici degli impianti sono state condotte sui singoli track study. I dati energetici delle singole apparecchiature elettromeccaniche sono stati calcolati a partire dai dati di una campagna sperimentale realizzata dal 26 maggio al 12 giugno 2020. I dati di potenza delle diverse utenze

sono riportati in Tabella 18. L'energia (kWh) assorbita nel periodo è stata calcolata moltiplicando la potenza ottenuta per le ore di funzionamento di ogni macchina.

Tabella 18. Potenze apparecchiature elettromeccaniche e consumi di energia nella campagna sperimentale 26 maggio - 12 giugno 2020

Sezione	Potenza kW	Energia kWh
Sollevamento percolato 1	2.7	233.92
Sollevamento percolato 2	2.6	244.69
Sollevamento laticello	1.9	5.65
Grigliatura percolato	0.5	2.01
Pompa estrazione percolato dai silos	1.5	28.03
Grigliatura laticello	0.5	0.50
Pompa estrazione laticello dai silos	1.4	1.38
Pompa caricamento percolato in SBR _{N/D}	3.68	88.35
Mixer SBR _{N/D}	3.39	1302.55
Mixer SBR _{N/D}	3.30	1268.07
Soffianti SBR _{N/D}	13.57	786.79
Soffianti SBR _{N/D}	13.57	773.23
Pompa caricamento percolato in SBR _{PN/A}	3.8	79.93
Mixer SBR _{PN/A}	3.3	1278.52
Mixer SBR _{PN/A}	3.2	1247.72
Idrociclone	2.8	318.45
Soffianti SBR _{PN/A}	14.2	1262.20

Per il laticello, per la sezione dei pretrattamenti si è scelto di inserire nel modello un valore di potenza costante, che è stato calcolato moltiplicando un valore di energia specifica (kWh m⁻³_{trattato}) per il valore del volume di laticello (m³ ciclo⁻¹) trattato in relazione al giorno di simulazione.

$$P = \frac{E_{specifica} \cdot Q_{ciclo}}{n_{oreciclo}} = \frac{\frac{kWh}{m^3} \cdot \frac{m^3}{ciclo}}{\frac{h}{ciclo}} = \frac{kWh}{ciclo} \cdot \frac{ciclo}{h} = kW$$

Anche per il pretrattamento del percolato, è stato scelto un valore di potenza costante che è stato calcolato moltiplicando un valore di energia specifica (kWh m⁻³_{trattato}) per il valore del volume di percolato (m³ ciclo⁻¹) trattato in relazione al giorno di simulazione.

Per quel che concerne il sollevamento del percolato dai pozzetti di rilancio agli SBR, nel modello in esame si è scelto di calcolare la potenza inserendo le specifiche caratteristiche della pompa e della tubazione e l'efficienza complessiva della pompa e verificando la corrispondenza con i dati di assorbimento energetico effettivamente misurati sull'impianto.

Per quel che riguarda la miscelazione, i valori della potenza assorbita dai mixer utilizzati per il calcolo dei consumi energetici si differenziano in relazione alla tipologia di processo utilizzato, N/D o PN/Anammox, a causa di differenti valori di assorbimento e quindi di potenza dei sistemi di miscelazione dei due reattori. I valori di potenza per unità di volume del reattore sono rispettivamente di 7.44 W m⁻³ per la linea N/D e di 7.27 W m⁻³ per la linea PN/Anammox.

Per il controllo dell'aerazione dei reattori SBR, invece, è stata utilizzata la funzione "On/Off" del Controller di BioWin che ha permesso di fissare valori specifici di set-point dell'ossigeno, regolando, in questo modo, l'accensione e lo spegnimento delle soffianti.

Per quel che riguarda, infine, il sistema di diffusione dell'aria, in entrambi i casi viene utilizzato un sistema di diffusione a bolle fini. In particolare, all'interno dell' $SBR_{PN/A}$ sono presenti 36 pannelli Aquastrip ciascuno con area pari a 0.63 m^2 , mentre nell' $SBR_{N/D}$ sono stati inseriti 20 piastre Messner ognuna di area pari a 2 m^2 . Le soffianti utilizzate sono di marca Robuschi ws65/2P-1S-VSM di tipo a vite in vuoto, la cui modellazione in BioWin avviene secondo un'equazione di potenza adiabatica/politropica. Inoltre, sia nel caso dell' $SBR_{PN/A}$ che nel caso dell' $SBR_{N/D}$ è stata stimata l'efficienza delle soffianti, pari rispettivamente a 0.91 e 0.81, imponendo la corrispondenza tra i valori di energia stimata dal modello con quelli calcolati a partire dai dati reali di assorbimento delle soffianti raccolti nella campagna sperimentale realizzata dal 26 maggio al 12 giugno 2020. Infine, le ore di funzionamento dell'idrociclone considerate per il calcolo dell'energia consumata sono state impostate pari a 4 ore a ciclo (attacco alla quinta ora del ciclo e stacco alla nona ora del ciclo) in accordo ai dati forniti del periodo di simulazione.

2.3.5 Calibrazione e validazione del modello

I dati di gestione dell'impianto a disposizione vanno da settembre 2015 a maggio 2020. Tuttavia, essi non sono adatti per una calibrazione del modello in quanto non includono i dati di concentrazione dei diversi inquinanti del percolato in ingresso all'impianto. Per tale motivo si è scelto di utilizzare i dati di una campagna sperimentale realizzata dall'Università di Trento nel periodo che va da ottobre 2016 a gennaio 2017 completa di tutti i dati necessari per la taratura del modello. In particolare, la campagna sperimentale comprende un monitoraggio bisettimanale dell'influenza e dell'effluente degli SBR e n. 3 campionamenti di tipo track study condotti sull' $SBR_{PN/A}$ e $SBR_{N/D}$ effettuati nel periodo ottobre 2016 – gennaio 2017. I track study sono monitoraggi condotti durante i cicli SBR con cadenze temporali prefissate per poter monitorare nel tempo gli andamenti delle reazioni biologiche e le variazioni delle concentrazioni degli inquinanti.

Il modello dell'impianto di riferimento è stato calibrato utilizzando i primi due track study, mentre il terzo track study è stato utilizzato per la validazione del modello. I periodi antecedenti i track study sono stati invece utilizzati per ricostruire le condizioni iniziali dei reattori prima di ogni track study. La simulazione dei periodi antecedenti ha avuto la valenza di verificare che il modello mediamente fosse in grado di riprodurre le concentrazioni delle forme azotate in uscita dall'impianto su lunghi periodi. Di seguito è riportato il dettaglio delle date dei track study e dei periodi antecedenti utilizzati per la modellazione (Tabella 19).

Tabella 19. Periodi scelti per il monitoraggio dei due reattori ai fini della simulazione.

Tipologia di processo	Periodo	Data
$SBR_{N/D}$	1° periodo	29/08/2016 – 19/10/2016
	1° track study	20/10/2016
	2° periodo	21/10/2016 – 08/12/2016
	2° track study	09/12/2016
	3° periodo	10/12/2016 – 29/01/2017
	3° track study	30/01/2017
$SBR_{PN/A}$	1° periodo	29/08/2016 – 19/10/2016
	1° track study	20/10/2016
	2° periodo	21/10/2016 – 06/12/2016
	2° track study	07/12/2016
	3° periodo	8/12/2016 – 25/01/2017
	3° track study	26/01/2017

In relazione ai track study, in Tabella 20 sono stati inseriti i valori dei parametri misurati dai laboratori dell'Università di Trento, introdotti come parametri chimico/fisici in ingresso del percolato sia nel caso del reattore $SBR_{N/D}$ che nel caso dell' $SBR_{PN/A}$.

Tabella 20. Caratteristiche chimico-fisiche del percolato trattato.

Parametri	Unità	20/10/2016 SBR _{N/D}	20/10/2016 SBR _{PN/A}	09/12/201 6 SBR _{N/D}	07/12/2016 SBR _{PN/A}	30/01/2017 SBR _{N/D}	26/01/201 7 SBR _{PN/A}
Temperatura	°C	20.4	20	14.1	14.5	10.2	8.9
Portata di percolato per ciclo	m ³ ciclo ⁻¹	56	61	39	34	21	26
Portata di laticello per ciclo	m ³ ciclo ⁻¹	0.2	0.1	0.2	0.10	0.8	0.4
COD totale	mgCOD l ⁻¹	431	431	579	649	784	980
COD solubile	mgCOD l ⁻¹	341	341	482	528	728	921
TKN – Total Kjeldahl Nitrogen	mgN l ⁻¹	489	489	581	559	753	716
P totale	mgP l ⁻¹	7.2	7.2	5.7	6.4	11	11
NH ₄ - N	mgN l ⁻¹	460	460	551	530	724	686
NO ₃ – N	mgN l ⁻¹	6.9	6.9	4.5	4.9	6.5	5.5
NO ₂ - N	mgN l ⁻¹	0.2	0.2	0.2	0.2	0.1	0.1
Azoto organico	mgN l ⁻¹	29.3	29.3	29.3	29.3	29.3	29.3
pH		8.2	8.2	8.2	8.2	8.2	8.2
Alcalinità	mEq l ⁻¹	28	28	31	29	31	32

Le condizioni operative del reattore SBR_{PN/A} durante i track study sono riportate nelle Tabella 21 e in Tabella 22.

Tabella 21. 1° e 2° Track study – SBR_{PN/A}.

Fasi		1° Track study 20/10/2016 (Durata tot = 10 ore)	2° Track study 07/12/2016 (Durata tot = 10 ore)
		Durata (min)	Durata (min)
Fase 1	Riempimento	70	70
	Ingresso laticello	SI	SI
	Miscelazione	140	90
Fase 2	Aerazione	21	26
	Miscelazione	57	55
	Aerazione	21	26
	Miscelazione	57	55
	Aerazione	21	26
	Miscelazione	57	55
Fase 3	Miscelazione	100	142
	Sedimentazione	40	40
	Scarico	15	15

Tabella 22. 3° track study – SBR_{PN/A}

3°Track study 26/01/2017 (Durata totale ciclo = 12 ore)		
	Fasi	Durata (min)
Fase 1	Riempimento	35
	Ingresso latticello	
	Miscelazione	110
Fase 2	Aerazione	30
	Miscelazione	55
	Aerazione	30
	Miscelazione	55
	Aerazione	30
	Miscelazione	55
	Aerazione	30
	Miscelazione	55
	Aerazione	30
	Miscelazione	55
	Aerazione	30
	Miscelazione	55
Fase 3	Miscelazione	100
	Sedimentazione	40
	Scarico	15

Le condizioni operative del reattore SBR_{N/D} durante i track study sono riportate in Tabella 23.

Tabella 23. Track study per il reattore SBR_{N/D}.

Fasi	1° Track study 20/10/2016 (Durata tot = 10 h)	2° Track study 9/12/2016 (Durata tot = 10 h)	3° Track study 30/01/2017 (Durata tot = 12 h)
	Durata (min)	Durata (min)	Durata (min)
Fase 1	Riempimento	60	30
	Aerazione	0	100
	Ingresso latticello	non previsto	non previsto
	Miscelazione	140	210
Fase 2	Aerazione	65	100
	Ingresso latticello	SI	SI
	Miscelazione	180	120
Fase 3	Miscelazione	100	110
	Sedimentazione	40	40
	Scarico	15	10

Per la simulazione si è scelto di partire dalla linea di processo PN/Anammox utilizzando una procedura di calibrazione e validazione simile a quella riportata da [77]. Per tutti i parametri utilizzati nella calibrazione si è posto il vincolo di utilizzare lo stesso valore per tutti i periodi simulati (track study e periodi intermedi), escludendo in particolare la possibilità di una variazione significativa delle caratteristiche della biomassa nel tempo considerato.

La procedura di calibrazione richiede come primo step la definizione delle condizioni di arresto, o criteri per l'accettazione dei risultati simulati. Nella calibrazione del seguente modello si è scelto di definire diversi criteri di accettazione per diversi parametri. Innanzitutto, per ciascun track study simulato è stato deciso di adottare come criterio di accettazione che la concentrazione media dei valori di ammoniaca, nitrito e nitrato in uscita dalla simulazione fosse entro un certo scostamento percentuale, pari al 20%, oppure entro uno scostamento assoluto massimo di 5 mg N l^{-1} , rispetto alla concentrazione media dei dati misurati durante il track study. Un secondo criterio utilizzato di tipo più qualitativo è quello della corrispondenza approssimativa degli andamenti delle curve che riproducono le concentrazioni delle varie specie chimiche nel reattore con i dati ricavati dalla sperimentazione. Per i periodi precedenti ai track study si è verificato inoltre che le concentrazioni in uscita ottenute tramite simulazione non si discostassero significativamente dai valori di concentrazione misurati presenti nel file gestionale dell'impianto. Si è inoltre sempre verificato che i valori di concentrazione di azoto ammoniacale, nitrito e nitrato alla fine di ogni periodo simulato fossero simili ai valori in ingresso misurati nei track study durante la campagna sperimentale. Lo stesso criterio è stato utilizzato anche per il pH. Infine, un ultimo criterio adottato è stato quello di verificare che la biomassa totale nei reattori crescesse o decrescesse nei periodi preparatori in modo simile rispetto ai dati reali rilevati in corrispondenza di ogni track study.

Da alcuni run preliminari si è visto che il modello risulta essere particolarmente sensibile alle variazioni dei seguenti parametri: max. tasso di crescita specifico (μ), costante di semi-saturazione del substrato (K_S) e tasso di decadimento aerobico e anaerobico (b), che rappresentano anche i parametri sui quali in letteratura vi è una maggiore incertezza e variabilità in relazione alla specifica specie microbiologica presente nel reattore. I parametri su cui si è scelto di lavorare in fase di calibrazione ed i valori che hanno permesso di ottenere la riproduzione ottimale del modello sono riportati di seguito:

- $\mu_{AOB} = 1 \text{ d}^{-1}$; (con $\theta = 1.072$);
- $K_{S, AOB} = 26.6 \text{ mg N l}^{-1}$;
- $b_{\text{aerobico, AOB}} = 0.035 \text{ d}^{-1}$;
- $b_{\text{anossico, AOB}} = 0.035 \text{ d}^{-1}$;
- $b_{\text{aerobico, AAO}} = 0.0095 \text{ d}^{-1}$;
- $b_{\text{aerobico, NOB}} = 0.07 \text{ d}^{-1}$;
- $b_{\text{anossico, NOB}} = 0.07 \text{ d}^{-1}$;
- $K_{O_2, AOB} = 0.125 \text{ mg O}_2 \text{ l}^{-1}$;
- $K_{O_2, NOB} = 0.25 \text{ mg O}_2 \text{ l}^{-1}$.

Il modello così calibrato ci ha permesso di riprodurre correttamente gli andamenti dei primi due track study e dei rispettivi periodi antecedenti, rispettando tutti i criteri di accettazione previsti. Il modello calibrato è stato sottoposto a validazione, utilizzando, come previsto dalla metodica, dei dati diversi da quelli della calibrazione. I dati utilizzati sono quelli relativi al terzo periodo ed al terzo track study. La validazione è stata superata. Come previsto dalla metodologia i risultati ottenuti sono stati discussi e validati anche dai gestori dell'impianto.

Per la calibrazione dell' $\text{SBR}_{N/D}$ sono stati utilizzati gli stessi parametri calibrati e validati per l' $\text{SBR}_{PN/A}$ ad eccezione del valore della costante di semi-saturazione dell'ossigeno sia per i batteri AOB che NOB. Nel caso dell' $\text{SBR}_{N/D}$, infatti, le concentrazioni di ossigeno risultano essere sensibilmente più elevate rispetto al processo di PN/A e quindi più simili a quelle degli impianti di depurazione tradizionali, di conseguenza sono stati utilizzati valori di K_{O_2} maggiori rispetto a quelli utilizzati nel modello del $\text{SBR}_{PN/A}$.

Il modello calibrato per l' $\text{SBR}_{N/D}$ ci ha permesso, così come per l' $\text{SBR}_{PN/A}$, di riprodurre perfettamente gli andamenti dei primi due track study e dei rispettivi periodi antecedenti, rispettando tutti i criteri di accettazione previsti. La validazione del modello, così come per l' $\text{SBR}_{PN/A}$, è stata realizzata utilizzando i dati del 3° periodo e del rispettivo track study. Anche in questo caso la validazione è stata superata.

2.3.6 Discussione e confronto dei risultati dei modelli

Di seguito vengono presentati i risultati ottenuti dalla modellazione sia per l'SBR_{N/D}, sia per l'SBR_{PN/A} mediante considerazioni relative ai processi simulati e di carattere energetico.

2.3.6.1 Processo nitro/denitro

In Figura 29 è possibile notare l'andamento complessivo nei tre periodi analizzati delle più rilevanti tipologie di biomassa presente all'interno del reattore SBR_{N/D}.

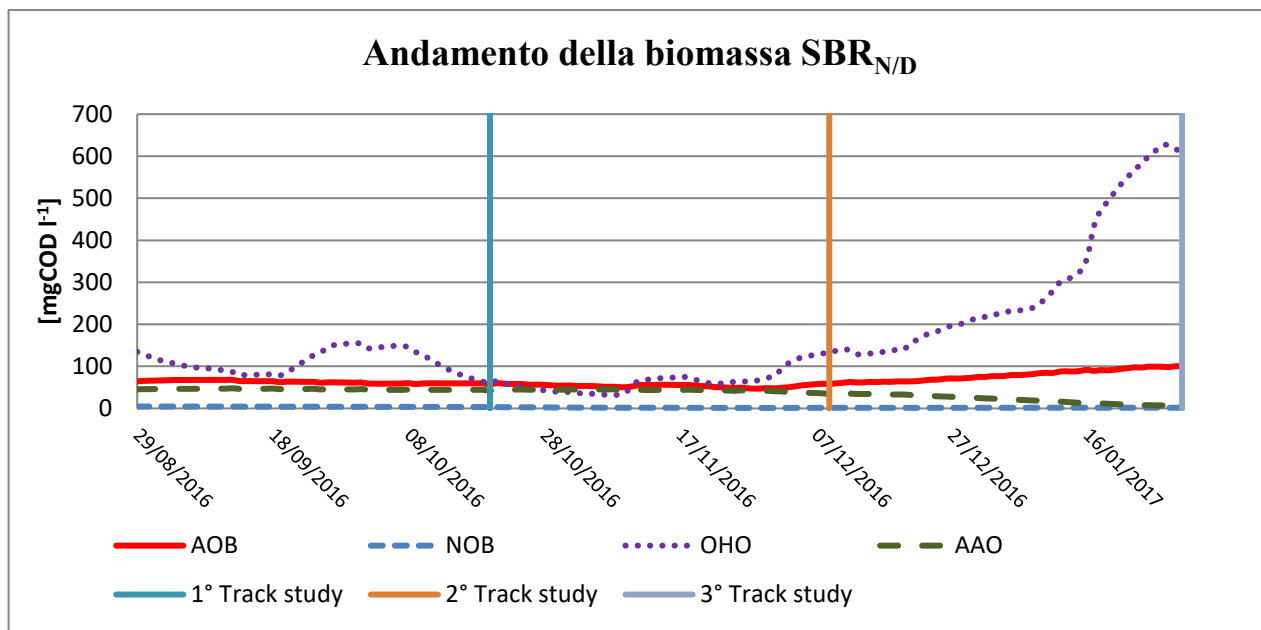


Figura 29. Andamento complessivo della biomassa nei tre periodi simulati – SBR_{N/D}

Il primo periodo per l'SBR_{N/D} va dal 29/08/2016 al 19/10/2016 ed è stato caratterizzato da un andamento pressoché costante del carico di percolato in ingresso, di media pari a 23.4 m³ ciclo⁻¹ (±7.5), ad eccezione di alcuni picchi di portata con una punta massima di 43.7 m³ di percolato per ciclo. Questo periodo è stato caratterizzato da un dosaggio di laticello fino all'8/10/2016 di media pari a 0.12 m³ ciclo⁻¹ (±0.09), con un valore massimo pari a 0.3 m³ ciclo⁻¹

Partendo da un valore iniziale di 150 mg l⁻¹, si nota un leggero decremento della biomassa eterotrofa fino al 20/09/2016 a causa dei limitati apporti di sostanza organica dal percolato, combinato ad un dosaggio di laticello estremamente basso che non consente, in questo periodo, la crescita e il mantenimento della biomassa eterotrofa. Successivamente si nota un innalzamento fino ad un valore pari a 172 mg l⁻¹, in corrispondenza dei picchi di carico del laticello e un nuovo calo fino a raggiungere un valore di 67.3 mg l⁻¹ al termine del periodo analizzato in seguito all'azzeramento del dosaggio del laticello.

L'andamento della biomassa AOB, invece, è pressoché costante nel periodo e pari ad un valore medio di 63.0 mg l⁻¹. Nonostante il reattore non sia gestito appositamente per inibire l'attività degli NOB, si evince chiaramente come all'interno del reattore vi siano condizioni che inibiscono la crescita della biomassa NOB. Infatti, partendo da un valore pari a 5 mg l⁻¹ la biomassa NOB si stabilizza intorno ad un valore di 3 mg l⁻¹. La causa di questa inibizione è probabilmente la concentrazione relativamente elevata di ammoniaca che si riscontra negli SBR all'inizio di ogni ciclo.

Una presenza costante in questo periodo si riscontra inaspettatamente anche per i batteri Anammox. Nonostante questo reattore non sia stato impostato appositamente per favorirne la crescita (valori di ossigeno in vasca di 2 – 3 mg l⁻¹), le condizioni nel reattore sono comunque tali da consentire il mantenimento di una concentrazione media di 45.7 mg l⁻¹.

Il trend generale del periodo è caratterizzato dalla presenza di concentrazioni medie in uscita dal reattore piuttosto basse delle diverse forme azotate.

Il secondo periodo di simulazione per l'SBR_{N/D} va dal 21/10/2016 all'8/12/2016 è caratterizzato da condizioni climatiche tipicamente autunnali e differenti condizioni operative dell'SBR_{N/D} il carico di percolato in ingresso medio è pari a 20.8 m³ ciclo⁻¹ (±11.2). Il carico medio di laticello introdotto è pari a 0.1 (±0.09) m³ ciclo⁻¹. L'assenza totale di dosaggio laticello nel primo sotto-periodo simulato comporta un iniziale decremento della biomassa eterotrofa da un valore di 72.6 mg l⁻¹ fino a 35.4 mg l⁻¹. Per ovviare a tale decrescita, nell'impianto è stato aggiunto del laticello che comporta una rapida crescita della biomassa fino ad un valore pari a 74.2 mg l⁻¹. Infine, a partire dal 30/11/2016 fino alla fine del 2° periodo preparatorio si nota un graduale incremento della biomassa fino al raggiungimento di un valore pari a 146.7 mg l⁻¹, dovuto ad un dosaggio costante di laticello e a un maggiore carico di percolato in ingresso. Per quanto riguarda la biomassa autotrofa, gli AOB presentano un andamento pressoché stabile partendo da un valore di 65.6 mg l⁻¹ fino ad arrivare alla fine dell'ultimo periodo, ad un valore di 61 mg l⁻¹, mentre i batteri NOB, i quali partono da un valore di concentrazione pari a 3.5 mg l⁻¹ e decrescono fino ad un valore di 1.6 mg l⁻¹. Per quel che riguarda la biomassa Anammox, anche in questo 2° periodo di simulazione si nota solo una leggera decrescita da un valore iniziale di 48.6 mg l⁻¹ ad un valore finale di 39.3 mg l⁻¹. Per quanto riguarda le forme azotate, si è verificato inizialmente un aumento della concentrazione di azoto ammoniacale in uscita dall'SBR da 30 mg l⁻¹ a 60 mg l⁻¹, indice probabilmente di una fase di aereazione insufficiente. Il successivo incremento della durata della fase aerobica da 35 a 90 minuti comporta una progressiva riduzione dell'azoto ammoniacale in uscita fino a 35.9 mg l⁻¹. Infine, negli ultimi giorni del periodo si ha un drastico calo della concentrazione di azoto ammoniacale in uscita da 57.2 mg l⁻¹ a 16.1 mg l⁻¹ a seguito del notevole incremento della durata della fase aerobica da 65 a 120 minuti. Le concentrazioni di nitrito e nitrato, invece, risultano essere sempre tendenzialmente basse.

Il terzo periodo di simulazione, infine, per l'SBR_{N/D} va dal 10/12/2016 al 29/01/2017 ed è caratterizzato da condizioni tipiche del periodo invernale e condizioni operative. Il carico di percolato in ingresso medio è pari a 19.1 m³ ciclo⁻¹ (±7.8) e un dosaggio di laticello di media pari a 0.5 m³ ciclo⁻¹ (±0.4). L'andamento della biomassa eterotrofa cresce da un valore iniziale pari a 150 mg l⁻¹ fino ad un valore finale pari a 655 mg l⁻¹ in relazione ai quantitativi elevati di laticello introdotti in questo periodo invernale. Una crescita più graduale si nota anche per gli AOB, i quali partono da un valore di 65.8 mg l⁻¹ e salgono fino ad un valore pari a 108 mg l⁻¹ al termine del periodo di simulazione a seguito anche dell'incremento della durata della fase aerobica da 75 a 180 minuti. Per gli NOB, invece, le condizioni operative presenti consentono un mantenimento della biomassa intorno ad un valore basso e costante di 1.7 mg l⁻¹. Infine, l'andamento degli Anammox risulta essere decrescente da un valore iniziale pari a 38.7 mg l⁻¹ ad un valore finale di 6.8 mg l⁻¹, a causa principalmente della competizione della biomassa eterotrofa per uno dei substrati (nitrito) da cui il loro metabolismo dipende e anche per l'effetto inibitorio legato ad un abbassamento della temperatura nel reattore.

Il terzo periodo di simulazione è stato caratterizzato da una parziale inibizione dell'attività nitrificante dei batteri AOB a causa delle basse temperature oltre che di insufficiente capacità tampone nel reattore e conseguente raggiungimento di valori di pH in campo acido. L'alcalinità presente nel percolato è risultata insufficiente, infatti, il processo di nitrificazione provoca un consumo di alcalinità con conseguente produzione di acido carbonico. Tale fenomeno comporta una riduzione del pH quando l'alcalinità presente nel refluo da trattare non è tale da tamponare l'acidità prodotta.

L'andamento della concentrazione di azoto ammoniacale in uscita tende ad aumentare nel corso del tempo e quindi al diminuire del valore di pH nel reattore, con conseguente inibizione dell'attività degli AOB. Di conseguenza, le concentrazioni di nitrito e nitrato tendono ad essere tendenzialmente basse durante tutto il periodo simulato.

Passando all'analisi del primo track study per l'SBR_{N/D} del 20/10/2016, esso è stato caratterizzato da un valore di percolato in ingresso pari a 56 m³ ciclo⁻¹, un dosaggio di laticello pari a 0.20 m³ ciclo⁻¹ e da una durata complessiva di 10 ore.

L'andamento della concentrazione delle diverse forme azotate è riportato in Figura 30. Il ciclo inizia con una fase di caricamento del percolato di 60 minuti con conseguente innalzamento della concentrazione di azoto ammoniacale, seguita da una prima fase di miscelazione anossica di 140 minuti che consente una leggera riduzione dei nitriti e nitrati presenti nel reattore prodotti nel ciclo precedente. Inizia, poi una fase ossidativa di 65 minuti in cui si nota perfettamente l'effetto dell'attività degli AOB, responsabili della riduzione dell'azoto ammoniacale sino ad un valore di 34.7 mg l⁻¹, e della crescita dei nitriti fino ad un

valore di 10.3 mg l⁻¹. Inoltre, durante la fase ossidativa si nota anche un lieve incremento della concentrazione dei nitrati da 3.9 a 4.3 mg l⁻¹ dovuto alla limitata attività dei batteri NOB. Dopodiché segue una fase di miscelazione di durata pari a 280 minuti per consentire l'attività dei batteri eterotrofi denitrificanti. In questo caso, però, si nota anche un significativo calo dell'ammoniaca che passa da 34.7 mg l⁻¹ a 30.8 mg l⁻¹ indice della presenza, oltre che dell'attività denitrificante, anche dell'attività Anammox.

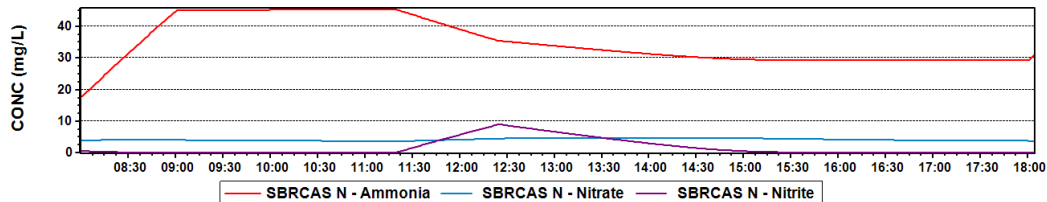


Figura 30. Andamento 1° track study SBR_{N/D}.

Il secondo track study, relativo al 9/12/2016 e rappresentativo di questo secondo periodo per l'SBR_{N/D} è stato caratterizzato da un valore di percolato in ingresso pari a 38 m³ ciclo⁻¹, di laticello pari a 0.20 m³ ciclo⁻¹ e da una durata totale di 10 ore. Come mostrato in Figura 31, che rappresenta l'andamento delle concentrazioni delle differenti forme azotate presenti all'interno del reattore, il ciclo inizia con la fase di caricamento del percolato di 60 minuti con conseguente innalzamento della concentrazione di azoto ammoniacale partendo da un valore di 23.4 mg l⁻¹ fino a 46.2 mg l⁻¹, seguita da una prima fase di miscelazione di durata pari a 90 minuti finalizzata alla riduzione dei nitriti e nitrati presenti nel reattore prodotti nel ciclo precedente. Vi è poi una fase ossidativa di durata pari a 115 minuti, in seguito alla quale si ottiene una riduzione di azoto ammoniacale fino ad un valore di circa 34.8 mg l⁻¹ ed una crescita di nitriti fino a 11.2 mg l⁻¹ ad opera dei batteri AOB. Inoltre, durante questa fase si nota anche un debole incremento della concentrazione dei nitrati da 3.4 a 3.9 mg l⁻¹ dovuto alla scarsa attività dei batteri NOB all'interno del reattore. Infine, segue una fase di miscelazione di durata pari a 280 minuti attraverso la quale si ha l'attivazione dei batteri eterotrofi denitrificanti al fine di consentire la denitrificazione e, anche in questo caso, della biomassa Anammox fino al raggiungimento di una concentrazione di azoto ammoniacale pari a 29.9 mg l⁻¹, di nitrito pari a 1.4 mg l⁻¹ e di nitrato di 3.2 mg l⁻¹.

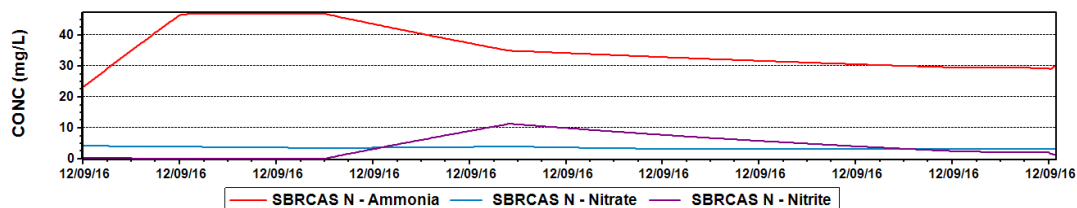


Figura 31. 2° track study 09/12/16 SBR_{N/D}.

Il terzo track study del 30/01/2017 rappresentativo del periodo invernale per l'SBR_{N/D} è stato caratterizzato da un valore di percolato in ingresso pari a 21.5 m³ ciclo⁻¹ e di laticello pari a 0.80 m³ ciclo⁻¹ e da una durata totale di 12 ore.

In Figura 32 è riportato l'andamento delle concentrazioni delle differenti forme azotate presenti nel reattore durante il susseguirsi delle diverse fasi caratterizzanti il track study. In particolare, il 3° track study inizia con la fase di caricamento del percolato, di durata pari a 30 minuti, con conseguente innalzamento della concentrazione di azoto ammoniacale da 46.1 mg l⁻¹ fino a 61.8 mg l⁻¹, seguita da una iniziale fase di aerazione, di durata pari a 100 minuti, che comporta una riduzione dell'azoto ammoniacale fino a 52.8 mg l⁻¹ con conseguente produzione di nitrito fino ad un valore di 9.2 mg l⁻¹, e da una prima fase di miscelazione di 210 minuti che provoca una riduzione dei nitriti prodotti fino ad un valore di 5.2 mg l⁻¹. Segue, poi, una seconda fase di aerazione, di durata pari a 100 minuti, che comporta una ulteriore ossidazione di azoto ammoniacale fino ad un valore pari a 48 mg l⁻¹ ed una produzione di nitriti pari a 4.9 mg l⁻¹. Per quel che riguarda la produzione di nitrato, essa risulta essere particolarmente bassa a causa della scarsa presenza nel reattore di

biomassa NOB. L'ultima fase di miscelazione, di 230 minuti, comporta, l'attivazione dei batteri eterotrofi denitrificanti e, quindi, il raggiungimento di un valore di concentrazione nulli di nitrato e nitrito. L'attività dei batteri Anammox risulta essere assente, come si evince dall'andamento dell'azoto ammoniacale in fase anossica, che a differenza degli altri track study, risulta essere costante nel tempo.

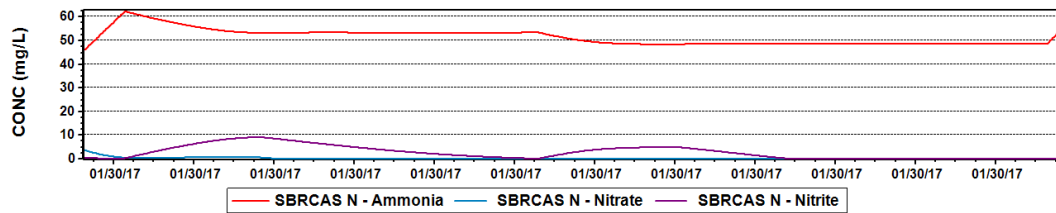


Figura 32. 3° track study 30/01/2017 SBR_{N/D}.

2.3.6.2 Nitro/denitro - analisi dei consumi energetici

Per la stima dei consumi energetici dell'impianto ci si è basati sui dati ottenuti dalla simulazione dei track study. L'andamento temporale della potenza assorbita durante il primo track study simulato, per le varie categorie di utenza è presentato in Figura 33. In particolare, le categorie di utenze utilizzate sono le seguenti:

- soffianti: rappresenta la potenza utilizzata dalle soffianti in fase di aerazione per trasferire ossigeno nel reattore;
- pompaggio: rappresenta la potenza utilizzata per il caricamento del percolato nel reattore;
- miscelazione: rappresenta la potenza impiegata dai mixer per la miscelazione del reattore in tutte le fasi del ciclo, tranne la fase di sedimentazione e scarico;
- pre-trattamento laticello: comprende la potenza utilizzata in tutte le fasi di pre-trattamento e dosaggio del laticello;
- pre-trattamento percolato: comprende la potenza utilizzata in tutte le fasi di pre-trattamento del percolato;
- potenza totale: la somma di tutte le precedenti

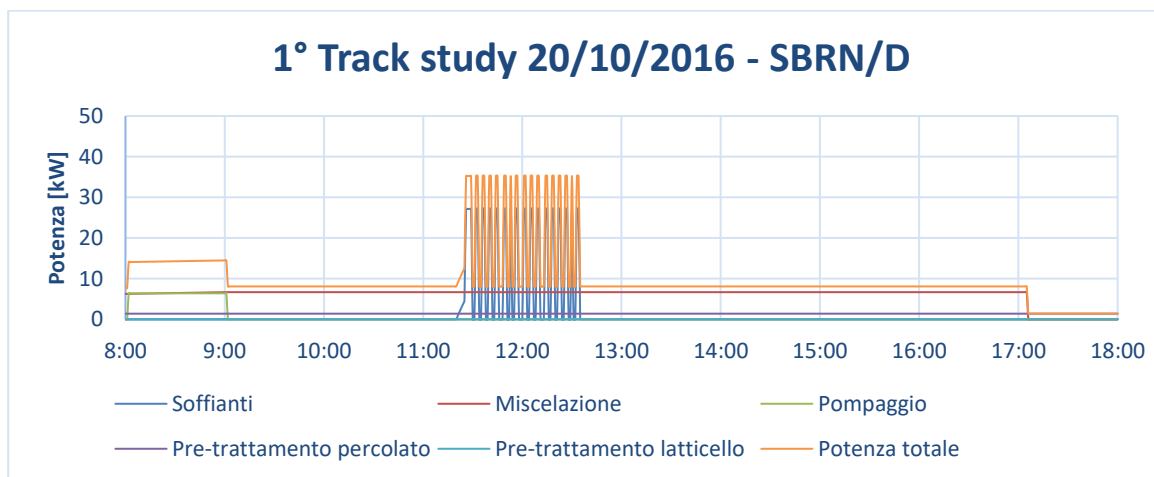


Figura 33. Consumo energetico 1°track study SBR_{N/D}.

I dati del primo track study simulato per l'SBR_{N/D}, tipico del funzionamento in periodo estivo sono riportati in Figura 33. Dall'analisi dell'andamento della potenza totale (linea rossa) si nota un primo picco di assorbimento in fase iniziale dovuto principalmente alla pompa di caricamento del percolato nell'SBR che raggiunge un valore di potenza assorbita di 6.4 kW. Il massimo picco di potenza è raggiunto in fase di aerazione grazie al contributo delle soffianti che assorbono un massimo di 27.1 kW. La potenza assorbita per la miscelazione, invece, è costante in tutto il ciclo di funzionamento intorno ad un valore medio pari a 6.7 kW per poi azzerarsi alla fine del ciclo in corrispondenza della fase di sedimentazione e scarico. Di minore entità sono i valori di potenza assorbita per l'estrazione e la grigliatura del percolato pari a 1.4 kW e per l'estrazione, grigliatura e pompaggio laticello pari a 0.0096 kW.

I dati del secondo track study simulato, tipici del periodo autunnale per l'SBR_{N/D} sono riportati in Figura 34.

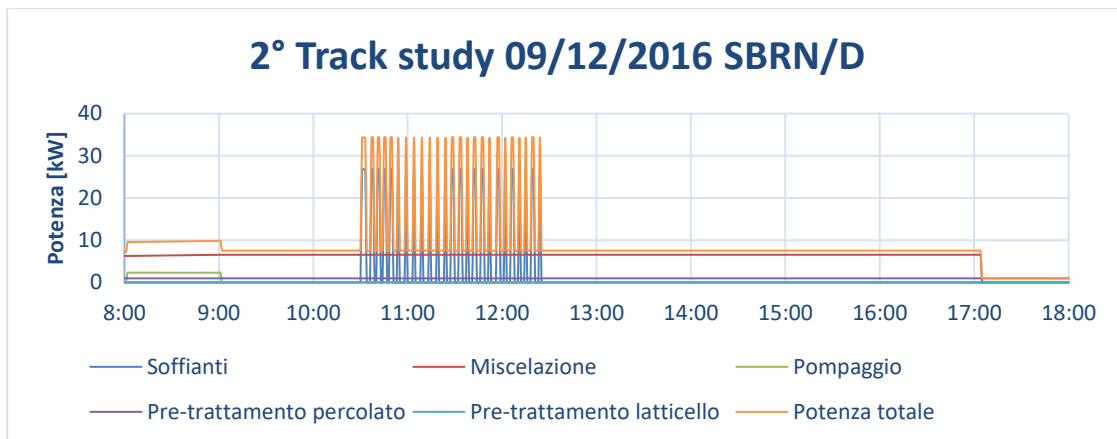


Figura 34. Consumo energetico 2° track study SBR_{N/D}.

Anche in questo caso, il picco di assorbimento in fase iniziale è dovuto alla presenza della pompa di caricamento del percolato. Il valore di potenza assorbita dalla pompa di caricamento risulta più basso rispetto al caso precedente in quanto è minore la quantità di percolato caricata. Il picco di assorbimento delle soffianti in fase di aerazione è pari a 26.8 kW. La potenza assorbita per la miscelazione è pressoché costante in tutto il ciclo simulato intorno ad un valore medio di 6.5 kW tranne che in corrispondenza della fase finale del ciclo. Infine, la potenza assorbita per l'estrazione e la grigliatura del percolato e per l'estrazione, grigliatura e pompaggio del laticello risultano pari, rispettivamente, a 0.97 e 0.0096 kW.

Il terzo track study simulato, il cui andamento è tipico del periodo invernale, è caratterizzato dagli andamenti mostrati in Figura 35.

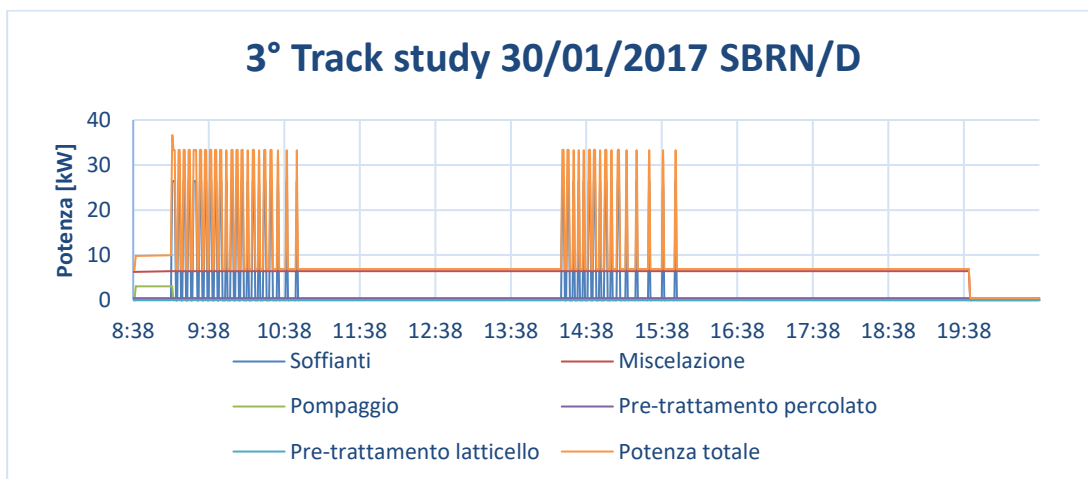


Figura 35. Consumo energetico 3° track study SBR_{N/D}.

Il grafico presenta un picco iniziale di assorbimento causato dalla potenza assorbita dalla pompa di caricamento del percolato, seguito da due picchi di assorbimento legati alla presenza delle soffianti pari a 26.4 kW nelle due fasi di aerazione caratterizzanti il 3° periodo. La potenza media assorbita dalla miscelazione è pari a 6.4 kW, costante in tutto il ciclo simulato. Di minore entità risultano essere i consumi per l'estrazione e la grigliatura del percolato e per il pompaggio, l'estrazione e la grigliatura del laticello, pari rispettivamente a 0.44 e 0.032 kW.

A partire dai dati di potenza, attraverso una integrazione nel tempo, è possibile calcolare l'energia assorbita da ogni utenza per ogni ciclo e confrontare i risultati ottenuti (Tabella 24).

Tabella 24. Confronto consumi energetici per ciclo SBR_{N/D}.

	Soffiante		Miscelazione		Pompa		Sollevamento, grigliatura ed estrazione percolato		Sollevamento, grigliatura ed estrazione latticello		Somma	
	kWh	%	kWh	%	kWh	%	kWh	%	kWh	%	kWh	%
1° trackstudy SBR _{N/D}	15.7	15	60.9	63	6.4	6	14.1	14	0.10	0.09	103.2	100
2° trackstudy SBR _{N/D}	16.9	18	59.6	67	2.3	2	9.7	10	0.10	0.10	94.8	100
3° trackstudy SBR _{N/D}	27.7	25	71.7	67	1.6	1	5.3	5	0.39	0.34	112.7	100

Il consumo derivante dalla fase di miscelazione è strettamente dipendente dal livello di riempimento dei reattori (che varia poco tra i diversi cicli considerati) e dalla durata della fase, la quale risulta essere caratterizzata da una durata rispettivamente a 545, 545 e 665 minuti. Per quel che riguarda il consumo delle soffianti anch'esso dipende parzialmente dalla durata della fase ossidativa. La durata della fase di aerazione dei tre track study simulati, è pari rispettivamente a 65, 115 e 200 minuti. Tale dato spiega i minori consumi energetici dei primi due track study rispetto al terzo. I valori di energia assorbita per la pompa di caricamento del percolato, invece, risultano essere legati sia al quantitativo di percolato trattato durante il ciclo, sia alla durata della fase di caricamento. Nei track study il quantitativo di percolato trattato risulta essere pari, rispettivamente, a 56, 38.7 e 21.5 m³ ciclo⁻¹ con una durata della fase di riempimento pari rispettivamente a 60, 60 e 30 minuti. Infine, di minore entità sono i consumi energetici legati al sollevamento, grigliatura ed estrazione del latticello e del percolato, i quali risultano anch'essi legati al quantitativo di percolato e latticello introdotto per ciclo. Nello specifico, il quantitativo di latticello introdotto durante i track study simulati, il carico di latticello in ingresso è risultato essere pari, rispettivamente, a 0.2, 0.2 e 0.8 m³ ciclo⁻¹.

2.3.6.3 Processo PN/Anammox

In Figura 36 è possibile notare l'andamento complessivo nei tre periodi analizzati delle più rilevanti tipologie di biomassa presente all'interno del reattore SBR_{PN/A}.

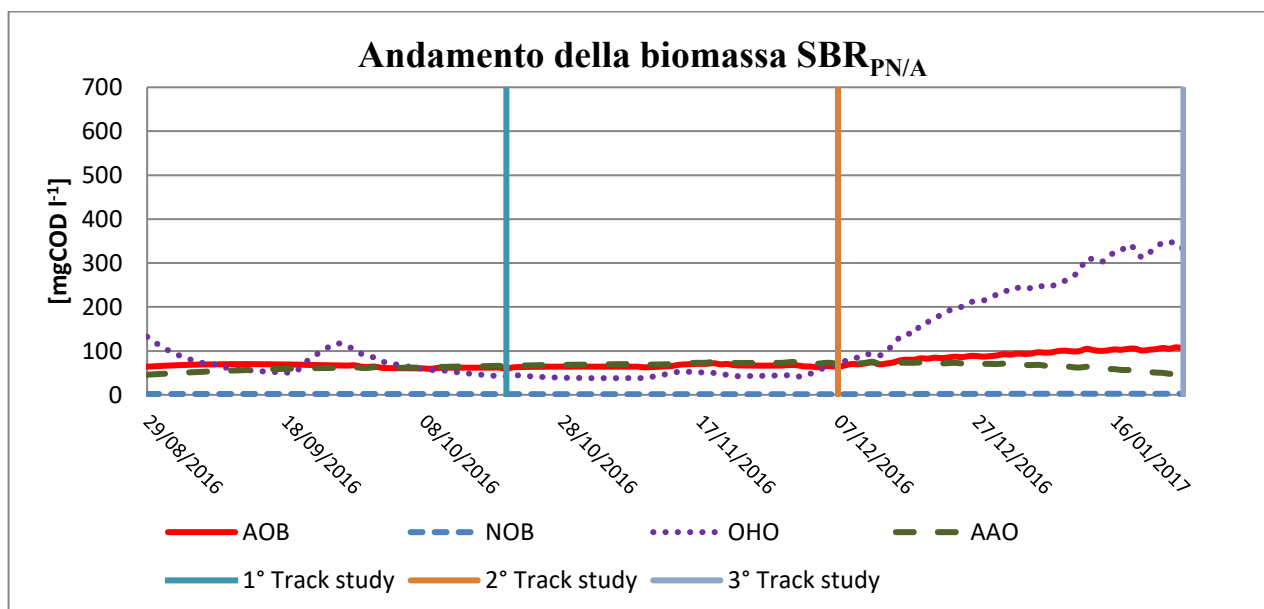


Figura 36- Andamento complessivo della biomassa nei tre periodi simulati – SBR_{PN/A}

In particolare, il primo periodo sperimentale simulato per l'SBR_{PN/A} va dal 29/08/2016 al 19/10/2016 ed è stato caratterizzato da un andamento perfettamente costante del carico di percolato in ingresso di media pari a 26.8 m³ ciclo⁻¹ (±6.6) e da un dosaggio di latticello solo dal 20/09 al 25/09 pari a 0.3 m³ ciclo⁻¹. Partendo da un valore iniziale di 150 mg l⁻¹ si nota una rapida decrescita della biomassa eterotrofa fino a 53 mg l⁻¹ dovuto sia ai limitati apporti di sostanza organica dal percolato, sia all'assenza di latticello nel reattore.

Successivamente, in seguito all'aggiunta di laticello si nota un incremento della biomassa eterotrofa fino ad un valore di 125.8 mg l^{-1} per poi subire un nuovo calo fino a raggiungere un valore finale di 45.9 mg l^{-1} dovuto nuovamente all'azzeramento del dosaggio del laticello. L'andamento della biomassa AOB, inoltre, è pressoché costante intorno ad un valore di 70 mg l^{-1} . Per quanto riguarda la biomassa Anammox, le condizioni presenti nel reattore $\text{SBR}_{\text{PN/A}}$ sono tali da favorirne la crescita. Infatti, si è registrato un incremento della biomassa da un valore iniziale di 50 mg l^{-1} fino ad un valore di 72.7 mg l^{-1} . Al fine di favorire l'attivazione del processo di parziale nitrificazione, inoltre, è necessario inibire l'attività dei batteri NOB. In questo periodo è possibile notare un leggero calo della biomassa da un valore di 2 mg l^{-1} ad un valore di 1.8 mg l^{-1} perfettamente in linea con il principio di funzionamento del reattore stesso. Le concentrazioni di azoto ammoniacale, nitrito e nitrato in uscita dal reattore sono relativamente basse, ad eccezione di un leggero incremento iniziale di nitrato, fino al 20/09, che si azzerava a seguito dell'inizio del dosaggio di laticello che comporta l'attivazione della biomassa denitrificante eterotrofa. Si osserva inoltre un leggero picco di concentrazione di ammoniaca in uscita, il 9/10/2016, dovuto all'incremento di carico di percolato in ingresso.

Il secondo periodo di simulazione per $\text{SBR}_{\text{PN/A}}$ va dal 21/10/2016 al 6/12/2016 ed è caratterizzato da condizioni tipiche del periodo autunnale e da un carico di percolato in ingresso costante e pari ad un valore medio di $28.9 \text{ m}^3 \text{ ciclo}^{-1}$ (± 13.3). Il dosaggio di laticello nel reattore, pari a $0.1 \text{ m}^3 \text{ ciclo}^{-1}$, è stato previsto a partire dal 2/12/2016. Per quanto riguarda la biomassa eterotrofa, partendo da un valore iniziale di 49.6 mg l^{-1} si nota una lieve decrescita fino ad un valore di 40 mg l^{-1} seguita, poi, da un incremento fino a circa 58 mg l^{-1} in corrispondenza di un maggiore carico di percolato in ingresso. Alla fine del periodo, inoltre, si nota ulteriore leggera crescita di biomassa eterotrofa fino al raggiungimento di un valore di 76.7 mg l^{-1} dovuta al dosaggio nel reattore di laticello. L'andamento della biomassa AOB, invece, risulta essere pressoché costante nel periodo intorno ad un valore medio di 68.0 mg l^{-1} . Per quel che riguarda la biomassa Anammox, è possibile notare un incremento della biomassa da un valore iniziale di 72.7 mg l^{-1} fino ad un valore di 80 mg l^{-1} . Infine, il 2° periodo preparatorio è caratterizzato da un ulteriore calo della biomassa NOB da 1.8 mg l^{-1} ad un valore di 1.4 mg l^{-1} , a riprova dell'efficacia dell'effetto inibitorio realizzato in questo reattore. La concentrazione di ammoniaca in uscita tende ad essere bassa fino al 10/11 per poi raggiungere un picco pari a 80 mg l^{-1} in corrispondenza del periodo di maggiore carico di percolato in ingresso. Dopodiché la concentrazione tende a diminuire per poi aumentare nuovamente alla fine del periodo fino a 55 mg l^{-1} in quanto l'aggiunta eccessiva di laticello tende a favorire l'attività dei batteri eterotrofi denitrificanti che competono con gli Anammox per il nitrito, e quindi compromette l'effettiva efficienza del processo PN/Anammox. Inoltre, le concentrazioni di nitrito in tutto il 2° periodo preparatorio sono molto basse, mentre per i nitrati si nota una leggera crescita fino a 18 mg l^{-1} che tende poi a ridursi una volta iniziato il dosaggio del laticello.

Il terzo periodo di simulazione, infine, per $\text{SBR}_{\text{PN/A}}$ va dall'8/12/2016 al 25/01/2017 ed è caratterizzato da un carico di percolato in ingresso medio pari a $27 \text{ m}^3 \text{ ciclo}^{-1}$ (± 13.3). Il 3° periodo di simulazione è stato caratterizzato da un dosaggio di laticello di media pari a $0.3 \text{ m}^3 \text{ ciclo}^{-1}$ (± 0.14). La biomassa eterotrofa ha una rapida crescita da un valore iniziale pari a 79.3 mg l^{-1} fino ad un valore finale pari a 355.5 mg l^{-1} in relazione ai quantitativi elevati di laticello introdotti in questo periodo. Una crescita più graduale si nota anche per gli AOB i quali partono da un valore di 72.5 mg l^{-1} fino ad un valore pari a 115.2 mg l^{-1} al termine del periodo di simulazione. Per gli NOB, invece, si nota una leggera crescita della biomassa da un valore di 1.4 mg l^{-1} a un valore di 2.5 mg l^{-1} . Infine, a causa della competizione della biomassa eterotrofa, si nota, lungo tutto il periodo, una decrescita dei batteri Anammox da un valore iniziale pari a 79.9 mg l^{-1} ad un valore finale di 51.4 mg l^{-1} . Il terzo periodo di simulazione, anche per $\text{SBR}_{\text{PN/A}}$ è stato caratterizzato da inibizione dell'attività nitrificante causata dalle basse temperature oltre che di un'insufficiente capacità tampone nel reattore con conseguente raggiungimento di pH in campo acido. L'alcalinità presente, anche in questo caso, è risultata essere insufficiente provocando, quindi, una riduzione del pH nel reattore.

Per quel che riguardano, invece, le simulazioni relative ai track study, si può constatare che il primo track study per $\text{SBR}_{\text{PN/A}}$ del 20/10/2016 è stato caratterizzato da condizioni climatiche tipiche del periodo estivo ($T=27^\circ\text{C}$), un valore di percolato in ingresso pari a $61.3 \text{ m}^3 \text{ ciclo}^{-1}$, un dosaggio di laticello pari a $0.10 \text{ m}^3 \text{ ciclo}^{-1}$ e da una durata complessiva di 10 ore.

In Figura 37 è possibile notare l'andamento delle concentrazioni delle forme azotate presenti all'interno del reattore durante il track study. In particolare, il track study simulato inizia con una fase di caricamento di 70 minuti con conseguente incremento della concentrazione di azoto ammoniacale da 23.2 mg l⁻¹ fino ad un valore di 52.2 mg l⁻¹, seguita da una fase di miscelazione di 140 minuti che permette un lieve calo dei nitriti e nitrati prodotti durante il ciclo precedente. Inizia, poi, la fase ossidativa caratterizzata dallo svolgersi in alternanza di 3 fasi aerobiche della durata di 21 minuti ciascuna e rispettive fasi anossiche di durata pari a 57 minuti per consentire l'attivazione del processo Anammox. Nello specifico, le fasi aerobiche ed anossiche consentono una riduzione complessiva di azoto ammoniacale da 52.2 mg l⁻¹ fino a 37.9 mg l⁻¹. Al termine di ogni fase aerobica la concentrazione di nitrito sale fino ad un valore superiore a 3 mg l⁻¹ per poi azzerarsi al termine delle fasi anossiche. Inoltre, si nota anche un lieve incremento della concentrazione dei nitrati da 2.7 a 3.5 mg l⁻¹. Dopodiché segue un'ultima fase di miscelazione di durata pari a 100 minuti, implementata per motivi di sicurezza, durante la quale non si verificano variazioni significative.

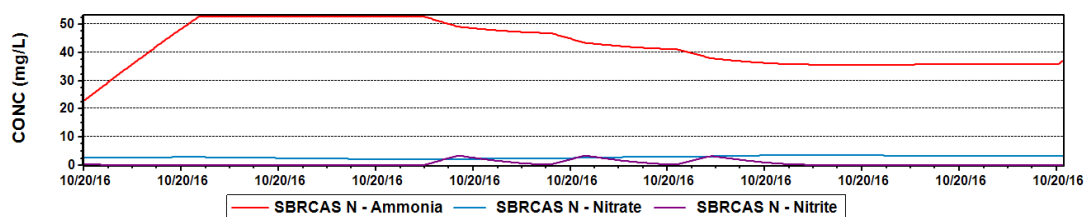


Figura 37. Andamento 1° track study SBR_{PN/A}.

Il secondo track study per l'SBR_{PN/A} del 7/12/2016 è stato caratterizzato da condizioni tipiche autunnali, un valore di percolato in ingresso pari a 34.4 m³ ciclo⁻¹, di un carico di laticello pari a 0.10 m³ ciclo⁻¹ e da una durata totale di 10 ore.

In Figura 38 viene riportato l'andamento delle concentrazioni delle diverse forme azotate presenti all'interno del reattore. Nello specifico, il track study inizia con una fase di riempimento di 70 minuti che comporta un incremento della concentrazione di azoto ammoniacale da 63.9 mg l⁻¹ a 81.6 mg l⁻¹, a cui segue una fase di miscelazione di 90 minuti che favorisce una leggera decrescita dei nitrati e dei nitriti presenti all'interno del reattore. La fase ossidativa, anche in questo caso, risulta essere caratterizzata dall'alternanza ripetuta di 3 fasi aerobiche ed anossiche di durata pari rispettivamente a 26 e 55 minuti. Lo svolgersi delle differenti fasi consente la riduzione di azoto ammoniacale fino ad un valore finale pari a 64.5 mg l⁻¹ con un incremento fino a 4 mg l⁻¹ per i nitriti per poi azzerarsi in fase anossica e quindi dopo l'attivazione del processo Anammox. Durante il track study, inoltre, si nota una leggera crescita del nitrato fino ad un valore di 4.6 mg l⁻¹. Infine, segue un'ultima fase di miscelazione di durata pari a 140 minuti, implementata per motivi di sicurezza, durante la quale non si verificano variazioni significative.

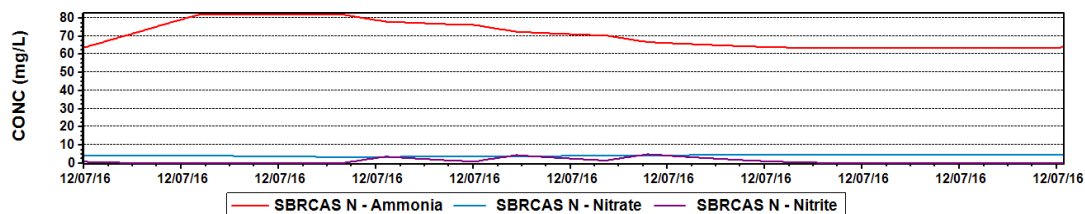


Figura 38. Andamento 2° track study SBR_{PN/A}.

Il terzo track study per l'SBR_{PN/A} del 26/01/2017 è stato caratterizzato da un valore di percolato in ingresso pari a 25.9 m³ ciclo⁻¹ e di laticello pari a 0.40 m³ ciclo⁻¹ e da una durata totale di 12 ore.

In Figura 39 viene riportato l'andamento delle concentrazioni delle differenti forme azotate presenti nel reattore durante track study. In particolare, il 3° track study inizia con la fase di caricamento del percolato, di durata pari a 35 minuti, con conseguente innalzamento della concentrazione di azoto ammoniacale da 52.6 mg l⁻¹ fino a 70.7 mg l⁻¹, seguita da una fase di miscelazione di 110 minuti che permette una lieve decrescita dei nitrati e nitriti presenti. Inizia, poi, la fase ossidativa caratterizzata dall'alternanza di 6 fasi aerobiche ed

anossiche di durata rispettivamente pari a 30 e 55 minuti, tramite la quale è possibile favorire l'attivazione del processo Anammox con conseguente riduzione di azoto ammoniacale fino ad un valore di 59.5 mg l⁻¹. Segue un'ultima fase di miscelazione di durata pari a 100 minuti, implementata per motivi di sicurezza, durante la quale non si verificano variazioni significative.

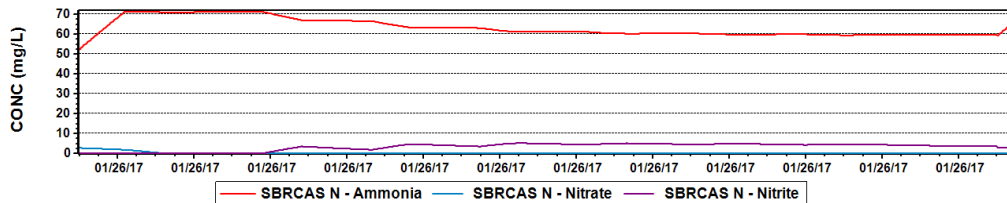


Figura 39. Confronto 3° track study 26/01/2017 SBR_{PN/A}.

Complessivamente, per tutti i periodi simulati per l'SBR_{PN/A}, si nota come il dosaggio periodico di laticello, al fine di ottenere una riduzione della concentrazione dei nitrati, risulti problematico per gli Anammox.

2.3.6.4 PN/Anammox - analisi dei consumi energetici

L'andamento temporale della potenza assorbita durante il primo track study simulato, per le varie categorie di utenza è presentato in Figura 40. Nello specifico, le categorie utilizzate sono le seguenti:

- soffianti: rappresenta la potenza utilizzata dalle soffianti in fase di aerazione per trasferire ossigeno nel reattore;
- pompaggio: rappresenta la potenza utilizzata per il caricamento del percolato nel reattore;
- miscelazione: rappresenta la potenza impiegata dai mixer per la miscelazione del reattore in tutte le fasi del ciclo, tranne la fase di sedimentazione e scarico;
- pre-trattamento laticello: comprende la potenza utilizzata in tutte le fasi di pre-trattamento e dosaggio del laticello;
- pre-trattamento percolato: comprende la potenza utilizzata in tutte le fasi di pre-trattamento del percolato;
- idrociclone: rappresenta la potenza utilizzata per il processo di "pulizia" dei granuli di biomassa Anammox.
- potenza totale: la somma di tutte le precedenti.

In particolare, nel caso dell'SBR_{PN/A} alle categorie utilizzate per l'SBR_{N/D} si aggiunge la potenza utilizzata dall'idrociclone.

Il primo track study per l'SBR_{PN/A} risulta essere caratterizzato dagli andamenti riportati nella Figura 40.

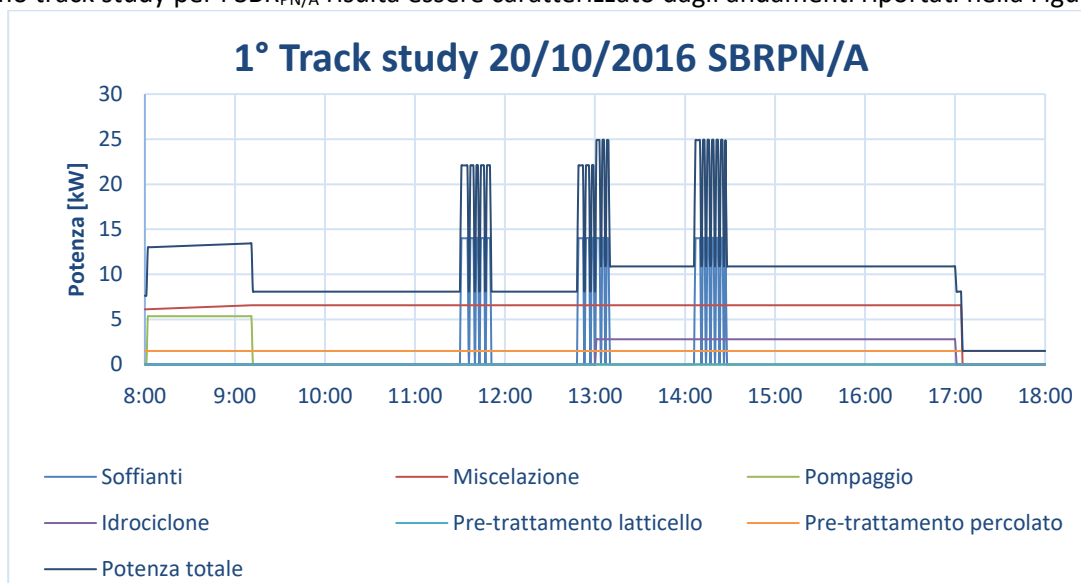


Figura 40. Consumo energetico 1° track study SBRPN/A.

Dall'analisi dell'andamento della potenza totale (linea rossa) si nota un picco di assorbimento in fase iniziale del ciclo, relativo alla pompa di caricamento del percolato nell'SBR, che contribuisce per 5.35 kW. Il massimo picco di potenza si osserva in fase di aerazione ed è legato alla potenza assorbita dalle soffianti pari a 14.1 kW. La potenza assorbita per la miscelazione, invece, è costante in tutto il ciclo di funzionamento intorno ad un valore medio pari a 6.5 kW per poi azzerarsi in corrispondenza della fase di sedimentazione e scarico. Di minore entità sono i valori di potenza assorbita per l'estrazione e la grigliatura del percolato pari a 1.5 kW e per l'estrazione, grigliatura e pompaggio latticello pari a 0.0048 kW. Infine, nel caso dell'SBR_{PN/A} vi è un consumo aggiuntivo legato alla presenza dell'idrociclone, che funziona per quattro ore a ciclo, il cui valore di potenza assorbita è pari a 2.8 kW.

Il 2° track study simulato per l'SBR_{PN/A} è caratterizzato come segue (Figura 41).

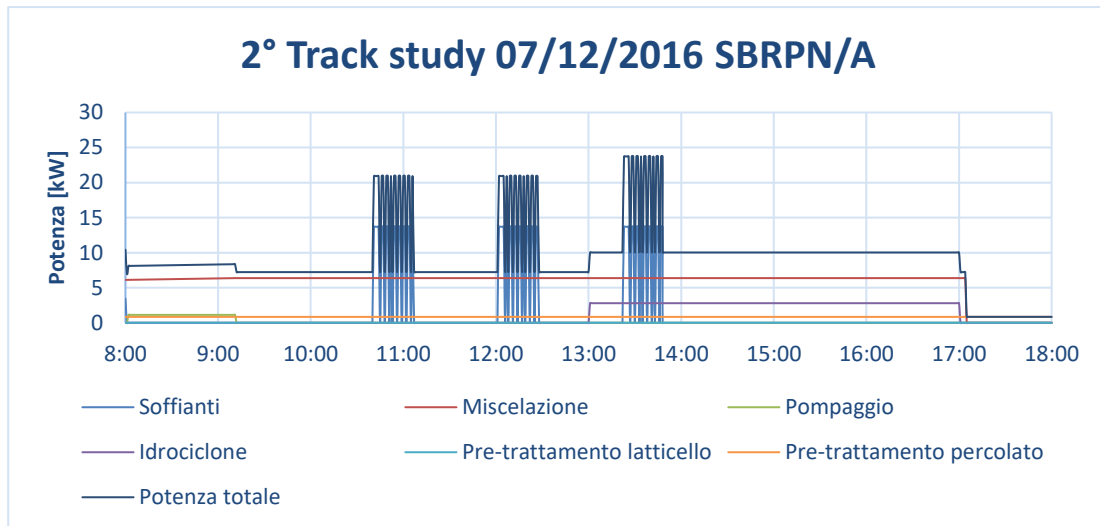


Figura 41. Consumo energetico 2° track study SBRPN/A.

Il consumo iniziale è legato alla presenza della pompa di caricamento del percolato che, quando è in funzione, genera un assorbimento pari a 1.13 kW, a seguito del quale vi sono tre picchi di assorbimento legati all'accensione delle soffianti pari a 13.7 kW. La potenza assorbita per la miscelazione è pressoché costante in tutto il ciclo simulato intorno ad un valore medio di 6.3 kW fino ad azzerarsi in corrispondenza della fase finale del ciclo. In aggiunta, la potenza assorbita per l'estrazione e la grigliatura del percolato, per l'estrazione, grigliatura e pompaggio del latticello e per l'idrociclone risultano pari, rispettivamente, a 0.85, 0.0048 e 2.8 kW.

Il 3° track study è definito come mostrato in Figura 42.

3° Track study 26/01/2017 SBRPN/A

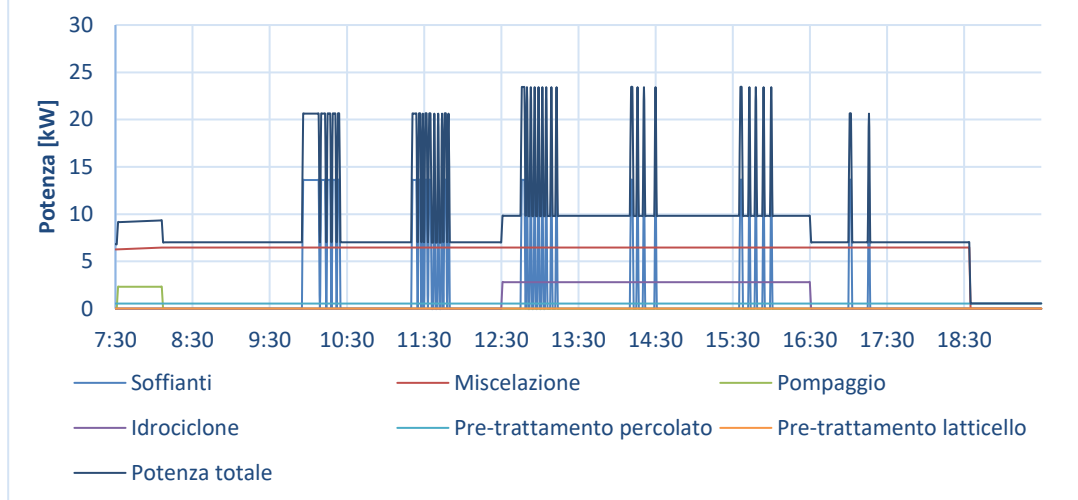


Figura 42. Consumo energetico 3° track study SBRPN/A.

Il grafico presenta un picco iniziale di assorbimento causato dalla potenza assorbita dalla pompa caricamento del percolato di 2.3 kW, seguito da sei picchi di assorbimento, legati all'accensione delle soffianti, pari a 13.6 kW nelle sei fasi di aerazione caratterizzanti il 3° periodo. La potenza media assorbita dalla miscelazione è pari a 6.4 kW per tutte le fasi tranne quelle di sedimentazione e scarico. Dal grafico, inoltre, si evince anche la potenza assorbita dall'idrociclone pari a 2.8 kW. Di minore entità risultano essere i consumi per l'estrazione e la grigliatura del percolato e per il pompaggio, l'estrazione e la grigliatura del laticello, pari rispettivamente a 0.54 e 0.016 kW.

Così come per l'SBR_{N/D}, anche per l'SBR_{PN/A} partendo dai dati di potenza istantanei è stato possibile calcolare l'energia assorbita per ogni ciclo e da ogni utenza al fine di confrontare i dati energetici ottenuti.

Tabella 25. Confronto consumi energetici SBR_{N/D}

	Soffiante		Miscelazione		Pompa		Idrociclone		Sollevamento, grigliatura ed estrazione percolato		Sollevamento, grigliatura ed estrazione laticello		Somma	
	kWh	%	kWh	%	kWh	%	kWh	%	kWh	%	kWh	%	kWh	%
1° track study SBR _{N/D}	11.4	10	60.1	58	6.2	6	11.3	10	15.2	14	0.10	0.09	110	100
2° track study SBR _{N/D}	12.8	13	58.4	63	1.3	1	11.3	11	8.6	9	0.05	0.04	98	100
3° track study SBR _{N/D}	15.2	13	72.9	68	1.3	1	11.5	10	6.6	6	0.20	0.17	113	100

Il consumo derivante dalla fase di miscelazione, così come già detto precedentemente, è strettamente dipendente sia dal livello di riempimento dei reattori che dalla durata della fase, pari rispettivamente a 545, 545 e 665 minuti. Il consumo delle soffianti dipende anch'esso parzialmente dalla durata della fase ossidativa. Nello specifico, in questo caso, la durata della fase ossidativa è risultata essere pari, rispettivamente, a 63, 78 e 180 minuti.

I valori di energia assorbita per la pompa di caricamento del percolato in ogni track study, invece, risultano essere funzione del quantitativo di percolato trattato e della durata della fase di caricamento. Infine, i consumi energetici legati al sollevamento, grigliatura ed estrazione del laticello e del percolato sono anch'essi legati al carico di percolato e laticello introdotto per ciclo, pari, rispettivamente, a 0.1, 0.1 e 0.4 m³ ciclo⁻¹. Nel caso dell'SBR_{PN/A}, inoltre, vi è un ulteriore consumo legato all'utilizzo dell'idrociclone pari a circa 11 kWh a ciclo.

2.3.7 Confronto tra i processi

Il confronto dei due reattori è basato principalmente sul ruolo che i batteri NOB Anammox hanno nel processo di rimozione dell'azoto. Tale ruolo è estremamente importante per l'ottimizzazione energetica dei processi per i già citati vantaggi presentati dal processo P/N Anammox rispetto ai processi tradizionali di rimozione dell'azoto. Si ricorda che per l'ottenimento del processo P/N Anammox è necessario assicurare le condizioni per l'inibizione dei batteri NOB e per la crescita dei batteri Anammox.

2.3.7.1 Confronto delle logiche di funzionamento

Dall'analisi dei differenti periodi simulati e rispettivi track study per entrambi i processi, si evince chiaramente che il reattore $SBR_{N/D}$ risulta essere caratterizzato dall'inibizione dei batteri NOB e dalla presenza di biomassa Anammox. Ciò indica che in realtà, nel reattore $SBR_{N/D}$ non sia implementato un processo classico di nitrificazione – denitrificazione così come ipotizzato dai gestori dell'impianto, ma piuttosto un processo ibrido tra un processo di nitrificazione – denitrificazione e PN/Anammox. Per quel che riguarda, invece, il reattore $SBR_{PN/A}$ le condizioni per l'inibizione della biomassa NOB e per la crescita degli Anammox sono vicine all'ottimale ma il dosaggio, seppure in modeste quantità, di laticello comporta l'attivazione di biomassa eterotrofa che tende a creare una competizione per il nitrito con la biomassa Anammox, riducendone, quindi, in parte, l'attività.

Attraverso l'analisi modellistica, è stato possibile quantificare la crescita e il decadimento delle differenti tipologie di biomassa presenti all'interno del reattore. In particolare, è stato valutato il contributo fornito dalle diverse tipologie di biomassa alla rimozione dell'azoto, calcolando e confrontando tra loro la quantità totale di azoto molecolare N_2 prodotta dalla biomassa Anammox e dalla biomassa eterotrofa in entrambi i reattori (Tabella 26). Questa valutazione risulta estremamente rilevante ai fini dell'ottimizzazione energetica del processo per via dei notevoli risparmi energetici conseguibili in fase di aerazione nel caso di rimozione dell'azoto tramite processo P/N Anammox rispetto al processo di nitrificazione e denitrificazione tradizionale.

Tabella 26. Produzione di N_2 nell' $SBR_{PN/A}$ e nell' $SBR_{N/D}$

	N_2 prodotto dagli Anammox- $SBR_{PN/A}$ (kg)	N_2 prodotto dagli eterotrofi- $SBR_{PN/A}$ (kg)	N_2 prodotto dagli Anammox- $SBR_{N/D}$ (kg)	N_2 prodotto dagli eterotrofi- $SBR_{N/D}$ (kg)
1° Periodo	1238	185	991	282
2° Periodo	1044	109	815	165
3° Periodo	1186	435	489	663

Dall'analisi dei dati presenti in Tabella 26 si evince che in entrambi i reattori vi è una significativa attività della biomassa Anammox, seppur con una maggiore predominanza nel reattore $SBR_{PN/A}$. Fa eccezione il 3° periodo per l' $SBR_{N/D}$ per il quale i kg prodotti di N_2 dagli Anammox risultano inferiori alla quantità prodotta dai batteri eterotrofi a causa degli elevati quantitativi di laticello introdotti nel reattore che hanno, quindi, comportato un graduale decadimento fino ad un valore prossimo allo zero alla fine del periodo, della biomassa Anammox. In aggiunta, attraverso le simulazioni, è stato possibile ottenere l'esatto contributo ad opera della biomassa Anammox dell'azoto molecolare prodotto durante i track study simulati (Figura 43, Figura 44 e Figura 45).

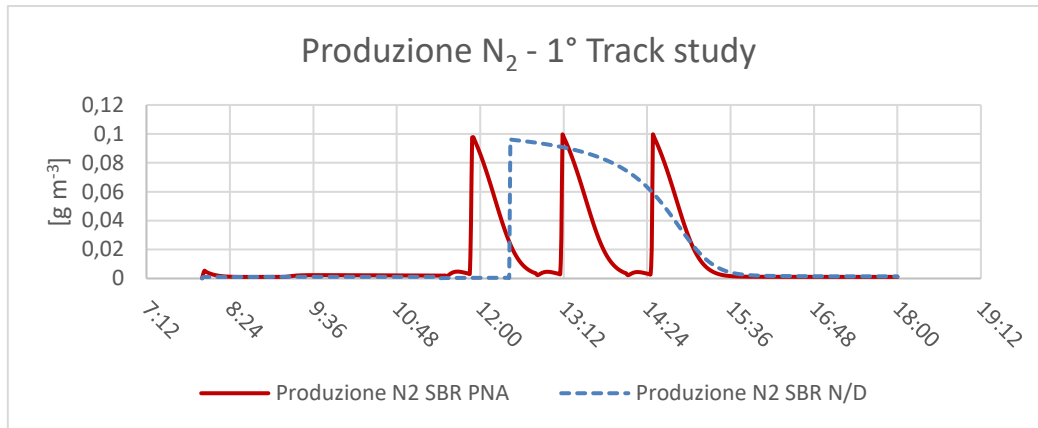


Figura 43- Produzione di N₂ dovuta al processo Anammox- 1° Track study

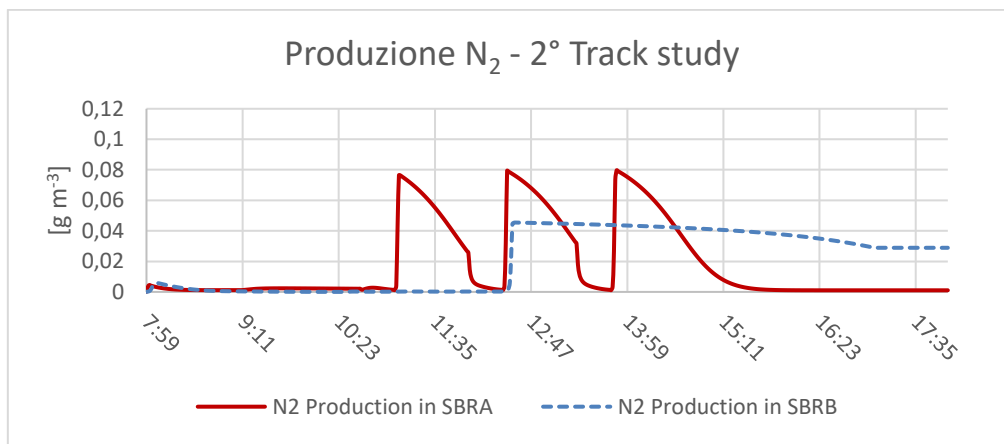


Figura 44- Produzione di N₂ dovuta al processo Anammox – 2° Track study

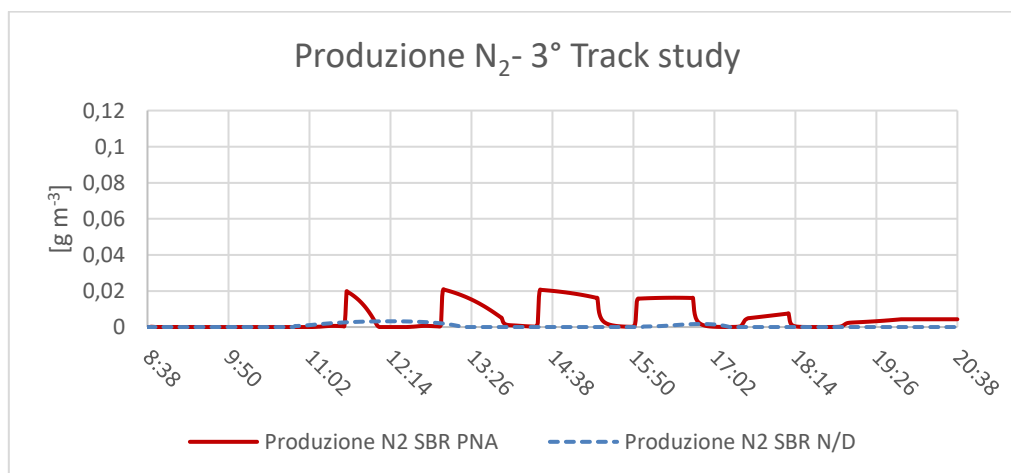


Figura 45- Produzione di N₂ dovuta al processo Anammox – 3° Track study

I grafici sopra riportati, infatti, mostrano un’alta attività della biomassa Anammox, soprattutto durante i primi due track study, in corrispondenza delle fasi anossiche attuate, seppure con differenti settaggi, in entrambi i reattori.

In definitiva, i dati ottenuti confermano i risultati scaturiti dall’analisi dei differenti periodi di simulazione e dei track study. In entrambi i reattori, quindi, si attua un processo ibrido di nitrificazione-denitrificazione e PN/Anammox.

2.3.7.2 Confronto dei consumi energetici dei due reattori

Per la stima dei consumi annui sia per l’SBR_{PNA} che per l’SBR_{N/D} si è proceduto utilizzando i dati energetici ottenuti dai track study, da cui sono stati ricavati i consumi energetici per unità di volume di percolato trattato

per ogni categoria di utenza. È stato, quindi, stimato il consumo annuo complessivo dell'impianto moltiplicando i consumi energetici unitari per i quantitativi di percolato trattato nell'anno 2019. In particolare sono stati presi i dati di consumo unitari del 1° track study, caratterizzato da una temperatura in vasca pari a circa 21°C, come indicativi del periodo estivo (luglio, agosto, settembre), i dati del 2° track study, contraddistinto da una temperatura in vasca pari a circa 14°C, come caratteristici del periodo primaverile/autunnale (aprile, maggio, giugno, ottobre, novembre, dicembre) e i dati del 3° track study, caratterizzato da una temperatura in vasca di circa 9°C, come caratteristici del periodo invernale (gennaio, febbraio, marzo). Quindi i dati di consumo specifici di ogni ciclo, per ogni categoria di utenza ottenuti dai track study (kWh m³) sono stati moltiplicati per il quantitativo totale di percolato trattato nelle stagioni corrispondenti dell'anno 2019 sia per l'SBR_{PN/A} che per l'SBR_{N/D}, così come mostrato in Tabella 27 e Tabella 28.

Tabella 27. Consumi energetici SBR_{PN/A}.

SBR_{PN/A} – Anno 2019					
		Estate	Primavera/Autunno	Inverno	Totale
Consumi specifici (kWh m³)	Aerazione	0.19	0.37	0.59	-
	Miscelazione	0.98	1.70	2.81	-
	Pompaggio	0.10	0.04	0.05	-
	Idrociclone	0.18	0.33	0.44	-
	Sollevamento, grigliatura ed estrazione laticello	0.0016	0.001	0.008	-
	Sollevamento, grigliatura ed estrazione percolato	0.25	0.25	0.25	-
Totale di percolato trattato nel periodo (m³)		3020	10300	4200	17520
Consumo energetico stimato (kWh)	Aerazione	570	3800	2400	6800
	Miscelazione	3000	17500	12000	32000
	Pompaggio	310	400	200	900
	Idrociclone	560	3400	1800	5800
	Sollevamento, grigliatura ed estrazione laticello	5	15	30	50
	Sollevamento, grigliatura ed estrazione percolato	750	2600	1000	4400
Consumo energetico impianto (kWh)		5100	28000	17000	50100

Tabella 28. Consumi energetici SBR_{N/D}.

SBR_{N/D} – Anno 2019					
		Estate	Primavera/Autunno	Inverno	Totale
Consumi specifici (kWh m³)	Aerazione	0.28	0.44	1.29	-
	Miscelazione	1.08	1.54	3.33	-
	Pompaggio	0.11	0.06	0.07	-
	Idrociclone	0	0	0	-
	Sollevamento, grigliatura ed estrazione latticello	0.002	0.002	0.018	-
	Sollevamento, grigliatura ed estrazione percolato	0.25	0.25	0.25	-
Totale di percolato trattato nel periodo (m³)		2745	9776	4654	17175
Consumo energetico stimato (kWh)	Aerazione	770	4300	6000	11000
	Miscelazione	3000	15000	15000	33000
	Pompaggio	310	580	340	1200
	Idrociclone	0	0	0	0
	Sollevamento, grigliatura ed estrazione latticello	5	25	84	113
	Sollevamento, grigliatura ed estrazione percolato	690	2500	1100	4300
Consumo energetico impianto (kWh)		4800	22000	23000	50250

Per verificare l'incidenza relativa delle varie categorie di utenza sia per l'SBR_{PN/A} che per l'SBR_{N/D} si riportano i seguenti grafici a torta (Figura 46 e Figura 47).

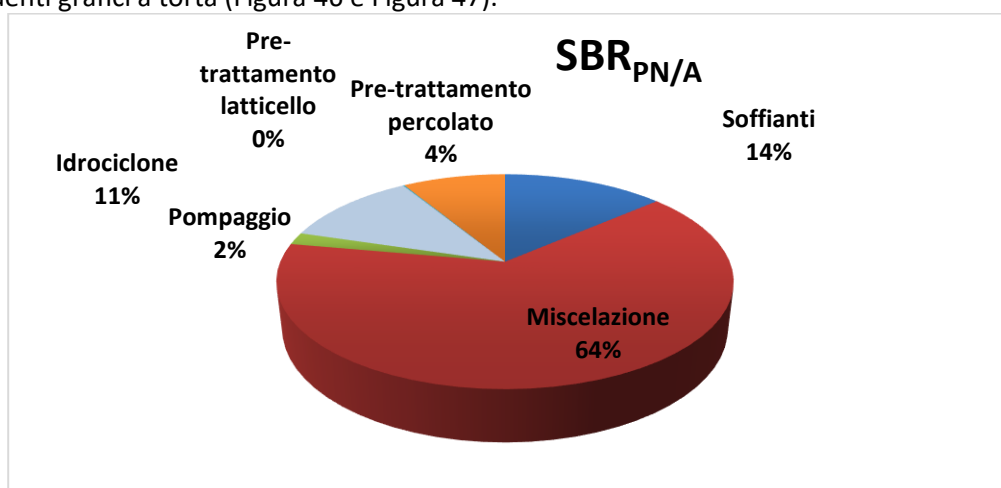


Figura 46. Ripartizione consumi annuali SBR_{PN/A}.

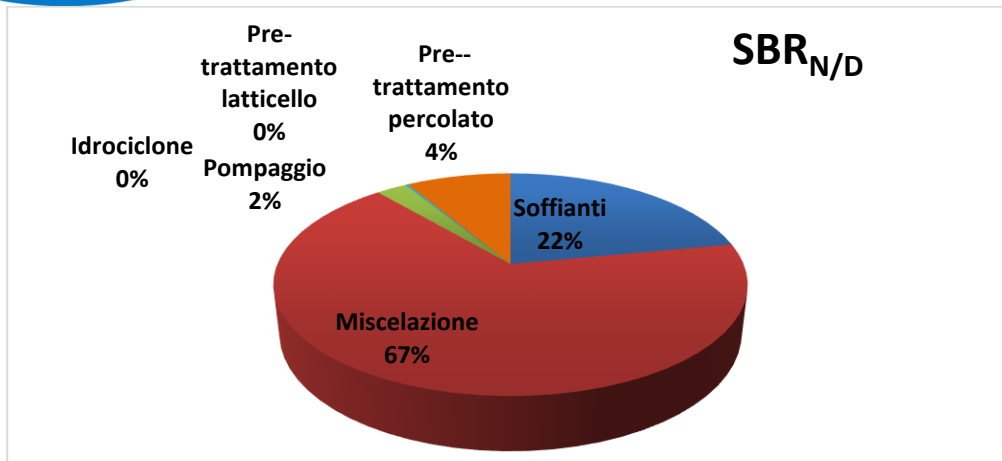


Figura 47. Ripartizione consumi annuali SBR_{N/D}.

In particolare, dalla Figura 46 e Figura 47, nonché dall'analisi della Tabella 27 e Tabella 28, si nota innanzitutto che il consumo annuo complessivo per i due reattori risulta essere simile. Nello specifico, nell'SBR_{PN/A}, in relazione alla natura stessa del processo, vi è un minore consumo legato alla fase di aerazione pari a 6850 kWh rispetto al consumo in aerazione per l'SBR_{N/D} pari a 11050 kWh. Tale consumo risulta essere però compensato dal consumo, per l'SBR_{PN/A}, dell'idrociclone. Inoltre, sia per l'SBR_{PN/A} che per l'SBR_{N/D} il maggiore consumo è legato alla fase di miscelazione, pari, rispettivamente a 32150 e 33550 kWh, che risulta essere in molti casi eccessiva rispetto alle necessità del processo sia in termini di durata delle fasi di miscelazione che di potenza installata. Inoltre, come evidenziato dall'andamento delle concentrazioni delle forme azotate nei singoli track study emerge come le fasi di miscelazione, in particolar modo quella inserita a fine ciclo sia molto più lunga rispetto alle reali efficienze depurative dei processi.

Al fine di ottenere un confronto tra i dati di consumo annuo ottenuti con i dati di letteratura è stato calcolato il consumo energetico specifico in kWh per kg di azoto rimosso per ogni categoria di utenza per l'impianto nel suo insieme, dividendo i consumi energetici annuali per il quantitativo totale di azoto rimosso nell'anno 2019 sia per l'SBR_{PN/A} che per l'SBR_{N/D}. In particolare, in Tabella 29 è riportato il fabbisogno energetico annuo (kWh kg⁻¹) specifico dell'aerazione per entrambi i reattori.

Tabella 29. Confronto fabbisogno energetico SBR_{PN/A} e SBR_{N/D} con i dati di letteratura [70].

	Consumi energetici impianto di pre-trattamento percolato		Dati di letteratura [70]		
	SBR _{PN/A} (kWh kg ⁻¹)	SBR _{N/D} (kWh kg ⁻¹)	Nitrificazione – denitrificazione (kWh kg ⁻¹)	Nitritazione – denitrificazione (kWh kg ⁻¹)	PN/Anammox (kWh kg ⁻¹)
Aerazione	0.9	1.2	2.4	1.79	0.9

Dall'analisi dei dati emerge che il reattore SBR_{PN/A} risulta essere perfettamente in linea con il fabbisogno energetico relativo all'aerazione tipico del processo PN/Anammox, mentre per l'SBR_{N/D} risulta avere consumi intermedi tra un processo PN/Anammox ed un processo di nitritazione – denitrificazione.

In particolare, dall'analisi del processo per l'SBR_{N/D} è stato già evidenziato come, in realtà, nel reattore non si realizzi un processo classico di nitrificazione – denitrificazione, ma più propriamente un processo ibrido tra un processo di nitritazione – denitrificazione e PN/Anammox a causa delle differenti condizioni operative che comportano sia un'inibizione della biomassa NOB, sia il mantenimento della biomassa Anammox. Confrontando i dati energetici del solo reparto di aerazione dell'impianto oggetto di studio, con i fabbisogni energetici riportati in letteratura, in Tabella 29, tale deduzione risulta essere confermata.

Nonostante i consumi in aerazione siano in linea con i dati di letteratura, il consumo complessivo dell'SBR_{PN/A} risulta essere pari a 6.5 kWh kg⁻¹ rimosso, valore di molto superiore ai dati di letteratura presenti per i processi simili che non superano i 2 kWh kg⁻¹ rimosso. Ciò nell'impianto di riferimento è principalmente correlato, come evidenziato precedentemente, agli elevati consumi in fase di miscelazione. Come evidente

dall'analisi del grafico in Figura 46, il consumo principale per l'SBR_{PN/A} risulta essere la miscelazione, per cui al fine di ottenere un'ottimizzazione dell'impianto sarebbe necessario innanzitutto verificare se l'energia impiegata in questa fase sia effettivamente necessaria per il mantenimento di un livello di miscelazione sufficiente nei reattori. In particolare, potrebbe essere attentamente valutata sia una riduzione della durata di tale fase sia la potenza impiegata nei mixer. Un'ulteriore verifica che si propone è la ricerca sul mercato di macchine più efficienti da un punto di vista energetico.

Anche il consumo complessivo dell'SBR_{N/D} risulta essere superiore rispetto ai dati di letteratura per i processi di nitrificazione - denitrificazione, e pari a 6.5 kWh kgN⁻¹ rimosso, rispetto a valori di circa 4 kWh kgN⁻¹ rimosso di impianti in scala reale [78].

In aggiunta, un'ulteriore scelta da realizzare nell'ottica di una ottimizzazione del processo PN/Anammox consiste nel ridurre il quantitativo di laticello introdotto nell'SBR_{PN/A}. Tale dosaggio determina una repentina crescita nel reattore di biomassa eterotrofa, che poi entra in competizione con i batteri Anammox per l'utilizzo dei nitriti presenti nel reattore. Il minore dosaggio di laticello favorirebbe ulteriormente lo sviluppo dei batteri Anammox, il che permetterebbe una ulteriore riduzione dei consumi in fase di aerazione, in virtù del minore consumo specifico di ossigeno di tale processo rispetto ai processi alternativi di nitrificazione – denitrificazione.

Un altro punto di possibile intervento sui consumi energetici è l'ottimizzazione dell'idrociclone nell'SBR_{PN/A}. Infatti, tenendo conto dei notevoli consumi da esso scaturiti, sarebbe utile valutare il funzionamento dell'impianto in assenza dell'idrociclone o considerando una durata minore di funzionamento.

Infine, considerando l'affidabilità e le buone efficienze sia depurative che energetiche ottenibili dal processo applicato nell'SBR_{PN/A} e visto che anche il reattore SBR_{N/D} è già attualmente un ibrido tra un processo PN/Anammox e un processo di nitrificazione – denitrificazione, sarebbe consigliabile valutare la possibilità di esercire entrambi i reattori con la stessa logica di processo.

2.3.8 Ottimizzazione del processo PN/Anammox

I possibili scenari di ottimizzazione dell'impianto prevedono una serie di alternative finalizzate ad ottenere sia un miglioramento dell'efficienza depurativa dei processi attuati, sia il contenimento dei consumi energetici generati. Avendo, inoltre, constatato la presenza anche nel reattore SBR_{N/D} di un processo ibrido tra un processo di nitrificazione-denitrificazione e PN/Anammox, sarebbe opportuno operare anche questo reattore come il reattore SBR_{PN/A}. Per questo le simulazioni degli interventi ipotizzati si sono concentrate sul solo reattore SBR_{PN/A}. Inoltre, tutti gli interventi proposti sono stati attuati eliminando l'inibizione dell'attività nitrificante riscontrata nell'ultimo periodo di simulazione simulando, quindi un sistema di controllo del pH. Infine, essendo cambiate le condizioni operative nei differenti scenari di ottimizzazione, è risultata inevitabile anche il ricalcolo dei dati in ingresso delle diverse tipologie di biomassa nei track study analizzati.

Gli interventi di ottimizzazione proposti riguardano, quindi:

- Riduzione del quantitativo di laticello introdotto nell'SBR_{PN/A} in modo da evitare la competizione della biomassa eterotrofa con la biomassa Anammox per il consumo di nitrito;
- Riduzione della concentrazione di ossigeno presente all'interno del reattore SBR_{PN/A} verificando ed analizzando sia le efficienze depurative ottenute che il risparmio energetico ed economico;
- Riduzione sia della durata della fase di miscelazione sia della potenza impiegata nei mixer al fine di ottenere un efficientamento energetico dell'impianto.

2.3.8.1 Impostazione sistema di controllo del pH

Al fine di poter ottenere una migliore riproduzione dei dati si è scelto di eliminare l'inibizione presente nel 3° periodo di simulazione ipotizzando di utilizzare un sistema di controllo del pH. Di seguito, si riportano gli andamenti delle differenti tipologie di biomassa presenti nel reattore SBR_{PN/A} in assenza di tale inibizione Figura 48.

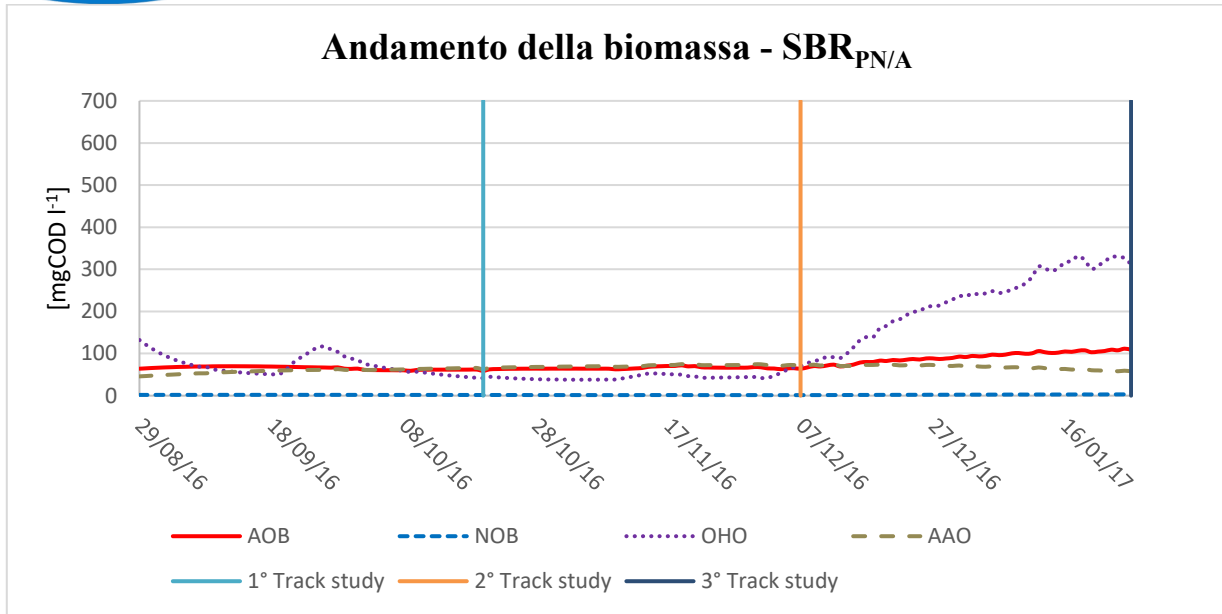


Figura 48. Andamento complessivo della biomassa nei tre periodi simulati (con controllo del pH) - SBR_{PN/A}

Confrontando l'andamento complessivo delle differenti tipologie di biomassa ottenuto in assenza di inibizione con l'andamento presentato in Figura 36 si nota un andamento pressoché simile sia della biomassa eterotrofa che autotrofa. Per quel che concerne, invece, la biomassa Anammox si nota una minore decrescita fino ad un valore di 63.5 mg l⁻¹, quindi di circa 12 mg l⁻¹ maggiore rispetto al valore ottenuto senza la modifica. L'effetto dell'assenza di inibizione delle attività degli AOB e NOB, risulta essere particolarmente marcato nel grafico sottostante che mostra l'andamento delle differenti forme azotate durante il 3° track study. Confrontando, infatti, tale andamento con quello mostrato in Figura 39 è possibile notare un notevole incremento della rimozione di azoto ammoniacale.

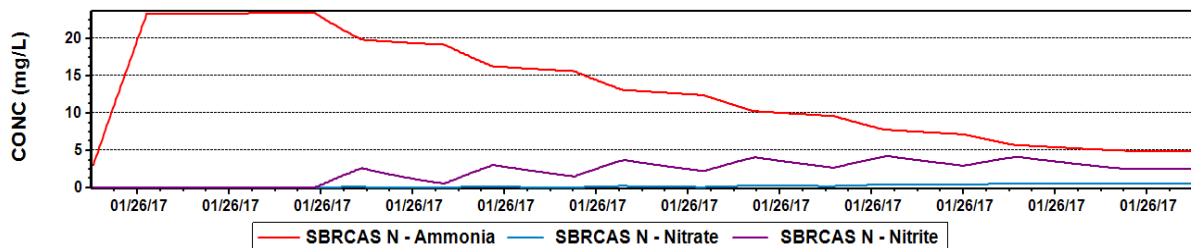


Figura 49. 3° Track study SBR_{PN/A} (con controllo del pH)

2.3.8.2 Ottimizzazione dell'aggiunta di carbonio esterno

Il primo scenario di ottimizzazione prevede l'azzeramento del quantitativo di latticello introdotto in ogni ciclo sia durante i periodi di simulazione che durante i track study.

Confrontando l'andamento delle differenti tipologie di biomassa presenti all'interno del reattore ottenute in questo scenario ipotetico, riportato in Figura 50, con l'andamento ottenuto nel caso non ottimizzato, si notano variazioni significative sia per quanto riguarda la biomassa eterotrofa sia per la biomassa Anammox.

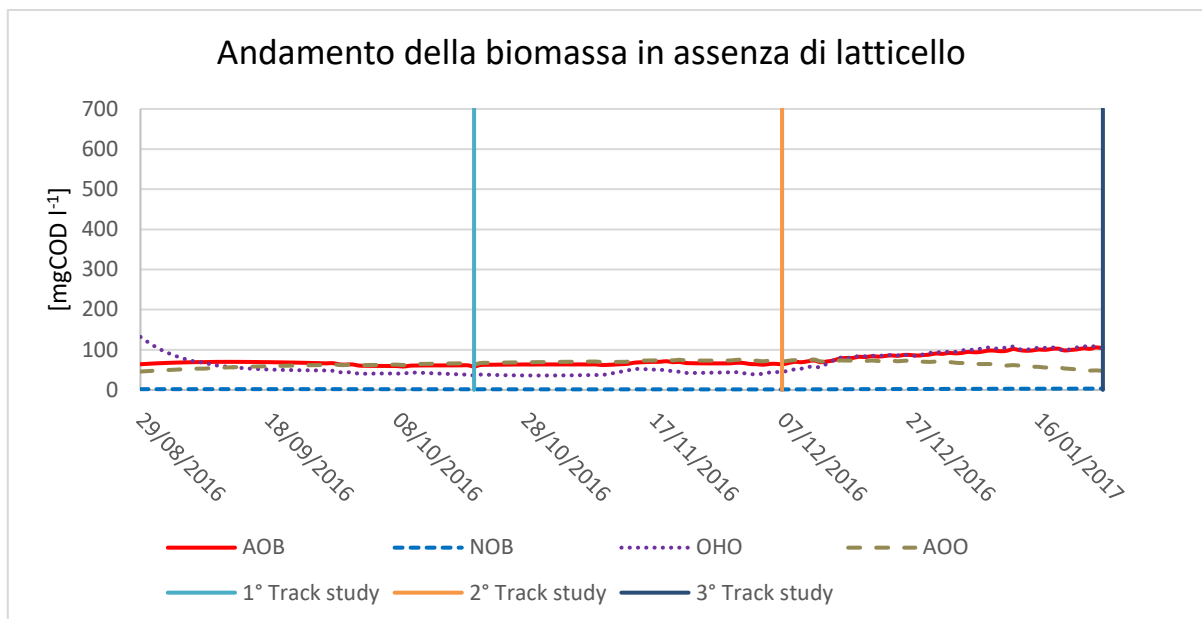


Figura 50- Andamento complessivo della biomassa nei tre periodi simulati in assenza di latticello - SBR_{PN/A}

In particolare, partendo dall’analisi del primo periodo simulato, si nota una rapida decrescita della biomassa eterotrofa fino ad un valore di 41.1 mg l⁻¹, al termine del primo periodo, inferiore di circa 12 mg l⁻¹ rispetto al caso iniziale non ottimizzato in cui vi era l’aggiunta di latticello. L’andamento della biomassa AOB resta pressoché costante intorno ad un valore di 70 mg l⁻¹, mentre la biomassa NOB decresce partendo da un valore di 2 mg l⁻¹ fino ad un valore di 1.7 mg l⁻¹.

Per quel che riguarda la biomassa Anammox, si nota, invece, una crescita maggiore, rispetto al caso non ottimizzato, fino al raggiungimento di un valore di 73.4 mg l⁻¹ dovuta alla minore competizione con la biomassa eterotrofa.

Confrontando, invece, l’andamento delle differenti forme azotate presenti all’interno del reattore durante il periodo analizzato, si riscontra una maggiore concentrazione di nitrato fino al raggiungimento di un valore medio pari a 10.2 mg l⁻¹ proprio a causa della riduzione dell’attività denitrificante della biomassa eterotrofa. Anche per il 2° periodo di simulazione, l’assenza di latticello non comporta una significativa variazione degli andamenti sia delle differenti tipologie di biomassa che delle forme azotate presenti, rispetto al caso non ottimizzato in cui vi era un dosaggio di latticello in minime quantità solo in corrispondenza della fine del periodo. È possibile constatare soltanto una maggiore decrescita della biomassa eterotrofa fino ad un valore di 49.6 mg l⁻¹ inferiore di circa 27.1 mg l⁻¹ rispetto al caso iniziale non ottimizzato. Tale decrescita ha comportato, quindi, un valore medio più alto di nitrato in uscita pari a 19.3 mg l⁻¹.

Infine, anche per il 3° periodo di simulazione, l’assenza di latticello ha comportato una forte decrescita della biomassa eterotrofa fino ad un valore pari a 112.5 mg l⁻¹ ed un andamento pressoché simile delle biomasse AOB, NOB ed Anammox che raggiungono rispettivamente un valore pari a 112.9, 3.6 e 52.1 mg l⁻¹. La decrescita della biomassa eterotrofa si traduce anche in questo caso in una maggiore concentrazione media di nitrato pari a 17.8 mg l⁻¹.

2.3.8.3 Ottimizzazione delle condizioni di aerazione

Il successivo scenario di ottimizzazione è stato realizzato prevedendo una riduzione della concentrazione media di ossigeno dal valore dell’impianto reale di 0.85 mg l⁻¹ a 0.6 mg l⁻¹ (con limite minimo e massimo, pari rispettivamente a 0.5 e 0.8 mg l⁻¹). In alternativa sono stati testati valori anche più bassi di concentrazione di ossigeno media, ma essi comportano un significativo peggioramento in termini di rimozioni di azoto ammoniacale, rispetto alla concentrazione selezionata.

Di seguito (Figura 51) viene riportato l’andamento complessivo delle diverse tipologie di biomassa presenti all’interno del reattore.

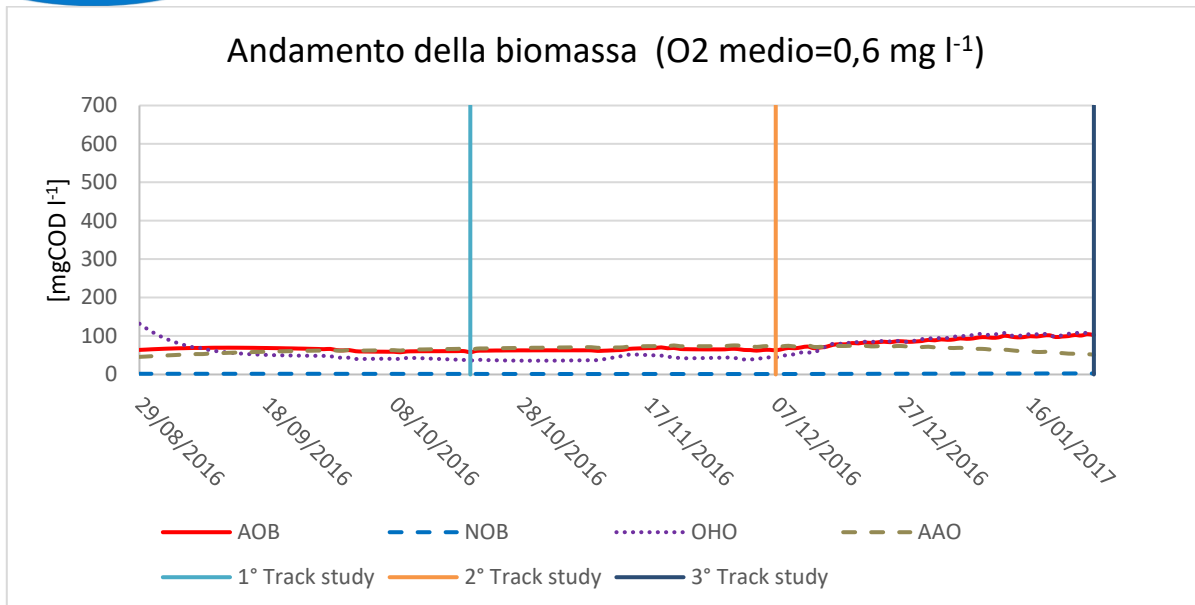


Figura 51. Andamento complessivo della biomassa nei tre periodi simulati (O_2 medio pari a 0.6 mg l^{-1}) - SBR_{PN/A}

Nei tre periodi di simulazioni analizzati non si notano cambiamenti significativi. In particolare, si nota una rapida decrescita della biomassa eterotrofa fino ad un valore di 41.1 mg l^{-1} , al termine del primo periodo. L'andamento della biomassa AOB resta pressoché costante intorno ad un valore di 71 mg l^{-1} , mentre la biomassa NOB decresce partendo da un valore di 2 mg l^{-1} fino ad un valore di 1.5 mg l^{-1} . Infine, anche per quel che riguarda la biomassa Anammox, l'andamento è quasi coincidente con l'andamento riscontrato nel primo scenario di ottimizzazione per il primo periodo simulato.

In questo caso, inoltre, si riscontra una concentrazione media di nitrato in uscita pari a 8.1 mg l^{-1} , minore rispetto alla concentrazione media ottenuta durante il primo scenario di ottimizzazione.

Anche nel 2° e nel 3° periodo di simulazione non si notano variazioni significative sia in termini di concentrazione delle diverse tipologie di biomassa presenti sia in termini di concentrazione delle diverse forme azotate in uscita. La concentrazione media di nitrato nel 2° e nel 3° periodo di ottimizzazione risultano pari rispettivamente a 16.8 e 13.9 mg l^{-1} .

In Figura 52 è possibile notare l'andamento delle concentrazioni delle forme azotate presenti all'interno del reattore durante il 1° track study.

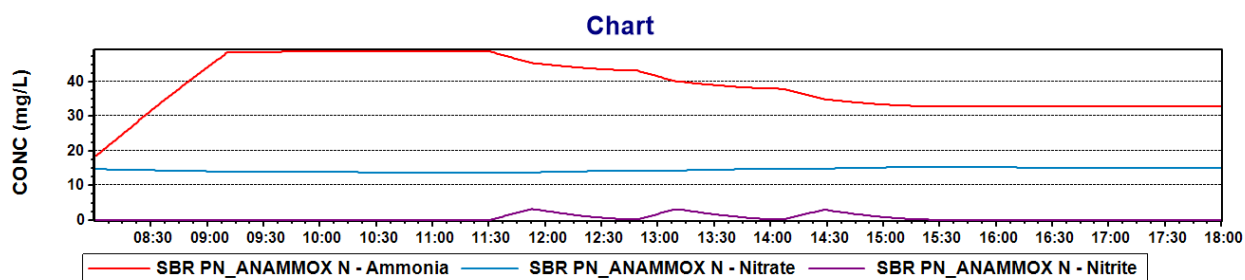


Figura 52. 1° track study – SBR_{PN/A}

In Figura 53, invece, è riportato l'andamento delle concentrazioni delle forme azotate presenti all'interno del reattore durante il 2° track study. Anche in questo caso, le variazioni riscontrate sono minime.

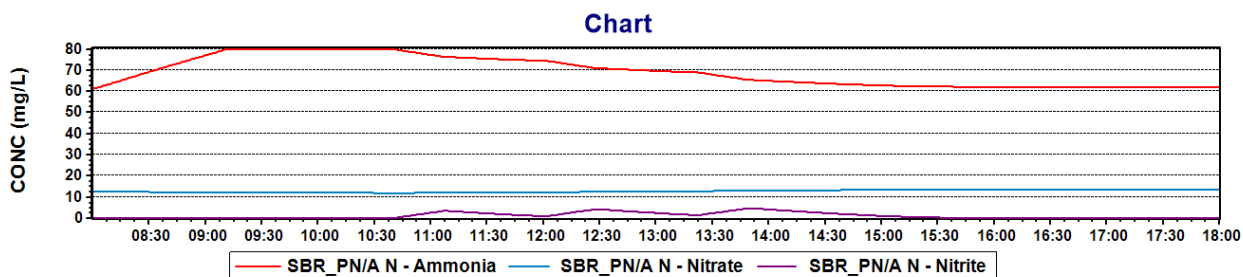


Figura 53. 2° track study – SBR_{PN/A}

Infine, in Figura 54, è riportato l’andamento delle concentrazioni delle differenti forme azotate durante il 3° track study. Confrontando tali andamenti con quelli riportati in Figura 38, si nota una più marcata rimozione della concentrazione di nitrato che risulta essere in media pari a 10 mg l⁻¹.

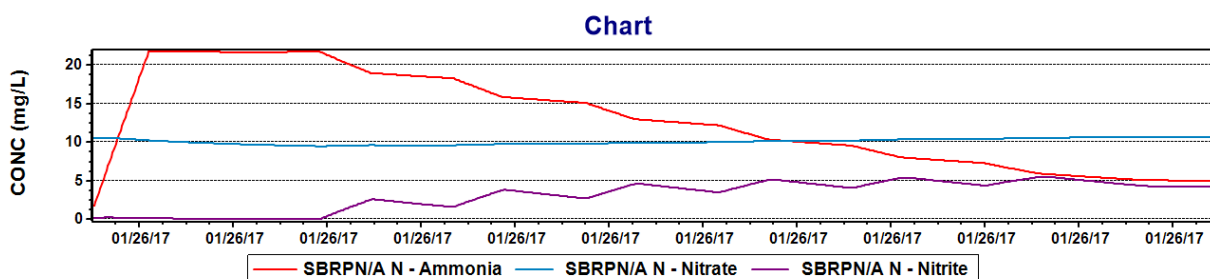


Figura 54. 3° track study – SBR_{PN/A}

Alla luce di questi risultati si ritiene quindi che una concentrazione di ossigeno in aerazione leggermente ridotta, fino al valore di 0.6 mg l⁻¹ possa garantire analoghe prestazioni depurative, consentendo al contempo una riduzione dei consumi energetici per l’aerazione.

2.3.8.4 Ottimizzazione della durata della fase di miscelazione

Un ulteriore scenario di ottimizzazione ha previsto la riduzione delle diverse fasi di miscelazione presenti. In queste prove, si è scelto di ripartire dal valore di concentrazione dell’ossigeno medio in aerazione pari a 0.6 mg l⁻¹ come determinato nello step di ottimizzazione precedente. Sono state progressivamente ridotte le durate della prima fase di miscelazione prevista, in seguito alla fase di caricamento del percolato e l’ultima fase di miscelazione, che precede le fasi di sedimentazione e scarico.

Sia in termini di concentrazione delle differenti tipologie di biomasse presenti che in termini di concentrazione delle diverse forme azotate presenti, la riduzione della durata delle fasi di mixing fino ad un massimo di 30 minuti non ha comportato delle variazioni significative per tutti i periodi analizzati e per tutti i track study, di cui si riportano, nelle figure successive, gli andamenti (Figura 55, Figura 56, Figura 57 e Figura 58).

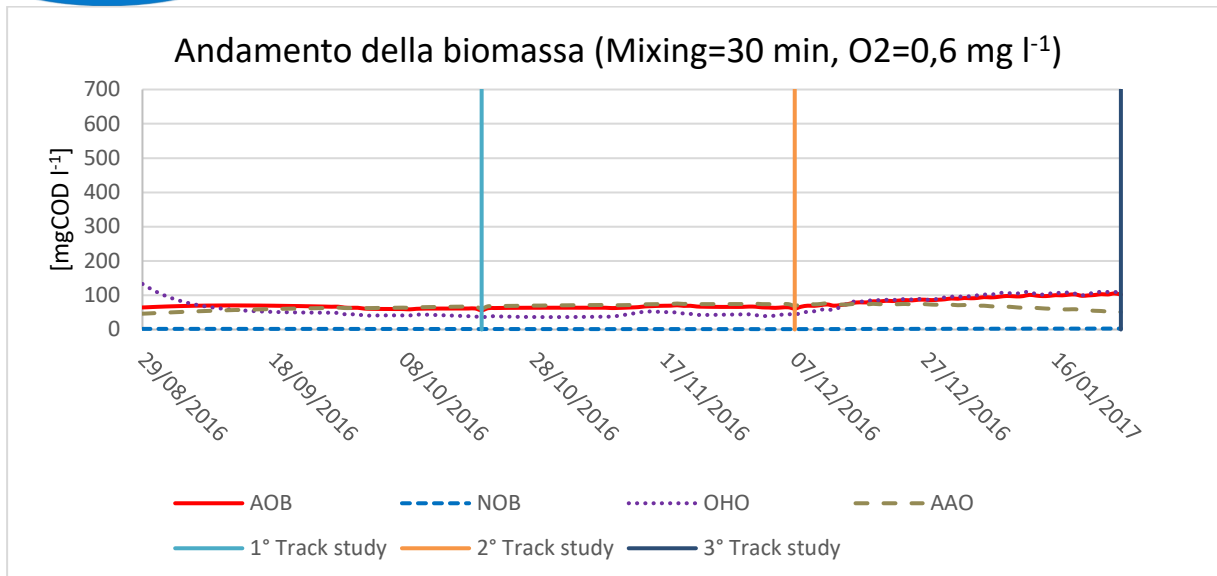


Figura 55. Andamento complessivo della biomassa nei tre periodi simulati (Mixing 1 e 3 pari a 30 minuti, O₂ medio pari a 0.6 mg l⁻¹) - SBR_{PN/A}

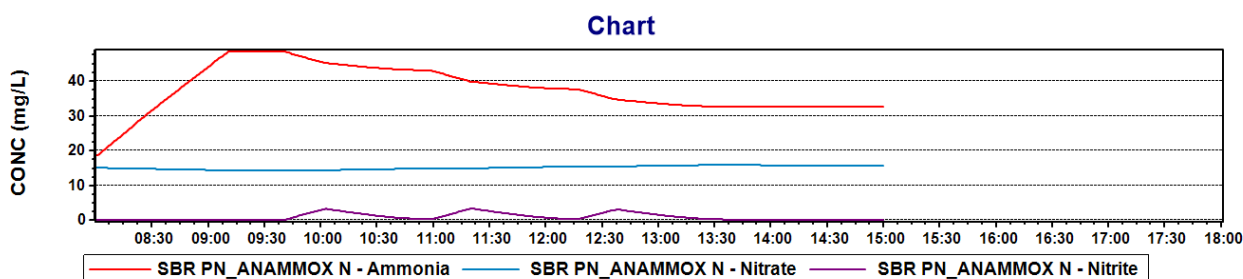


Figura 56.1° track study – SBR_{PN/A}

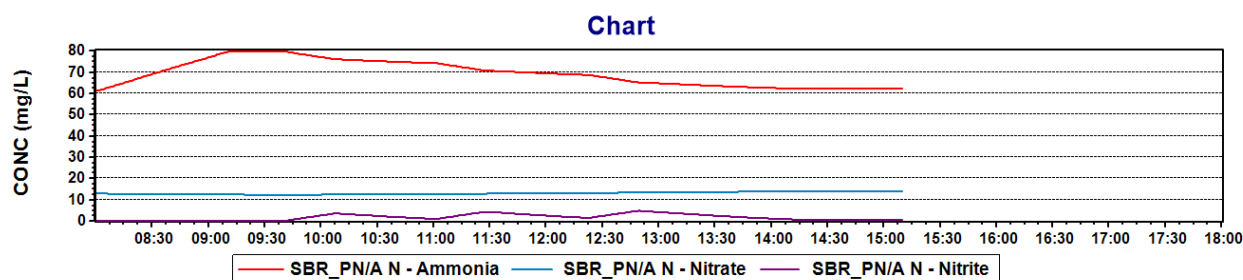


Figura 57.2° track study – SBR_{PN/A}

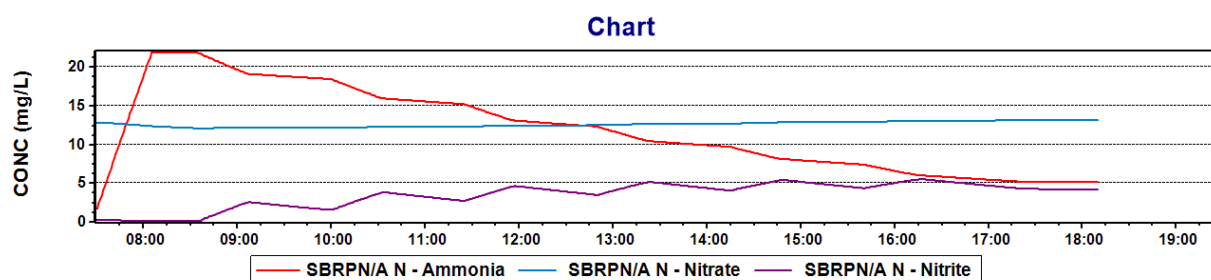


Figura 58.3° track study – SBR_{PN/A}

Come si vede chiaramente dai grafici sopra riportati, in cui si è mantenuta sull'asse delle ascisse la durata del ciclo originario, questo intervento di ottimizzazione determina una significativa riduzione della durata totale

dei cicli di trattamento con conseguenti vantaggi energetici e di capacità complessiva di trattamento dell'impianto.

2.3.8.5 Confronto tra differenti scenari di ottimizzazione

In Tabella 30 sono riportati i valori medi in uscita delle concentrazioni di azoto ammoniacale, nitrito e nitrate nei tre periodi di simulazione per le successive fasi di ottimizzazione descritte nei paragrafi precedenti.

Tabella 30. Valori in uscita di azoto ammoniacale, nitrito e nitrate

Confronto Nout - Periodi di simulazione (valori medi)						
		Processo non ottimizzato	Controllo pH	Carbonio esterno	Aerazione	Miscelazione
1° periodo	Ammoniacale	10.1	10.1	10.0	11.4	11.5
	Nitrito	0.006	0.006	0.007	0.007	0.007
	Nitrato	4.85	4.85	10.16	8.07	8.5
2° periodo	Ammoniacale	27.3	27.3	27.4	31.2	31.0
	Nitrito	0.007	0.007	0.007	0.007	0.017
	Nitrato	14.09	14.09	19.30	16.8	17.1
3° periodo	Ammoniacale	29.9	17.1	14.7	17.0	17.4
	Nitrito	0.54	0.16	0.82	0.57	1.42
	Nitrato	0.94	0.97	17.82	13.9	15.75

I dati riportati in Tabella 31, invece, mostrano le efficienze di rimozione dell'azoto ammoniacale ottenute durante i periodi e i track study simulati.

Tabella 31. Efficienze di rimozione dell'azoto ammoniacale

Efficienza di rimozione %					
	Processo non ottimizzato	Controllo pH	Carbonio esterno	Aerazione	Miscelazione
1° periodo	98%	98%	98%	98%	98%
2° periodo	94%	94%	94%	93%	93%
3° periodo	95%	97%	98%	97%	97%
1° track study	92%	92%	94%	93%	93%
2° track study	88%	88%	89%	88%	88%
3° track study	91%	99%	99%	99%	99%

Dai dati riportati in Tabella 30 e in Tabella 31 si vede che gli interventi proposti consentono di mantenere le elevate rimozioni di azoto dell'impianto. Si nota che l'eliminazione del dosaggio di carbonio esterno comporta un aumento della concentrazione di nitrato medio in tutti i periodi analizzati, che però si mantiene sempre al di sotto di 20 mg l⁻¹, quindi del tutto in linea con gli obiettivi del trattamento. La riduzione della concentrazione di ossigeno da 0.85 a 0.6 mg l⁻¹ permette di ridurre la concentrazione media di nitrato e di ottenere efficienze di rimozione pressoché simili. Infine, la minore durata delle fasi di miscelazione, comporta risultati sia in termini di concentrazione media delle differenti forme azotate, che in termini di efficienza del tutto simili, dimostrando l'eccessiva durata di questa fase così come attualmente impostata in impianto. Anche per gli scenari di ottimizzazione, attraverso l'analisi modellistica è stato possibile stimare la quantità totale di azoto molecolare N₂ prodotta dalla biomassa Anammox e dalla biomassa eterotrofa all'interno del reattore SBR_{PN/A} (Tabella 32 e Tabella 33).

Tabella 32. Kg di N₂ prodotti dagli Anammox nei tre periodi di simulazione

	Processo non ottimizzato	Controllo pH	Carbonio esterno	Aerazione	Miscelazione
1°Periodo	1238	1238	1254	1255	1255
2°Periodo	1044	1044	1037	1030	1040
3°Periodo	1186	1282	1486	1496	1534

Tabella 33. Kg di N₂ prodotti dai batteri eterotrofi nei tre periodi di simulazione

	Processo non ottimizzato	Controllo pH	Carbonio esterno	Aerazione	Miscelazione
1°Periodo	185	185	154	154	155
2°Periodo	109	109	98	98	100
3°Periodo	435	422	206	208	204

Confrontando, i dati presentati in Tabella 32 e in Tabella 33 si nota che l'attività della biomassa Anammox, misurata in termini di maggiori quantitativi di N₂ prodotti, risulta estremamente elevata in tutti i periodi sperimentali. Corrispondentemente risulta bassa l'attività denitrificante eterotrofa. Tale effetto è principalmente dovuto all'azzeramento del dosaggio di carbonio esterno e si traduce indirettamente in un vantaggio in termini di consumi energetici in fase di aerazione.

2.3.8.6 Interventi di efficientamento e risparmi energetici conseguibili

Al fine di confrontare i risultati energetici ottenuti in tutti gli scenari di ottimizzazione proposti, anche in questo caso, partendo dai dati di potenza istantanei è stato possibile calcolare il consumo annuo in termini di kWh da ogni utenza, moltiplicando i consumi energetici unitari ottenuti in tutti gli scenari di ottimizzazione per i quantitativi di percolato trattato nell'anno 2019. Si può notare che l'intervento per il controllo del pH, che, come visto precedentemente comporta una maggiore efficienza di rimozione, determina anche un aumento significativo dei consumi di aerazione, proprio a causa della maggiore attività ossidativa. Tale intervento è comunque ritenuto necessario per ovviare ai problemi di inibizione determinati da pH troppo bassi, riscontrati verso la fine del terzo periodo sperimentale.

Tabella 34. Confronto consumi energetici annui classificati per ogni utenza e per tutti gli interventi di ottimizzazione (ogni colonna è individuata con l'intervento aggiuntivo rispetto alle colonne precedenti)

Consumo energetico annuo stimato per ogni reattore						
		Dato non ottimizzato	Controllo pH	Carbonio esterno	Aerazione	Miscelazione
Soffiante	kWh	6851	7834	6279	5863	5656
Miscelazione	kWh	32169	32003	31964	31964	24026
Pompa	kWh	921	921	921	921	921
Idrociclone	kWh	5786	5786	5786	5786	5786
Sollevamento, Grigliatura, Estrazione latticello	kWh	51	51	0	0	0
Sollevamento, Grigliatura, Estrazione percolato	kWh	4384	4384	4384	4384	4384
SOMMA	kWh	50162	50979	49334	48918	40773

Rispetto allo scenario con il controllo del pH si vede come la combinazione di tutti gli interventi di efficientamento, cui si riferisce l'ultima colonna della tabella, comporta un risparmio energetico dei consumi energetici complessivi del 20%, grazie ai minori consumi di soffianti e miscelazione.

Tutti questi interventi non comportano alcun costo di investimento, ma soltanto modifiche nella impostazione dei cicli di trattamento, a fronte di un risparmio medio quantificabile sui due reattori in circa 3100 € anno⁻¹. L'eliminazione del dosaggio di carbonio esterno comporterebbe un ulteriore risparmio di circa 1700 € anno⁻¹. Considerando un prezzo unitario di x al m³ viene questa cifra

Un ulteriore intervento a costo nullo è quello che prevede l'eliminazione dell'idrociclone, che dai risultati della modellazione, non pare essere necessario al processo, la cui rimozione comporterebbe un ulteriore risparmio energetico annuo pari a 5833 kWh anno⁻¹, pari, quindi, a 875 € anno⁻¹.

Un ulteriore intervento che può essere preso in considerazione è la sostituzione dei miscelatori. Attualmente in ognuno dei due reattori risultano installati due mixer per una potenza complessiva di 6,5 kW. Le due macchine risultano di potenza eccessiva rispetto al reale fabbisogno dell'impianto. Un recente studio sui consumi energetici della miscelazione negli impianti a fanghi attivi ha evidenziato come una potenza specifica di 1 W m⁻³_{vasca} sia sufficiente a garantire una adeguata sospensione della biomassa [79] a patto di utilizzare miscelatori ad alta efficienza. Stando a tale dato, per gli SBR dell'impianto di riferimento, sarebbe sufficiente una potenza di 0.95 kW per vasca.

Volendo essere cautelativi si propone la sostituzione dei quattro mixer attuali con due mixer adattivi Xylem 4320 3 pale di potenza di 1,22 kW ciascuno. In tal caso, rispetto allo scenario precedentemente ottimizzato tramite la riduzione della durata della fase di miscelazione, si potrebbe realizzare un ulteriore risparmio energetico quantificabile in 39036 kWh anno⁻¹, corrispondenti a 5855 € anno⁻¹. Nella tabella seguente si riportano i dettagli dell'intervento, il cui valore attuale netto è stato calcolato in 20100 € ed il tempo di ritorno semplice in 7,5 anni.

Tabella 35. Intervento di sostituzione mixer (vita utile considerata = 15 anni)

	n	Pa [kW]	Risparmio annuo [kWh]	Risparmio annuo [€]	Investimento [€]	VAN [€]	Tempo di ritorno semplice (SPB) [anni]
Xylem 4320 3 pale	2	2 x 1.22	39036	5855	45000	20100	7.5

In seguito agli interventi di efficientamento proposti l'impianto potrebbe arrivare ad un consumo medio annuo di circa 15470 kWh. Considerando il carico di azoto rimosso di 8760 kgN anno⁻¹, si ottiene un consumo unitario di circa 1.8 kWh kgN⁻¹ rimosso, pari a circa il 45% dei consumi dell'impianto non efficientato. Non sono presenti in letteratura impianti simili per il trattamento del percolato con cui confrontare tale valore. Per un confronto tra i consumi energetici del processo PN/Anammox ed un processo di rimozione dell'azoto di tipo tradizionale, non ha senso prendere a riferimento il secondo SBR dell'impianto che, come visto, realizza un processo di tipo ibrido con un contributo elevato alla rimozione dell'azoto da parte dei batteri Anammox. È possibile invece prendere in considerazione il solo terzo periodo sperimentale, in cui l'attività Anammox è contenuta ed il processo ha le caratteristiche di un tradizionale denitro-nitro. Utilizzando i dati di questo periodo, ed ipotizzando anche per questo reattore l'impatto dovuto alla sostituzione dei mixer attuali, con uno ad alta efficienza, è possibile stimare per il processo tradizionale un consumo unitario di circa 3.6 kWh kgN⁻¹ rimosso. Nello stesso periodo di riferimento per il processo PN/Anammox efficientato si ottiene un consumo unitario di circa 2.0 kWh kgN⁻¹ rimosso. Dal confronto emerge che il sistema PN/Anammox efficientato consentirebbe potenzialmente un risparmio energetico di circa il 44% rispetto al processo tradizionale di denitrificazione e nitrificazione condotto in reattore analogo.

Tale risultato è complessivamente in linea con i dati dell'impianto di Ingolstadt in Germania dove è installato un impianto di tipo SBR che tratta altro tipo di liquami (principalmente surnatanti da processi di disidratazione dei fanghi) in parallelo ad un processo tradizionale. Anche in questo caso il processo PN/Anammox permette, a parità di carico di azoto rimosso, di ottenere un consumo elettrico di circa il 50%. Volendo considerare l'insieme dei costi di gestione, nella tabella seguente sono riportati i costi in euro per kg di N rimosso calcolati per le diverse voci utilizzando, anche in questo caso, i dati del terzo periodo sperimentale e, in particolare, l'energia complessivamente spesa durante il periodo di sperimentazione, utilizzo di fonti carboniose esterne e smaltimento finale dei fanghi relativi ai differenti processi combinati.

Tabella 36. Confronto costi di gestione

	Prezzo unitario	Nitrificazione – denitrificazione		PN/Anammox	
		Richiesta	Costo [€ (kg N) ⁻¹]	Richiesta	Costo [€ (kg N) ⁻¹]
Consumi elettrici [']	0.15 [€ kWh ⁻¹]	3.61 [kWh (kg N) ⁻¹]	0.54	2.04 [kWh (kg N) ⁻¹]	0.31
Latticello [']	0.018 [€ kg ⁻¹]	16.2 [kg (kg N) ⁻¹]	0.3	-	-
Trattamento fanghi ^{''}	0.47 [€ (kg ST) ⁻¹]	1.0 [kg ST (kg N) ⁻¹]	0.47	0.1 [kg ST (kg N) ⁻¹]	0.05
Totale [€ (kg N) ⁻¹]		1.31		0.36	

* questo studio; ** [70].

In riferimento, invece, al solo processo di PN/Anammox, in Tabella 37 sono riportati i costi specifici per kg N rimosso valutati combinando i costi di gestione calcolati per l'impianto studiato con informazioni desunte da dati di letteratura per impianti di taglia simile [74].

Tabella 37. Stima dei costi

Parametri	Unità	Processo PN/A
Costi di gestione	€ kgN ⁻¹ rimosso	0,36
Ammortamento	€ kgN ⁻¹ rimosso	0,59
Manutenzione	€ kgN ⁻¹ rimosso	0,12
Personale	€ kgN ⁻¹ rimosso	0,03
Totale	€ kgN ⁻¹ rimosso	1,09

Dalla tabella si evince, quindi, che l'impianto efficientato con le misure individuate nel presente lavoro permette il raggiungimento di un costo per kgN rimosso in linea con i costi degli impianti più efficienti basati sul processo PN/ Anammox.

2.4 Processo di nitrificazione e denitrificazione simultanea in reattori MBBR

I reattori MBBR (*Moving Bed Bio Reactors*) sono sistemi di depurazione biologica a colture adese che negli ultimi anni hanno iniziato ad affermarsi, con oltre 500 installazioni di trattamento delle acque reflue su scala reale in 50 paesi del mondo. La maggior parte delle applicazioni è basata, come i tradizionali impianti sistemi a fanghi attivi, su nitrificazione e denitrificazione biologica in due reattori separati. Tuttavia, molti studi hanno dimostrato che nitrificazione e denitrificazione possono avvenire simultaneamente in unico reattore (SND, *Simultaneous Nitrification and Denitrification*) intervenendo opportunamente sulla concentrazione di ossigeno disciolto in modo da permettere la crescita di un biofilm multispecie in grado di rimuovere l'azoto (ammoniacale, nitrico e nitroso) e il carbonio organico. I vantaggi conseguibili sono molteplici e vanno dalla compattezza e semplicità della configurazione impiantistica al contenimento del consumo energetico, della richiesta di ossigeno, di eventuali fonti di carbonio esterne e della produzione di fanghi. Questi vantaggi energetici risultano ancor più significativi se si realizza il processo biologico SPND (*Simultaneous Partial Nitrification and Denitrification*), ossidando l'ammoniaca a nitrito e non a nitrato, prima della denitrificazione. Per questo motivo nella LA 5.6 l'Università di Napoli ha presentato i risultati di tre campagne sperimentali condotte su reattori in scala di laboratorio SND-MBBR (nella prima e nella seconda) e SPND-MBBR (nella terza), al fine di valutare il rendimento depurativo in diverse condizioni di aerazione e rapporti carbonio azoto (C/N).

Il presente capitolo presenta innanzitutto la modellazione matematica dei processi biologici oggetto delle tre campagne sperimentali suddette mediante il software BioWin. Successivamente si presenta come il modello costruito sia stato applicato per l'ottimizzazione del processo SPND da utilizzare come riferimento per la realizzazione di future campagne sperimentali. Si illustra quindi la modellazione di un impianto MBBR di trattamento dei reflui urbani su scala reale e valutazione dei relativi consumi energetici e come questi risultati siano stati utilizzati per la valutazione preliminare di fattibilità economica della tecnologia proposta

2.4.1 Generalità sugli MBBR (*Moving Bed Bioreactors*)

Il brevetto per la tecnologia MBBR è stato sviluppato da [80] per la compagnia norvegese Kaldnes Miljøteknologi. L'idea alla base dello sviluppo dell'MBBR era quella di combinare le migliori caratteristiche del processo a fanghi attivi con quelle dei biofiltri. Contrariamente alla maggior parte dei reattori a biomassa adesa o biofilm, l'MBBR utilizza l'intero volume del serbatoio per la crescita della biomassa, così come avviene in un reattore a fanghi attivi. Tuttavia, contrariamente al reattore a fanghi attivi, il processo non necessita di riciclo dei fanghi, come per tutti i processi a biomassa adesa. Il reattore MBBR può essere utilizzato per processi aerobici, anossici o anaerobici [81].

Nel 2006 la tecnologia MBBR ha iniziato ad avere successo con oltre 400 installazioni di trattamento delle acque reflue su larga scala in 22 paesi diversi in tutto il mondo. Nel 2014, più di 1200 impianti di trattamento delle acque reflue in almeno 50 paesi hanno utilizzato la tecnologia MBBR.

I reattori MBBR sono sistemi depurativi che riprendono la conformazione dei processi a fanghi attivi, in cui tuttavia la biomassa batterica anziché formare aggregati fioccosi liberamente dispersi, si sviluppa in forma di biofilm su mezzi di supporto di dimensioni relativamente piccole, mantenuti in movimento per effetto di insufflazione d'aria nella massa liquida (nel caso di processi aerobici), per azione meccanica (nel caso di processi anossici) o per combinazione dei due sistemi. I supporti sono liberi di muoversi nella vasca senza mantenere fisse né le mutue posizioni, né quelle relative al reattore. Gli *elementi di supporto o carrier* sono in genere realizzati in plastica rigida, per esempio in HDPE o in polipropilene, spesso di forma cilindrica cava con diametro e altezza attorno a 1-2 cm, corrugati all'esterno a protezione del biofilm dagli urti prodotti dall'agitazione nel reattore. All'interno sono realizzate superfici di attecchimento aggiuntive, mediante lamelle o crociere in posizione protetta e quindi più intensamente colonizzate. La superficie specifica è variabile considerevolmente nel range di 200-1200 m⁻². I supporti vengono collocati alla rinfusa nelle vasche, con tasso di riempimento del 30-60 %. L'effettiva superficie specifica, riferita all'intero volume utile del reattore, è quindi proporzionalmente ridotta (200-350 m⁻²). La densità dei supporti colonizzati va mantenuta molto prossima a quella dell'acqua per contenere l'energia necessaria alla miscelazione.

Il contatto tra le pellicole biologiche e i substrati presenti nella fase liquida ne consente la rimozione secondo i meccanismi soliti per i processi a biomassa adesa. Date le loro dimensioni, i supporti e le biomasse su di

esse sviluppate possono essere facilmente trattenuti all'interno del reattore, in genere mediante griglie o reti di maglia adeguata, disposte in corrispondenza delle sezioni di sbocco. La fuoriuscita del refluo non determina quindi un contestuale trasferimento di biomassa come avviene nei processi a fanghi attivi. Una fase di separazione finale solido-liquido resta necessaria per eliminare le pellicole di spoglio staccatesi dai supporti e quindi trascinate nello scarico. In analogia con quanto avviene per i percolatori e i rotor biologici, essa ha però solo la funzione di migliorare la qualità del refluo in termini di solidi sospesi, ma non quella di recuperare la biomassa [22].

2.4.2 Nitrificazione e denitrificazione simultanea in MBBR

Negli ultimi anni la configurazione MBBR è stata largamente adottata per eseguire nitrificazione e denitrificazione biologica in due reattori separati. Tuttavia, molti studi hanno dimostrato che nitrificazione e denitrificazione possono avvenire nello stesso reattore intervenendo opportunamente sulla concentrazione di ossigeno disciolto in modo da permettere la crescita delle principali famiglie microbiche atte alla rimozione dell'azoto (ammoniacale, nitrico e nitroso) e del carbonio organico.

La nitrificazione e la denitrificazione simultanea (SND, *Simultaneous Nitrification and Denitrification*) offre diversi vantaggi rispetto a processi separati di rimozione dell'azoto [82]:

- il processo SND viene eseguito in un unico bacino aerato, riducendo l'impatto ambientale e i costi di investimento;
- la richiesta di carbonio e la produzione di fanghi sono significativamente ridotti
- una condizione di pH neutro e una minore richiesta di alcalinità possono essere soddisfatte nel reattore a causa del consumo di alcalinità durante la nitrificazione e della sua produzione durante la denitrificazione;
- non è necessario il ricircolo di NO_3^- ;
- è richiesta meno energia per l'aerazione.

Esistono diversi esempi di MBBR utilizzati in reattori di tipo SBR, alternando in sequenza condizioni anaerobiche e aerobiche (o anossiche) per rimuovere simultaneamente azoto e fosforo. I reattori SBR vengono utilizzati principalmente per trattare acque reflue industriali, la cui produzione avviene generalmente in modo discontinuo. L'applicazione del processo SBR negli impianti di trattamento delle acque reflue urbane richiede un gran numero di unità di trattamento, nonché un livello di manutenzione più elevato rispetto ai sistemi tradizionali [83]. Gli MBBR in continuo con processo SND, invece, rappresentano una soluzione compatta ed economica per il trattamento delle acque reflue urbane e sono una valida alternativa agli SBR per la rimozione di azoto, sostanza organica e fosforo [84].

Affinché il processo SND avvenga in modo ottimale, garantendo alte prestazioni in termini di rimozione dell'azoto totale inorganico, è fondamentale impostare delle corrette condizioni di aerazione nel reattore, permettendo la contemporanea crescita dei microrganismi denitrificanti e dei microrganismi nitrificanti; i primi, infatti, necessitano di condizioni anossiche mentre i secondi di condizioni aerobiche. Da quanto emerge in letteratura, è possibile raggiungere tal fine ricorrendo a condizioni di microaerazione, con concentrazione di ossigeno disciolto inferiore a $1 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$; oppure a condizioni di aerazione intermittente, alternando condizioni microaerobiche a condizioni aerobiche.

La microaerazione in nei reattori MBBR-SBR è stata ampiamente trattata in studi come quelli di [85] e [86], in cui gli autori convengono che si ottiene una migliore rimozione dell'azoto inorganico totale con una concentrazione di ossigeno disciolto di $0.75 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$. Nella prima campagna sperimentale, modellata nel presente studio, il processo SND è stato condotto in un reattore MBBR a flusso continuo in condizioni di microaerazione; in questo caso è stata ottenuta una rimozione dell'azoto inorganico totale del 68%.

Nella seconda campagna sperimentale è stata realizzata una SND in condizioni di aerazione intermittente. In questo caso, la rimozione dell'azoto inorganico totale è stata del 72 %, evidenziando prestazioni leggermente superiori rispetto al caso di microaerazione. Nell'ultima campagna sperimentale, infine, le condizioni di aerazione intermittente in un reattore MBBR, insieme a particolari condizioni di temperatura e a valori di pH lievemente basici, hanno permesso il processo di nitrificazione e nitrificazione via nitrito, realizzando il processo SPND, che ha permesso di ottenere rimozione dell'azoto inorganico totale dell'81-88%.

2.4.3 Modellazione del biofilm in reattori MBBR

Per la modellazione dei processi è stato utilizzato il software BioWin di Envirosim. Il modello di biofilm a coltura mista implementato da BioWin appartiene alla categoria dei modelli di biofilm a strati dinamici 1D come descritto da [87], con modifiche che ne consentono l'utilizzo con un set di parametri per un'ampia gamma di situazioni di processo. Il modello del biofilm è integrato con il modello ASDM (Activated Sludge Model) di BioWin, che consente al modello di simulare le complesse interazioni che si verificano negli strati aerobico, anossico e anaerobico del biofilm. Relativamente alle equazioni fondamentali, il modello include la diffusione di componenti solubili e particolati, uno strato limite tra la superficie del biofilm come resistenza alla diffusione per i soluti, lo scambio di particolato dovuto al distacco (erosione) e attaccamento dei solidi tra la superficie del biofilm e la concentrazione di bulk liquido. Lo spessore del biofilm può cambiare dinamicamente a causa dell'aumento di substrato e dello scambio di solidi tra il biofilm e il bulk liquido. La diffusione dei componenti solubili è descritta dalla seconda legge di Fick, con una resistenza alla diffusione maggiorata a causa dello strato laminare sulla superficie del biofilm. I coefficienti di diffusione sono presi all'80% (*Diffusion neta*) delle diffusività effettive specificate. Il modello fornisce una semplice funzione "streamer" per aumentare la diffusione (attraverso l'aumento dell'area disponibile) agli strati superiori del biofilm nel caso di biofilm porosi o biofilm in situazioni di alta turbolenza [88]. L'*attachment rate* e il *detachment rate*, esprimono rispettivamente il tasso di attaccamento e distacco del biofilm ed hanno un ruolo importante nello stabilire lo spessore del biofilm, la dinamica e l'attività del sistema. L'attaccamento del particolato in questo modello è correlato alla concentrazione di particolato nel bulk. Il distacco è una funzione combinata che riflette le variabili più importanti che influenzano il distacco del biofilm, come lo spessore del biofilm, il coefficiente di resistenza degli EPS (Extracellular polymeric substance, sono sostanze polimeriche extracellulari principalmente polisaccaridi, proteine e DNA, che insieme all'acqua costituiscono la matrice extracellulare del biofilm) e l'effetto della generazione di gas N₂ o CH₄ all'interno degli strati di biofilm più profondi [88].

2.4.4 Modellazione delle campagne sperimentali

La modellazione ha riguardato tre campagne sperimentali condotte dall'Università di Napoli Federico II nella LA5.6 su reattori in scala di laboratorio SND-MBBR (nella prima e nella seconda) e SPND-MBBR (nella terza), al fine di valutare il rendimento depurativo in diverse condizioni di aerazione e rapporti carbonio azoto (C/N). Più specificamente l'obiettivo della *prima campagna sperimentale* è stato valutare le prestazioni di un reattore microaerobico MBBR (mMBBR) in termini di efficienza di rimozione di COD, TIN (*Total Inorganic Nitrogen*) e P-PO₄³⁻, mediante un processo di nitrificazione e denitrificazione simultanea (SND) accoppiata ad un processo di rimozione biologica del fosforo. La campagna è stata condotta in condizioni di concentrazione di ossigeno disciolto DO fissa e pari a 1.0 (± 0.2) mgO₂ L⁻¹. È stato utilizzato un refluo influente sintetico costituito da una soluzione acquosa di sodio acetato triidrato (CH₃COONa·3H₂O) come fonte di carbonio organico, da cloruro di ammonio (NH₄Cl) come fonte di N-NH₄⁺, da bicarbonato di sodio (NaHCO₃) come fonte di carbonio inorganico e aggiunta dei principali nutrienti. Il reattore è stato operato in modalità continua per cinque periodi sperimentali, costituiti ognuno da almeno 4 settimane. Nella seguente Tabella 38, si riportano i dati medi di ogni periodo relativi alle determinazioni sperimentali dei principali parametri in ingresso al reattore e le principali condizioni operative.

Tabella 38. Condizioni operative del funzionamento in continuo del reattore MBBR nella prima campagna sperimentale (riadattata da [82]).

	DO [mgO ₂ L ⁻¹]	HRT (d)	P-PO ₄ ³⁻ [mgP L ⁻¹]	COD _{TOT} [mg L ⁻¹]	N-NH ₄ ⁺ [mgN L ⁻¹]	C/N
P1	1.00 (±0.2)	2	45.9	502 (±26)	64 (±3)	2.9 (±0.2)
P2	1.00 (±0.2)	1	47.0	492	62	3.0
P3	1.00 (±0.2)	1	40.7	471	31	5.6
P4	1.00 (±0.2)	1	38.9	231	31	2.7
P5	1.00 (±0.2)	1	38.0	373	33	4.2

L'obiettivo della *seconda campagna sperimentale* è stato la valutazione delle prestazioni di un reattore IAMBBR (*Intermittent Aeration Moving Bed Bioreactor*) in termini di efficienza di rimozione di COD, TIN e P-PO₄³⁻, mediante un processo SND accoppiato ad un processo di rimozione biologica del fosforo. È stato utilizzato un refluo influente sintetico preparato in modo analogo alla seconda campagna sperimentale. Il reattore IAMBBR è stato utilizzato in modalità continua per sei periodi sperimentali. Per IAMBBR si intende un reattore in cui si alternano condizioni microaerobiche e aerobiche. Infatti, ogni periodo è stato caratterizzato da uno specifico andamento nel tempo della concentrazione di ossigeno disciolto. Nella seguente Tabella 39 si riportano i dati medi di ogni periodo relativi alle determinazioni sperimentali dei principali parametri in ingresso al reattore e le principali condizioni operative.

Tabella 39. Condizioni operative del funzionamento in continuo del reattore MBBR nella seconda campagna sperimentale (riadattata da[84]).

	DO [mgO ₂ L ⁻¹]	HRT (d)	P-PO ₄ ³⁻ [mgP L ⁻¹]	COD _{TOT} [mg L ⁻¹]	N-NH ₄ ⁺ [mgN L ⁻¹]	C/N
P1	0.2-2	1	11.1	347	33	4.2
P2	0.2-2	1	9.7	238	33	2.8
P3	0.2-3	1	10.7	249	32	2.9
P4	0.2-4	1	10.5	202	33	2.8
P5	0.2-3	1	9.8	241	33	2.8
P6	0.2-3	1	10.4	296	32	3.6

Infine, l'obiettivo della terza campagna sperimentale è stato valutare le prestazioni di un reattore IAMBBR (*Intermittent Aeration Moving Bed Bioreactor*) in termini di efficienza di rimozione di COD, TIN e P-PO₄³⁻, mediante un processo di nitrificazione e denitrificazione simultanea via nitrito, anche definito SPND (*Simultaneous Partial Nitrification and Denitrification*), accoppiato ad un processo di rimozione biologica del fosforo. Al fine di realizzare le condizioni nel reattore per il processo SPND, durante la fase di coltivazione della biomassa la crescita degli NOB è stata inibita mantenendo un pH medio di 8.2 (± 2), un SRT di 4 d e una temperatura compresa tra i 26 e 28°C. In letteratura è riportato che valori di pH compresi tra 7.5 e 8.5 inibiscono l'attività degli NOB a causa dell'effetto diretto sui meccanismi enzimatici e, inoltre, che temperature maggiori di 25 °C comportano un aumento delle differenze tra il tasso di crescita specifico degli AOB e degli NOB [89]. La campagna sperimentale è stata suddivisa in sei periodi. Nel reattore sono state alternate fasi aerobiche a fasi microaerobiche. Ogni periodo è stato caratterizzato da uno specifico andamento nel tempo della concentrazione di ossigeno disciolto. Per un problema di funzionamento del sistema di controllo dell'ossigeno durante un periodo in cui l'impianto non era presidiato, tra il giorno 65 ed il giorno 67 l'aerazione è stata attiva in continuo, portando la concentrazione di O₂ nel reattore a un valore pari a circa 4 mgO₂ L⁻¹. Nella seguente Tabella 40 si riportano i dati medi di ogni periodo relativi alle determinazioni sperimentali dei principali parametri in ingresso al reattore e le principali condizioni operative.

Tabella 40. Condizioni operative del funzionamento in continuo del reattore MBBR nella terza campagna sperimentale.

	DO [mgO ₂ L ⁻¹]	HRT (d)	P-PO ₄ ³⁻ [mgP L ⁻¹]	COD _{TOT} [mg L ⁻¹]	N-NH ₄ ⁺ [mgN L ⁻¹]	C/N
P1	0.2-3	1	8.5	241	26	3.5
P2	0.2-3	1	8.0	231	25	3.5
P3	0.2-3	1	4.0	209	25	3.0
P4	0.2-2	1	9.0	244	26	3.4
P5	0.2-3	1	8.3	223	25	3.3
P6	0.2-3	1	8.1	277	25	4.0

2.4.4.1 Dati di input del modello

I data-set delle tre campagne sperimentali sono stati utilizzati nel presente lavoro, per la modellazione matematica del processo biologico. Il semplice schema di processo impostato nel software di modellazione è costituito da un modulo influente, un modulo MBBR ed un modulo effluente.

Negli specifici moduli sono stati inseriti come dati di input le caratteristiche del refluo influente, le caratteristiche fisiche del reattore, la temperatura e l'andamento temporale dell'ossigeno disciolto in vasca. *Caratteristiche del refluo influente.* Sono stati inseriti i dati relativi alle determinazioni sperimentali dei principali parametri in ingresso al reattore sia nel caso di simulazione allo stato stazionario che nel caso di simulazione dinamica ed è stato impostato il frazionamento della sostanza organica.

Caratteristiche fisiche del reattore. Il modulo BioWin per i reattori del tipo MBBR prevede che le vasche siano a base rettangolare e richiede come dati di input la profondità, la larghezza e, in alternativa, il volume o l'area di base. Il materiale di riempimento del reattore è descritto tramite i parametri superficie specifica e volume specifico, nonché il grado di riempimento del reattore. Nei casi in esame, il reattore sperimentale è stato riempito con Kaldness K1 carriers (Veolia, Francia). Il grado di riempimento scelto per la prima campagna è stato del 40% mentre per la seconda e la terza del 50%; la superficie e il volume specifico sono state impostate pari rispettivamente di 500 m² m⁻³ e 0.15 m³ m⁻³, in accordo con [90].

Temperatura e andamento temporale dell'ossigeno disciolto in vasca. Per le prime due campagne sperimentali è stata impostata una temperatura di 22°C, mentre per la terza di 30°C. L'andamento temporale dell'ossigeno disciolto in vasca è stato impostato in modo tale da riprodurre reali condizioni sperimentali di ogni campagna, riportate nel paragrafo 2.1.

2.4.4.2 Procedura di calibrazione

La procedura di calibrazione può essere sintetizzata in cinque fasi: criteri di arresto, esecuzione del modello, analisi di sensitività, calibrazione e validazione.

Affinamento dei criteri di arresto. La prima fase consiste nello stabilire i criteri di accettazione o arresto, che determinano quando la regolazione dei parametri oggetto della calibrazione deve interrompersi. Per le tre campagne sperimentali è stato scelto lo stesso criterio di accettazione, ossia lo scostamento medio assoluto S_{a_i} tra la media dei dati simulati e la media dei dati sperimentali nell'effluente deve essere inferiore al 5% della media dei dati sperimentali in ingresso per ciascuna variabile. L'equazione utilizzata è:

$$S_{a_i} = |\bar{y}_s - \bar{y}_m|$$

Esecuzione del modello. L'esecuzione iniziale del modello viene eseguita senza effettuare alcuna modifica alle impostazioni di default del modello, fornendo come output i primi dati da confrontare con i dati sperimentali. Inizia in questo modo il processo iterativo di variazione dei parametri prima per l'analisi di sensitività e poi per la calibrazione vera e propria.

Analisi di sensitività. L'analisi di sensitività studia la sensibilità degli output di un sistema ai cambiamenti dei parametri, degli input o delle condizioni iniziali. Nel presente lavoro è stata eseguita un'analisi di sensitività locale per la modellazione di stato stazionario della prima campagna sperimentale. I risultati ottenuti sono stati utilizzati anche come supporto al processo decisionale alla base della modellazione delle seguenti campagne. Per ogni variabile monitorata è stato calcolato il coefficiente di sensitività, come il rapporto tra la

variazione percentuale della variabile di output $\frac{\Delta y_i}{y_i}$ e la variazione percentuale del parametro del modello modificato $\frac{\Delta x_j}{x_j}$ posta sempre pari al 5%.

$$S_{ij} = \frac{\frac{\Delta y_i}{y_i}}{\frac{\Delta x_j}{x_j}}$$

I parametri oggetto dell'analisi sono stati: i parametri cinetici, delle famiglie microbiche presenti nel reattore; la diffusività nel biofilm; i parametri caratteristici al biofilm. Le variabili considerate sono i principali inquinanti COD Filtrato (mg L^{-1}), N-NH_4^+ (mgN L^{-1}), N-NO_2^- (mgN L^{-1}), N-NO_3^- (mgN L^{-1}), P-PO_4^{3-} (mgP L^{-1}) e le concentrazioni delle principali famiglie batteriche costituenti il biofilm AOB, NOB, PAO, microrganismi eterotrofi ordinari.

Calibrazione. La fase di calibrazione vera e propria consiste nella comparazione dei dati sperimentali e dei dati di simulazione. Per questo sono stati definiti i criteri di arresto e di accettabilità. Per ogni campagna sperimentale è stato calibrato sia il modello stazionario che il modello dinamico. Per la calibrazione delle tre campagne sperimentali, in accordo anche con quanto trovato in letteratura e in particolare in [91] e [92] sono stati modificati progressivamente parametri relativi al biofilm, parametri stechiometrici e parametri cinetici fino a che non si è raggiunto un buon fitting tra i valori assunti dalle variabili monitorate nel reattore sperimentale e nella simulazione fatta con BioWin. In Figura 41 si riportano i valori dei parametri calibrati per le tre campagne sperimentali.

Tabella 41. Parametri modificati in fase di calibrazione del modello nelle tre campagne sperimentali.

	Default	1	2	3
Detachment rate [d^{-1}]	8000	4000	4000	4000
Y_H [mgCOD mgCOD^{-1}]	0.666	0.540	0.540	0.540
Y_{PAO} [mgCOD mgCOD^{-1}]	0.639	0.520	0.520	0.520
Anoxic growth factor [-]	0.5	0.5	0.2	0.2
$b_{H,anoxic}$ [d^{-1}]	0.233	0.620	0.620	0.620
$K_{SB,OHO}$ [mgCOD L^{-1}]	5	20	5	5
$K_{O_2,OHO}$ [$\text{mgO}_2 \text{L}^{-1}$]	0.15	0.01	0.15	0.15
$b_{PAO,anoxic/aerob}$ [d^{-1}]	0.1	0.2	0.2	0.1
P uptake half sat [mgP L^{-1}]	0.15	1.7	0.5	0.2
$K_{O_2,PAO}$ [$\text{mgO}_2 \text{L}^{-1}$]	0.050	0.050	0.025	0.025
$K_{SB,AOB}$ [mgN L^{-1}]	0.7	1.2	0.7	0.7
μ_{AOB} [d^{-1}]	0.9	0.7	0.9	0.9
$K_{O_2,AOB}$ [$\text{mgO}_2 \text{L}^{-1}$]	0.25	0.25	1.10	1.30
$K_{SB,NOB}$ [mgN L^{-1}]	0.50	1.00	0.50	0.50
$K_{O_2,NOB}$ [$\text{mgO}_2 \text{L}^{-1}$]	0.10	1.00	0.90	1.10

Validazione. La validazione deve essere effettuata su un set di dati di input differente da quello utilizzato per la calibrazione. Per questo motivo, la seconda e la terza campagna sperimentali sono state suddivise in periodi di calibrazione e periodi di validazione.

I criteri utilizzati per la validazione del modello sono stati il Theil Inequality Coefficient (TIC) e il Normal Objective Function (NOF) in accordo con [93] e [94].

L'espressione del TIC è la seguente:

$$TIC = \frac{\sqrt{\sum_i (y_i - y_{m,i})^2}}{\sqrt{\sum_i y_i^2} + \sqrt{\sum_i y_{m,i}^2}}$$

In cui, y_i rappresenta il dato sperimentale mentre $y_{m,i}$ rappresenta il dato simulato (o del modello).

Un valore inferiore allo 0.3 implica un buon accordo tra dati sperimentali e dati simulati.

L'espressione del NOF, invece, è la seguente:

$$NOF = \sqrt{\frac{\sum_i (y_i - y_{m,i})^2}{N} \frac{N}{\sum_i y_i}}$$

In cui per N si intende il numero totale di valori. Un NOF minore di 1 indica che il modello teorico è affidabile e che può essere utilizzato con buona precisione.

Entrambi questi parametri sono misure dello scostamento relativo dei dati simulati dai valori sperimentali e come tali, in presenza di valori assoluti delle variabili misurate molto piccoli, possono risultare elevati anche in presenza di piccoli scostamenti assoluti. In presenza di queste condizioni ci si è riservati di accettare il modello anche per valori superiori a 0.3 per il TIC e di 1 per il NOF, in quanto ai fini del presente lavoro non è richiesta una estrema precisione del modello a valori di concentrazione molto basse e quindi distanti dai limiti di legge per lo scarico in acque superficiali.

2.4.5 Discussione dei risultati del modello

Nel presente paragrafo sono riportati i risultati ottenuti dalla simulazione dinamica effettuata con il modello calibrato per ogni campagna sperimentale, in termini di COD Filtrato (mg L^{-1}), N-NH_4^+ (mgN L^{-1}), N-NO_2^- (mgN L^{-1}), N-NO_3^- (mgN L^{-1}), P-PO_4^{3-} (mgP L^{-1}). In ogni grafico, sull'asse delle ascisse sono riportati i giorni della campagna sperimentale di riferimento, sull'asse dell'ordinate i dati simulati e i dati sperimentali, indicando in rosso i dati sperimentali caratterizzati da un valore di concentrazione inferiore ai limiti di rilevanza. In particolare, per il COD-Filtrato, l'azoto ammoniacale, l'azoto nitrico, l'azoto nitroso e il fosforo inorganico, tali limiti sono rispettivamente di 10 mg L^{-1} , 0.2 mgN L^{-1} e 0.2 mgN L^{-1} , 0.3 mgN L^{-1} , 0.2 mgP L^{-1} .

2.4.5.1 Prima campagna sperimentale

Per quanto riguarda la rimozione della sostanza organica, dall'andamento del COD filtrato nell'effluente, dalla Figura 60 si evince che i dati simulati globalmente descrivono in maniera adeguata i dati sperimentali. La Tabella 42, evidenzia uno scostamento medio assoluto dei dati di 7 mg L^{-1} , inferiore allo scostamento assoluto massimo stabilito nei criteri accettabilità di 20 mg L^{-1} .

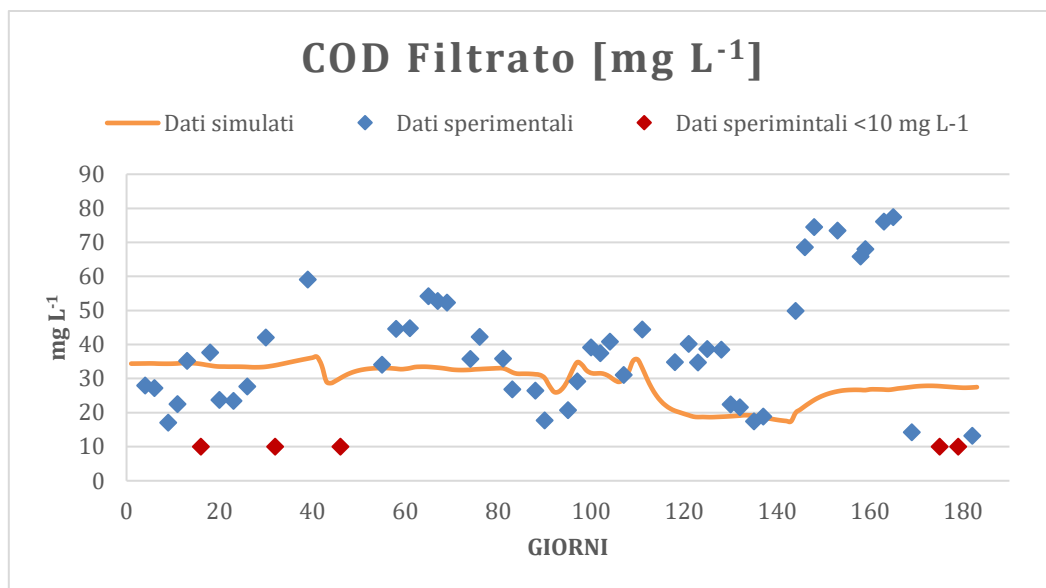


Figura 60. Confronto tra le osservazioni sperimentali della concentrazione di COD filtrato [mg L^{-1}] e l'andamento della concentrazione di COD filtrato nel tempo [mg L^{-1}] simulato dal modello.

Tabella 42. Criteri di accettazione della concentrazione di COD-Filtrato.

COD-FILTRATO	
modello calibrato [mg L ⁻¹]	29
osservazioni sperimentali [mg L ⁻¹]	36
S _{a1} [mg L ⁻¹]	7
S _{a1,max} [mg L ⁻¹]	20

Relativamente all'azoto ammoniacale, in Figura 61 si può osservare come complessivamente il modello abbia riprodotto coerentemente le osservazioni sperimentali. In Tabella 43 si nota che lo scostamento medio assoluto 1.1 mgN L⁻¹ sia risultato inferiore rispetto al limite massimo di 2.5 mgN L⁻¹. Nei periodi P2 e P3 (giorni 42-80, 81-108) è evidente dal grafico una riproduzione meno precisa dei dati sperimentali, i quali in questi periodi sono stati caratterizzati da una variabilità maggiore rispetto agli altri tre periodi.

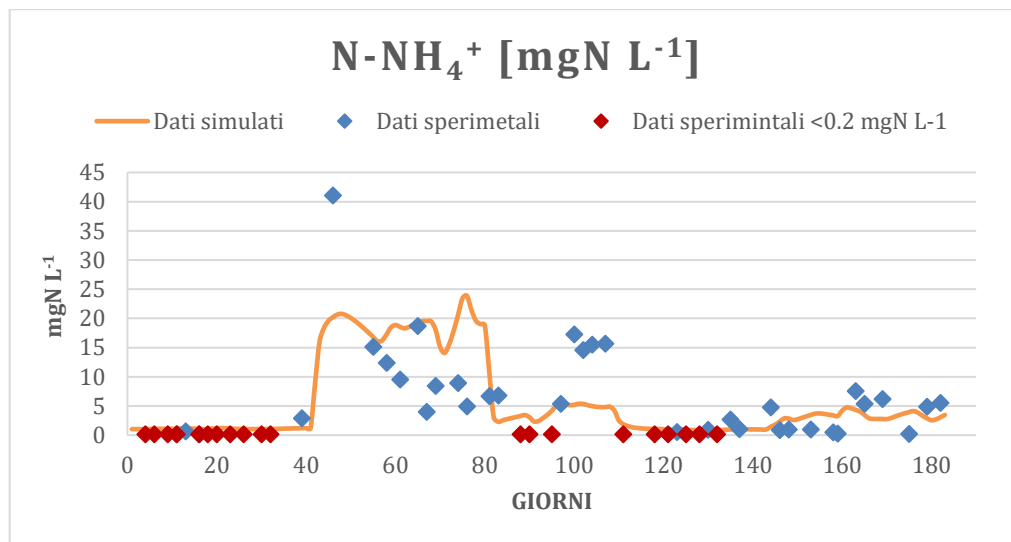


Figura 61. Confronto tra le osservazioni sperimentali della concentrazione di azoto ammoniacale [mgN L⁻¹] e l'andamento della concentrazione di azoto ammoniacale nel tempo [mgN L⁻¹] simulato dal modello.

Tabella 43. Criteri di accettazione della concentrazione di N-NH₄⁺.

N-NH ₄ ⁺	
modello calibrato [mgN L ⁻¹]	5.8
osservazioni sperimentali [mgN L ⁻¹]	4.7
S _{a1} [mgN L ⁻¹]	1.1
S _{a1,max} [mgN L ⁻¹]	2.5

In Figura 62, si riporta il confronto tra i dati simulati e sperimentali della concentrazione di azoto nitrico. Si osserva, come il modello abbia descritto coerentemente i dati raccolti nella campagna sperimentale in tutti i periodi analizzati. In Tabella 44, lo scostamento medio assoluto di 1.2 mgN L⁻¹ a fronte del limite massimo di 2.5 mgN L⁻¹ fornisce un'ulteriore conferma di quanto affermato.

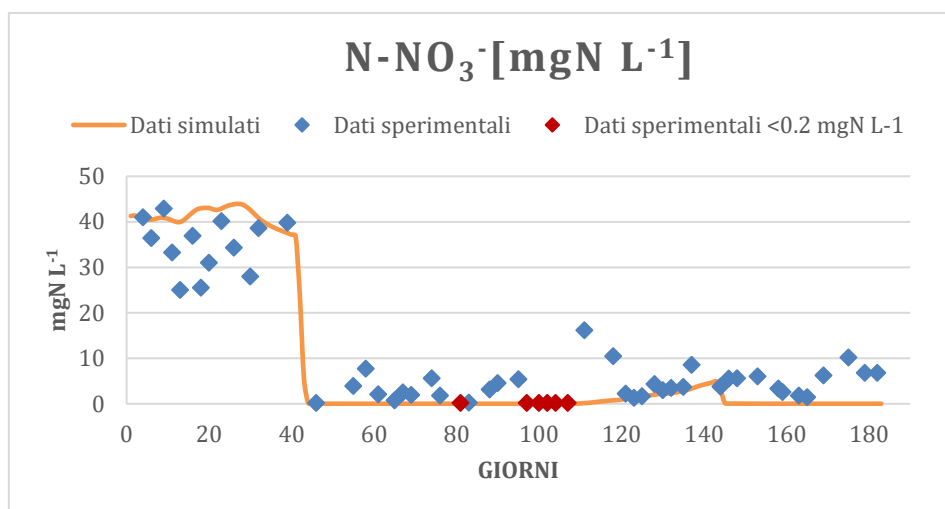


Figura 62. Confronto tra le osservazioni sperimentali della concentrazione di azoto nitrico [mgN L⁻¹] e l'andamento della concentrazione di azoto nitrico nel tempo [mgN L⁻¹] simulato dal modello.

Tabella 44. Criteri di accettazione della concentrazione di N-NO₃⁻.

N-NO ₃ ⁻	
modello calibrato [mgN L ⁻¹]	9.8
osservazioni sperimentali [mgN L ⁻¹]	11
S _a [mgN L ⁻¹]	1.2
S _{a, max} [mgN L ⁻¹]	2.5

Dall'osservazione della Figura 63, si evince come anche l'andamento simulato dell'azoto nitroso sia stato globalmente in linea con i dati ottenuti sperimentalmente. In questo caso, i dati simulati indicano una maggiore rimozione dell'azoto nitroso rispetto a quella dedotta sperimentalmente nel periodo P3 e minore nel periodo P4. Ciò può essere dovuto, in generale, all'incertezza relativa alle effettive condizioni di ossigenazione presenti nel reattore. In Tabella 45 si riporta lo scostamento medio assoluto valutato per questa variabile: in questo caso esso è 1.8 mgN L⁻¹, al di sotto del limite massimo di 2.5 mgN L⁻¹.

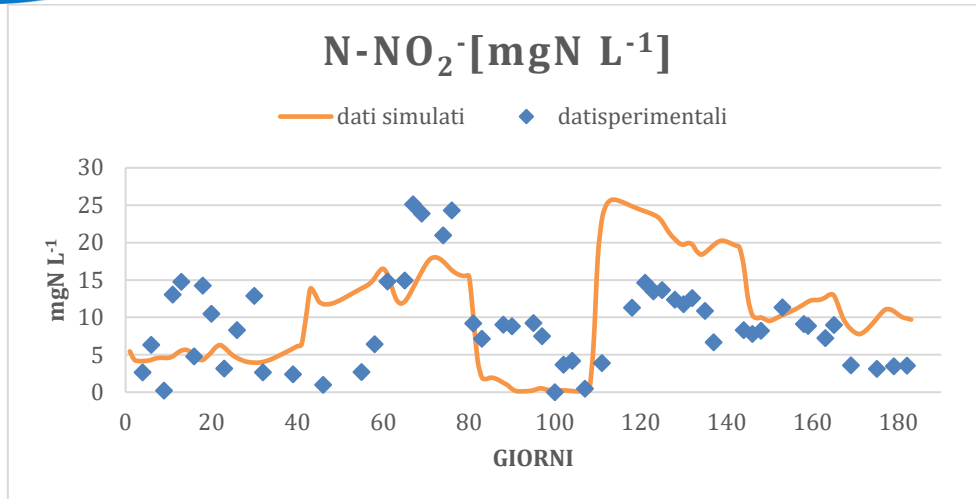


Figura 63. Confronto tra le osservazioni sperimentali della concentrazione di azoto nitroso [mgN L⁻¹] e l'andamento della concentrazione di azoto nitroso nel tempo [mgN L⁻¹] simulato dal modello.

Tabella 45. Criteri di accettazione della concentrazione di N-NO₂⁻.

N-NO ₂ ⁻	
modello calibrato [mgN L ⁻¹]	10.7
osservazioni sperimentali [mgN L ⁻¹]	9.0
S _a [mgN L ⁻¹]	1.8
S _{a, max} [mgN L ⁻¹]	2.5

Infine, la simulazione dell'andamento di P-PO₄³⁻ mostrata in Figura 64, è risultata estremamente prossima alle rilevazioni sperimentali, infatti lo scostamento medio assoluto in questo caso è risultato nullo (Tabella 46).

La simulazione ha presentato due picchi in corrispondenza dei giorni 42 e 144. Il primo, caratterizzato da un valore di concentrazione di 14.8 mgP L⁻¹ è in corrispondenza del passaggio dal P1 al P2 con il conseguente aumento di portata di influente e di conseguenza del carico di acetato a disposizione dei PAO, Il secondo picco, con un valore di 12.3 mgP L⁻¹, è previsto dal modello in corrispondenza del passaggio dal periodo P4 al periodo P5 con il conseguente aumento del rapporto carbonio azoto nell'influente. Entrambe queste condizioni determinano secondo il modello un rilascio di fosfati accumulati dai PAO [95], determinando picchi della concentrazione in uscita di durata molto breve, in entrambi i casi non rilevato sperimentalmente, probabilmente per la tempistica del campionamento.

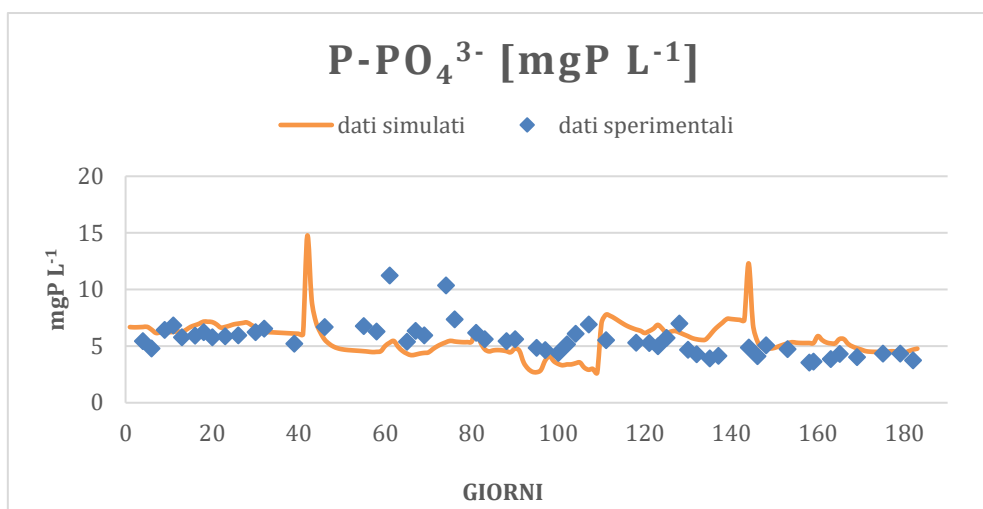


Figura 64. Confronto tra le osservazioni sperimentali della concentrazione di fosforo presente nei fosfati [mgP L⁻¹] e l'andamento della concentrazione di fosforo presente nei fosfati nel tempo [mgP L⁻¹] simulato dal modello.

Tabella 46. Criteri di accettazione della concentrazione del P-PO₄³⁻.

P-PO₄³⁻	
modello calibrato [mgP L⁻¹]	5.6
osservazioni sperimentali [mgP L⁻¹]	5.6
S_{a1} [mgP L⁻¹]	0.0
S_{a1} max [mgP L⁻¹]	1.0

2.4.5.2 Seconda campagna sperimentale

Per quanto riguarda il COD filtrato, in Figura 65 si evince come il modello globalmente abbia riprodotto coerentemente l'andamento sperimentale. Per i primi 4 periodi si osserva come lo scostamento medio assoluto pari a 9.5 mg L⁻¹ sia stato minore dello scostamento massimo assoluto di 20 mg L⁻¹. Non è stato possibile valutare TIC e il NOF in quanto a partire dal periodo P4 i dati sperimentali sono tutti sotto il limite di rilevabilità (Tabella 47).

Per quanto riguarda la validazione, e quindi i periodi P5-P6, in questo caso specifico non è stato possibile applicare alcun criterio per verificare la coerenza del modello in quanto tutti i dati sperimentali dei periodi P5 e P6 sono risultati al di sotto del limite di rilevabilità.

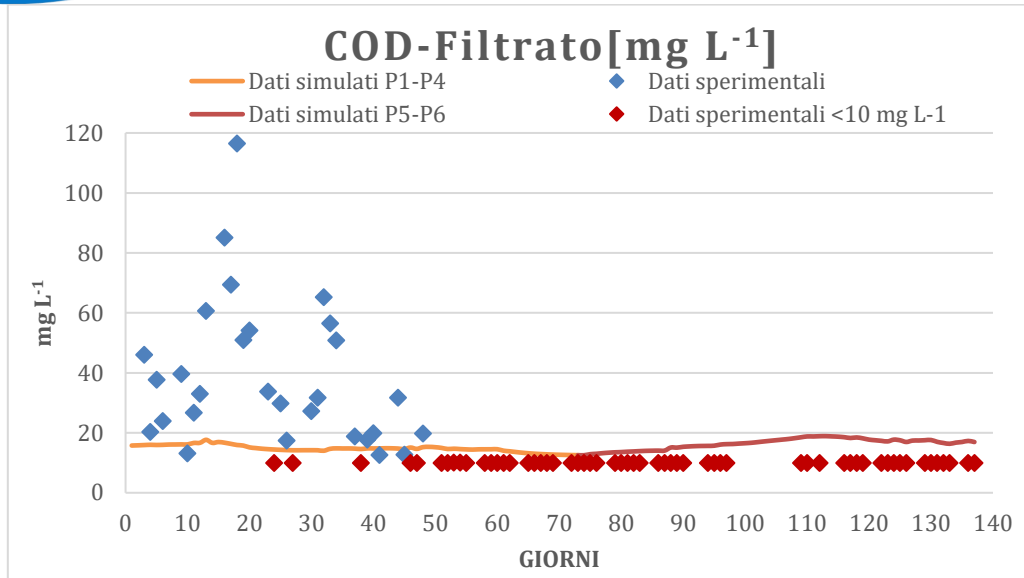


Figura 65. Confronto tra le osservazioni sperimentali della concentrazione di COD filtrato [mg L⁻¹] e l'andamento della concentrazione di COD filtrato nel tempo [mg L⁻¹] simulato dal modello.

Tabella 47. Criteri di accettazione per la concentrazione di COD-Filtrato.

COD-FILTRATO		
	Calibrazione (P1-P4)	Validazione (P5-P6)
Dati simulati [mg L ⁻¹]	15	16
Dati sperimentali [mg L ⁻¹]	24	<10
S_{α_i} [mg L ⁻¹]	9.5	-
$S_{\alpha_i,max}$ [mg L ⁻¹]	20	-

Relativamente all'azoto ammoniacale, in Figura 66 si può osservare come globalmente il modello abbia riprodotto coerentemente le reali osservazioni sperimentali. Nei periodi P1-P4, lo scostamento medio assoluto è risultato 0.2 mgN L⁻¹ a fronte del valore limite impostato a 2.5 mgN L⁻¹ (Tabella 48). Al contrario, il TIC e il NOF sono leggermente superiori ai valori limite di riferimento, essendo rispettivamente 0.42 e 1.10. Questi valori possono essere accettati, in virtù delle osservazioni fatte al paragrafo 2.3. Nei periodi P5-P6 i dati simulati sono risultati molto prossimi ai dati sperimentali. In Tabella 48, si può osservare come lo scostamento medio assoluto ne dia un'ulteriore conferma, essendo pari a 0.0 mgN L⁻¹. Per il TIC e il NOF le considerazioni fatte per i primi quattro periodi possono essere riproposte.

In generale, è da evidenziare una significativa variabilità dei dati sperimentali, soprattutto nel periodo P6, in cui si osservano delle forti oscillazioni di concentrazione da un giorno al successivo. Tali fluttuazioni sono state riprodotte dal modello in misura notevolmente inferiore.

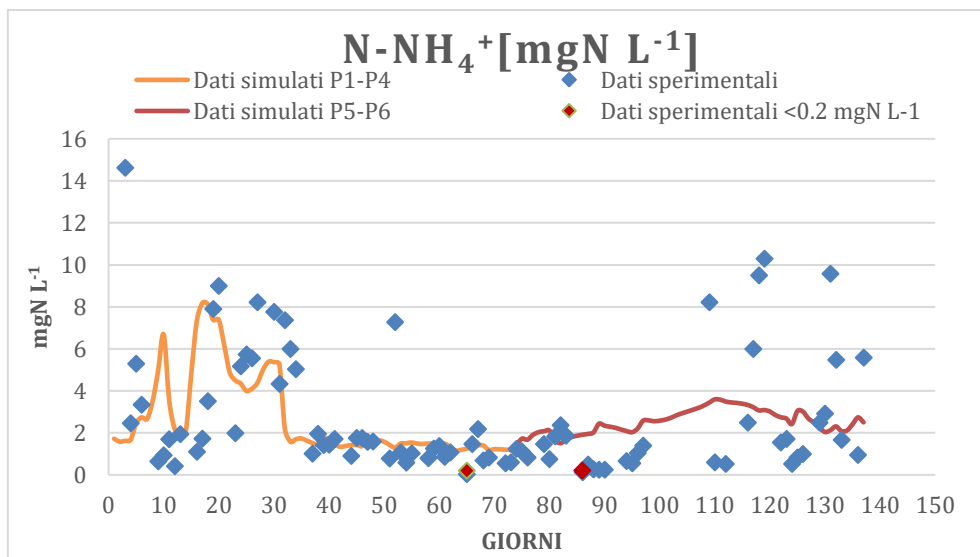


Figura 66. Confronto tra le osservazioni sperimentali della concentrazione di azoto ammoniacale [mgN L⁻¹] e l'andamento della concentrazione di azoto ammoniacale nel tempo [mgN L⁻¹] riprodotta dal modello.

Tabella 48. Criteri di accettazione e validazione per la concentrazione di N-NH₄⁺.

	N-NH ₄ ⁺	
	Calibrazione (P1-P4)	Validazione (P5-P6)
Dati simulati [mgN L ⁻¹]	2.7	2.5
Dati sperimentali [mgN L ⁻¹]	2.9	2.5
S _{α_i} [mgN L ⁻¹]	0.2	0.0
S _{α_imax} [mgN L ⁻¹]	2.5	2.5
TIC [-]	0.42	0.43
NOF [-]	1.10	1.10

Per quanto concerne l'azoto nitrico N-NO₃⁻ (Figura 67), nei periodi di calibrazione P1-P4 lo scostamento medio assoluto è pari a 0.7 mgN L⁻¹ (Tabella 49). I parametri TIC e NOF hanno si attestano rispettivamente sui valori di 0.14 e 0.32. Anche in fase di validazione, nei periodi P5-P6, i parametri utilizzati per valutare la qualità della simulazione del modello hanno evidenziato una buona rappresentazione dei dati sperimentali. In particolare, lo scostamento medio assoluto, il TIC e il NOF, sono risultati rispettivamente 1.0 mgN L⁻¹, 0.19 e 0.44.

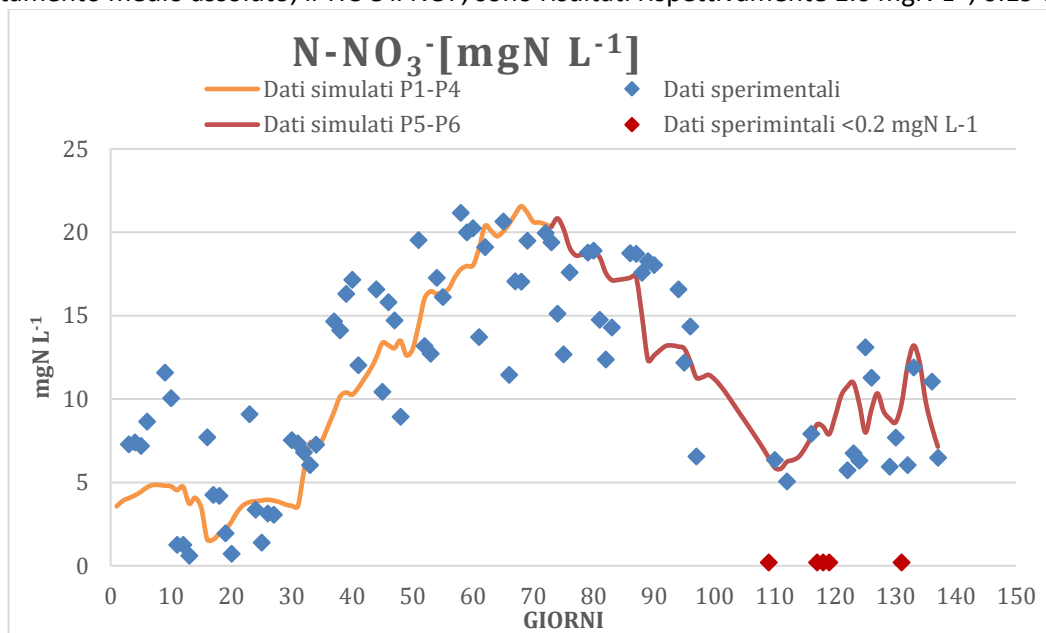


Figura 67. Confronto tra le osservazioni sperimentali della concentrazione di azoto nitrico [mgN L⁻¹] e l'andamento della concentrazione di azoto nitrico nel tempo [mgN L⁻¹] riprodotta dal modello.

Tabella 49. Criteri di accettazione e validazione per la concentrazione di N-NO₃⁻.

	N-NO ₃ ⁻	
	Calibrazione (P1-P4)	Validazione (P5-P6)
Dati simulati [mgN L ⁻¹]	10	11
Dati sperimentali [mgN L ⁻¹]	11	12
S_{α_i} [mgN L ⁻¹]	1	1
$S_{\alpha_i, \max}$ [mgN L ⁻¹]	2.5	2.5
TIC [-]	0.14	0.19
NOF [-]	0.32	0.44

Anche l'andamento dei nitriti, fornito dal modello, nei periodi P1-P4 è risultato coerente con i dati sperimentali (Figura 68). In questo caso lo scostamento medio assoluto è di 0.4 mgN L⁻¹. Il TIC e il NOF sono risultati rispettivamente 0.23 e 0.55. Si può notare, inoltre, come la riproduzione risulti meno precisa ma comunque accettabile per i periodi P5 e P6 a causa della grande variabilità dei dati sperimentali che in questi periodi oscillano tra valori prossimi alla soglia di rilevabilità e valori significativi.

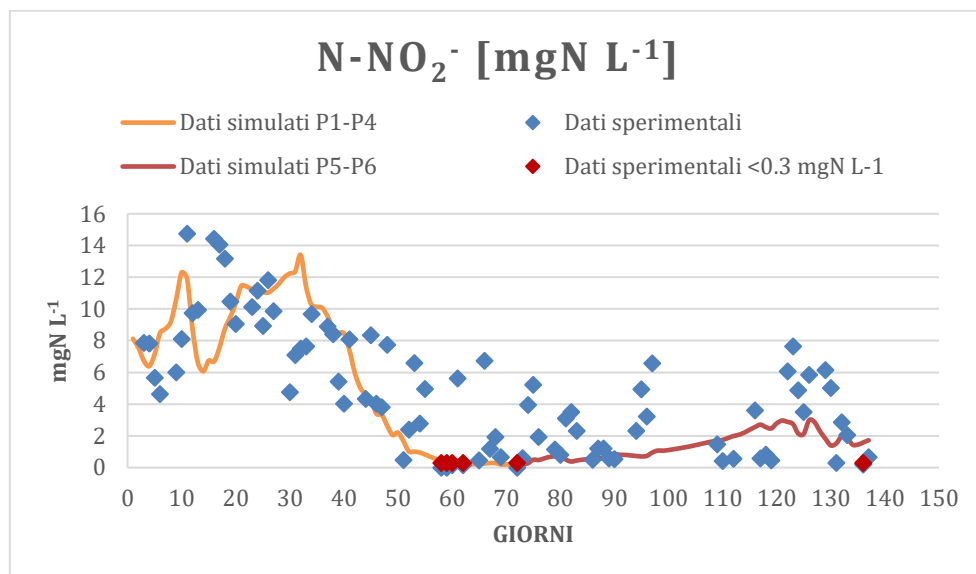


Figura 68. Confronto tra le osservazioni sperimentali della concentrazione di azoto nitroso [mgN L⁻¹] e l'andamento della concentrazione di azoto nitroso nel tempo [mgN L⁻¹] riprodotta dal modello.

Tabella 50. Criteri di accettazione e validazione per la concentrazione di N-NO₂⁻;

	N-NO ₂ ⁻	
	Calibrazione (P1-P4)	Validazione (P5-P6)
Dati simulati [mgN L ⁻¹]	5.9	1.5
Dati sperimentali [mgN L ⁻¹]	6.3	2.7
S_{α_i} [mgN L ⁻¹]	0.4	1.2
$S_{\alpha_i, \max}$ [mgN L ⁻¹]	2.5	2.5
TIC [-]	0.23	0.50
NOF [-]	0.55	0.95

Infine, relativamente alla simulazione dell'andamento della concentrazione di P-PO₄³⁻ (Figura 69), per quanto concerne i primi 4 periodi sperimentali, lo scostamento medio assoluto si è attestato al valore di

0.01 mgP L⁻¹ a fronte del limite imposto a 1.00 mgP L⁻¹ (Tabella 51). Il TIC e il NOF hanno confermato una buona simulazione dei dati da parte del modello, infatti sono risultati rispettivamente pari a 0.19 e 0.40.

Per quanto riguarda il periodo di validazione P5 e P6, il TIC e il NOF sono entrambi entro i limiti di accettabilità in quanto il primo è risultato pari a 0.33 e il secondo 0.92.

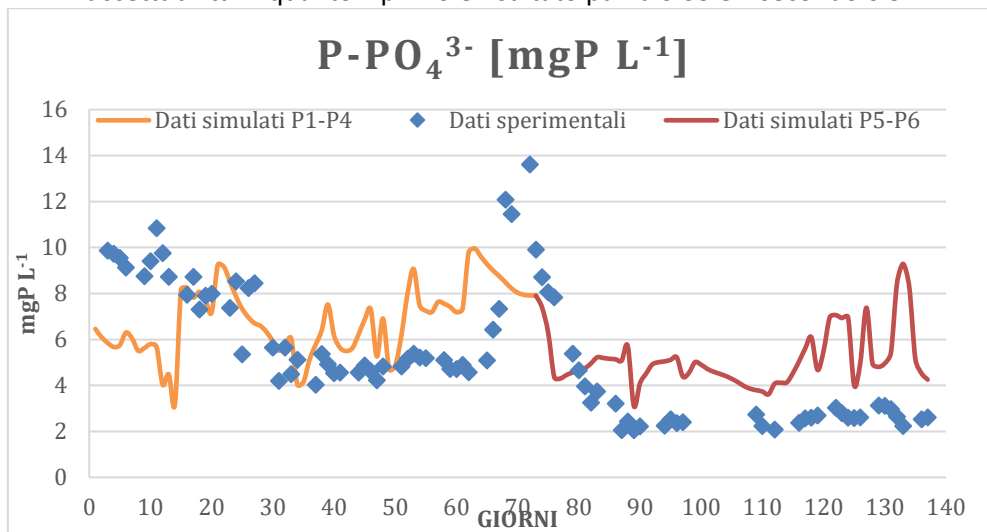


Figura 69. Confronto tra le osservazioni sperimentali della concentrazione di fosforo presente nei fosfati [mgP L⁻¹] e l'andamento della concentrazione di fosforo presente nei fosfati nel tempo [mgP L⁻¹] riprodotta dal modello.

Tabella 51. Criteri di accettazione e validazione per la concentrazione di P-PO₄³⁻.

	P-PO ₄ ³⁻	
	Calibrazione (P1-P4)	Validazione (P5-P6)
Dati simulati [mgP L ⁻¹]	6.9	5.0
Dati sperimentali [mgP L ⁻¹]	6.9	3.3
S _{αi} [mgP L ⁻¹]	0.0	1.8
S _{αi,max} [mgP L ⁻¹]	1.0	1.0
TIC [-]	0.19	0.33
NOF [-]	0.40	0.92

2.4.5.3 Terza campagna sperimentale

Per quanto riguarda il COD filtrato, i dati sperimentali hanno assunto un valore inferiore al limite di rilevabilità di 10 mg L⁻¹ per tutta la durata della campagna sperimentale. Per questo motivo non è stato possibile valutare lo scostamento medio assoluto, TIC e NOF. Ad ogni modo, complessivamente i valori di concentrazione riprodotti dal modello risultano poco distanti dalla soglia rilevabilità di 10 mg L⁻¹, assumendo valori compresi in un range di 14 e 19 mg L⁻¹.

Per quanto concerne l'azoto ammoniacale, in Figura 70 si può osservare come globalmente il modello abbia riprodotto coerentemente le osservazioni sperimentali. Relativamente ai periodi P1-P4, lo scostamento medio assoluto è risultato 0.0 mgN L⁻¹ (Tabella 52). Il parametro TIC è risultato superiore alla soglia di accettabilità, ma considerando le concentrazioni mediamente basse di questi periodi e che questi indici sono calcolati a partire dalle differenze relative tra dati sperimentali e simulati, il valore di scostamento assoluto e NOF entrambi accettabili, si è ritenuta complessivamente superata la validazione. Per la fase di validazione (P5-P6) lo scostamento medio assoluto è pari a 0.8 mgN L⁻¹, mentre per il TIC e il NOF le considerazioni fatte per i primi quattro periodi possono essere riproposte.

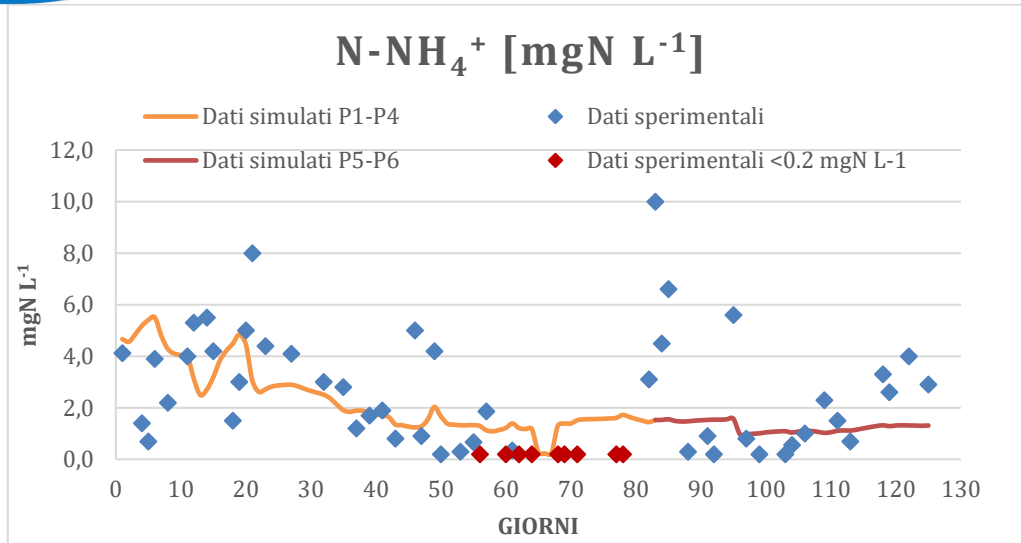


Figura 70. Confronto tra le osservazioni sperimentali della concentrazione di azoto ammoniacale [mgN L⁻¹] e l'andamento della concentrazione di azoto ammoniacale nel tempo [mgN L⁻¹] simulato dal modello.

Tabella 52. Criteri di accettazione e validazione per la concentrazione di N-NH₄⁺.

	N-NH ₄ ⁺	
	Calibrazione (P1-P4)	Validazione (P5-P6)
Dati simulati [mgN L ⁻¹]	2.4	1.3
Dati sperimentali [mgN L ⁻¹]	2.4	2.1
S_{a_i} [mgN L ⁻¹]	0.0	0.8
$S_{a_i, \text{MAX}}$ [mgN L ⁻¹]	2.5	2.5
TIC [-]	0.38	0.48
NOF [-]	0.98	0.95

L'azoto nitrico N-NO₃⁻ (Figura 71), nei periodi di calibrazione P1-P4, presenta uno scostamento medio assoluto di 0.2 mgN L⁻¹. Il TIC e il NOF risultano invece entrambi fuori limite; tuttavia, questi valori possono essere accettati in virtù delle basse concentrazioni riscontrate sperimentalmente, in base alle considerazioni espresse nel paragrafo 2.3 (Tabella 53). In fase di validazione, nei periodi P5-P6, i parametri utilizzati per valutare la qualità della simulazione del modello hanno evidenziato una buona rappresentazione dei dati sperimentali. In particolare, lo scostamento medio assoluto, il TIC e il NOF, sono risultati rispettivamente 0.3 mgN L⁻¹, 0.33 e 0.69. Grazie anche ad una buona riproduzione delle condizioni di aerazione del reattore, la simulazione ha riprodotto complessivamente in maniera coerente i dati sperimentali. Nei giorni 65-67 si può osservare un incremento repentino della concentrazione di azoto nitrico. Il picco di 22 mgN L⁻¹, raggiunto al giorno 67, è la conseguenza del cambiamento delle condizioni di aereazione verificatosi in questi giorni: a causa di un problema del sistema di controllo, nel reattore cessano di alternarsi condizioni microaerobiche e condizioni aerobiche e si instaurano condizioni aerobiche costanti che favoriscono una crescita esponenziale dei microrganismi NOB, i quali trasformano rapidamente NO₂⁻ in NO₃⁻.

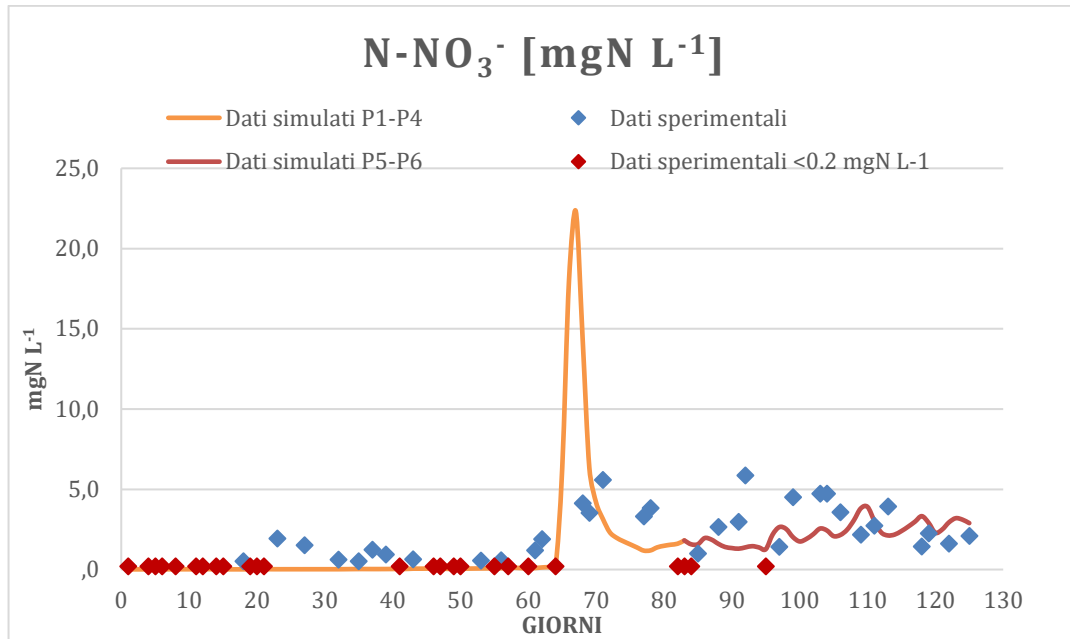


Figura 71. Confronto tra le osservazioni sperimentali della concentrazione di azoto nitrico [mgN L⁻¹] e l'andamento della concentrazione di azoto nitrico nel tempo [mgN L⁻¹] simulato dal modello.

Tabella 53. Criteri di accettazione per la concentrazione di N-NO₃⁻.

	N-NO ₃ ⁻	
	Calibrazione (P1-P4)	Validazione (P5-P6)
Dati simulati [mgN L ⁻¹]	0.6	2.4
Dati sperimentali [mgN L ⁻¹]	0.8	2.7
S_{α_i} [mgN L ⁻¹]	0.2	0.3
$S_{\alpha_i, \max}$ [mgN L ⁻¹]	2.5	2.5
TIC [-]	0.46	0.33
NOF [-]	2.09	0.69

In Figura 72 è riportato l'andamento dell'azoto nitroso riprodotto con il modello calibrato. Per la fase di calibrazione (periodi P1-P4) lo scostamento medio assoluto è stato 1.1 mgN L⁻¹, mentre il TIC e il NOF sono risultati rispettivamente 0.64 e 1.12. Per la fase di validazione (periodi P5-P6), lo scostamento medio assoluto, il TIC e il NOF sono risultati rispettivamente pari a 1.3 mgN L⁻¹, 0.66 e 1.10. In generale, dalla Tabella 54 si evince che i parametri TIC e NOF sono risultati entrambi piuttosto elevati ma accettabili in virtù di quanto discusso al paragrafo 2.3. Ciò può essere dovuto principalmente alla grande variabilità dei dati sperimentali che oscillano tra valori prossimi alla soglia di rilevabilità e valori significativi. Il valore simulato è invece molto più stabile, fatta eccezione per i giorni 65-67. In questi giorni, infatti, sono stati riprodotti sia il valore di concentrazione massimo di 4.6 mgN L⁻¹ (giorno 65) sia il valore minimo di 0.1 mgN L⁻¹ (giorno 67) di tutta la simulazione. Ciò è ragionevole in quanto i microrganismi AOB, ai quali compete l'ossidazione dell'azoto ammoniacale in nitroso, crescono rapidamente come gli NOB facendo registrare un aumento della concentrazione di azoto nitroso nell'effluente; il rapido e contemporaneo sviluppo degli NOB, poi, produce come effetto una repentina ossidazione dell'NO₂⁻ a NO₃⁻.

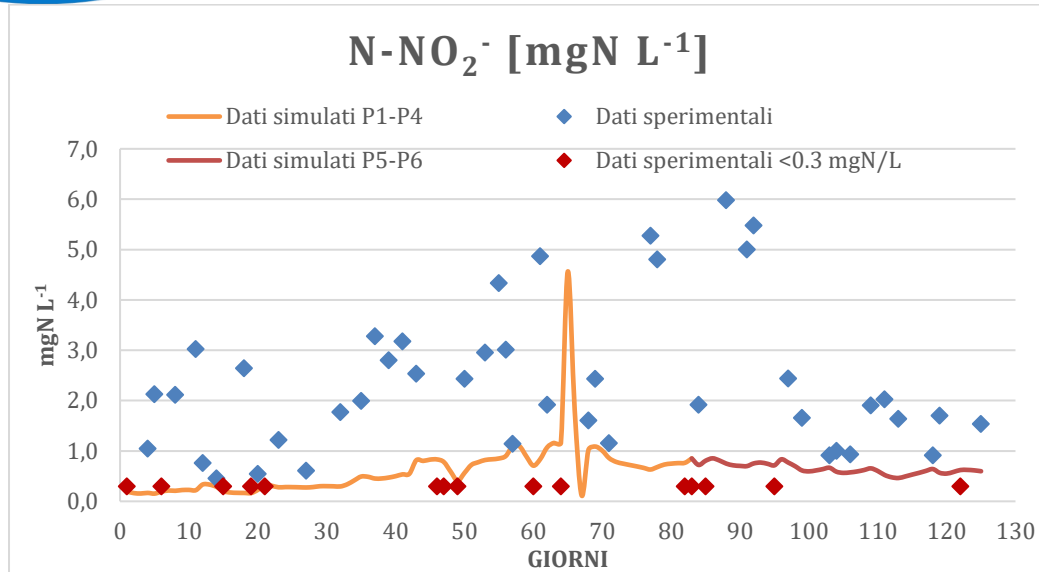


Figura 72. Confronto tra le osservazioni sperimentali della concentrazione di azoto nitroso [mgN L⁻¹] e l'andamento della concentrazione di azoto nitroso [mgN L⁻¹] simulato dal modello.

Tabella 54. Criteri di accettazione e validazione per la concentrazione di N-NO₂⁻.

	N-NO ₂ ⁻	
	Calibrazione (P1-P4)	Validazione (P5-P6)
Dati simulati [mgN L ⁻¹]	0.6	0.6
Dati sperimentali [mgN L ⁻¹]	1.7	1.9
S _{α_i} [mgN L ⁻¹]	1.1	1.3
S _{α_imax} [mgN L ⁻¹]	2.5	2.5
TIC [-]	0.64	0.66
NOF [-]	1.12	1.10

Infine, in Figura 73 si riporta l'andamento della concentrazione di fosforo. Per quanto concerne la fase di calibrazione, lo scostamento medio assoluto si è attestato sul valore di 0.1 mgP L⁻¹ a fronte del limite imposto a 1.0 mgP L⁻¹. Anche il TIC e il NOF hanno confermato una buona simulazione dei dati da parte del modello, infatti sono risultati rispettivamente 0.25 e 0.56. Per quanto riguarda i periodi P5 e P6 il valore dello scostamento medio assoluto è 0.9 mgP L⁻¹ pari al valore limite. Il TIC e il NOF sono risultati rispettivamente 0.25 e 0.40 confermando la bontà del modello (Tabella 55).

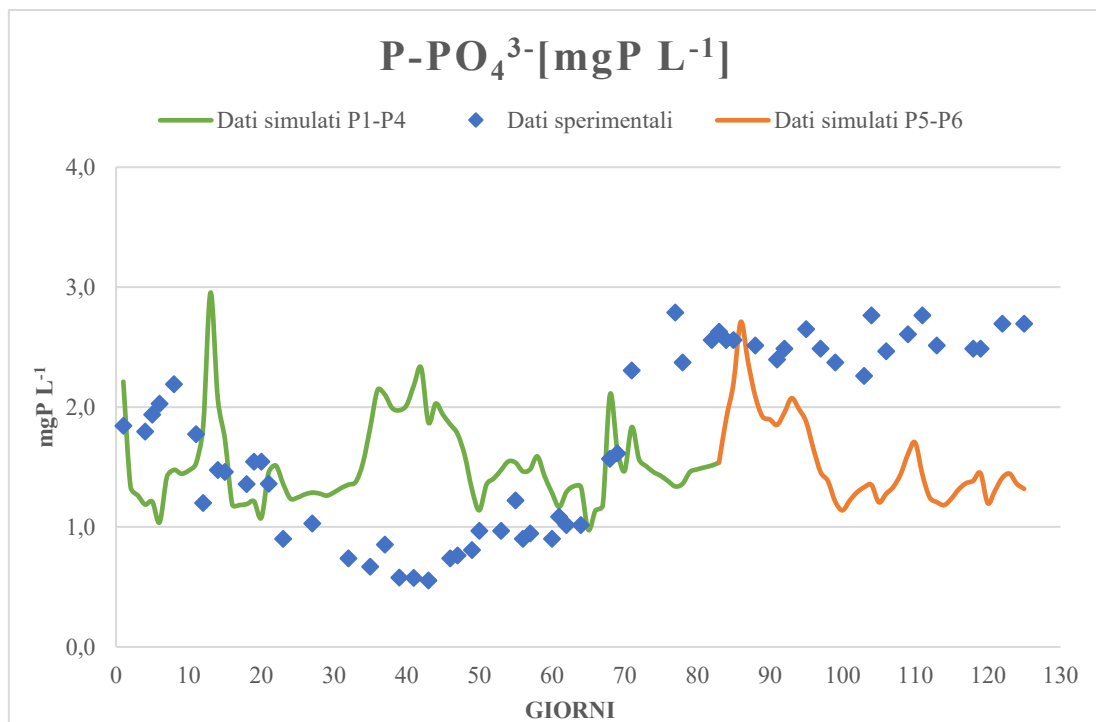


Figura 73. Confronto tra le osservazioni sperimentali della concentrazione di fosforo presente nei fosfati [mgP L⁻¹] e l'andamento della concentrazione di fosforo presente nei fosfati nel tempo [mgP L⁻¹] misurato dal modello.

Tabella 55. Criteri di accettazione e validazione per la concentrazione di P-PO₄³⁻.

	P-PO ₄ ³⁻	
	Calibrazione (P1-P4)	Validazione (P5-P6)
Dati simulati [mgP L ⁻¹]	1.5	1.6
Dati sperimentali [mgP L ⁻¹]	1.4	2.5
S_{α_i} [mgP L ⁻¹]	0.1	0.9
$S_{\alpha_i, \max}$ [mgP L ⁻¹]	1.0	1.0
TIC [-]	0.25	0.25
NOF [-]	0.56	0.40

2.4.6 Confronto tra le campagne sperimentali e proposte di ottimizzazione del processo

2.4.6.1 Confronto tra la prima e la seconda campagna sperimentale

Relativamente alle condizioni di aerazione nel reattore sperimentale, la prima campagna ha visto l'utilizzo di un reattore mMBBR (*microaerobic Moving Bed Biofilm Reactor*) caratterizzato da condizioni micro-aerobiche e con una gestione dell'aerazione manuale, con un controllo periodico della concentrazione di O₂ e conseguente settaggio dell'aeratore. La seconda campagna sperimentale è stata condotta con un reattore IAMBBR (*Intermittent Aeration Moving Bed Biofilm Reactor*), in cui sono state alternate periodicamente condizioni micro-aerobiche e condizioni aerobiche ed è stata utilizzata una pompa con controllo automatico. Entrambe le campagne sono state condotte con un processo SND (*Simultaneous Nitrification and Denitrification*) che presenta possibili vantaggi dal punto di vista economico e dal punto di vista dell'impatto ambientale [82], rispetto al tradizionale processo con due reattori separati per la nitrificazione e la denitrificazione.

La prima campagna sperimentale è stata condotta inizialmente (P1) con un HRT di 2 d e successivamente, a partire dal P2, con un HRT di 1 d. Si è osservato che, nonostante lo stesso rapporto C/N=2.9, il periodo P1 (HRT=2 d) ha presentato un'efficienza di rimozione dell'azoto totale inferiore rispetto al P4 (HRT=1 d). Da

questa evidenza sperimentale è stato dedotto che lavorare con un HRT minore è vantaggioso in termini prestazionali e, per questo motivo, l'intera seconda campagna sperimentale è stata condotta con un HRT di 1 d. Durante entrambe le campagne sperimentali il rapporto medio C/N nell'influente è stato modificato progressivamente, al fine di determinare le condizioni ideali per ottenere una rimozione ottimale di azoto totale.

Per il caso di mMBBR le rimozioni di azoto minori si sono verificate con un rapporto C/N di alimentazione 2.7. Lavorare con rapporto C/N di 2.7 (P4) e 4.2 (P5) ha portato rispettivamente alle attività nitrificanti e denitrificanti più elevate raggiungendo un'efficienza di rimozione dell'azoto totale inorganico massima del 68%. La rimozione del COD è stata pressoché completa, mentre per quella relativa a $P-PO_4^{3-}$ il valore massimo raggiunto è stato del 72%, mentre i valori ottenuti nella seconda campagna sperimentale sono stati del 78%. In aggiunta il modello realizzato ha permesso simulare l'andamento della concentrazione nel tempo delle principali biomasse che costituiscono il biofilm. Pertanto, nelle Figura 75 e 76 si riportano rispettivamente gli andamenti simulati della concentrazione di AOB, NOB, eterotrofi ordinari, PAO, utilizzati come ulteriore supporto all'analisi dei risultati sperimentali.

In Figura 74 e in Figura 75 gli andamenti simulati della concentrazione di NOB e AOB nel tempo sono perfettamente compatibili con quanto rilevato sperimentalmente: a partire dal periodo P2, l'HRT più basso ha favorito l'attività degli AOB rispetto a quella degli NOB, che sono cresciuti più lentamente rispetto ai primi. In Figura 75 si può notare che gli AOB subiscono un brusco rallentamento nella crescita esclusivamente nel periodo P3 (C/N 5.6) in cui sperimentalmente sono state riscontrate minori prestazioni in termini di nitrificazione e denitrificazione. Per quanto concerne gli NOB, a partire dal periodo P2 l'andamento mostrato in Figura 74 descrive un significativo e progressivo rallentamento della crescita tranne nel periodo P4 (C/N 4.2) in cui la curva presenta un cambio di pendenza per poi tornare ad essere nuovamente decrescente nel P5. È ragionevole ipotizzare che i microrganismi NOB nel periodo P1 crescano in modo costante grazie all'HRT maggiore; il dimezzamento dell'HRT, a partire dal periodo P2, comporta una progressiva graduale scomparsa di questi microrganismi, i quali potrebbero non essere stati in grado di adattarsi alle mutate condizioni del reattore. Nelle condizioni descritte di inibizione dell'attività dei batteri NOB, sia la nitrificazione che la denitrificazione seguono un diverso percorso poiché l' NO_2^- prodotto dagli AOB viene ridotto direttamente a N_2 attraverso il processo di denitrificazione. Di fatto, dunque, il processo che avviene a partire dal periodo P2 è una SND via nitrito piuttosto che un processo di SND completo.

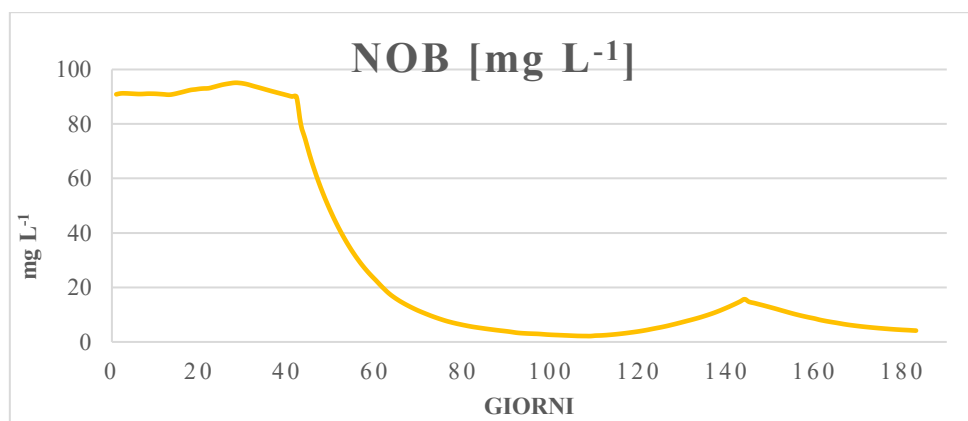


Figura 74. Dati simulati dell'andamento della concentrazione nel tempo degli NOB [mg L⁻¹], relativi alla I campagna sperimentale.

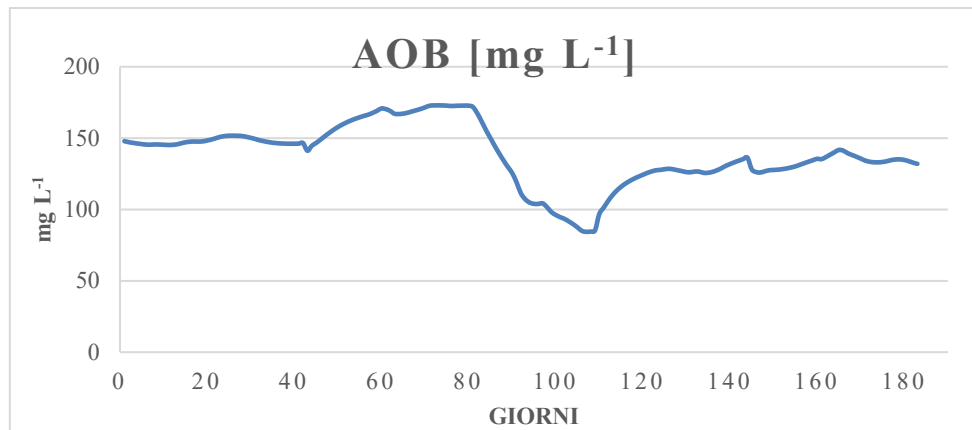


Figura 75. Dati simulati dell'andamento della concentrazione nel tempo degli AOB [mg L⁻¹], relativi alla I campagna sperimentale.

In Figura 76 si riporta l'andamento della concentrazione nel tempo dei microrganismi eterotrofi ordinari. Come per gli AOB e i PAO, si osserva una significativa crescita a partire dal periodo P2. L'aumento del rapporto C/N nel periodo P3, dovuto alla riduzione della concentrazione di azoto e non della concentrazione di COD, comporta un lieve rallentamento della crescita di questi microrganismi che prosegue nel P4 (C/N 2.7) caratterizzato da una riduzione della concentrazione di COD. A partire dal periodo P5 (C/N 4.2) a causa di un aumento della concentrazione di COD nell'influente, la concentrazione di microrganismi eterotrofi ordinari aumenta nuovamente, coerentemente con i dati sperimentali che indicano che in questo periodo si registra il miglior risultato in termini di denitrificazione dell'intera campagna sperimentale.

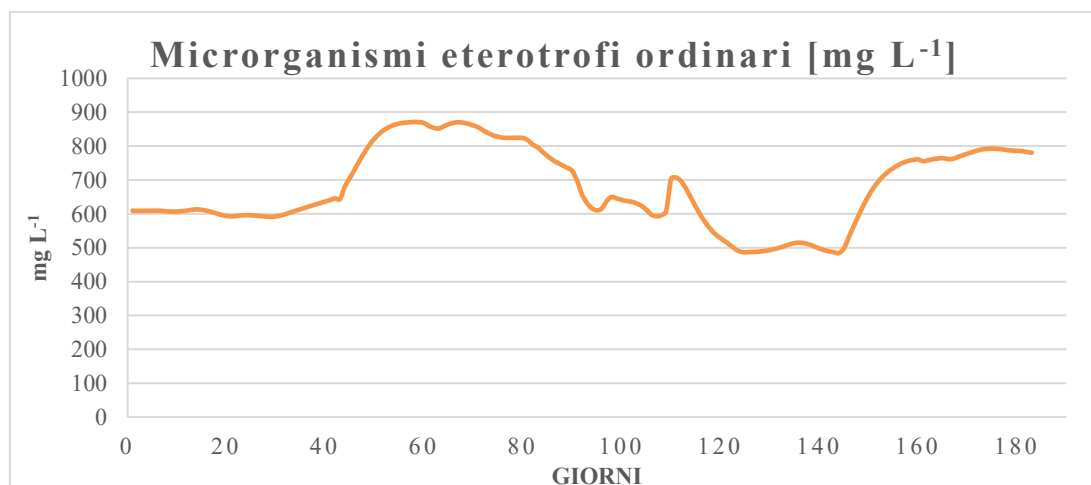


Figura 76. Dati simulati dell'andamento della concentrazione nel tempo dei microrganismi eterotrofi ordinari [mg L⁻¹] relativi alla I campagna sperimentale.

In Figura 77 si riporta l'andamento della concentrazione nel tempo dei microrganismi PAO in cui sono stati riscontrati valori significativamente maggiori rispetto a quelli relativi alle altre biomasse. Per discutere questi risultati in maniera accurata segue una premessa relativa alla tradizionale rimozione biologica del fosforo. La rimozione biologica del fosforo è comunemente ottenuta attraverso un'alternanza di stadi anaerobici e aerobici per consentire un assorbimento netto del fosforo da parte degli organismi che accumulano fosforo (PAO, *Phosphorus Accumulating Organisms*) [96]. Questi batteri sono eterotrofi aerobici facoltativi [97] e utilizzano come substrato organico intermedi metabolici a basso peso molecolare (acetato, etanolo ecc.), scarsamente presenti in un normale refluo mantenuto in condizioni aerobiche[22]. In generale, durante la fase anaerobica, i microrganismi facoltativi presenti nel sistema inducono normali reazioni di fermentazione a partire dalla frazione solubile del BOD alimentato, non essendo in genere il tempo di permanenza nei

reattori sufficiente a consentire in misura significativa l'idrolisi e quindi la trasformazione del BOD particolato. I prodotti di tali reazioni, acido acetico e altri acidi volatili grassi (VFAs, *Volatile Fatty Acids*), sono rapidamente assimilati dai PAO andando a costituire riserve carboniose intracellulari sotto forma di PHB (poli-idrossi-butirrato). Nei modelli ASM, su cui si basa BioWin si considera più in generale il PHA (poli-idrossi-alcanoato) come riportato nella descrizione dettagliata del modello ASM2d in [98]. Durante la fase aerobica, i PAO si sviluppano metabolizzando il PHB in precedenza sintetizzato e accumulato, senza quindi entrare in competizione con altre specie batteriche per l'assunzione del substrato dall'esterno. Contemporaneamente essi riassumono dal mezzo liquido fosforo in eccesso rispetto ai fabbisogni, ricostituendo al loro interno i granuli di polifosfati consumati nel corso della precedente fase anaerobica [22]. Gli strati anaerobici, anossici e aerobici possono coesistere nella struttura del biofilm se ossigeno e nitrati penetrano solo fino a una certa profondità. Tuttavia, il modello ha permesso di verificare che nelle condizioni micro-aerobiche di questa campagna sperimentale nessuno strato del biofilm si è trovato in condizioni anaerobiche. Nonostante ciò, l'attività di organismi di tipo PAO è resa possibile dal fatto che tutte le campagne sperimentali oggetto di modellazione sono state condotte utilizzando come fonte di carbonio organico il sodio acetato triidrato $\text{CH}_3\text{COONa}\cdot 3\text{H}_2\text{O}$. Dunque, i microrganismi PAO presenti nel biofilm, avendo a disposizione acetato, non necessitano di trovarsi in condizioni anaerobiche preliminarmente e crescono significativamente in condizioni aerobiche e anossiche, come presupposto anche da [98].

I valori massimi di concentrazione dei PAO secondo i risultati della simulazione si verificano in corrispondenza del periodo P3, caratterizzato da un rapporto C/N maggiore (5.6), rispetto a quello degli altri periodi e, in tali condizioni, è favorita la crescita di questa biomassa rispetto alle altre.

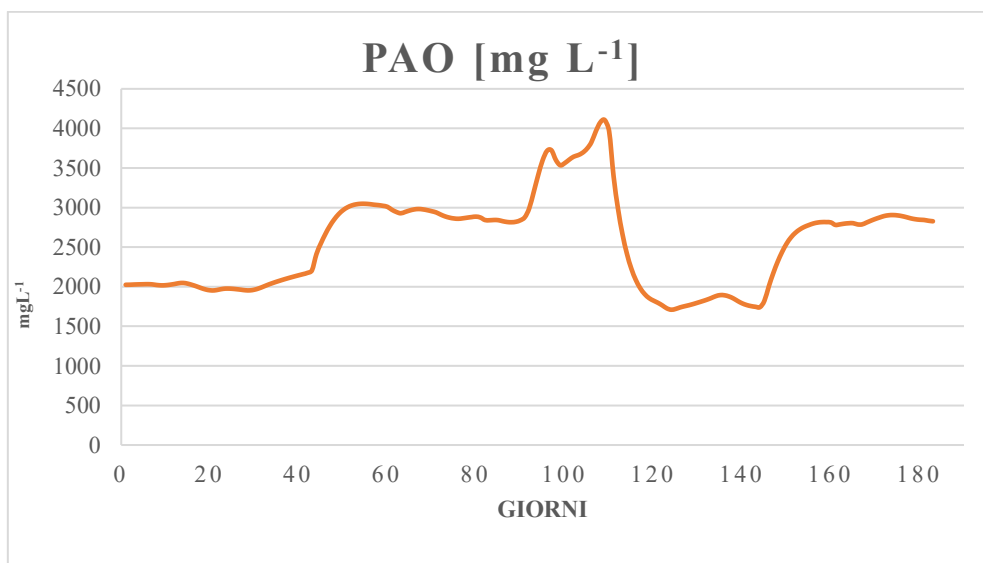


Figura 77. Dati simulati dell'andamento della concentrazione nel tempo dei PAO [mg L⁻¹], relativi alla I campagna sperimentale.

Per il caso di IAMBRR (seconda campagna sperimentale), come riportato in [84] le rimozioni di azoto inorganico totale (TIN) più elevate sono state ottenute con un rapporto C/N di alimentazione inferiore a 3.6 (P2-P6) con valore massimo nel P6 di 82%, maggiore del massimo della campagna sperimentale precedente. Relativamente all'efficienza di rimozione del COD, essa è stata pressoché totale anche in questa campagna sperimentale; mentre per il P-PO_4^{3-} il valore raggiunto è del 78%, maggiore rispetto al 72% della prima campagna.

Anche questo caso, grazie al modello costruito, sono stati simulati gli andamenti della concentrazione nel tempo delle principali biomasse che compongono il biofilm, riportati nelle seguenti (Figura 78 e Figura 79). In Figura 79 i dati simulati hanno descritto un andamento della concentrazione di AOB lievemente crescente, fatta eccezione dell'ultimo periodo P6 che presenta un andamento lievemente decrescente. In Figura 78 la variazione di concentrazione di NOB nei primi due periodi è minima. A partire dal periodo P3 la curva cresce

significativamente; ciò potrebbe essere una conseguenza diretta del valore superiore del limite massimo di concentrazione dell'ossigeno ($3 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$) rispetto ai periodi precedenti ($2 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$), che favorisce la crescita di questi microrganismi. In coerenza con questo dato, i dati simulati per questo periodo hanno mostrato rispettivamente un aumento significativo della concentrazione di N-NO_3^- e un decremento altrettanto significativo della concentrazione di N-NO_2^- . Per questa campagna, dunque, è possibile ipotizzare che lavorando fin dal primo periodo con un HRT di 1 d, i microrganismi NOB hanno la possibilità di acclimatarsi e non subire significativi effetti inibitori della crescita. Il periodo P6 dalle evidenze sperimentali è risultato il migliore in termini di efficienza di rimozione dell'azoto inorganico totale. In queste condizioni di aerazione intermittente (range $0.2\text{-}3 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$) e rapporto C/N 3.6, i dati simulati relativi alle biomasse analizzate confermano tale evidenza.

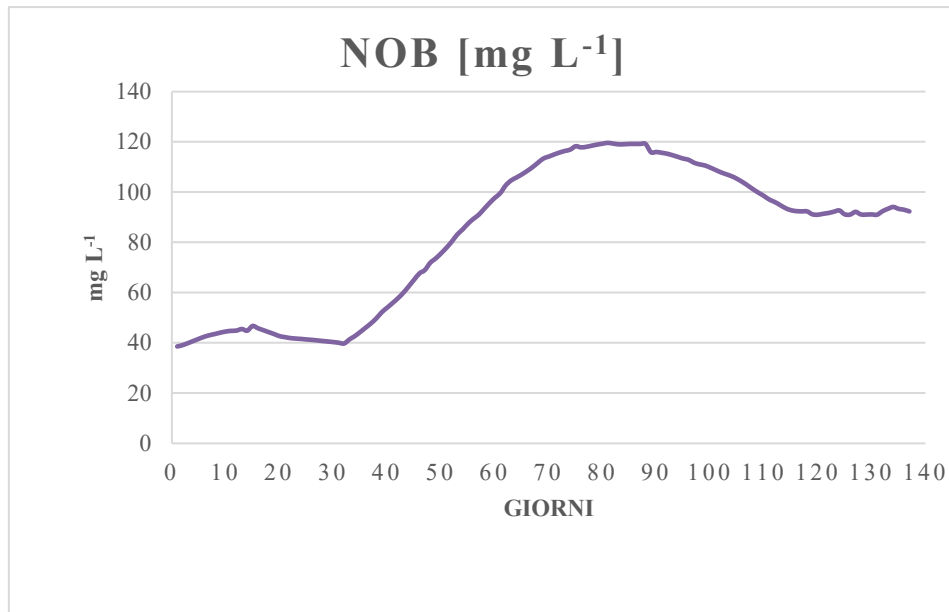


Figura 78. Dati simulati dell'andamento nel tempo della concentrazione di NOB [mg L^{-1}], relativi alla II campagna sperimentale.

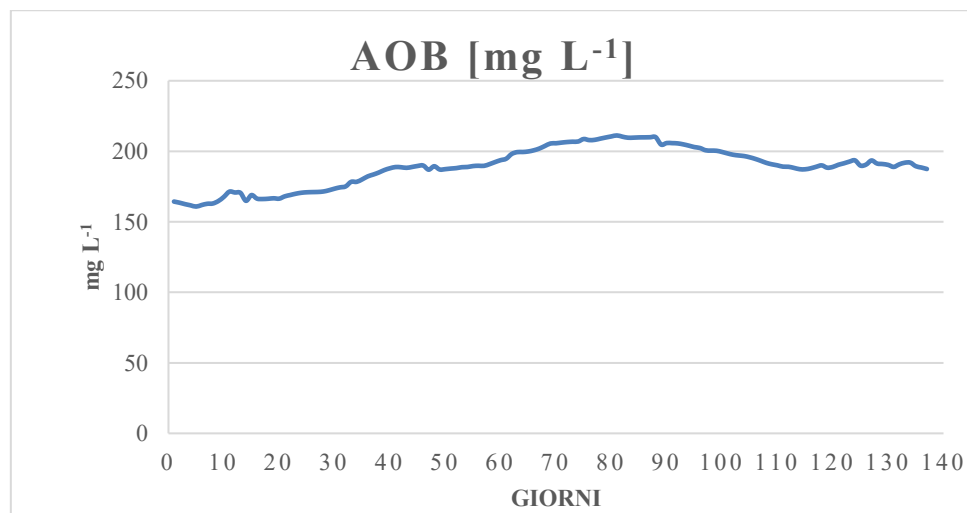


Figura 79. Dati simulati dell'andamento della concentrazione nel tempo degli AOB [mg L^{-1}], relativi alla II campagna sperimentale.

Per la modellazione di entrambe le campagne sono stati modificati i parametri relativi al biofilm e i parametri stechiometrici e cinetici al fine di ottenere un buon fitting tra i valori assunti dalle variabili monitorate nei dati sperimentali e nei dati simulati. Si evince che:

- L'unico parametro relativo al biofilm modificato, il *detachment rate*, è stato impostato sullo stesso valore in entrambe le campagne sperimentali;

- I parametri stechiometrici modificati per la prima modellazione, Y_H e Y_{PAO} , sono stati ugualmente modificati anche per la seconda;
- I parametri cinetici modificati in fase di calibrazione del secondo modello sono sette a fronte dei nove modificati in fase di calibrazione del primo. Oltre ad essere in numero inferiore, i parametri modificati per la modellazione della seconda campagna sperimentale sono più prossimi ai rispettivi valori di default.

In generale il modello ha riprodotto meglio i risultati sperimentali della seconda campagna rispetto alla prima grazie a una caratterizzazione dell'andamento nel tempo della concentrazione di ossigeno disciolto più precisa (Tabella 56).

Tabella 56. Confronto tra gli scostamenti medi assoluti delle variabili analizzate tra la prima e la seconda campagna sperimentale.

Scostamento medio assoluto S_{α_i}		
	I campagna sperimentale	II campagna sperimentale ¹
N-NH ₄ ⁺ [mgN L ⁻¹]	1.1	0.1
N-NO ₃ ⁻ [mgN L ⁻¹]	1.2	1
N-NO ₂ ⁻ [mgN L ⁻¹]	1.8	0.9
P-PO ₄ ³⁻ [mgP L ⁻¹]	0	0.6

¹ Per la seconda campagna sperimentale è stato riportato un unico scostamento medio assoluto, calcolato considerando tutti i periodi P1-P6 al fine di rendere il confronto con la prima campagna sperimentale più coerente.

2.4.6.2 Confronto tra la seconda e la terza campagna sperimentale

Anche per la terza fase di sperimentazione il processo realizzato nel reattore sperimentale è del tipo IAMBRR con alternanza periodica di condizioni micro-aerobiche/anossiche e condizioni aerobiche ottenuta mediante un aeratore con controllo automatico. Tali condizioni non sono favorevoli per lo sviluppo di biomassa NOB, permettendo di realizzare il processo SPND con il quale è stato possibile raggiungere delle efficienze di rimozione di azoto inorganico totale maggiori di quelle ottenute con il processo SND; inoltre, si riscontrano i seguenti vantaggi:

- consumo inferiore del 25% di ossigeno in fase aerobica, dovuto alla reazione bio-chimica di nitrificazione che non prevede la formazione di prodotti intermedi a differenza della nitrificazione completa;
- riduzione del 40% della domanda di COD durante la fase di denitrificazione rispetto al caso di denitrificazione completa. Per questo motivo, in questa campagna sperimentale è stato possibile esercire il reattore con delle concentrazioni di COD inferiori rispetto a quelle delle precedenti campagne sperimentali.

Per quanto concerne il rapporto C/N, il valore ottimale di 3.0 del periodo P3 ha permesso di ottenere una rimozione dell'azoto totale inorganico dell'86%, confermato da dati sperimentali di concentrazione di azoto ammoniacale, azoto nitroso e azoto nitrico inferiori a 2 mgN L⁻¹. Per quanto concerne la rimozione del COD, anche nella terza campagna sperimentale essa è stata pressoché completa. Infine, l'efficienza di rimozione del P-PO₄³⁻ ha raggiunto dei valori massimi compresi tra l'83-86%.

Nelle seguenti Figura 80 e Figura 81 sono riportati gli andamenti delle concentrazioni nel tempo dei principali microrganismi che costituiscono il biofilm nella presente campagna sperimentale, ottenuti mediante simulazione con BioWin. In Figura 80 l'andamento dei microrganismi NOB riflette opportunamente i risultati sperimentali: durante i primi 64 giorni, il processo SPND avviene efficientemente e i dati simulati hanno descritto concentrazioni di NOB inferiori a 6.5 mg L⁻¹ con una efficienza di rimozione dell'azoto inorganico dell'86%; a partire dal giorno 65, a seguito dei problemi relativi al controllo delle condizioni di aerazione, la concentrazione di questi microrganismi aumenta repentinamente. In tali condizioni, nonostante successive modifiche al rapporto C/N e all'andamento della concentrazione di ossigeno nel tempo nel reattore, non è stato possibile sperimentalmente una riduzione dei valori di concentrazione degli NOB > 30 mg L⁻¹, come

mostrato dai risultati della simulazione. In Figura 81 si riporta l'andamento della concentrazione nel tempo degli AOB. Esso è risultato crescente per l'intera durata della simulazione; ciò è coerente con i dati sperimentali e simulati relativi all' N-NH_4^+ , che descrivono un andamento decrescente di questa variabile.

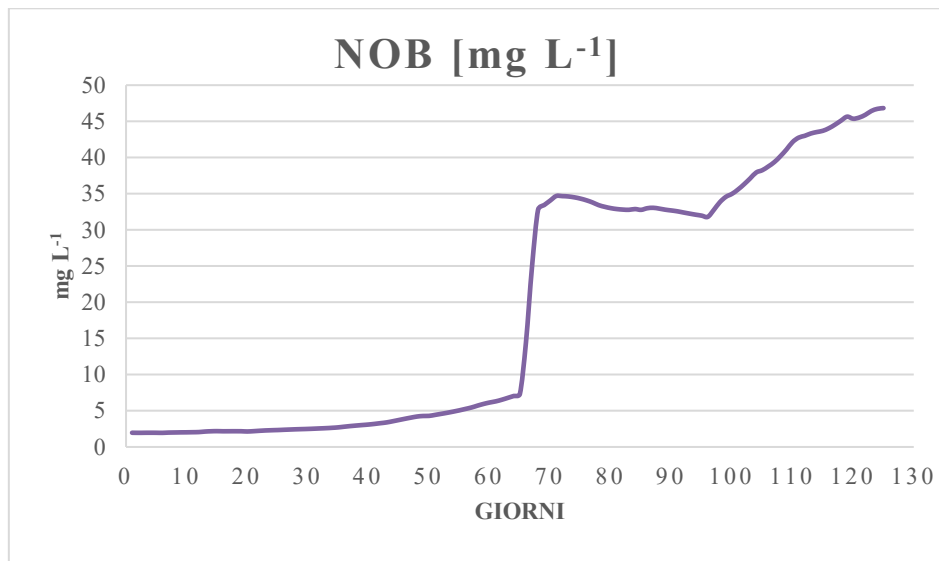


Figura 80. Dati simulati dell'andamento nel tempo della concentrazione di NOB [mg L⁻¹], relativi alla III campagna sperimentale.

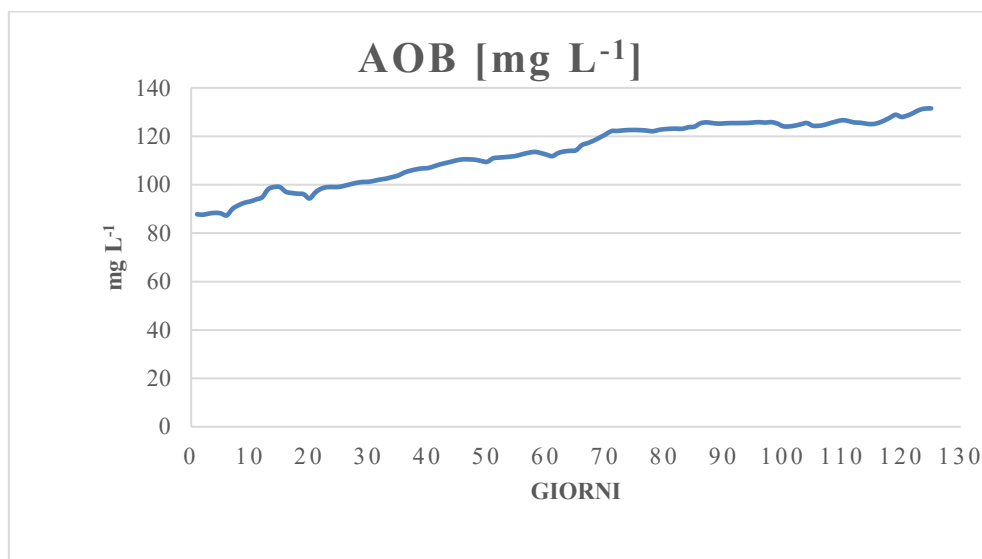


Figura 81. Dati simulati dell'andamento della concentrazione nel tempo degli AOB [mg L⁻¹], relativi alla III campagna sperimentale.

Questi risultati sperimentali sono stati riprodotti coerentemente nella simulazione finale, una volta calibrato il modello.

Il modello calibrato della terza campagna sperimentale è estremamente simile al modello della seconda campagna sperimentale. Infatti, dal confronto tra i parametri modificati, si evince che:

- le modifiche apportate ai parametri stechiometrici, ai parametri del biofilm e a parte dei parametri cinetici, rispetto ai valori di default, sono le stesse per entrambi i modelli;
- i parametri cinetici caratterizzati da valori differenti nei due modelli si discostano lievemente tra loro.

In Tabella 57 si riporta il confronto tra gli scostamenti medi assoluti calcolati per la seconda e la terza campagna sperimentale. Si osserva che per entrambe le campagne sperimentali i valori di questi parametri danno una chiara conferma di una buona riproduzione dei dati sperimentali ottenuta con le simulazioni eseguite una volta calibrati i modelli.

Tabella 57. Confronto tra gli scostamenti medi assoluti delle variabili analizzate tra la seconda e la terza campagna sperimentale. Per ogni campagna sperimentale è stato calcolato un unico scostamento medio assoluto di ogni variabile analizzata considerando l'intera durata P1-P6.

Scostamento medio assoluto S_{α_i}		
	II campagna sperimentale	III campagna Sperimentale
N-NH₄⁺ [mgNL⁻¹]	0.1	0.3
N-NO₃⁻ [mgNL⁻¹]	1	0.2
N-NO₂⁻ [mgNL⁻¹]	0.9	1.2
P-PO₄³⁻ [mgP L⁻¹]	0.6	0.2

2.4.7 Ottimizzazione del processo SPND

Dai confronti presentati nei precedenti paragrafi, è emerso che il processo SPND, più efficiente in termini di consumi energetici in aerazione, con un corretto controllo delle condizioni del reattore sperimentale IAMBRR, permette anche di ottenere delle efficienze di rimozione maggiori rispetto al processo SND.

A tal proposito, sono stati elaborati una serie di scenari di ottimizzazione del processo SPND accoppiato alla rimozione biologica del fosforo in un reattore MBBR con condizioni di aerazione intermittente (processo simile a quello della terza campagna sperimentale), mirati a ottenere una più efficace inibizione dei microrganismi NOB e a una maggiore rimozione dell'azoto inorganico.

Gli scenari ipotizzati sono stati ottenuti a partire dalle condizioni originali modificando i seguenti parametri:

- La concentrazione di ossigeno disciolto nel reattore [mgO₂ L⁻¹] e il tipo di aerazione;
- Il pH;
- Il tempo di ritenzione idraulica, HRT [d].

2.4.7.1 Aerazione intermittente - superamento dei problemi di controllo.

I primi due periodi della terza campagna sperimentale hanno dimostrato che anche l'aerazione intermittente può indurre all'inibizione degli NOB, confermando la letteratura esistente [89]. Durante il passaggio dalle condizioni micro-aerobiche a quelle aerobiche, la differenza tra il tasso di crescita specifico degli NOB e degli AOB è determinante per l'inibizione: gli enzimi degli NOB vengono disattivati in condizioni anossiche e micro-aerobiche e riattivati in condizioni aerobiche; ma soprattutto gli AOB riprendono più rapidamente a crescere degli NOB in condizioni aerobiche con conseguente accumulo di NO₂⁻. Per questo motivo, prima di ipotizzare degli scenari di ottimizzazione del sistema, è stata effettuata una simulazione che non tenesse conto dei problemi di controllo dell'aerazione verificatisi in fase sperimentale nei giorni 65-67.

Nelle seguenti Figura 82 e Figura 83, per ogni variabile si riporta il confronto tra:

- CASO 1: condizioni di aerazione intermittente utilizzate per la modellazione della terza campagna sperimentale;
- CASO 2: condizioni di aerazione intermittente impostate considerando un efficace controllo dell'ossigeno disciolto in tutto il periodo della terza campagna sperimentale.

Si evidenzia come tra i due casi confrontati, fino al giorno 64 i risultati delle simulazioni siano identici in quanto in questi giorni tutti i dati di input sono gli stessi.

In Figura 82 si osserva che i dati simulati nel CASO 2 sono risultati leggermente maggiori rispetto a quelli simulati nel CASO 1 in termini di concentrazione di azoto ammoniacale. Ciò è dovuto al fatto che l'ossidazione dell'ammoniaca in nitrito dipende dallo sviluppo degli AOB, i quali sono anch'essi leggermente inibiti dalle concentrazioni basse di ossigeno. Nei giorni 65-67 del CASO 1 (in cui si instaurano condizioni aerobiche continue a concentrazioni elevate), essi hanno una crescita superiore rispetto al caso 2 seguita da un minimo incremento della rimozione dell'azoto ammoniacale nel periodo seguente.

In Figura 83 si osserva che nel CASO 2, la concentrazione di azoto nitrico ha un andamento medio nel tempo pressoché nullo. Nel CASO 1, l'aumento di concentrazione che si verifica dal giorno 65 è la conseguenza del cambiamento delle condizioni di aerazione nei giorni 65-67: nel reattore cessano di alternarsi condizioni microaerobiche e condizioni aerobiche e si instaurano condizioni aerobiche costanti che favoriscono una

crescita notevole dei microrganismi NOB e AOB che comporta un maggiore accumulo nell'effluente di azoto nitrico.

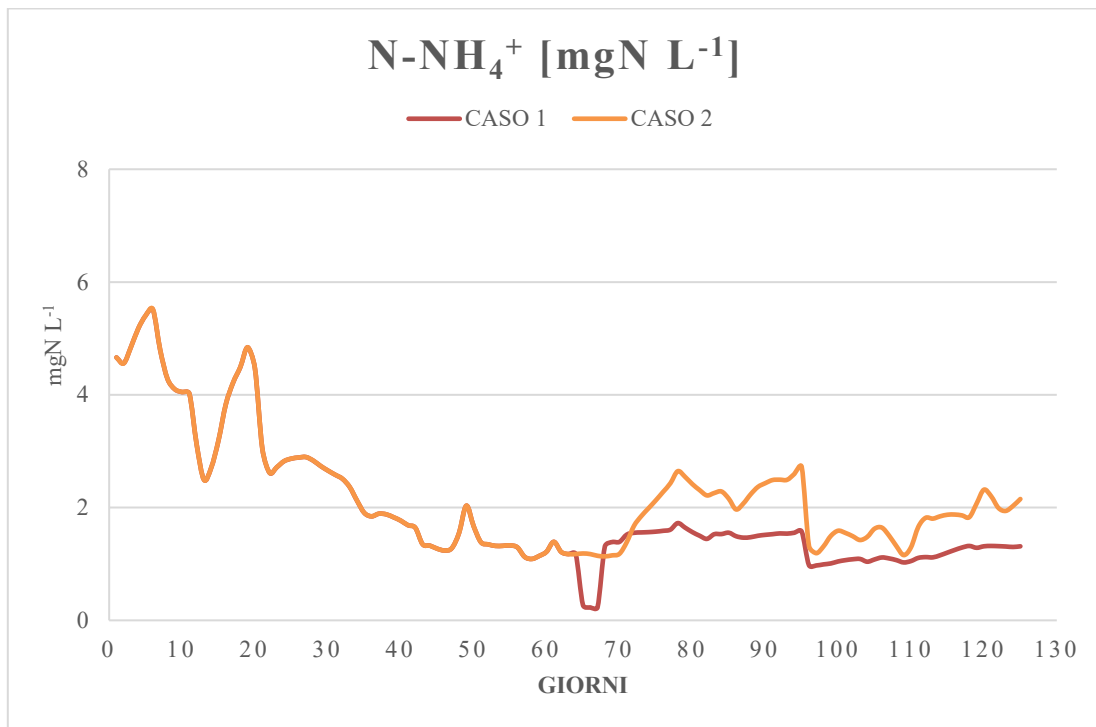


Figura 82. Confronto tra l'andamento nel tempo della concentrazione di azoto ammoniacale presente nell'effluente nel CASO 1 e nel CASO 2.

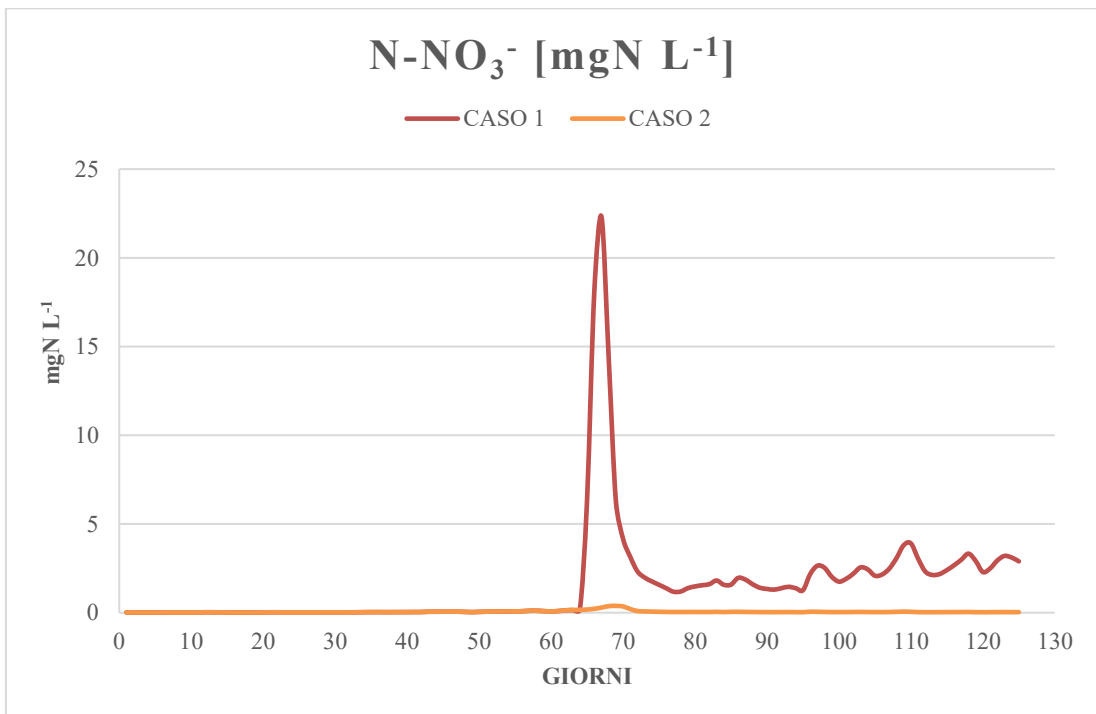


Figura 83. Confronto tra l'andamento nel tempo della concentrazione di azoto nitrico presente nell'effluente nel CASO 1 e nel CASO 2.

In Figura 84 si riporta il confronto relativo alla concentrazione di NOB nel tempo.

È evidente che nel CASO 1, la maggiore concentrazione di ossigeno nei giorni 65-67 abbia determinato un significativo incremento della concentrazione degli NOB, che dopo un successivo decremento durante il periodo P4, a partire dal periodo P5 aumenta nuovamente.

Ipotizzando un perfetto controllo delle condizioni di aerazione, la simulazione nel CASO 2 ha fornito un andamento nel tempo della concentrazione di NOB che tende a stabilizzarsi (nel periodo P6) intorno ad un valore di circa 6.5 mg L^{-1} non superando mai i 10 mg L^{-1} . Tali valori permetterebbero di condurre l'intera campagna sperimentale in condizioni tali da permettere un corretto processo SPND.

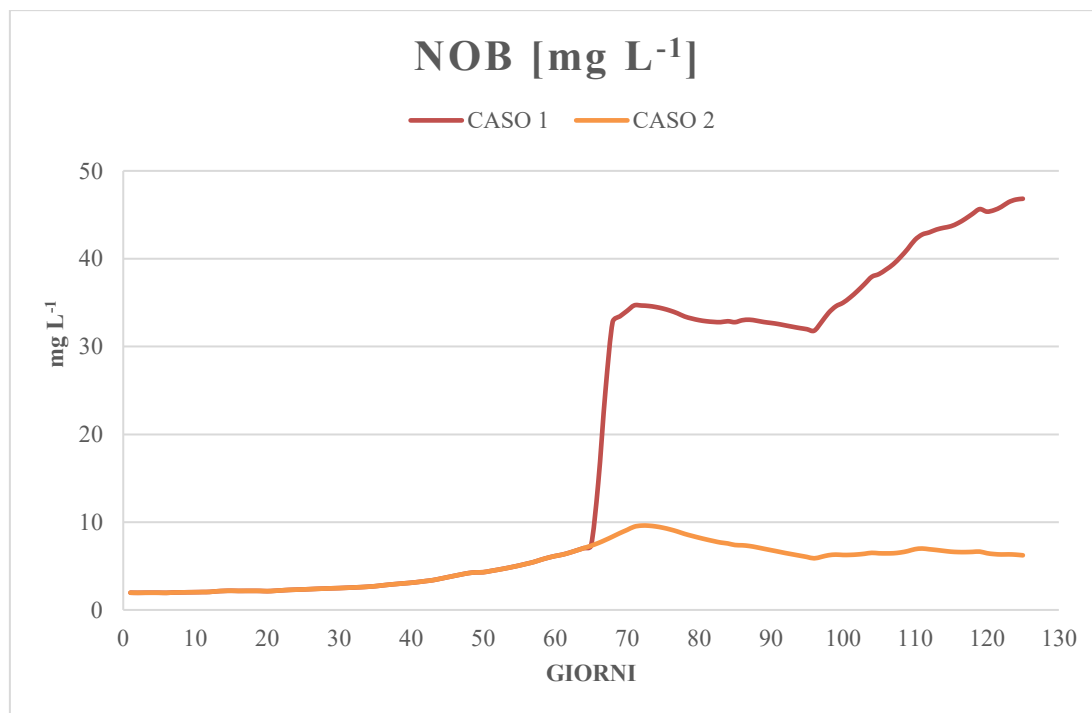


Figura 84. Confronto tra l'andamento nel tempo della concentrazione di NOB presenti nell'effluente nel CASO 1 e nel CASO 2.

Dai risultati delle simulazioni confrontate si conclude che, a parità di condizioni, lavorare con un reattore ad aerazione intermittente per l'intera campagna sperimentale è condizione necessaria per l'inibizione della biomassa NOB. Per questo motivo, i successivi scenari di ottimizzazione del sistema, presentati in seguito, hanno come termine di paragone i dati ottenuti dalla simulazione relativa al CASO 2.

2.4.7.2 Modifica delle condizioni di aerazione

Le prestazioni del reattore in termini di azoto inorganico totale rimosso e inibizione dei microrganismi NOB, come mostrato nei precedenti paragrafi, dipendono significativamente dalle condizioni di aerazione del reattore. Per confrontare le condizioni testate con possibili alternative, sono stati analizzati degli scenari che prevedono modifiche alle condizioni di aerazione. In particolare:

1. SCENARIO 1: condizioni di aerazione intermittente impostate come nel CASO 2 descritto al paragrafo precedente;
2. SCENARIO 2: condizioni di aerazione intermittente ipotizzando un andamento nel tempo della concentrazione di ossigeno pari a quello del periodo P4 per l'intera campagna sperimentale;
3. SCENARIO 3: concentrazione di ossigeno fissa di $0.8 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$ per l'intera durata della campagna sperimentale;
4. SCENARIO 4: concentrazione di ossigeno fissa di $0.6 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$ per l'intera durata della campagna sperimentale;

I risultati di queste simulazioni supportano i dati di letteratura confermando che l'alternanza di condizioni microaerobiche e aerobiche consente di ottenere complessivamente un processo SPND con delle migliori prestazioni rispetto alle condizioni di microaerazione costante.

Nelle Figura 85, Figura 86 e Figura 87 si riportano gli andamenti nel tempo della concentrazione di azoto ammoniacale, azoto nitrico e azoto nitroso. Relativamente alla concentrazione di $N-NO_2^-$ e di $N-NO_3^-$, il valore medio nel tempo è risultato inferiore rispettivamente a 1.0 mgN L^{-1} e a 2 mgN L^{-1} in tutti gli scenari fatta eccezione dello SCENARIO 3, in cui la concentrazione di entrambe le forme ossidate dell'azoto è significativamente maggiore. Per quel concerne la concentrazione di azoto ammoniacale, nello SCENARIO 4 si evince che una concentrazione bassa e fissa di ossigeno disciolto ($0.6 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$) incide negativamente sullo sviluppo dei microrganismi AOB comportando una concentrazione di $N-NH_4^+$ nel refluo effluente che, durante gli ultimi giorni di simulazione, supera i 18 mgN L^{-1} . In Figura 89 si riporta l'andamento nel tempo della concentrazione di NOB nell'effluente. Lo SCENARIO 3 è l'unico in cui i dati simulati hanno presentato valori molti elevati (anche superiori ai 90 mg L^{-1}). Le condizioni di aerazione degli altri 3 scenari consentono una significativa inibizione di questi microrganismi; infatti, l'andamento tende a stabilizzarsi nel tempo, assestandosi intorno a valori di concentrazione inferiori a 6.5 mg L^{-1} . Dal confronto si evince che lo SCENARIO 1 consente anche, complessivamente Figura 88, una migliore rimozione delle forme azotate, risultando ottimale per il processo SPND.

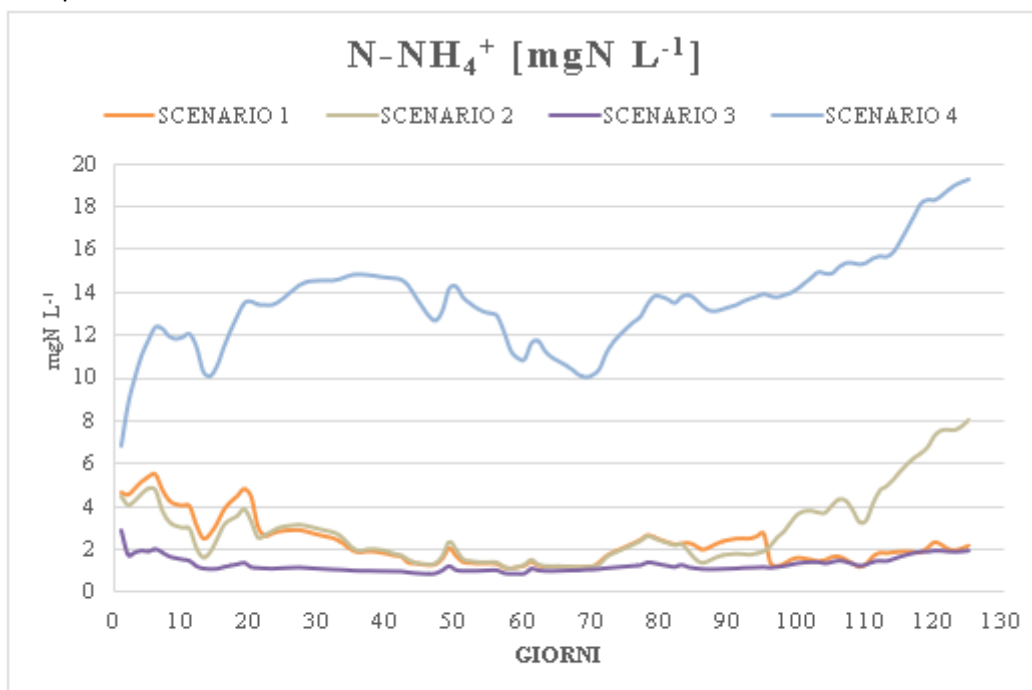


Figura 85. Confronto tra l'andamento nel tempo della concentrazione di $N-NH_4^+$ presente nell'effluente nello SCENARIO 1, nello SCENARIO 2, nello SCENARIO 3 e nello SCENARIO 4.

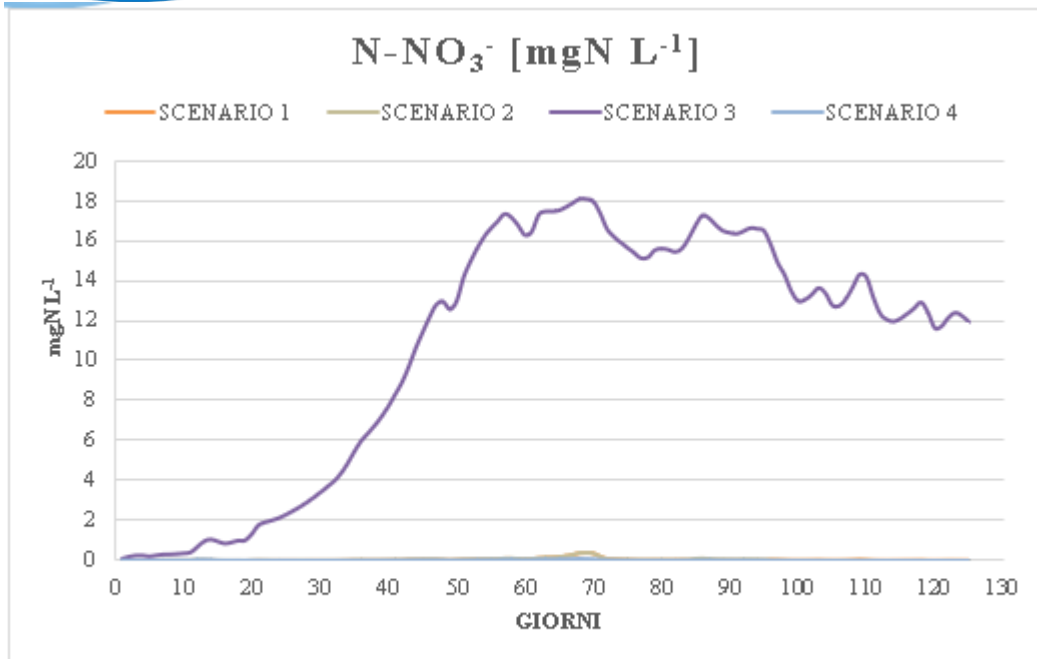


Figura 86. Confronto tra l'andamento nel tempo della concentrazione di N-NO₃⁻ presente nell'effluente nello SCENARIO 1, nello SCENARIO 2, nello SCENARIO 3 e nello SCENARIO 4.

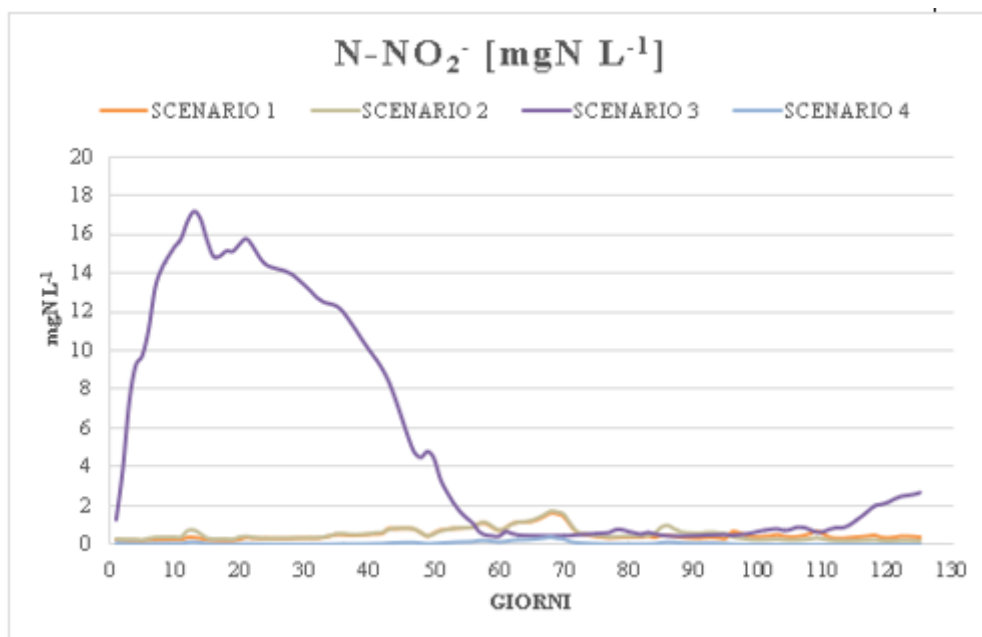


Figura 87. Confronto tra l'andamento nel tempo della concentrazione di N-NO₂⁻ presente nell'effluente nello SCENARIO 1, nello SCENARIO 2, nello SCENARIO 3 e nello SCENARIO 4.

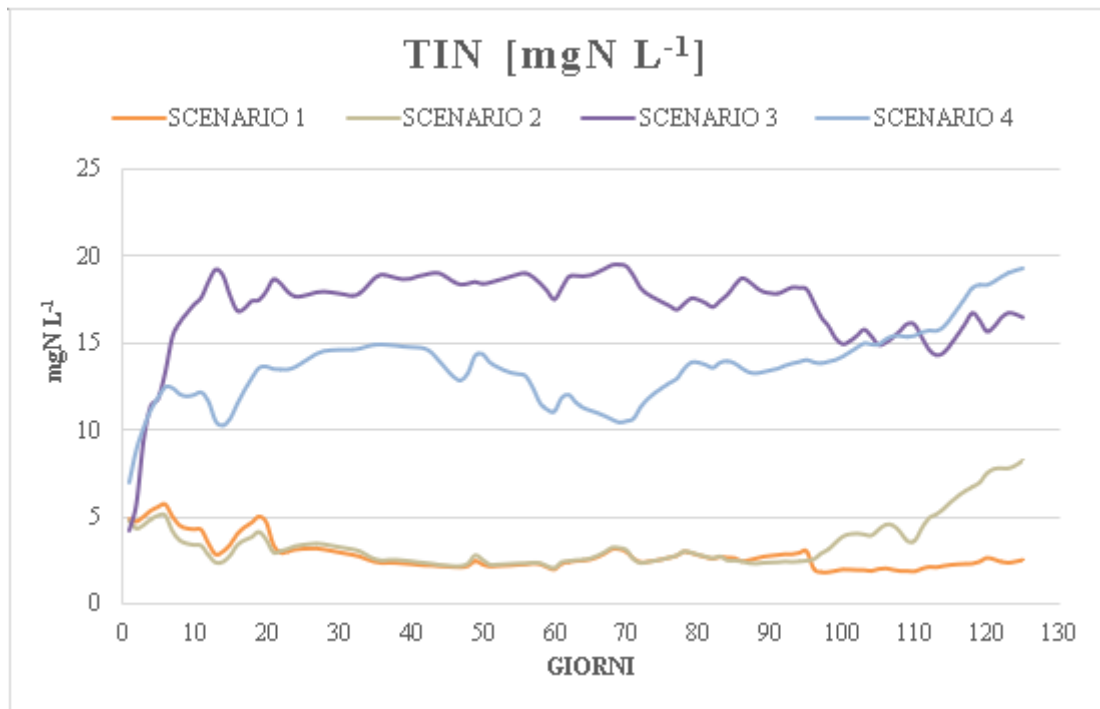


Figura 88. Confronto tra l'andamento nel tempo della concentrazione di TIN presente nell'effluente nello SCENARIO 1, nello SCENARIO 2, nello SCENARIO 3 e nello SCENARIO 4.

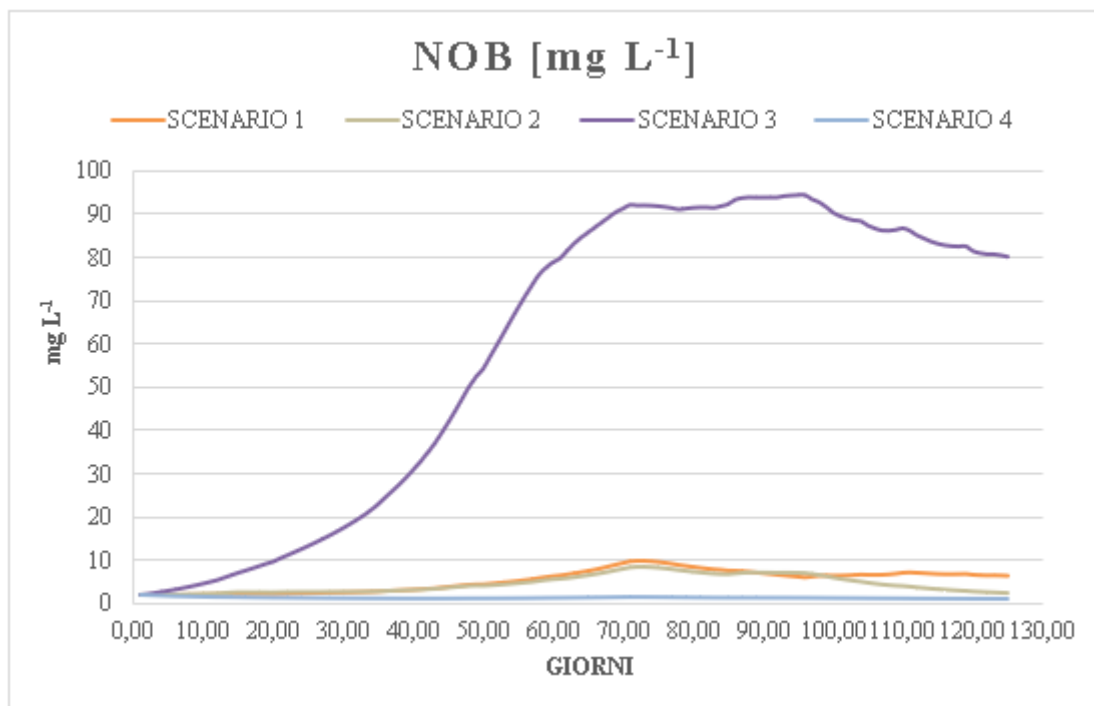


Figura 89. Confronto tra l'andamento nel tempo della concentrazione di NOB presenti nell'effluente nello SCENARIO 1, nello SCENARIO 2, nello SCENARIO 3 e nello SCENARIO 4.

2.4.7.3 Modifica del pH

In letteratura, [99] e [100] hanno evidenziato come pH compresi tra 7.5 e 8.5 favoriscano l'inibizione degli NOB. A tal proposito sono stati valutati, tramite analisi modellistica, gli effetti di valori di pH lievemente più basici rispetto alle condizioni sperimentali di riferimento. Dal punto di vista della modellazione, per ottenere questo risultato è stato modificato lo schema di funzionamento con l'aggiunta di uno "State Variable Influent element", modificando opportunamente il parametro di input "Other Cations (strong bases)". Per completezza è stato simulato anche uno scenario con un pH leggermente acido. Dal punto di vista della

modellazione, in “State Variable Influent element”, è stato modificato opportunamente il parametro di input “Other Anions (strong acids)”.

Nelle figure si riporta il confronto tra i seguenti scenari:

- pH=8.10, valore medio originario della campagna
- pH=6.50
- pH=8.40
- pH=9.00

In Figura 90 si osserva come in tutti gli scenari ipotizzati è previsto un aumento della concentrazione di azoto ammoniacale nell’effluente rispetto al caso di riferimento (pH 8.10).

In particolare, le concentrazioni più elevate di N-NH_4^+ si sono raggiunte nel caso di pH 9.00. In queste condizioni basiche, come mostrato in Figura 94, i microrganismi AOB si trovano in condizioni ostili per svilupparsi e, infatti, in Figura 92 si osserva un minore accumulo di N-NO_2^- nell’effluente rispetto al caso di riferimento. Per questo motivo, questo scenario, pur comportando una maggiore inibizione degli NOB (Figura 93) rispetto agli altri scenari, non può essere considerato come soluzione di ottimizzazione; contemporaneamente, infatti, si registra una significativa inibizione degli AOB, che comporta una concentrazione di N-NH_4^+ nell’effluente molto elevata.

Lo scenario che prevede un pH leggermente acido (6.50) non incrementa le prestazioni del sistema. In particolare, infatti, si osserva come tutte le variabili analizzate abbiano presentato dei risultati simili a quelli ottenuti senza aggiunta di acido solforico. Con un pH 8.40 è possibile ottenere una maggiore inibizione degli NOB. Infatti, la curva che descrive l’andamento nel tempo della concentrazione di NOB nel reattore a pH 8.40 (Figura 93) presenta valori di concentrazione in ogni punto inferiori a quelli dello scenario di riferimento (pH 8.10). Allo stesso tempo, la concentrazione di AOB e, quindi, di azoto ammoniacale, non varia significativamente.

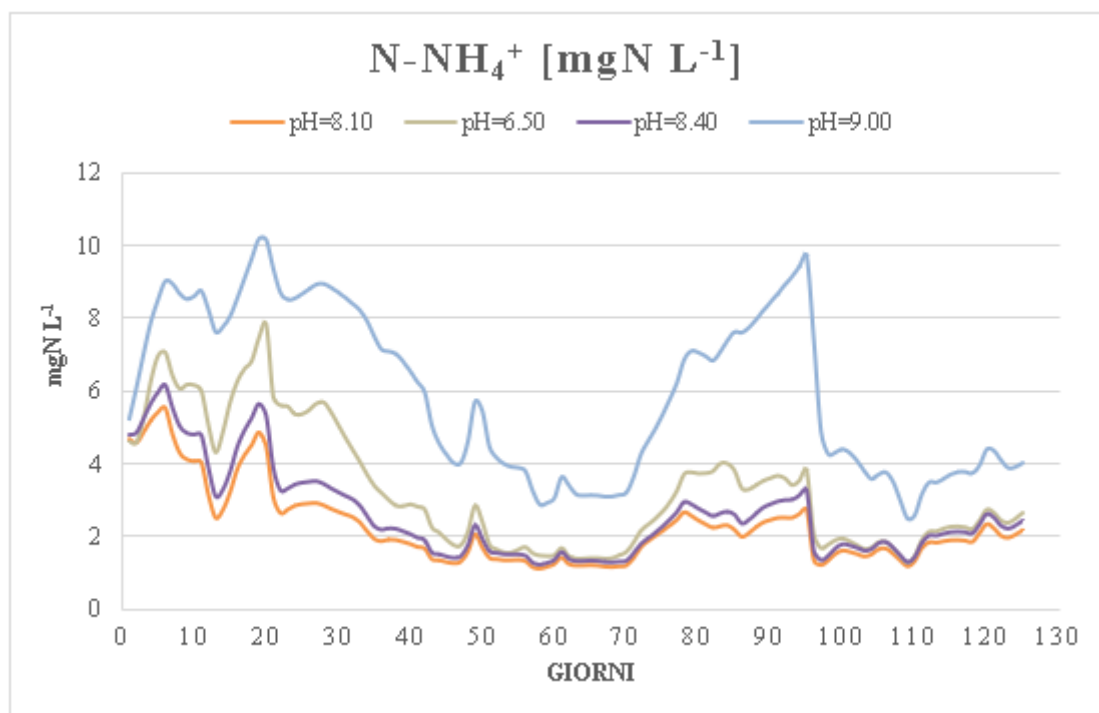


Figura 90. Confronto tra l’andamento nel tempo della concentrazione di N-NH_4^+ [mgN L⁻¹] presenti nell’effluente nel caso di pH 8.10, 6.50, 8.40 e 9.00.

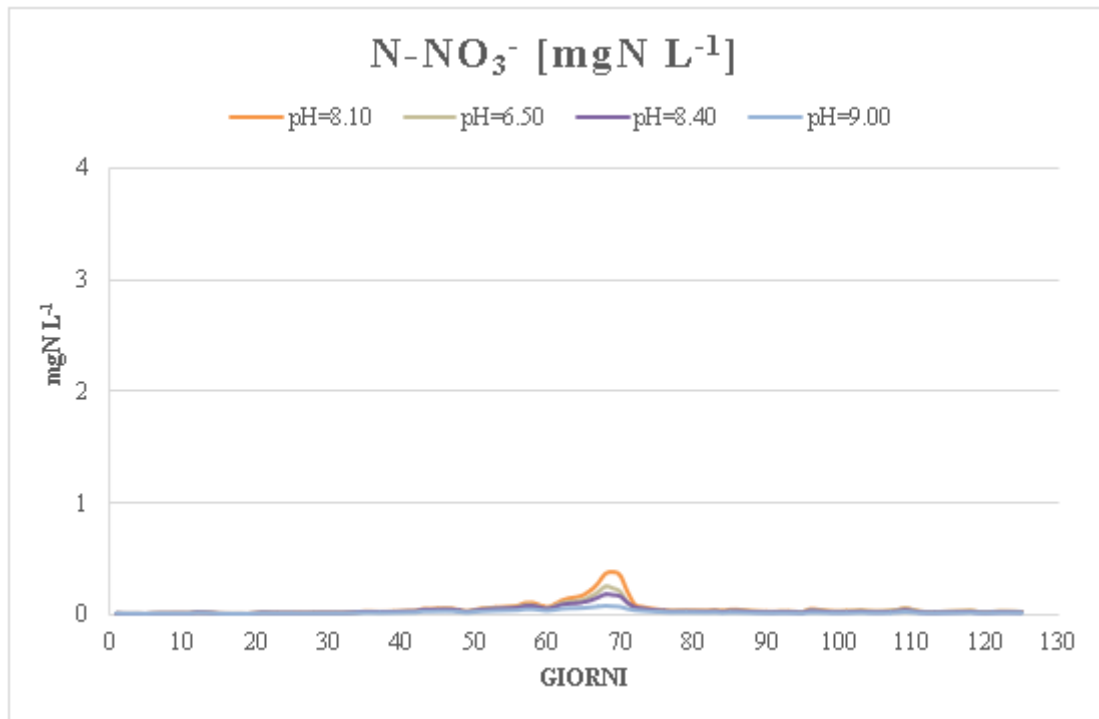


Figura 91. Confronto tra l'andamento nel tempo della concentrazione di $N-NO_3^-$ [$mgN L^{-1}$] presenti nell'effluente nel caso di pH 8.10, 6.50, 8.40 e 9.00.

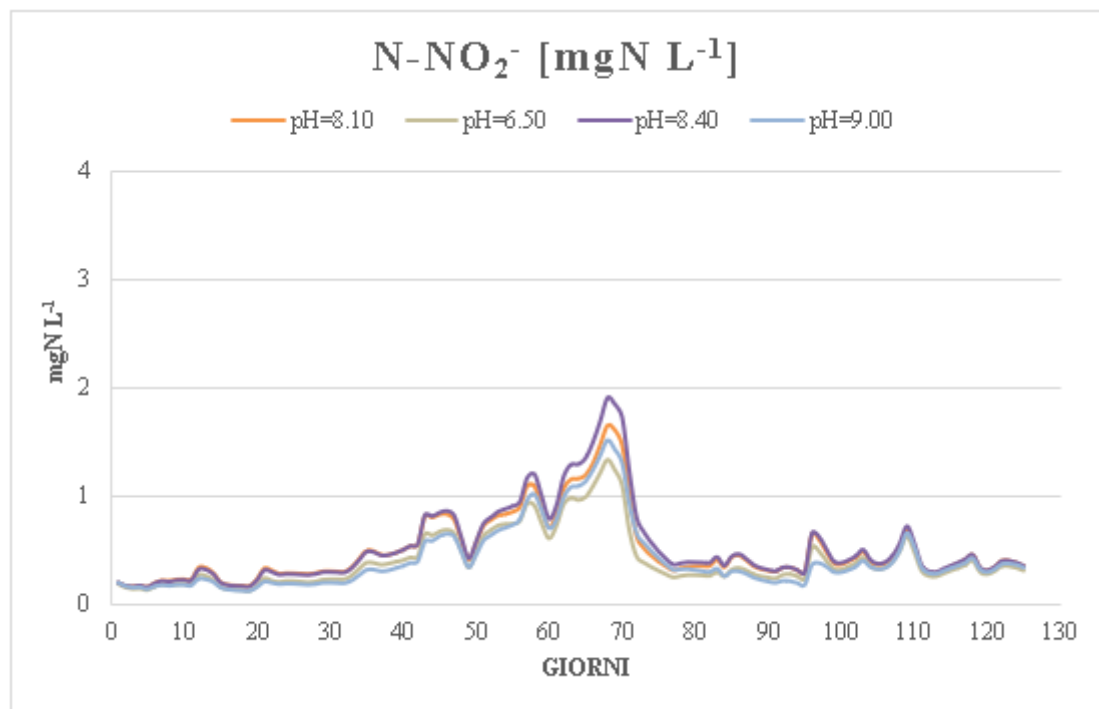


Figura 92. Confronto tra l'andamento nel tempo della concentrazione di $N-NO_2^-$ [$mgN L^{-1}$] presenti nell'effluente nel caso di pH 8.10, 6.50, 8.40 e 9.00.

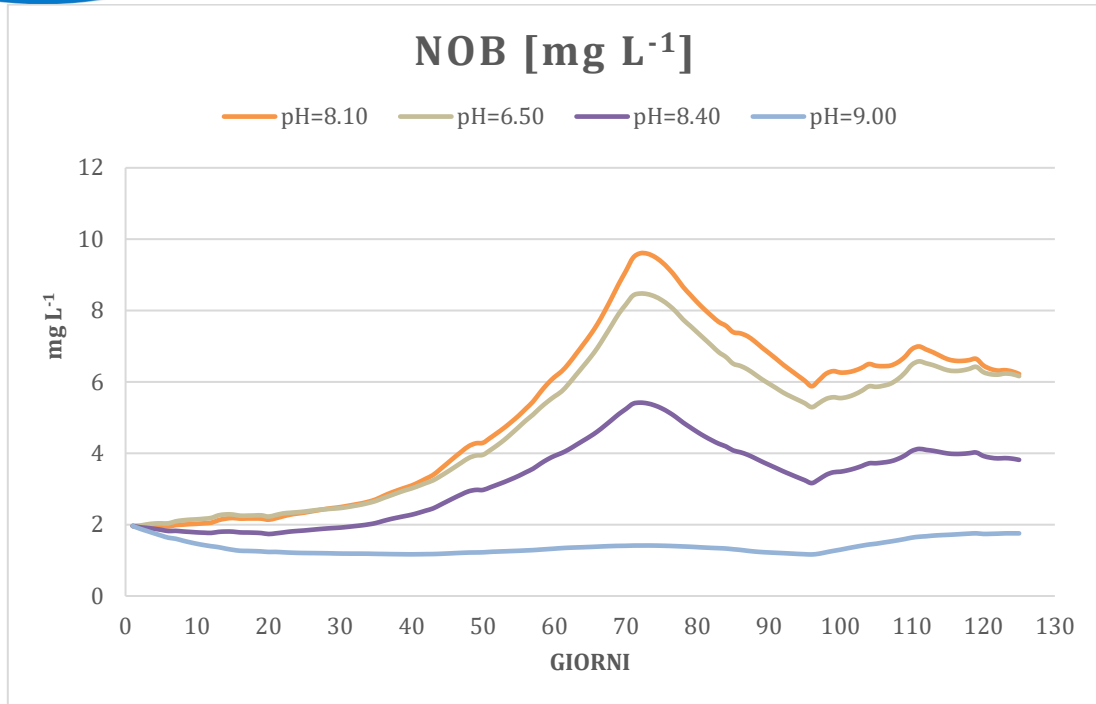


Figura 93. Confronto tra l'andamento nel tempo della concentrazione di NOB [mg L⁻¹] presenti nell'effluente nel caso di pH 8.10, 6.50, 8.40 e 9.00.

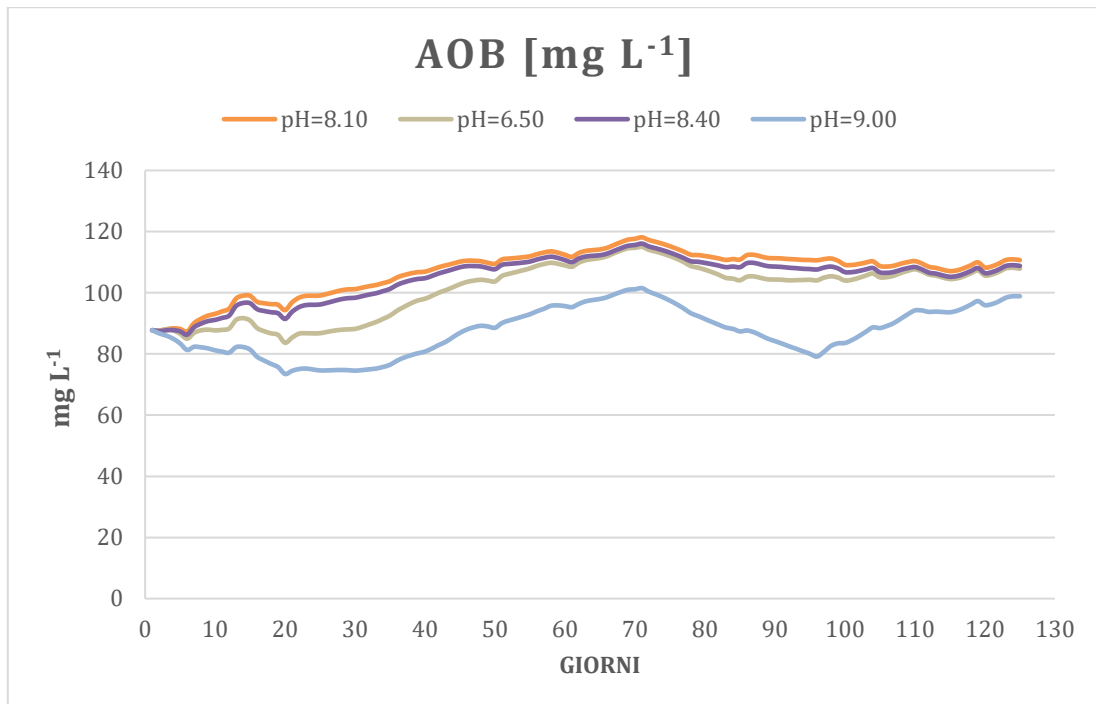


Figura 94. Confronto tra l'andamento nel tempo della concentrazione di AOB [mg L⁻¹] presenti nell'effluente nel caso di pH 8.10, 6.50, 8.40 e 9.00.

2.4.7.4 Modifica dell'HRT

In letteratura diversi studi hanno evidenziato l'effetto dell'HRT sull'inibizione degli NOB. In particolare, in [101] è stato osservato che il processo di ossidazione dei nitriti è sfavorito da valori di HRT bassi più di quanto lo sia il processo di ossidazione dell'ammoniaca. Nell' articolo a cui si fa riferimento, si lavora sperimentalmente con un sistema a biomassa sospesa. Nonostante ciò, questi risultati possono essere

considerati comunque indicativi per le valutazioni riportate in questo paragrafo. Inoltre, anche le evidenze sperimentali della prima campagna sperimentale, confermate anche dai dati simulati riportati in **Figura 3.1**, confermano la ragionevolezza di ipotizzare scenari con HRT più bassi.

Sono stati ipotizzati 3 scenari di ottimizzazione in cui il valore di HRT di 1 d impostato durante la terza campagna sperimentale è stato ridotto al fine di incidere negativamente sulla crescita dei microrganismi NOB e, di conseguenza, sull'ossidazione dei nitriti in nitrati.

Nelle seguenti Figura 95, Figura 96, Figura 97 e Figura 98 si riporta il confronto tra i dati ottenuti dalle simulazioni effettuate nei seguenti scenari:

1. SCENARIO 1: HRT= 1 d
2. SCENARIO 2: HRT=0.9 d
3. SCENARIO 3: HRT= 0.75 d
4. SCENARIO 4: HRT=0.5 d

Dal punto di vista della modellazione questo parametro è stato modificato aumentando il valore di portata di influente e lasciando invariato il volume del modulo MBBR.

In Figura 95 si evince che l'andamento dell'azoto ammoniacale nel tempo nello SCENARIO 3 e nello SCENARIO 4 è caratterizzato da valori di concentrazione nettamente maggiori rispetto a quelli dello SCENARIO 1 e dello SCENARIO 2. Ciò è indice di una riduzione di HRT eccessiva e tale da comportare una perdita di efficienza nell'ossidazione dell'azoto ammoniacale. Di contro gli SCENARI 3 e SCENARIO 4, proprio a causa della bassa attività nitrificante determinano (Figura 96 e Figura 97) concentrazioni di azoto nitrico e azoto nitroso molto basse. Dal confronto tra i risultati ottenuti in termini di concentrazioni di $N-NH_4^+$, $N-NO_3^-$ e $N-NO_2^-$ [$mgN L^{-1}$] e di NOB [$mg L^{-1}$] nell'effluente, lo SCENARIO 2 (HRT=0.9 d) è quello che globalmente permetterebbe un'ottimizzazione delle performance del sistema. La concentrazione di NOB, infatti, tende a stabilizzarsi intorno al valore di $3 mg L^{-1}$; la concentrazione di $N-NH_4^+$ a fine periodo P6 risulta circa $3.8 mgN L^{-1}$; infine, le concentrazioni di $N-NO_2^-$ e $N-NO_3^-$ sono praticamente nulle.

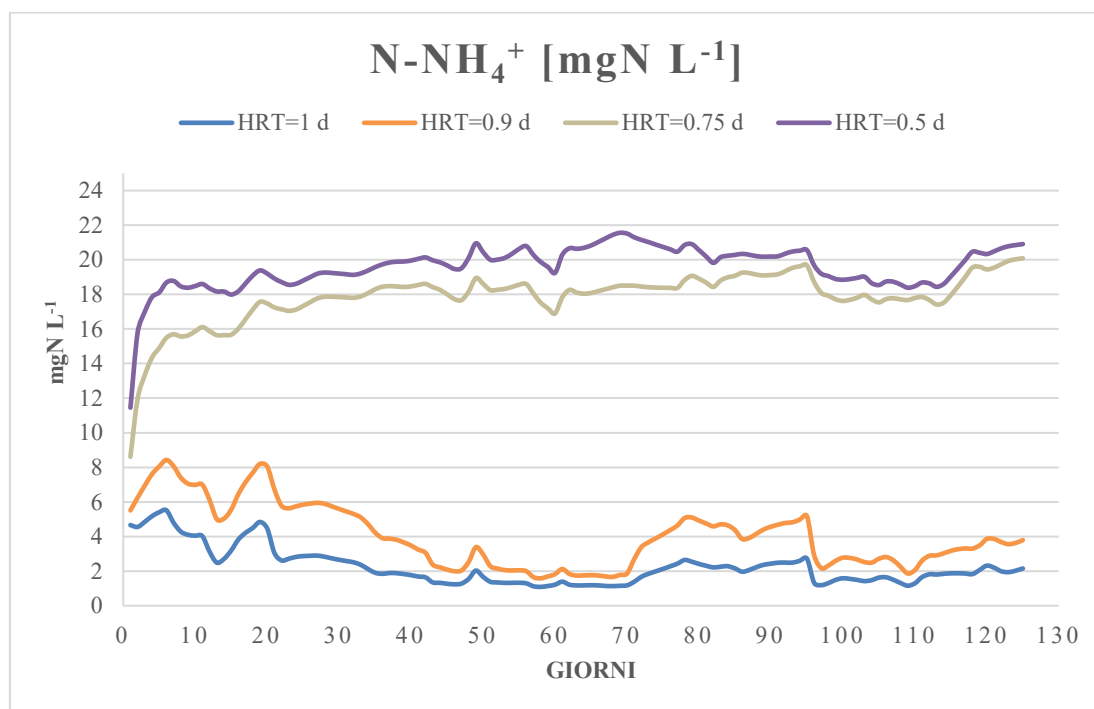


Figura 95. Confronto tra l'andamento nel tempo della concentrazione di $N-NH_4^+$ [$mgN L^{-1}$] presenti nell'effluente nel caso di HRT pari a 1, 0.9, 0.75 e 0.5 d.

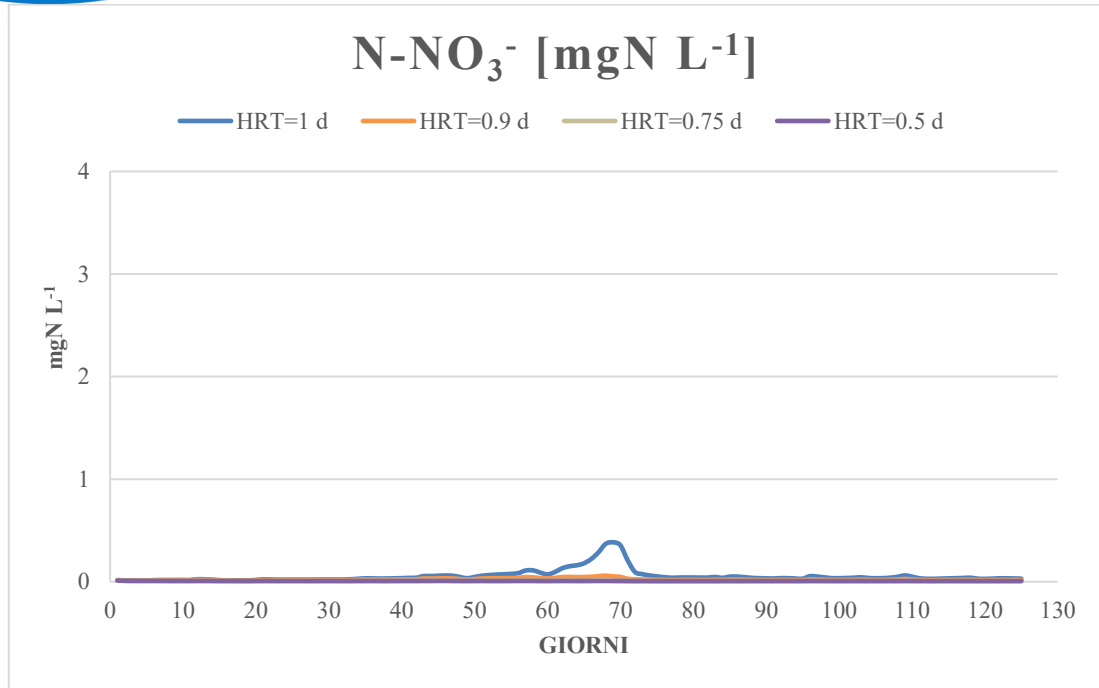


Figura 96. Confronto tra l'andamento nel tempo della concentrazione di N-NO₃⁻ [mgN L⁻¹] presenti nell'effluente nel caso di HRT pari a 1, 0.9, 0.75 e 0.5 d.

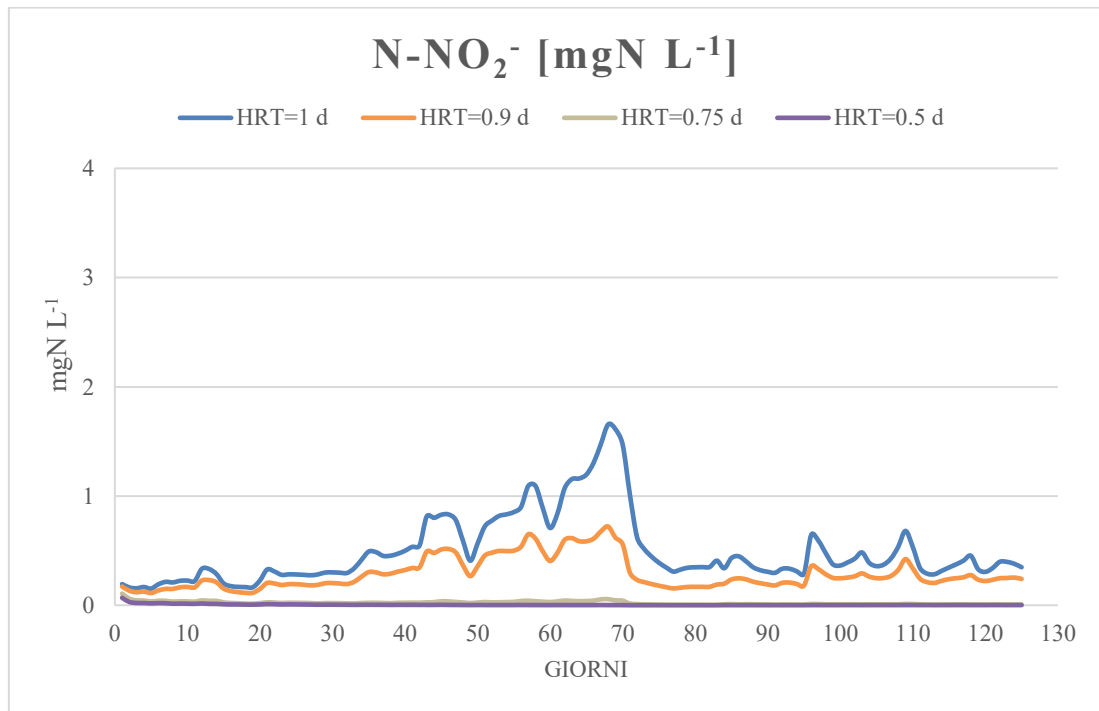


Figura 97. Confronto tra l'andamento nel tempo della concentrazione di N-NO₂⁻ [mgN L⁻¹] presenti nell'effluente nel caso di HRT pari a 1, 0.9, 0.75 e 0.5 d.

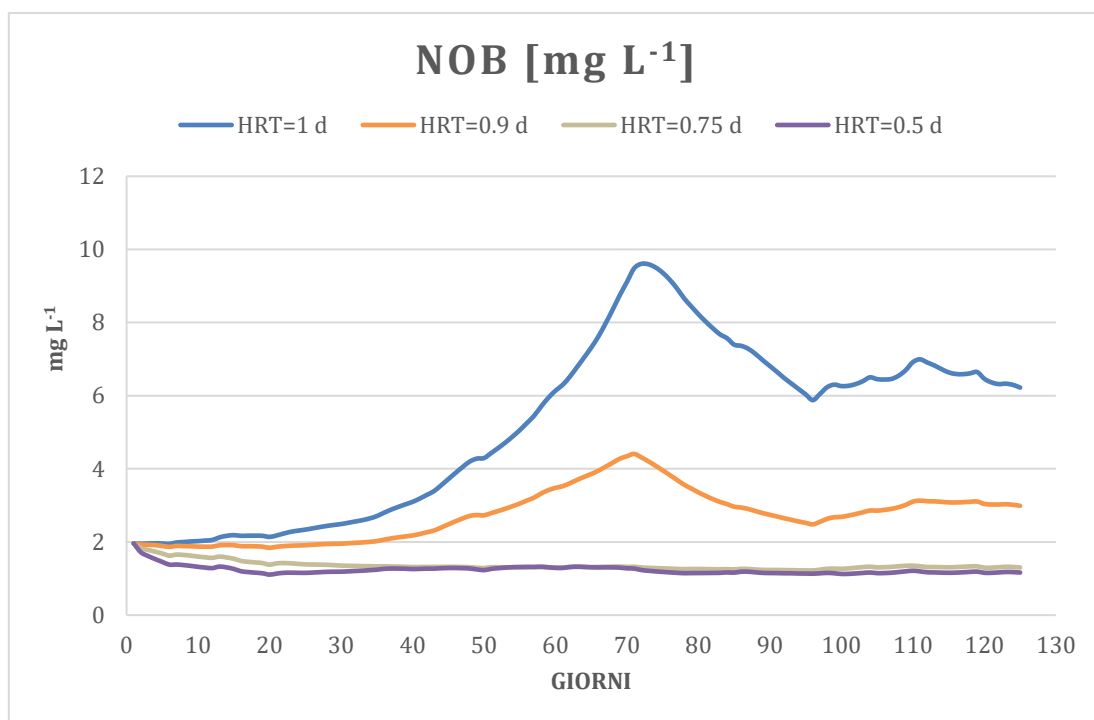


Figura 98. Confronto tra l'andamento nel tempo della concentrazione di NOB [mg L⁻¹] presenti nell'effluente nel caso di HRT pari a 1, 0.9, 0.75 e 0.5 d.

In conclusione, ridurre l'HRT risulta praticamente più conveniente rispetto a prevedere un sistema di controllo del pH, per i seguenti motivi:

- Si ottiene un'inibizione più significativa degli NOB;
- non richiede l'aggiunta di reagenti con il conseguente aumento dei costi operativi;
- evita i problemi legati alla misura e al controllo del processo;
- si ottengono vantaggi in termini di costi di investimento e costi operativi. Infatti, ipotizzare un HRT più basso, dal punto di vista operativo significa prevedere un reattore con un volume inferiore risparmiando (anche se minimamente) in termini di costi di investimento.

2.4.8 Valutazione modellistica dei consumi energetici in reattori MBBR su scala reale

Per le valutazioni energetiche tramite approccio modellistico su scala reale del processo MBBR ottimizzato sono stati simulati gli effetti su due diverse taglie impiantistiche rappresentative di un piccolo impianto di depurazione da circa 5000 AE circa e di un impianto di taglia media da 50000 AE circa.

In entrambi i casi il processo MBBR è stato comparato con una tipologia di impianto standard, tipica del panorama impiantistico italiano. Per entrambi gli impianti sono stati utilizzati modelli di impianti di depurazione, realizzati mediante il software BioWin, per l'impianto da 5000 AE è stato utilizzato il modello realizzato dall'ENEA nell'attività L.A. 5.1, mentre l'impianto da 50000AE è stato dimensionato e modellato appositamente per la presente L.A. 5.2. In entrambi i casi per il dimensionamento e la modellazione si è partiti da dati di portata e concentrazione di solidi sospesi di un sistema fognario, forniti dall'Università di Bologna nella L.A. 5.4 e risultati dalla simulazione del comportamento della rete urbana mista del quartiere Fossolo di Bologna per un anno intero. Tutte le simulazioni sono state effettuate considerando una temperatura dei reflui pari a 20°C, per il periodo invernale sono state verificate le efficienze depurative alla temperatura di 12°C.

2.4.8.1 Impianto da 5000 abitanti equivalenti – Modellazione dell'impianto e risultati

Nella Figura 99 si riporta lo schema dell'impianto modellato in BioWin. L'impianto oggetto della modellazione riceve reflui di origine principalmente civile, per una media in tempo secco di circa $65 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$. La linea di trattamento è unica e basata su un ciclo classico di trattamento biologico, con unità di pre-denitrificazione e di nitrificazione, seguiti da sedimentazione e scarico. I fanghi di supero sono sottoposti a pre-ispessimento a gravità, stabilizzazione aerobica e disidratazione. Le portate di ricircolo sono di circa $130 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ per la miscela aerata e di circa $50 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ per i fanghi estratti dal sedimentatore secondario. La concentrazione di solidi in vasca di ossidazione è di circa 3.5 g L^{-1} . 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 (RdS/PTR2019/072). Nello scenario CAS 1 è stato supposto un sistema di aerazione tale da modulare l'insufflazione in base al valore di ossigeno disciolto impostato in vasca di nitrificazione di $1.00 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$. Nello scenario CAS 2 è stato supposto un sistema di aerazione a portata fissa di $1000 \text{ Nm}^3 \text{ h}^{-1}$. Tale modalità di aerazione, pur essendo meno efficiente dal punto di vista energetico, è ancora utilizzata negli impianti di piccola taglia in Italia.

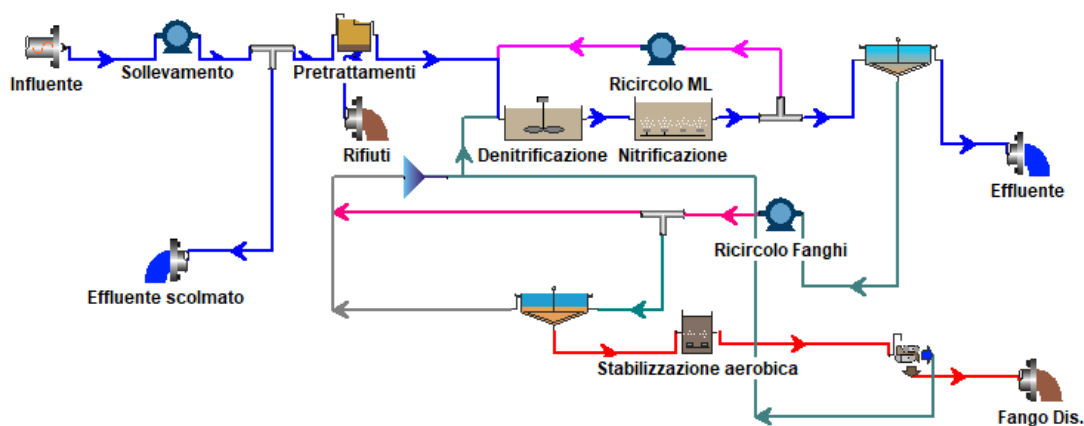


Figura 99. Schema dell'impianto modellato (da Report RdS/PTR2019/072).

Utilizzando BioWin è stato simulato l'andamento nel tempo della concentrazione di COD_{TOT} , N_{TOT} e P_{TOT} nell'influenza e nell'effluente per entrambi gli scenari, al fine di valutare le prestazioni. Per entrambi gli scenari l'impianto rispetta sempre ampiamente i limiti normativi allo scarico del D.lgs. 152/06.

Per entrambi gli scenari sono stati modellati i dati di potenza assorbita dalle maggiori utenze, ossia sistema di aerazione della vasca di trattamento aerobico e della vasca di stabilizzazione fanghi, sistemi di miscelazione, utenze meccaniche, sistemi di pompaggio, e processo di disidratazione fanghi. Le due maggiori tipologie di consumi elettrici dell'impianto sono rappresentate dai sistemi di aerazione e di pompaggio. Per

la modellazione dei primi sono state definite le caratteristiche dei gruppi di alimentazione dell'aria, scegliendo il metodo di calcolo più idoneo per le specifiche macchine; in tal modo il software è in grado di valutare l'aria erogata e i requisiti di potenza delle soffianti, tenendo conto di fattori come la temperatura dell'aria in ingresso e l'umidità relativa, le perdite di pressione nel sistema di erogazione dell'aria, etc. Per i sistemi di pompaggio sono stati considerati il materiale dei tubi, il diametro per le perdite di carico dinamiche e l'efficienza della pompa. I consumi in miscelazione, in disidratazione e quelli delle apparecchiature meccaniche, come carri ponte di sedimentatori e ispessitori, pretrattamenti, etc. sono stati inseriti nel modello su base parametrica. La modellazione eseguita ha permesso di quantificare l'andamento nel tempo della potenza assorbita totale e di ciascun sistema energivoro necessario al corretto funzionamento dell'impianto, con notevole completezza e dettaglio (Report RdS/PTR2019/072). In Figura 100 e Figura 101 si riporta la ripartizione percentuale di energia utilizzata tra le principali categorie di utenze relativa rispettivamente agli scenari CAS 1 e CAS 2. Dal confronto tra i due grafici si evince che, fatta eccezione del sistema di aerazione, i consumi energetici delle altre utenze sono gli stessi. In particolare, nello scenario CAS 2 il consumo energetico in aerazione è molto più elevato, determinando un aumento del consumo annuo da 235216 kWh a 290922 kWh rispetto allo scenario CAS 1.

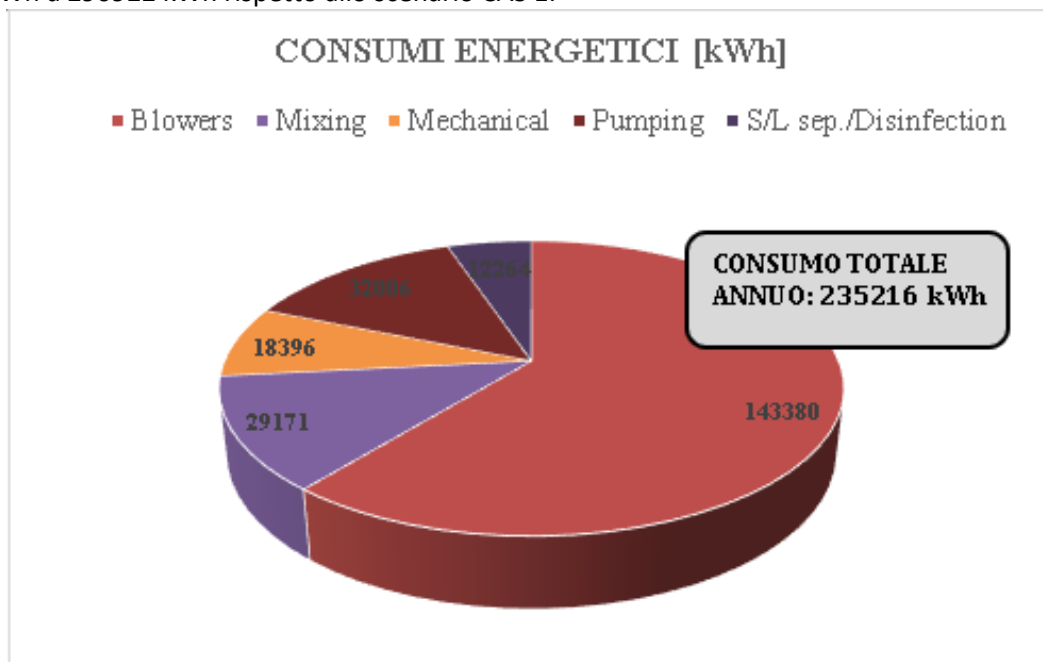


Figura 100. Consumi energetici annui in kWh di ripartiti fra le diverse categorie di utenze relative allo scenario CAS 1 (riadattato da Report RdS/PTR2019/072).

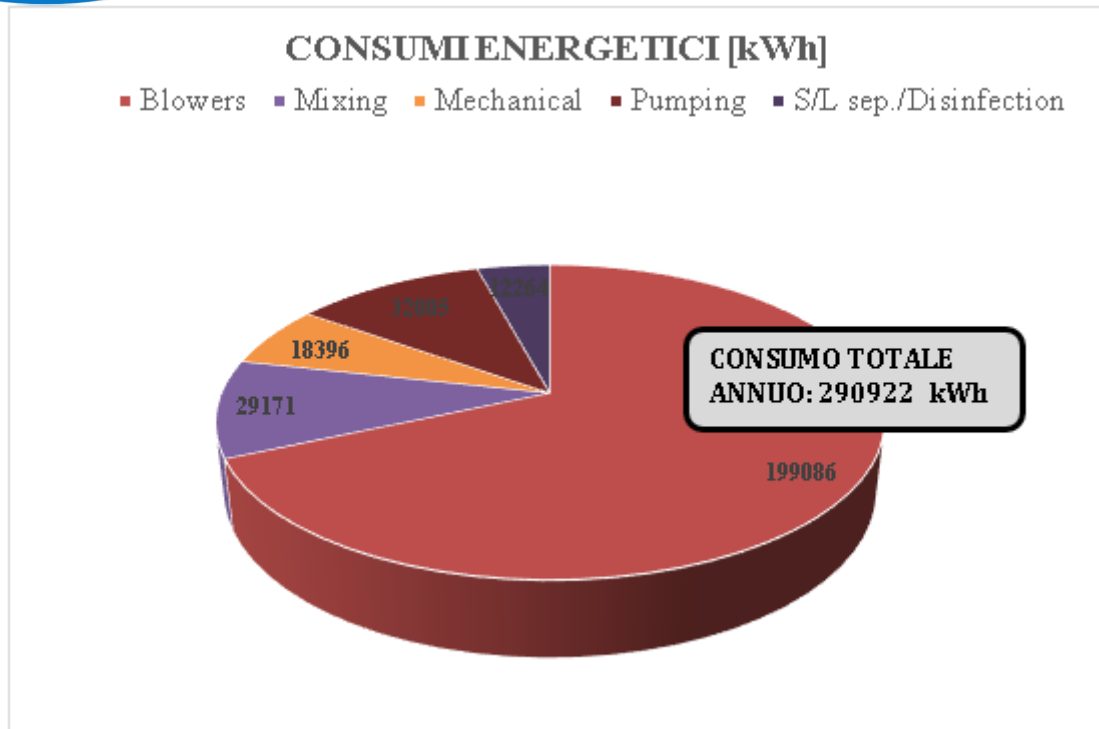


Figura 101. Consumi energetici annui in kWh di ripartiti fra le diverse categorie di utenze relative allo scenario CAS 2 (riadattato da Report Rds/PTR2019/072).

2.4.8.2 Scenari alternativi: nitrificazione e denitrificazione simultanea in reattore MBBR

Nel presente paragrafo si analizzano degli scenari alternativi al tradizionale impianto di trattamento dei reflui urbani, dello scenario di riferimento. La modifica consiste nel prevedere che la fase biologica avvenga in un unico reattore MBBR, con un processo di nitrificazione e denitrificazione simultanea. Ciò comporta l'eliminazione della vasca di denitrificazione, del ricircolo della miscela aerata e del ricircolo dei fanghi (Figura 102). Per quanto riguarda i dati relativi all'influyente, essi non sono stati modificati.

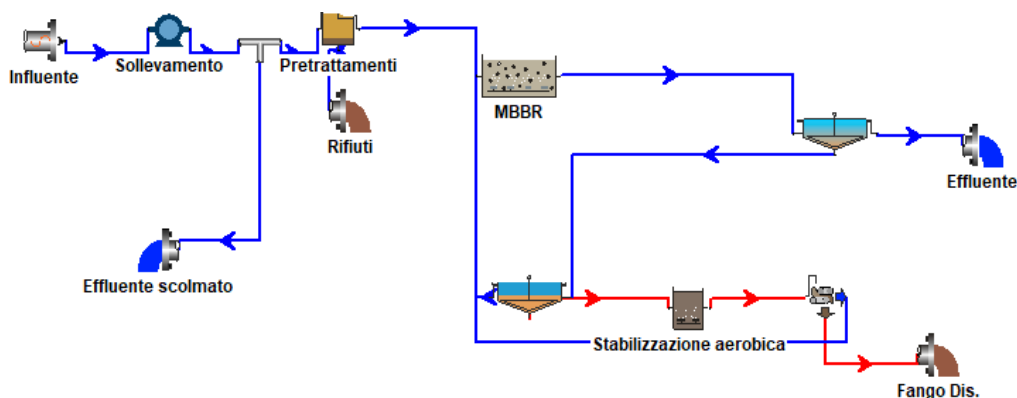


Figura 102. Schema dell'impianto modellato.

In fase di modellazione sono state ipotizzate delle variazioni temporali della concentrazione di ossigeno nel reattore più facilmente riproducibili su scala reale rispetto a quelle testate in laboratorio durante le delle campagne sperimentali. Per le variazioni cicliche si è preso un periodo del ciclo di 1 h suddiviso in un intervallo caratterizzato da condizioni microaerobiche e un intervallo caratterizzato da condizioni aerobiche, come riportato in Tabella 58. Il valore di set point per la concentrazione di ossigeno disciolto in condizioni microaerobiche è stato posto pari a $0.2 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$, mentre il valore di set point per le condizioni aerobiche è stato posto pari rispettivamente a 1.00 , 2.00 , 3.00 o $2.50 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$, nel corso delle diverse simulazioni effettuate. La durata della fase microaerobica è stata anch'essa variata nel corso delle simulazioni tra i valori

di 30, 40 o 50 minuti e, di conseguenza la durata della fase aerobica è stata rispettivamente di 30, 20 o 10 minuti. Per la scelta di questi intervalli ci si è basati sui risultati ottenuti nella terza campagna sperimentale condotta in laboratorio.

Tabella 58. Variazione della concentrazione di ossigeno nel tempo specifica per ognuna delle 10 simulazioni effettuate in fase di ottimizzazione.

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Tempo (minuti)	mgO₂ L⁻¹									
0	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2
20	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2
30	1	2	3	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2
40	1	2	3	0.2	0.2	0.2	1	2	3	2.5
50	1	2	3	1	2	3	1	2	3	2.5
60	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2

La modellazione dell'impianto è stata effettuata prevedendo due ipotesi alternative. Nel primo caso la fase biologica è stata appositamente dimensionata ex novo, come per un impianto di nuova realizzazione. Nel secondo caso si è simulato un intervento di upgrading su impianto precedentemente esistente, recuperando la vasca di nitrificazione dell'impianto tradizionale per trasformarla in una vasca SND-MBBR.

Per ognuna delle due alternative di configurazione sono stati ipotizzati diversi scenari di ottimizzazione impostando le condizioni di aerazione intermittente proposte precedentemente, per poi effettuare simulazioni dinamiche mediante BioWin. Il fine di questa operazione è individuare scenari alternativi allo schema di predenitrificazione tradizionale, tali da essere migliorativi in termini di consumi energetici senza incidere negativamente sull'efficienza depurativa dell'impianto. Nella fase di ottimizzazione del processo SPND presentata nel capitolo precedente si è concluso che un HRT di 0.9 d permetterebbe di inibire efficacemente gli NOB in un reattore da laboratorio. Con la presente modellazione si è osservato che un HRT più basso (pari a circa 0.5 d), su scala reale permetterebbe di ottenere comunque un processo SPND senza ridurre l'efficienza depurativa.

In Tabella 59 si riportano le concentrazioni medie annue di COD_{tot}, N_{tot} e P_{tot}, e la media annua del consumo di energia totale consumata dall'impianto, relativi agli scenari ritenuti ottimali. Ogni scenario di ottimizzazione è stato denominato utilizzando una sigla costituita da un acronimo e un numero:

- l'acronimo EN si riferisce alla progettazione di una vasca ex-novo;
- l'acronimo UG si riferisce all'upgrading in MBBR della vasca di nitrificazione;
- il numero fa riferimento al periodo considerato per l'andamento nel tempo della concentrazione di ossigeno disciolto nel reattore (Tabella 58).

Tabella 59. Confronto tra le concentrazioni medie annue di COD_{TOT}, N-N_{TOT} e P-P_{TOT} e il consumo energetico totale annuo, nei vari scenari considerati.

	COD_{TOT} [mg L⁻¹]	N_{TOT} [mgN L⁻¹]	P_{TOT} [mgP L⁻¹]	Consumo energetico [kWh]
CAS 1	29	8.9	6.0	235216
CAS 2	29	10.1	6.0	290922
EN 6	42	13.1	2.0	171221
EN 8	38	8.1	2.7	186934
EN 9	36	5.4	4.1	212551
UG 8	42	10.6	2.6	173899
UG 9	39	7.0	3.7	199412
UG 10	39	8.3	3.1	189740

Di seguito, si riportano in dettaglio i risultati ottenuti dalle simulazioni dinamiche relative agli scenari ritenuti ottimali. In particolare, nelle seguenti Figure, si confrontano gli andamenti nel tempo della concentrazione di COD_{TOT}, N_{TOT}, P_{TOT} relativi agli scenari UG 8 ed EN 8 e allo scenario di riferimento CAS 1³.

In Figura 103 si può osservare che i valori della concentrazione di COD_{TOT} nello scenario di riferimento CAS 1, per ogni giorno del periodo di simulazione, sono minori rispetto a quelli ottenuti negli scenari UG 8 ed EN 8. In particolare, nello scenario EN 8 i valori di concentrazione simulati sono mediamente inferiori rispetto a quelli dello scenario UG 8; ciò dipende dal maggiore volume del reattore e dunque dal tempo di ritenzione idraulico HRT che garantisce mediamente una maggiore durata del contatto tra la biomassa adesa sui supporti e la sostanza organica da ossidare favorendo l'efficienza di rimozione. Ad ogni modo, in ogni scenario la concentrazione media annua rispetta ampiamente il limite normativo di 125 mg L⁻¹ (Tabella 1 - Allegato 5 del D.lgs. 152/06), essendo 29 mg L⁻¹, 42 mg L⁻¹ e 38 mg L⁻¹ rispettivamente negli scenari CAS 1, UG 8 ed EN 8.

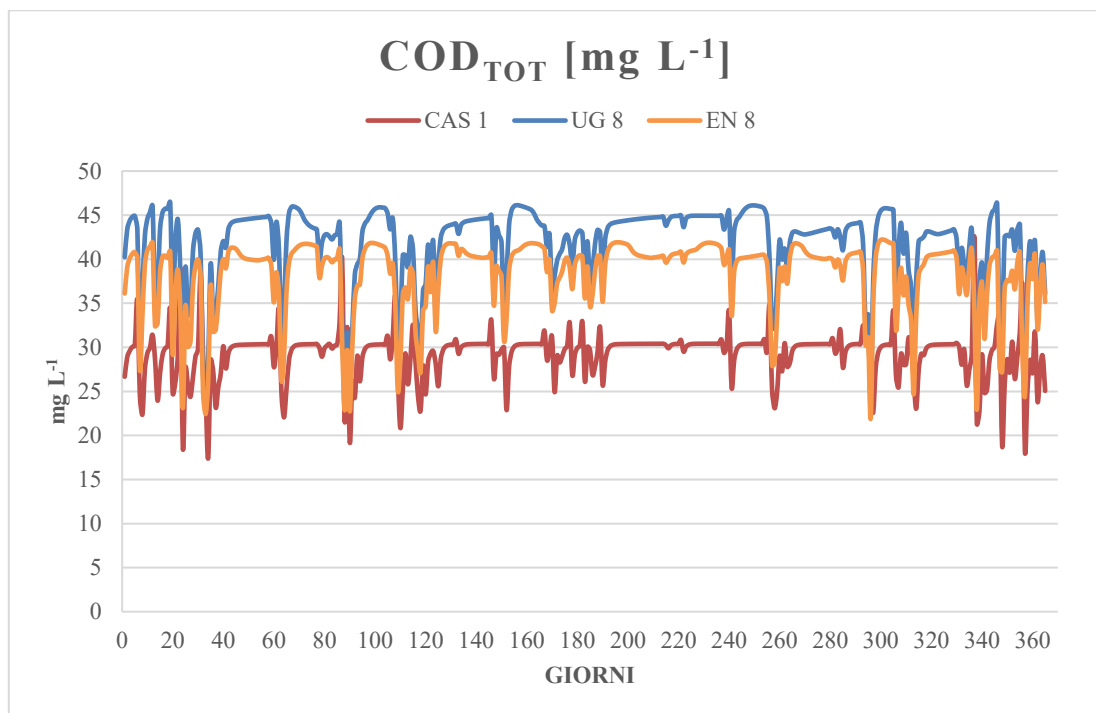


Figura 103. Andamento nel tempo della concentrazione di COD_{TOT} relativo agli scenari CAS 1, UG 8, EN 8.

³ Gli andamenti nel tempo della concentrazione delle variabili analizzate relativi allo scenario CAS 2 non sono riportati in quanto simili a quelli dello scenario CAS 1.

Per quanto concerne l'andamento nel tempo della concentrazione di N_{TOT} nell'effluente (Figura 104), la concentrazione media annua risulta pari a 8.9 mgN L^{-1} , 10.6 mgN L^{-1} e 8.1 mgN L^{-1} rispettivamente negli scenari CAS 1, UG 8 e EN 8, rispettando il limite normativo per le aree sensibili di 15 mgN L^{-1} (Tabella 2 - Allegato 5 del D.lgs. 152/06); in particolare, lo scenario EN 8 presenta dei valori di concentrazione mediamente inferiori rispetto a quelli degli scenari UG 8 e CAS 1.

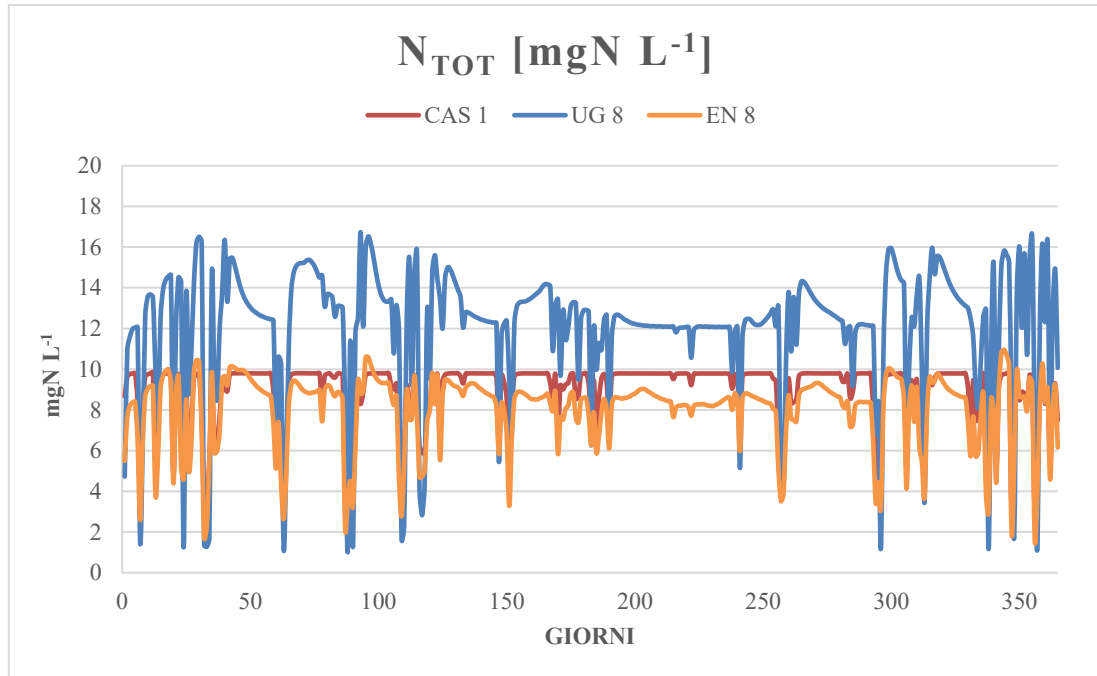


Figura 104. Andamento nel tempo della concentrazione di N_{TOT} relativo agli scenari CAS 1, UG 8, EN 8.

In Figura 105 si riporta l'andamento della concentrazione di P_{TOT} simulato per i vari scenari considerati. Coerentemente con quanto discusso nei precedenti capitoli, si evince come nei reattori MBBR in cui si creano le opportune condizioni di aerazione intermittente (come negli scenari EN 8 e UG 8) si possa ottenere anche una significativa rimozione del fosforo.

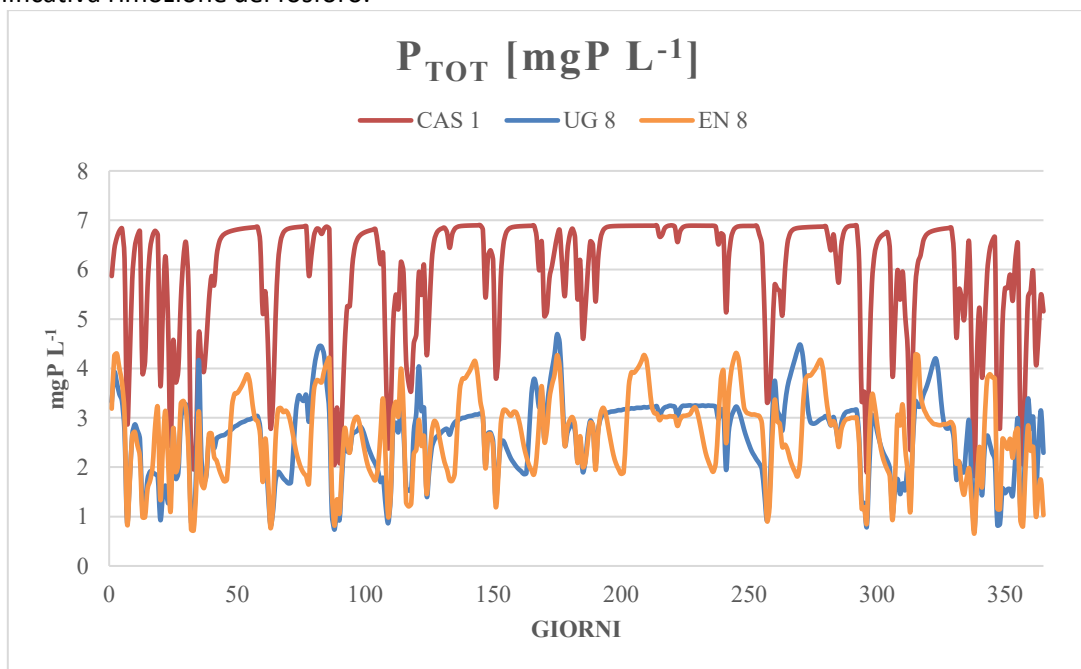


Figura 105. Andamento nel tempo della concentrazione di P_{TOT} relativo agli scenari CAS 1, UG 8, EN 8.

I valori di concentrazione allo scarico di fosforo sono mediamente superiori al limite di 2 mg L^{-1} per le aree sensibili sia per l'impianto tradizionale di riferimento sia per gli MBBR, ma il rispetto di tale limite non è sempre richiesto dalla normativa per impianti di questa taglia (ad esempio nella regione Emilia Romagna, dove è ipotizzata l'istallazione).

La verifica delle rimozioni in condizioni invernali ($T=12^{\circ}\text{C}$) ha confermato la rimozione dei parametri inquinanti, con la condizione di ridurre la durata della fase microaerobica da 40 a 20 minuti, aumentando, conseguentemente la rispettiva fase aerobica.

Dunque, dal punto di vista dell'efficienza depurativa, entrambi gli scenari di ottimizzazione presentano delle prestazioni molto simili a quelle degli scenari di riferimento CAS 1 e CAS 2. Per quanto concerne il consumo energetico annuo, invece, l'utilizzo di un reattore MBBR in fase biologica comporterebbe una significativa riduzione, sia nel caso di volume 1000 m^3 che di 841 m^3 , rispetto agli scenari di riferimento.

Nelle seguenti Figura 106 e Figura 107 si riportano i dati simulati di potenza assorbita dalle maggiori categorie di utenze negli scenari EN 8 ed UG 8. In entrambi gli scenari, i sistemi di aerazione e di pompaggio costituiscono le uniche due tipologie di consumi energetici a non avere un andamento costante nel tempo. Infatti, la prima segue l'andamento del carico organico in ingresso, mentre la potenza di pompaggio segue l'andamento della portata in ingresso.

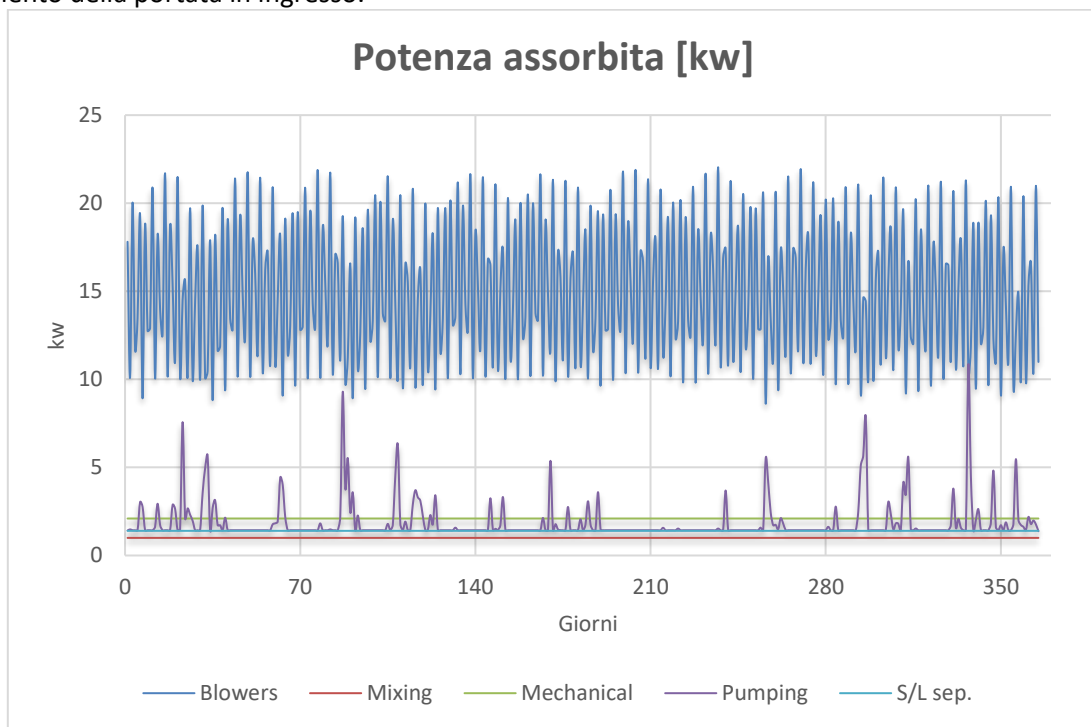


Figura 106. Andamento della potenza assorbita dalle diverse categorie di utenze dell'impianto nell'anno, nello scenario EN 8.

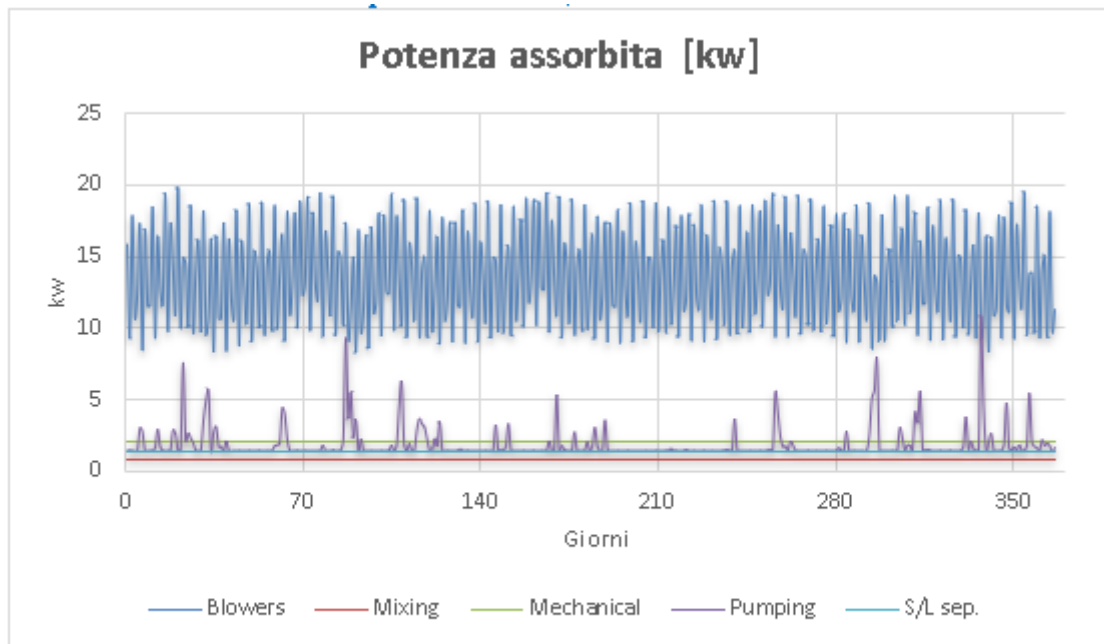


Figura 107. Andamento della potenza assorbita dalle diverse categorie di utenze dell'impianto nell'anno, nello scenario UG 8.

In Figura 108 e in Figura 109 si riporta la ripartizione percentuale di energia utilizzata tra le principali categorie di utenze relativa rispettivamente agli scenari UG 8 ed EN 8. Innanzitutto, in entrambi gli scenari si osserva una significativa riduzione dell'energia consumata in fase di pompaggio (16560 kWh), rispetto agli impianti tradizionali (32006 kWh); ciò è ragionevole considerando che negli scenari con MBBR non sono previsti ricircoli di miscela aerata e fanghi. Un'altra differenza significativa è rappresentata dall'energia consumata in fase di miscelazione: nei due impianti tradizionali è stato previsto un mixer nella vasca di denitrificazione con potenza specifica di $7 \text{ W m}^3_{\text{vasca}}$; mentre negli scenari EN 8 e UG 8 è stato previsto un mixer nel reattore MBBR con una potenza di $1 \text{ W m}^3_{\text{vasca}}$, in modo da mantenere in sospensione i supporti anche durante le fasi di microaerazione.

Confrontando nello specifico le due alternative di impianto con fase biologica realizzata in un reattore MBBR, gli unici valori differenti in termini assoluti tra i due scenari sono i consumi energetici relativi alle soffianti e alla miscelazione. Nello scenario di upgrading (Figura 108), entrambi questi consumi sono inferiori rispetto a quelli relativi allo scenario in cui si ipotizza la realizzazione ex-novo del reattore (Figura 109); dunque, in termini di consumo energetico annuo totale, lo scenario UG 8 è più vantaggioso. Inoltre, la realizzazione di questo scenario permetterebbe di ottenere un significativo risparmio energetico annuo pari al 26% rispetto allo scenario CAS 1 e pari al 40% rispetto allo scenario CAS 2, comportando in entrambi i casi una riduzione dell'impatto ambientale e dei costi operativi.

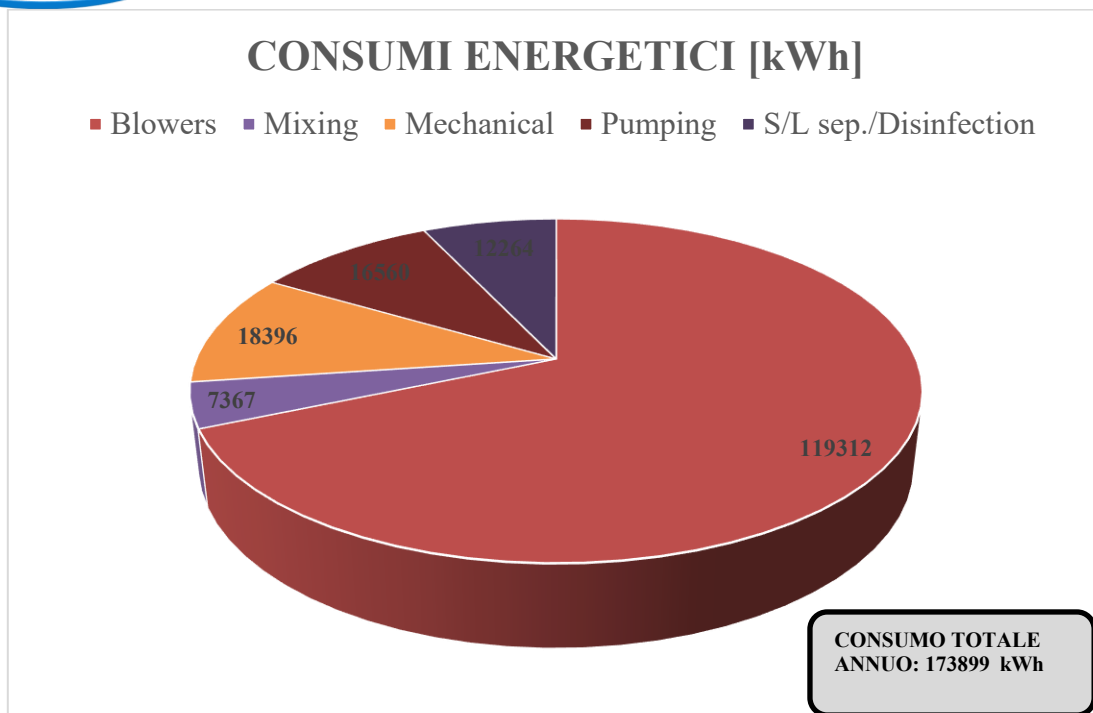


Figura 108. Consumi energetici annui in kWh di ripartiti fra le diverse categorie di utenze relative allo scenario UG 8.

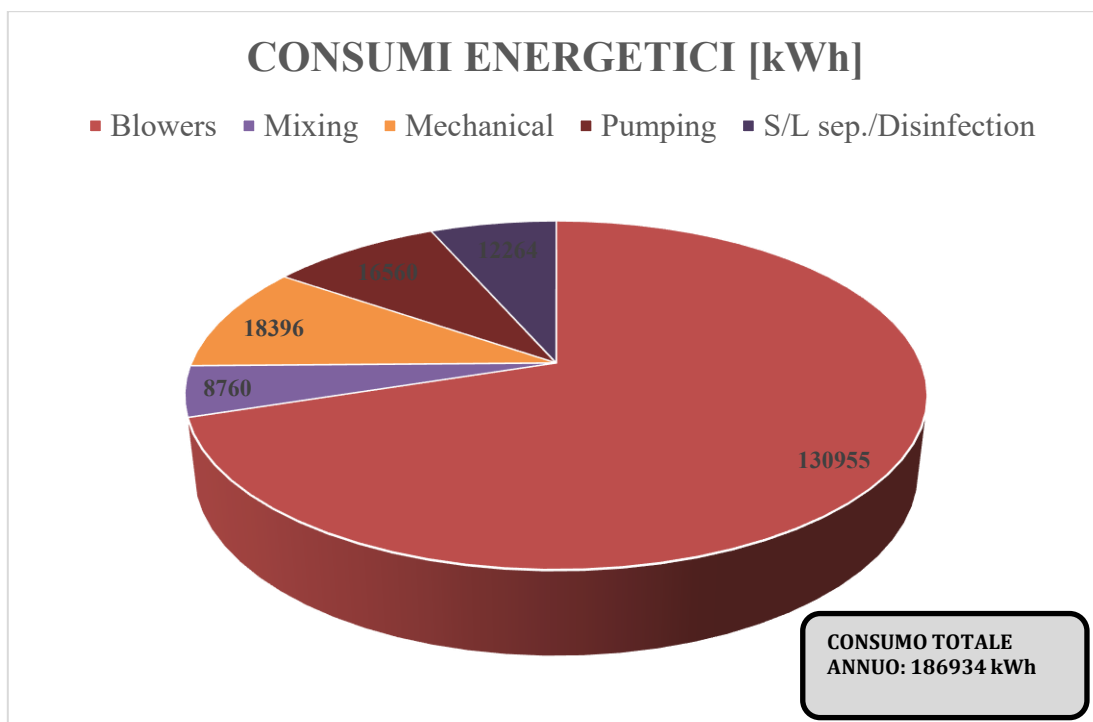


Figura 109. Consumi energetici annui in kWh di ripartiti fra le diverse categorie di utenze relative allo scenario EN8.

2.4.9 Modellazione impianto da 50000 Abitanti Equivalenti – Modellazione impianto e risultati

Il dimensionamento dell'impianto da 50000 AE ha seguito lo stesso schema di processo utilizzato per l'impianto da 5000 AE. Per il dettaglio si rimanda al Report RdS/PTR2019/072. In tal caso, però, è stato necessario predisporre in aggiunta alla rimozione dell'azoto, anche la rimozione del fosforo come richiesto

dalla normativa vigente nella Regione, in cui è stata ipotizzata l'installazione, per impianti di taglia superiore ai 10000 AE.

Nella Figura 110 si riporta lo schema dell'impianto modellato in BioWin. L'impianto oggetto della modellazione riceve reflui di origine principalmente civile, per una media in tempo secco di circa $640 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$. La linea di trattamento è unica e basata su un ciclo classico di trattamento biologico, con unità di pre-denitrificazione e di nitrificazione, seguiti da sedimentazione e scarico. I fanghi di supero sono sottoposti a pre-ispessimento a gravità, stabilizzazione aerobica e disidratazione. Le portate di ricircolo sono di circa $2410 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ per la miscela aerata e di circa $465 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ per i fanghi estratti dal sedimentatore secondario. La concentrazione di solidi in vasca di ossidazione è di circa 3.5 g L^{-1} . La rimozione del fosforo avviene per via chimica attraverso un processo di co-precipitazione. In tale procedura, l'aggiunta di reagente è effettuata subito a monte della sedimentazione secondaria. Il reagente utilizzato per la reazione di precipitazione è il solfato di alluminio $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ in una quantità stimata pari a $2.5 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$.

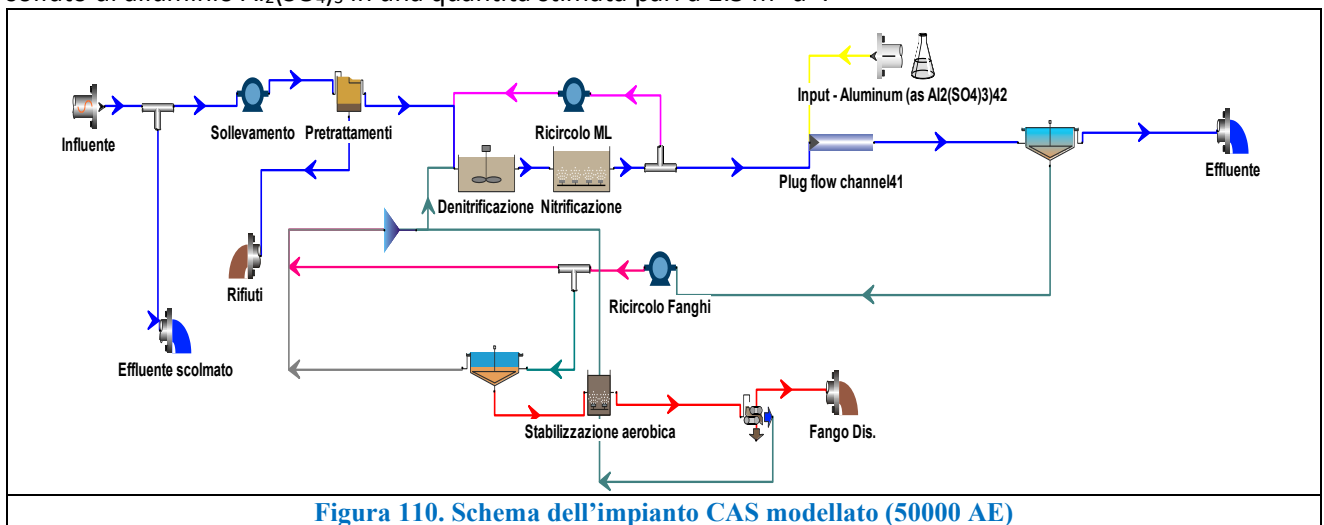


Figura 110. Schema dell'impianto CAS modellato (50000 AE)

Nelle figure seguenti si riportano i risultati delle simulazioni dinamiche relativi alla concentrazione di COD_{TOT} , P_{TOT} ed N_{TOT} nell'influente e nell'effluente al fine di valutare le prestazioni depurative. In particolare, dai grafici riportati in Figura 111 e Figura 112 si evince che l'impianto rispetta in modo significativo i limiti normativi allo scarico di COD e azoto totale. Inoltre, per tale impianto, dai risultati delle simulazioni si osserva anche il rispetto del limite normativo allo scarico per il fosforo di 2 mg P L^{-1} , così come riportato in Figura 113.

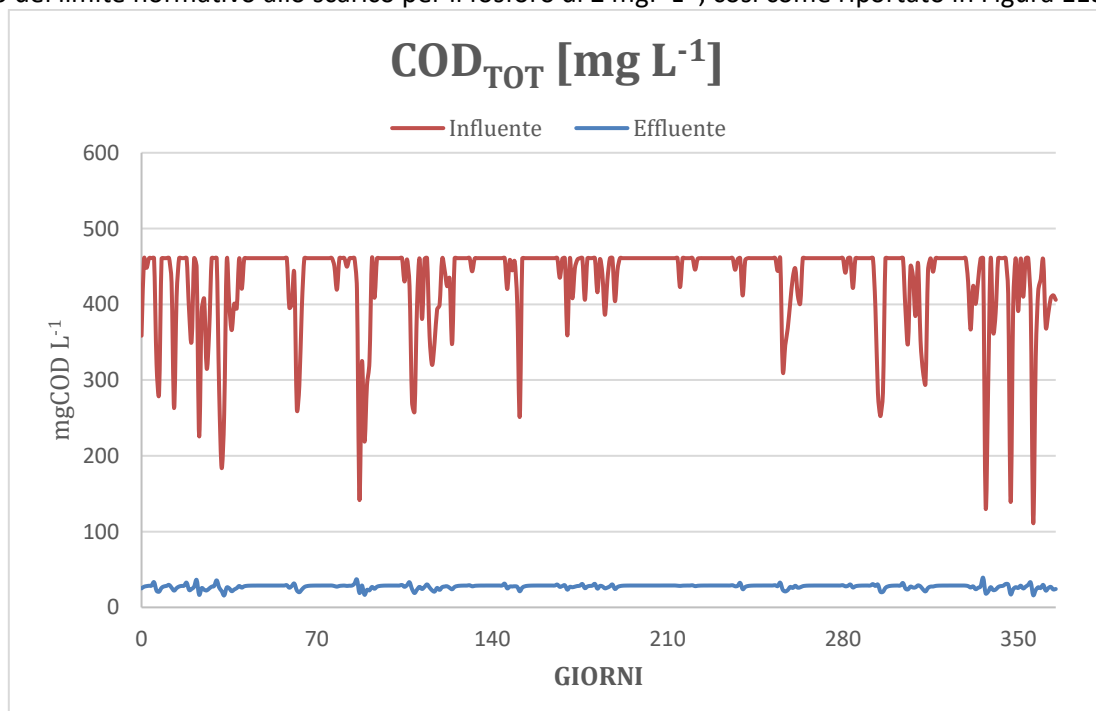


Figura 111. Andamento della concentrazione di COD_{TOT} in ingresso e in uscita all'impianto (CAS da 50000 AE)

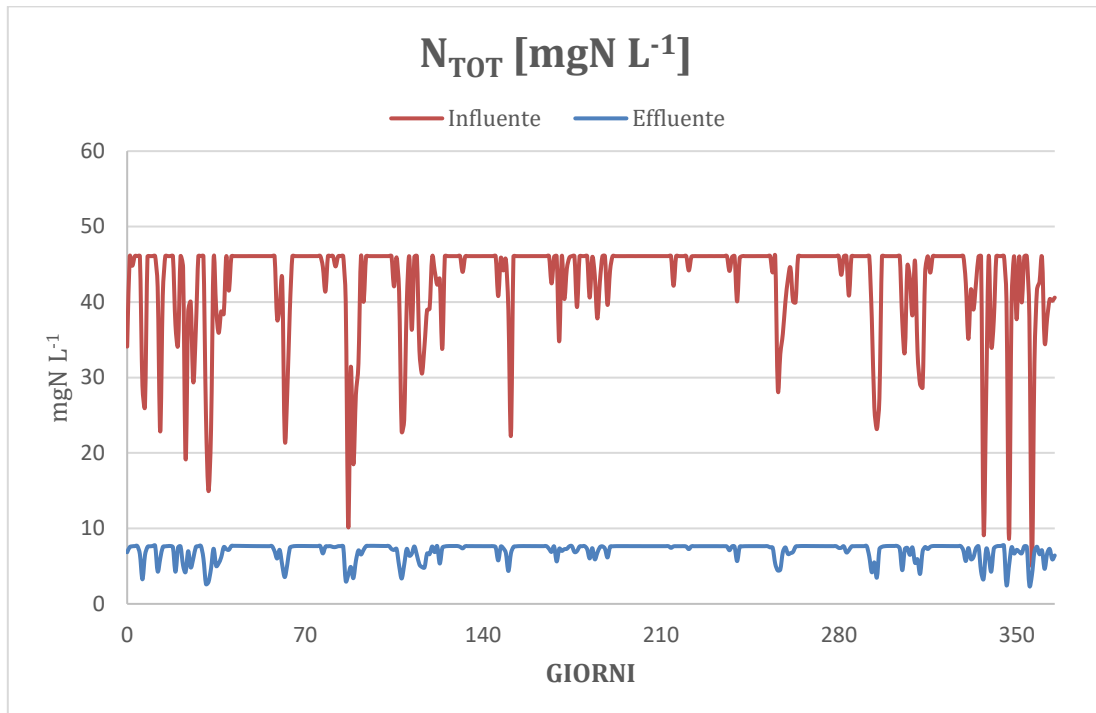


Figura 112. Andamento della concentrazione di N_{TOT} in ingresso e in uscita all'impianto (CAS da 50000 AE)

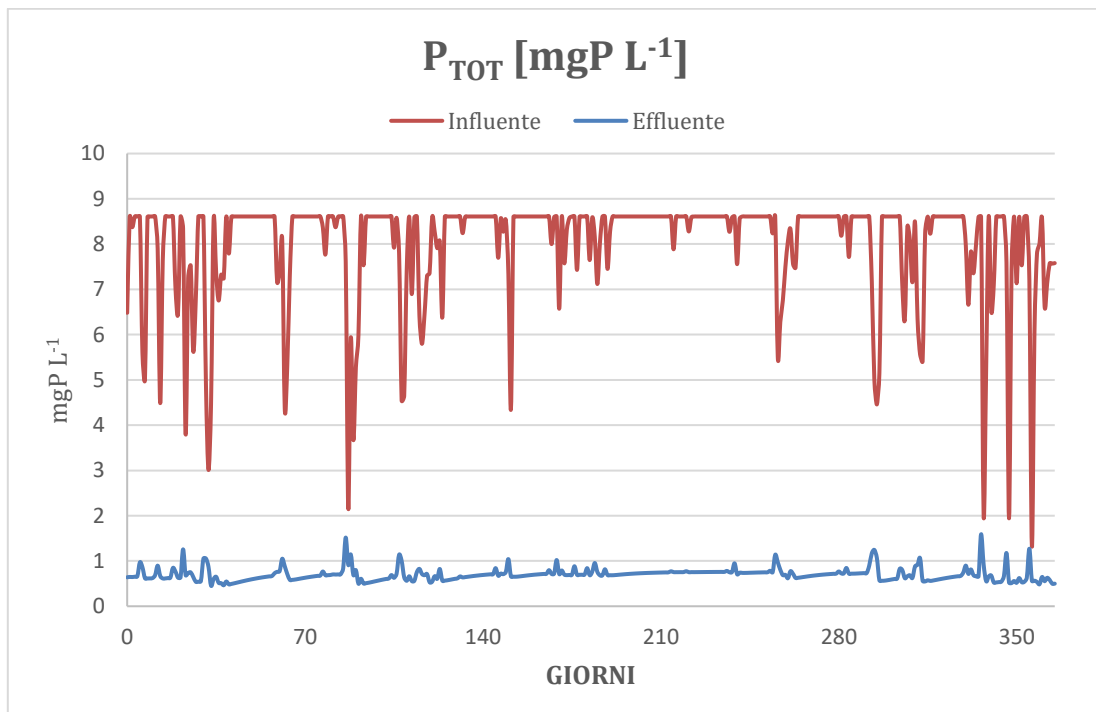


Figura 113. Andamento della concentrazione di P_{TOT} in ingresso e in uscita all'impianto (CAS da 50000 AE)

In modo del tutto analogo a quanto già realizzato per l'impianto da 5000 AE, anche in questo caso sono stati modellati i dati di potenza assorbita dalle maggiori utenze, ossia sistema di aerazione della vasca di trattamento aerobico e della vasca di stabilizzazione fanghi, sistemi di miscelazione, utenze meccaniche,

sistemi di pompaggio, e processo di disidratazione fanghi. Le due maggiori tipologie di consumi elettrici dell'impianto, anche in questo caso, sono rappresentate dai sistemi di aerazione e di pompaggio. Per il dettaglio della metodologia utilizzata per la valutazione dei vari parametri si rimanda al Report RdS/PTR2019/072. In Figura 114 si riporta la ripartizione percentuale di energia utilizzata tra le principali categorie di utenze. In particolare, il consumo totale annuo risulta essere pari a 1760486 kWh.

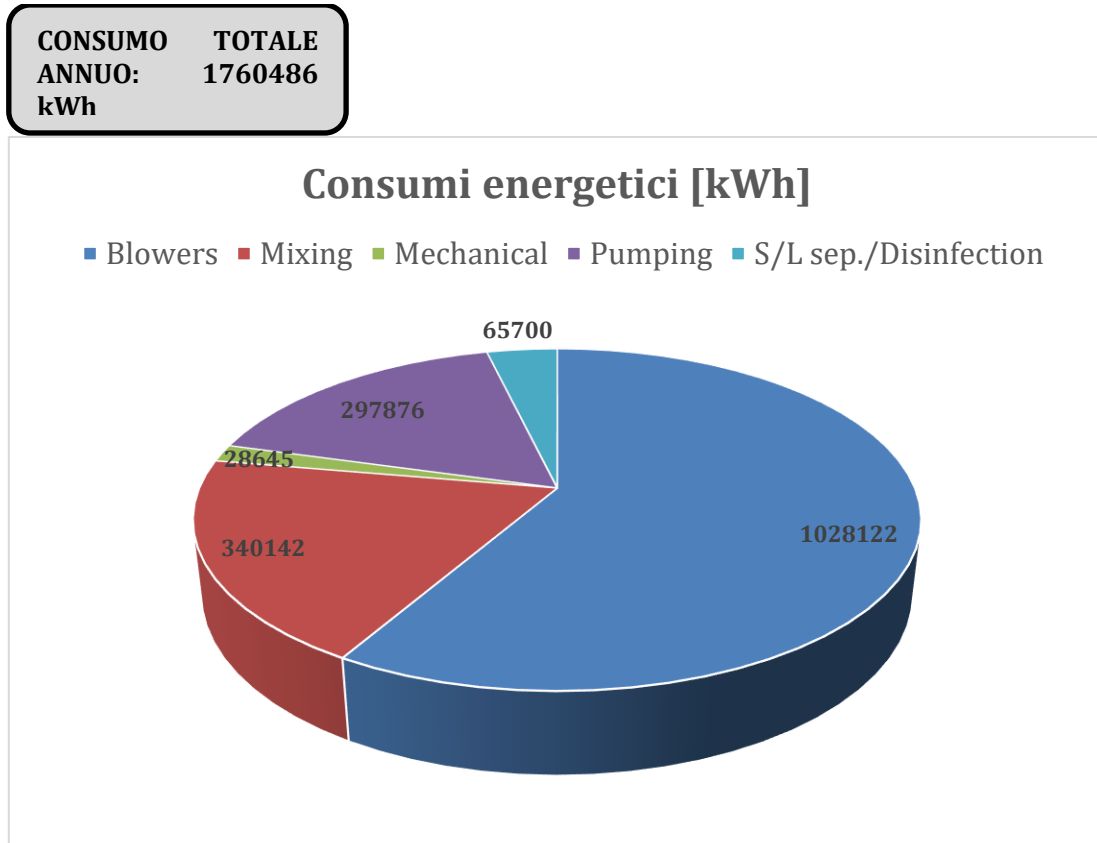


Figura 114. Consumi energetici annui in kWh ripartiti fra le diverse categorie di utenze (CAS da 50000 AE)

2.4.9.1 Scenario alternativo 1 – Nitrificazione e denitrificazione in simultanea in reattore MBBR

Nel presente paragrafo si analizza il 1° scenario alternativo al tradizionale impianto di trattamento proposto. In particolare, la modifica consiste nel prevedere che la fase biologica avvenga in un unico reattore MBBR simulando un intervento di upgrading che prevede il recupero della vasca di nitrificazione dell'impianto tradizionale per trasformarla in una vasca SND-MBBR. Ciò, quindi, ha comportato, anche in questo caso, l'eliminazione della vasca di denitrificazione, del ricircolo della miscela aerata e del ricircolo dei fanghi (Figura 115). Per quanto riguarda i dati relativi all'influenti, invece, essi non sono stati modificati.

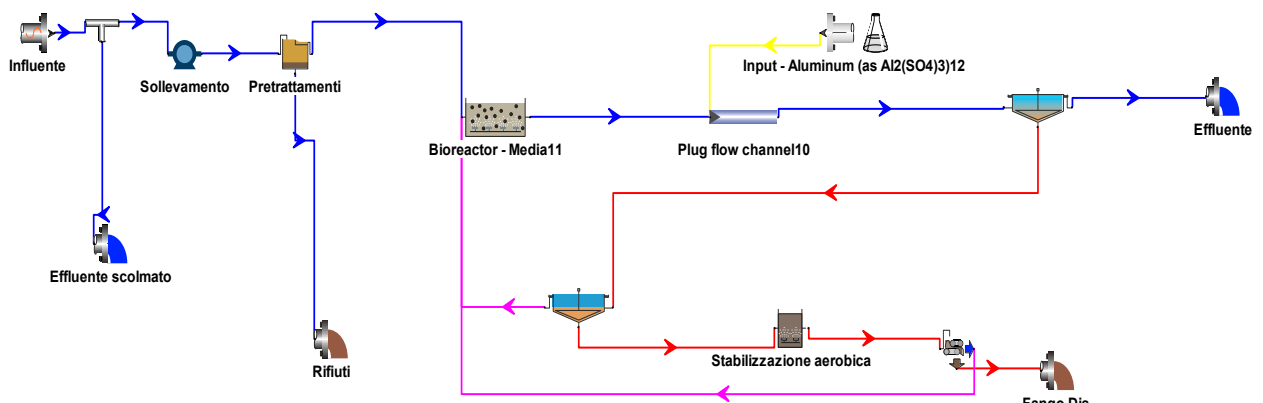


Figura 115. Schema dell'impianto modellato (MBBR da 50000 AE)

In fase di modellazione è stata scelta una variazione temporale della concentrazione di ossigeno nel reattore caratterizzata dall'alternanza di condizioni microaerobiche e aerobiche. In particolare, il valore di set point per la concentrazione di ossigeno disciolto in condizioni microaerobiche è stato posto pari a $0.3 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$, mentre il valore di set point per le condizioni aerobiche è stato posto pari rispettivamente a $2.00 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$. Per la scelta degli intervalli temporali delle rispettive fasi ci si è basati sui risultati ottenuti nelle precedenti simulazioni di ottimizzazione.

Di seguito si riportano in dettaglio i risultati delle simulazioni dinamiche confrontando gli andamenti nel tempo della concentrazione di COD_{TOT} , N_{TOT} e P_{TOT} nello scenario ottimizzato rispetto allo scenario di progetto (Figura 116, Figura 117 e Figura 118).

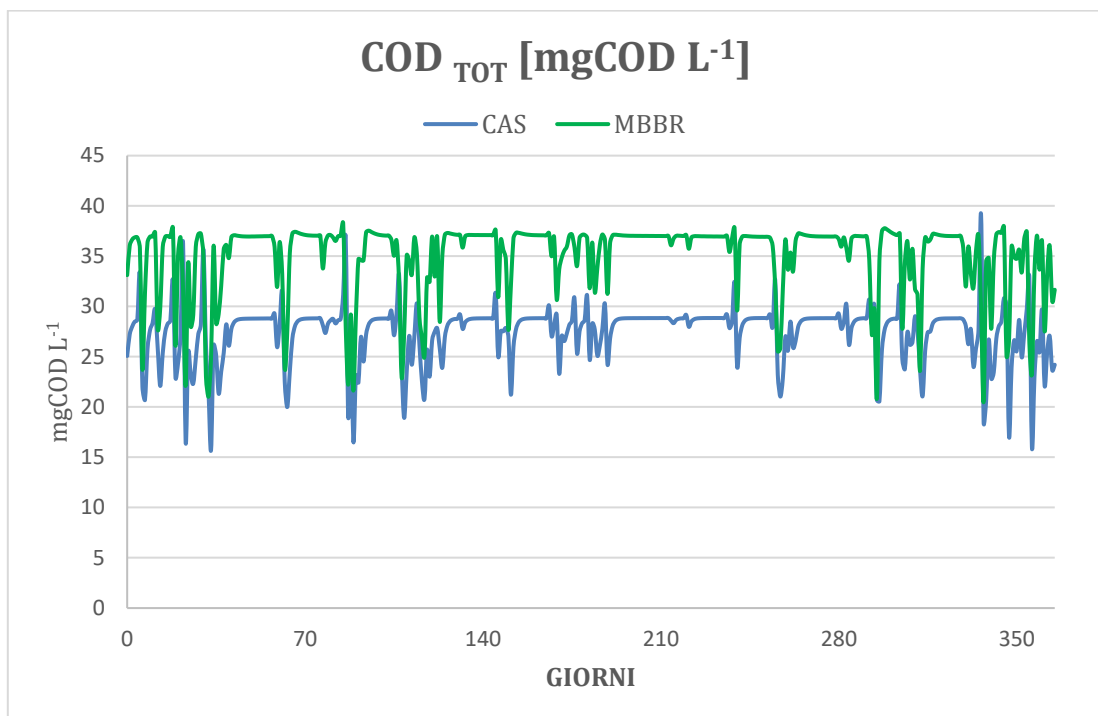


Figura 116. Confronto andamento nel tempo della concentrazione di COD_{TOT} relativo agli scenari CAS ed MBBR.

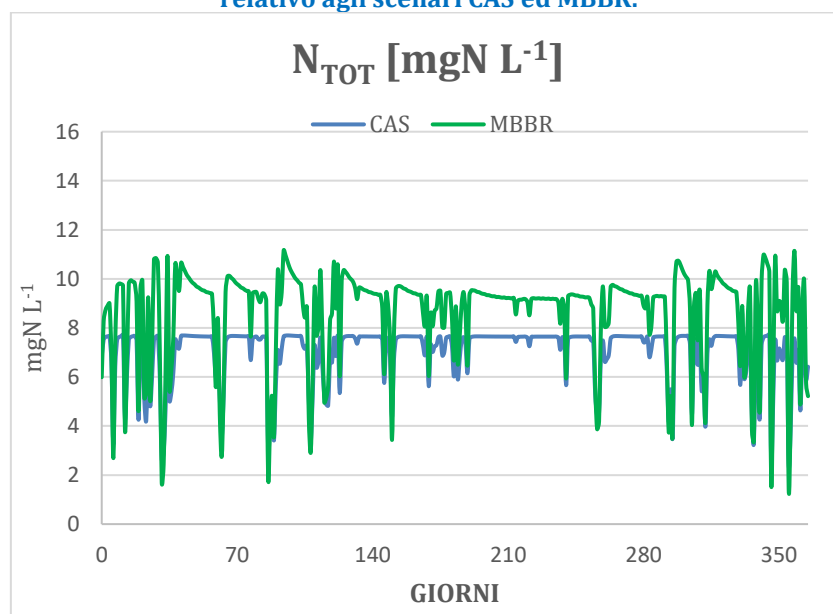


Figura 117. Confronto andamento nel tempo della concentrazione di N_{TOT} relativo agli scenari CAS ed MBBR.

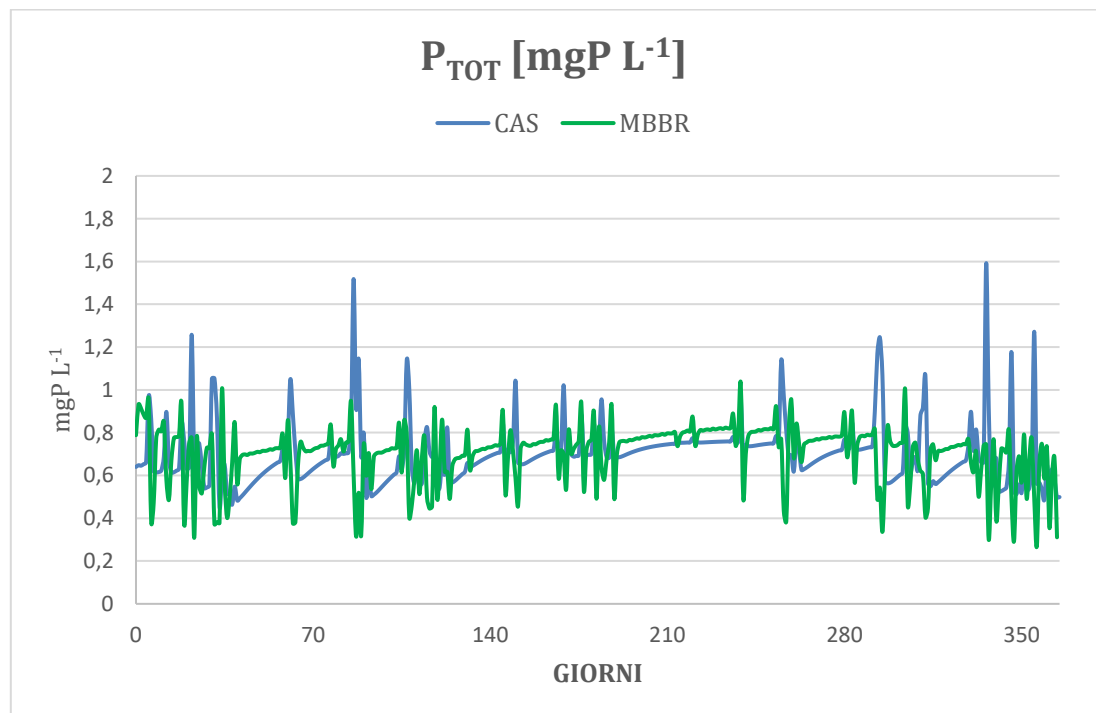


Figura 118. Confronto andamento nel tempo della concentrazione di P_{TOT} relativo agli scenari CAS ed MBBR

Dal grafico presentato in Figura 116 si può osservare che i valori della concentrazione di COD_{TOT} nello scenario di ottimizzato MBBR sia maggiore rispetto a quelli ottenuti nello scenario di riferimento ma sempre entro i limiti normativi, essendo in media pari a $35 mg L^{-1}$, quindi molto al di sotto del limite normativo di $125 mg L^{-1}$. Per quanto concerne, invece, l'andamento nel tempo della concentrazione di N_{TOT} nell'effluente (Figura 117), la concentrazione media annua risulta pari a $8.6 mgN L^{-1}$ nella soluzione ottimizzata, contro una concentrazione media annua pari a $7.0 mgN L^{-1}$ nella soluzione di riferimento. In entrambi le soluzioni vi è il rispetto del limite normativo per le aree sensibili di $15 mgN L^{-1}$ (Tabella 1-2 - Allegato 5 del D.Lgs 152/06).

Infine, i valori di concentrazione allo scarico di fosforo risultano essere mediamente inferiore al limite di $2 mg L^{-1}$ per le aree sensibili sia per l'impianto tradizionale di riferimento sia per l'MBBR.

Anche in questo caso, per il mantenimento delle rimozioni ottimali delle forme azotate nel periodo invernale, è necessaria una leggera modifica delle condizioni di aerazione, riducendo la durata della fase di microaerazione di 20 minuti ed aumentando corrispondentemente la durata della fase di aerazione.

Dunque, dal punto di vista dell'efficienza depurativa, anche in questo caso, lo scenario di ottimizzazione presenta prestazioni molto simili a quelle ottenute nello scenario di riferimento.

In Figura 119 si riporta la ripartizione percentuale di energia utilizzata dalle maggiori categorie di utenza.

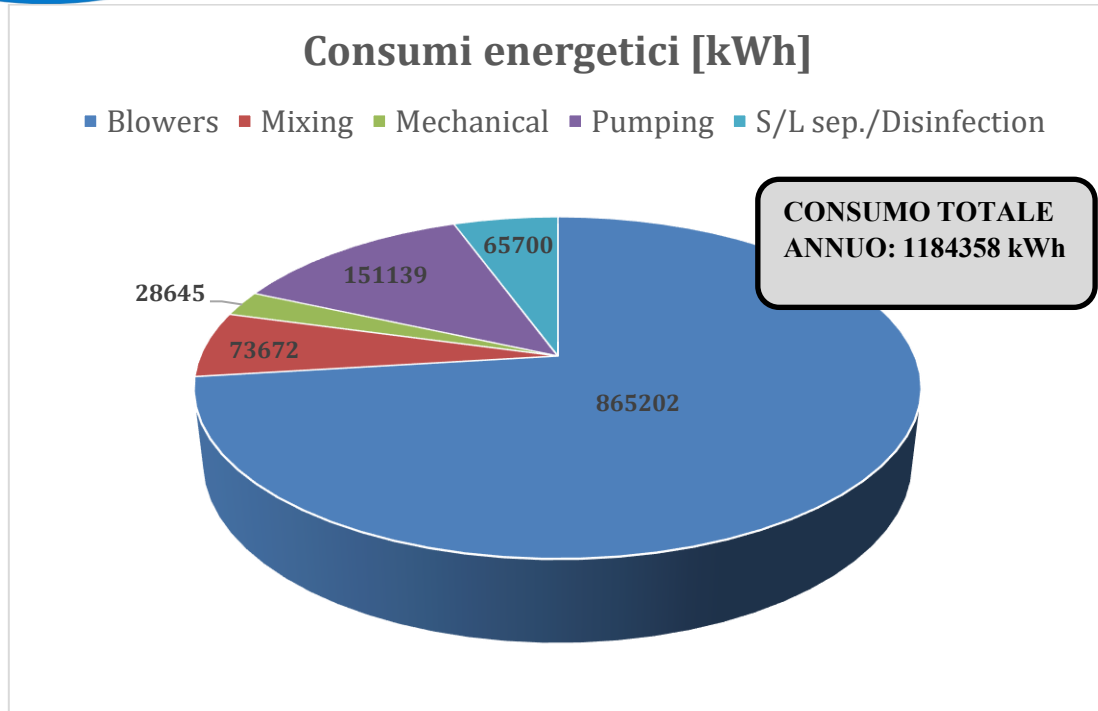


Figura 119. Consumi energetici annui in kWh ripartiti fra le diverse categorie di utenze (MBBR da 50000 AE)

Dal confronto tra i due scenari presentati si deduce che, in termini di consumo energetico annuo totale, lo scenario ottimizzato consentirebbe di ottenere un significativo risparmio energetico annuo pari al 33% rispetto allo scenario di progetto.

2.4.9.2 Scenario alternativo 2 – aggiunta sedimentazione primaria e digestione anaerobica

Al fine di ottenere un miglior beneficio in termini di efficientamento energetico dell’impianto, si è scelto di predisporre un ulteriore scenario di ottimizzazione che consiste nella sostituzione della stabilizzazione aerobica in un digestore anaerobico di ugual dimensione, ottenendo come beneficio la produzione di biogas. Inoltre, per favorire l’incremento della produzione di biogas si è scelto di attuare come strategia la predisposizione della sedimentazione primaria. In particolare, sono state effettuate diverse simulazioni dell’effetto della percentuale di rimozione dei solidi sospesi in sedimentazione primaria sul reattore MBBR e sul digestore anaerobico. Da tali prove, si è visto che il valore di rimozione del 60% è ottimale in quanto consente da un lato la completa denitrificazione nell’impianto MBBR e dall’altro un’elevata produzione di biogas in digestione anaerobica. Si è quindi dimensionata la fase di sedimentazione primaria per ottenere questo livello di abbattimento. Lo schema di processo utilizzato è riportato nella figura seguente.

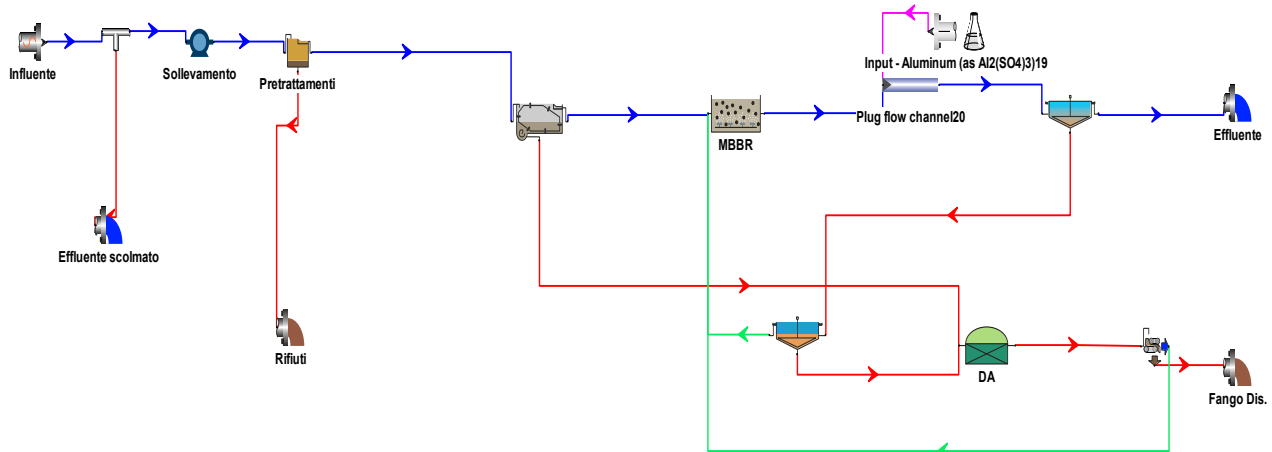


Figura 120. Schema dell'impianto modellato (2° scenario di ottimizzazione)

In particolare, il dimensionamento della vasca di sedimentazione primaria è stato realizzato attraverso l'utilizzo di una procedura empirica riportata in letteratura [22].

Le condizioni di aerazione prevedono, anche in questo caso, l'alternanza di condizioni microaerobiche e aerobiche. In particolare, il valore di set point per la concentrazione di ossigeno disciolto in condizioni microaerobiche è stato posto pari a 0.3 mgO₂ L⁻¹, mentre il valore di set point per le condizioni aerobiche è stato posto pari rispettivamente a 2.00 mgO₂ L⁻¹. La durata della fase di microaerazione pari è a 45 minuti la fase in aerazione è di durata pari a 15 minuti.

In modo del tutto analogo a quanto già fatto, anche in questo caso sono stati modellati i dati di potenza assorbita dalle maggiori utenze. In aggiunta, si è proceduto al calcolo della potenza richiesta in digestione anaerobica facendo riferimento a formule empiriche riportate in letteratura [23] come segue:

$$W'_{mix-AD} [W m^{-3}] = 7.9 * 10^4 * x_{S,D}^3$$

Dove $x_{S,D}$ è la frazione in peso dei solidi nel digestore.

Il sistema di cogenerazione simulato è caratterizzato da un'efficienza pari al 38.6 % per la produzione di energia elettrica e pari al 42.9 % nella produzione di energia termica.

Inoltre, tramite il modello, è stato possibile calcolare il fabbisogno di energia termica per riscaldare il digestore anaerobico mantenendolo ad una temperatura di 35°C.

Prevedendo uno scambiatore di calore con efficienza pari al 65% e una differenza di temperatura tra il flusso in uscita e in entrata nel digestore di 5°C si è verificato che il fabbisogno energetico potesse essere coperto dalla produzione di energia termica del sistema di cogenerazione.

Al fine di poter confrontare le efficienze depurative ed energetiche dei sistemi studiati, di seguito si riportano in dettaglio i risultati delle simulazioni dinamiche confrontando gli andamenti nel tempo della concentrazione di COD_{TOT}, N_{TOT} e P_{TOT} in entrambi gli scenari di ottimizzazione.

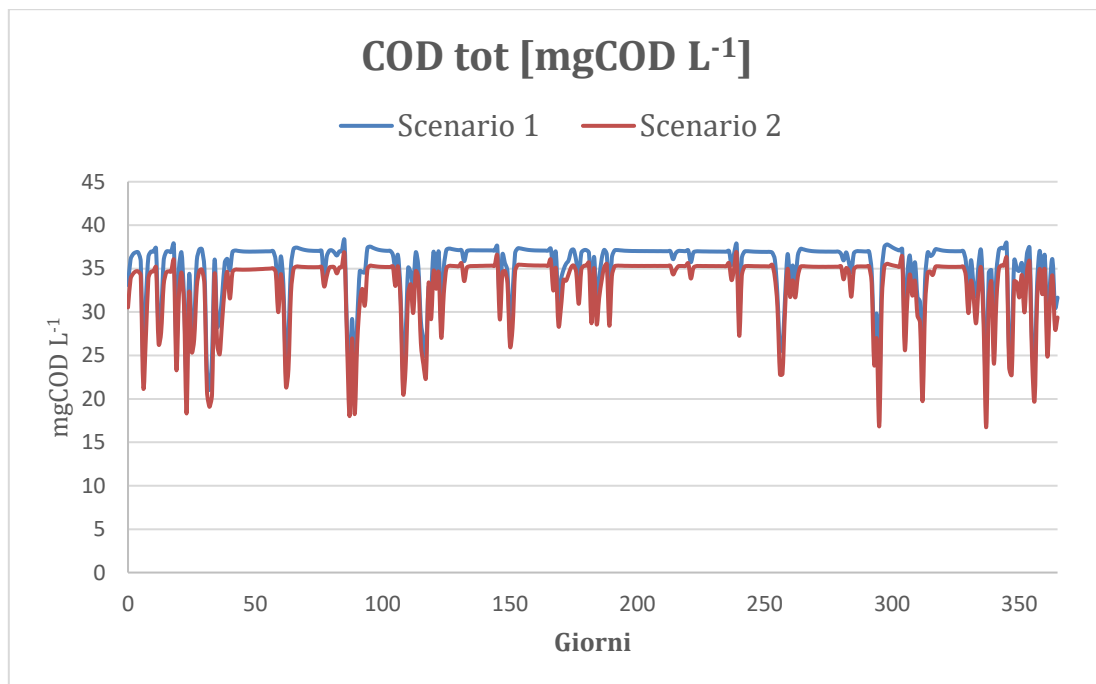


Figura 121. Confronto andamento nel tempo della concentrazione di COD_{TOT} relativo agli scenari di ottimizzazione 1 e 2 .

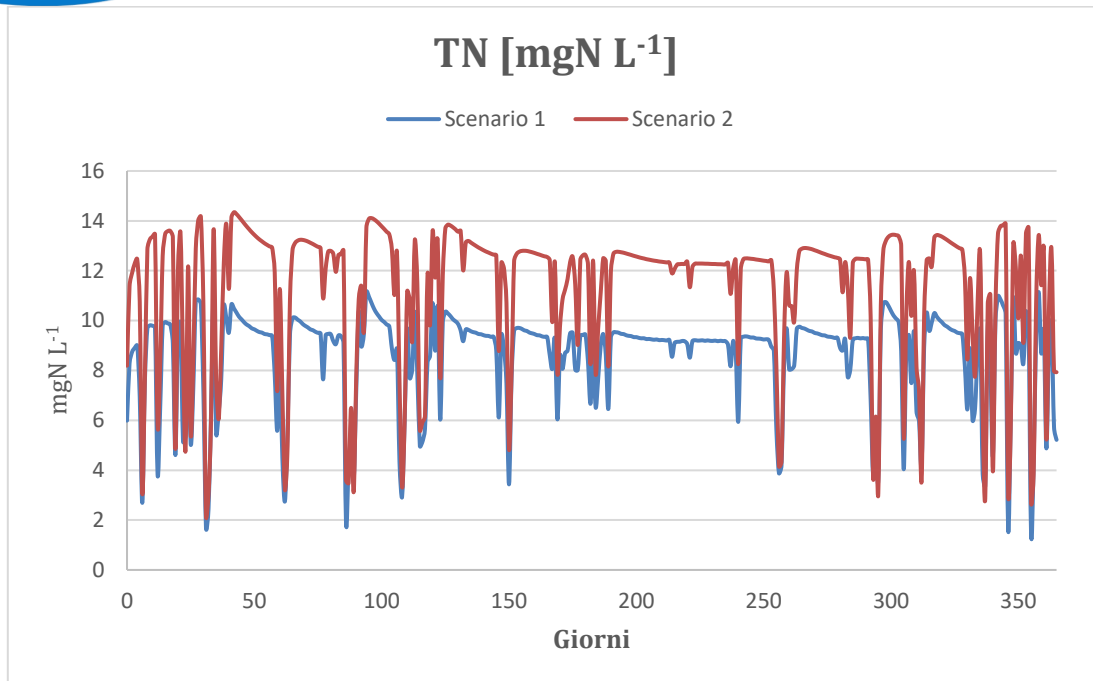


Figura 122. Confronto andamento nel tempo della concentrazione di N_{TOT} relativo agli scenari di ottimizzazione 1 e 2

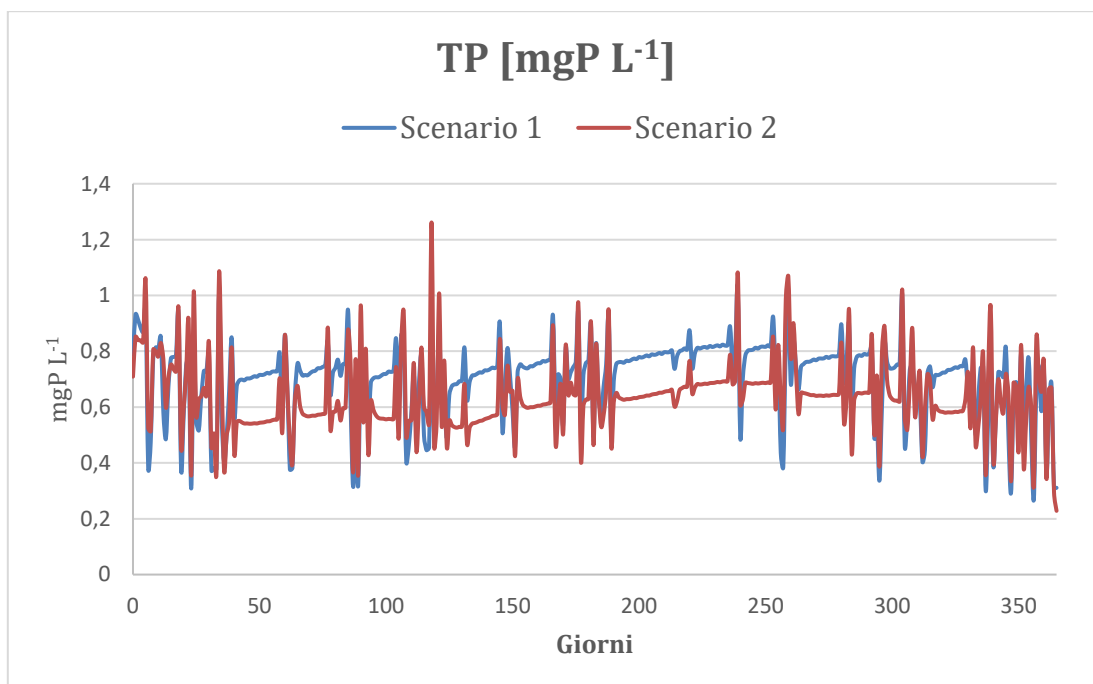


Figura 123. Confronto andamento nel tempo della concentrazione di P_{TOT} relativo agli scenari di ottimizzazione 1 e 2

Dal confronto dell'andamento nel tempo delle diverse tipologie di biomassa non si notano particolari differenze tra i due scenari proposti. In particolare, le concentrazioni medie annuali riscontrate per il COD_{TOT} , N_{TOT} e P_{TOT} risultano rispettivamente pari a 33.0 mgCOD L⁻¹, 11.3 mgN L⁻¹ e 0.6 mgP L⁻¹. Tutti i valori di concentrazioni rientrano, quindi, nei limiti normativi (Tabella 1-2 - Allegato 5 del D.lgs. 152/06). Infine, in Figura 124 si riporta la ripartizione percentuale di energia utilizzata dalle maggiori categorie di utenza.

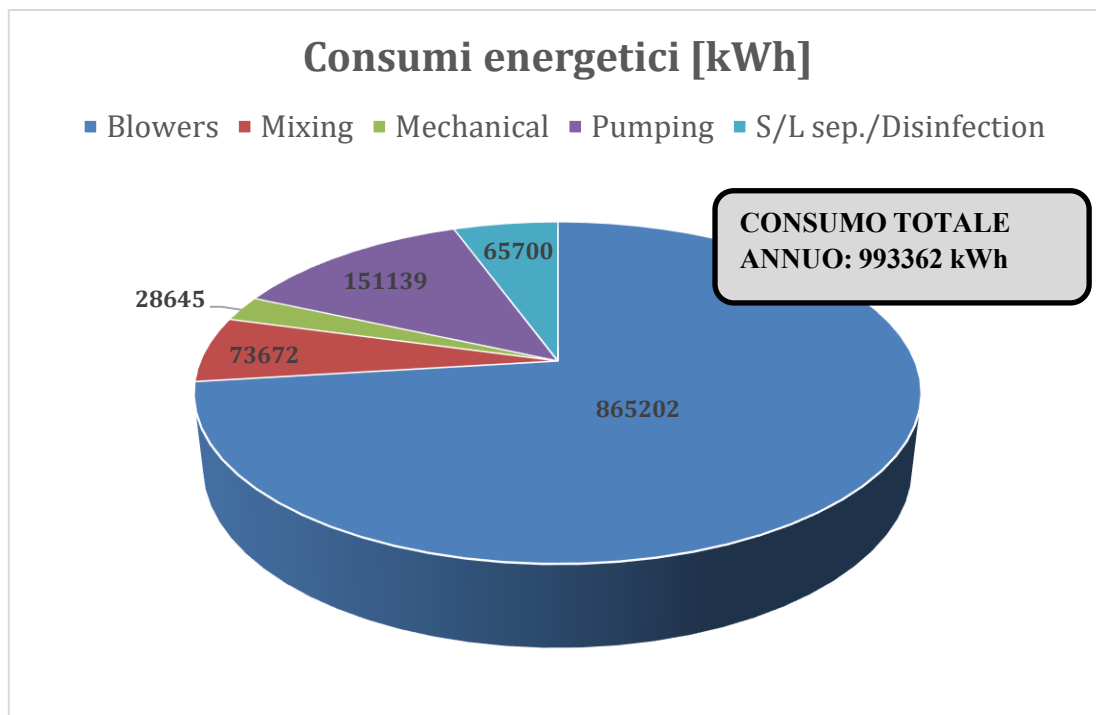


Figura 124. Consumi energetici annui in kWh ripartiti fra le diverse categorie di utenze – 2° scenario di ottimizzazione

Dal confronto tra i due scenari di ottimizzazione proposti, l'unico valore differente riguarda il consumo energetico relativo alle soffianti, per il quale vi è un risparmio pari al 16% rispetto al primo scenario. In aggiunta, nel bilancio energetico di questo scenario pesa notevolmente l'energia prodotta sotto forma di biogas. Il biogas prodotto è pari a circa $67 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ con una percentuale di metano pari a circa il 66%. Con le efficienze di trasformazione in energia elettrica ipotizzate pari al 38.6% la realizzazione di questo scenario permetterebbe di ottenere un recupero teorico massimo in cogenerazione pari a circa 1215000 kWh, un valore tale da coprire abbondantemente il fabbisogno dell'impianto. Ipotizzando più cautamente di installare un sistema di cogenerazione da 100 kW, l'energia elettrica recuperabile su base annua sarebbe invece di circa 876000 kWh, valore che renderebbe comunque l'impianto quasi autosufficiente.

2.4.10 Analisi economica

Come visto al paragrafo precedente, la tecnologia di denitrificazione e nitrificazione simultanea in reattore MBBR, se confrontata con una tecnologia di trattamento tradizionale presenta notevoli vantaggi in termini di efficienza energetica, garantendo al contempo il rispetto dei parametri allo scarico. Per valutare però l'effettiva convenienza di tale soluzione in confronto con una tecnologia di tipo tradizionale, è necessario tenere conto di tutti i costi associati alla soluzione proposta, tale comparazione è stata eseguita per due taglie impiantistiche rispettivamente di 5000 e 50000 abitanti equivalenti.

2.4.10.1 Materiali e metodi

La stima dei costi di investimento è stata effettuata secondo la metodica proposta dall'Università di Enna [103] per la valutazione di fattibilità economica degli impianti di trattamento delle acque reflue urbane di taglia medio-piccola (<50.000 AE). Tale metodologia è basata sulla stima sintetica dei costi per le opere civili e sull'applicazione della regressione lineare multipla per il costo delle apparecchiature elettromeccaniche. Il costo di costruzione degli impianti di trattamento delle acque reflue è stato correlato con il numero di AE applicando il metodo dei minimi quadrati ordinari, in analogia a quanto proposto nel documento Metodo e Strumenti per la Determinazione dei Costi Standardizzati delle Opere Pubbliche in Rapporto al Tipo di Lavoro e alle Specifiche Aree Territoriali della Autorità per la vigilanza sui lavori pubblici. I dati su cui sono basate le correlazioni sono tratti da 28 gare aggiudicate tra il 2001 e il 2011 per il revamping e la nuova realizzazione di impianti di depurazione nella Regione Sicilia. Gli autori hanno individuato le sezioni di trattamento principali che costituiscono un impianto e per ognuna di esse hanno valutato i costi delle opere civili da

realizzare, i costi di realizzazione degli allacciamenti idraulici ed elettrici, i costi per la sistemazione dell'area dell'impianto e i costi di realizzazione delle strutture di servizio. Per i costi delle apparecchiature elettromeccaniche gli autori hanno contattato undici aziende italiane specializzate nella produzione di apparecchiature elettromeccaniche per gli impianti di trattamento acque reflue e hanno ottenuto correlazioni per tutte le principali apparecchiature elettromeccaniche, per il calcolo del prezzo in funzione delle caratteristiche geometriche e prestazionali delle macchine. Le funzioni in generale rappresentano bene i dati reali con coefficiente R^2 compreso tra 0,952 e 0,997.

Tutti i costi di investimento utilizzati nella presente analisi sono stati calcolati secondo la metodologia citata, ad esclusione del costo per la stabilizzazione aerobica dei fanghi, ritenuto eccessivo e stimato dagli autori sulla base del raffronto con gli altri costi unitari. Il costo dei materiali di riempimento (carriers) per il reattore MBBR è stato fornito dall'azienda produttrice ed è pari a 428 € m^{-3} per supporti AnoxKaldnes® k5 con superficie specifica di 800 $m^2 m^{-3}$. Il costo della digestione anaerobica è stato stimato a partire da un costo parametrico di 100 € m^{-3} per un digestore anaerobico strumentato del volume di 1430 m^3 . Il costo del gasometro del volume di 500 m^3 è stato ottenuto ricavato da interviste ad aziende produttrici così come il costo del sistema di cogenerazione, basato sul costo di un motore da 100 kW, con efficienza elettrica 38.6% efficienza termica 42.4%, leggermente maggiorato per tenere conto dell'eventuale costo aggiuntivo per un sistema di abbattimento dell'idrogeno solforato dal biogas.

Per tutti i costi (esclusi i costi per i carriers di riempimento) si è scelto, inoltre, di inserire una componente aggiuntiva del 20% come altri costi, per tener conto di tutte le voci le componenti ausiliarie non esplicitamente calcolate nella metodica, quali sistemi di pompaggio, sistemi di monitoraggio e controllo etc. L'analisi economica è stata effettuata seguendo differenti metodologie, quali Tempo di Ritorno Semplice, Valore Attuale Netto, Tasso Interno di Rendimento, Indice di Profitto, Tempo di Ritorno Attualizzato. Di seguito sono riportate le formule utilizzate per il calcolo degli indici [104].

- Tempo di Ritorno Semplice (Simple Pay Back Period): permette di calcolare il tempo entro il quale il capitale investito viene recuperato. Tale indice può essere calcolato come l'investimento I_0 diviso per il cash flow lordo medio (dove FC_j flusso di cassa dell'anno j , n vita utile dell'investimento):

$$SPB = \frac{I_0}{\sum_{j=1}^n \frac{FC_j}{n}}$$

- Valore Attuale Netto (VAN): è un metodo attraverso il quale è possibile definire il valore attuale di una serie attesa di flussi di cassa attualizzandoli sulla base del tasso di rendimento. Esso può essere calcolato come:

$$VAN = \sum_{j=1}^n \frac{FC_j}{(1+i)^j}$$

Dove FC_j è il flusso di cassa netto, j l'anno, i il tasso di sconto effettivo ed n la vita utile dell'investimento. La convenienza dell'investimento si deduce dalla positività del VAN.

- Tasso Interno di Rendimento (TIR): calcola il tasso di sconto nominale tale che il VAN sia nullo.

$$TIR = \sum_{j=1}^n \frac{FC_j}{(1+TIR)^j} = 0$$

I progetti con i più alti tassi interni di rendimento sono da preferire.

- Indice di profitto: indica quanto produce 1 euro investito come profitto netto e si calcola come:

$$IP = \frac{VAN}{I_0}$$

La soluzione con l'Indice di Profitto maggiore risulta economicamente più conveniente.

- Tempo di ritorno attualizzato (TRA): indica il numero di anni per cui il VAN si annulla. Se esso risulta inferiore alla vita utile dell'investimento, allora l'investimento risulta vantaggioso.

$$TRA = \frac{\log(1 - SPB * i)}{\log(1 + i)}$$

Tutti questi indici sono stati valutati utilizzando, come costo di investimento, il differenziale tra l'investimento connesso alla realizzazione dell'impianto MBBR, e l'investimento stimato per l'opzione di riferimento costituita dalla tecnologia tradizionale a fanghi attivi (CAS). Anche come costi operativi, per il calcolo dei flussi di cassa sono stati presi in considerazione, i principali costi differenziali tra le due tecnologie, cioè costi energetici, reagenti e smaltimento fanghi. Non sono stati considerati costi di personale e di manutenzione, che si possono ritenere ragionevolmente simili per impianti della stessa taglia. Per il calcolo degli indici, inoltre, sono stati utilizzati due diversi tassi di attualizzazione: il 4% che è il tasso medio impiegato nelle diagnosi energetiche del 2019 e il 2%, valore, a giudizio degli autori, più ragionevole data la situazione economica attuale.

2.4.10.2 Impianto da 5000 AE

Nella Tabella 60 sono riportati i costi di investimento considerati per i due impianti, un impianto con tecnologia tradizionale di pre-denitrificazione e nitrificazione a fanghi attivi (CAS) ed un impianto di nitrificazione parziale e denitrificazione simultanea in reattore MBBR per la taglia di 5000 AE.

Tabella 60. Costi di investimento specifici CAS-MBBR (5000 AE)

Impianto CAS			Impianto MBBR
	Costo di investimento (€ AE ⁻¹)	Costo di investimento (€)	Costo di investimento (€)
Grigliatura	0,54	2700	2700
Dissabbiatura e disoleatura	1,75	8750	8750
Vasche biologiche	10,27	51350	32864
Sedimentatore	14,41	72050	72050
Disinfezione	4,8	24000	24000
Ispessitore	1,12	5600	5600
Digestione aerobica	2,00	10000	10000
Connessioni idrauliche ed elettriche	7,78	38900	31120
Servizi	14	70000	70000
Sistemazione dell'area	22,09	110450	110450
Grigliature a barre sub verticali;	3,61	18050	18050
Carroponte meccanico per dissabbiatura e disoleatura ;	1,85	9250	9250
Carroponte meccanico per sedimentazione	5,03	25150	25150
Guida periferica per sedimentatore	3	15000	15000
Ispessitore fanghi	2,87	14350	14350
Nastro pressa per la disidratazione fanghi	13,08	65400	65400
Soffianti	1,33	6650	5985
Totale delle voci precedenti		547650	520719
Altri costi		109530	104144
Carriers		0	115291
Totale costi di investimento		657180	725154

Comparando i costi tra le due tipologie impiantistiche, le differenze sono dovute ai seguenti elementi:

- Vasche biologiche: nel sistema MBBR il costo è inferiore perché non è presente la vasca di denitrificazione ma solo l'ossidazione.
- Connessioni idrauliche ed elettriche e altri costi: nel sistema MBBR il costo è inferiore per l'assenza del sistema di ricircolo del fango secondario e della miscela aerata e delle relative pompe.
- Carriers: tale costo è presente solo per il sistema MBBR e rappresenta il costo aggiuntivo legato alla presenza del materiale di riempimento da inserire all'interno del reattore MBBR.

I costi complessivi di investimento per l'impianto di trattamento CAS ed MBBR risultano pari rispettivamente a circa 657000 € e 725000 €.

Per ciò che concerne i costi di gestione sono state valutate le differenze tra i due sistemi, calcolati dalle simulazioni effettuate. La maggiore differenza è emersa dal confronto dei consumi energetici, come visto al paragrafo 2.4.8.2 l'MBBR comporta un risparmio energetico pari a circa 61300 kWh anno⁻¹ rispetto all'impianto CAS, corrispondente ad un risparmio economico ottenibile di 9195 € anno⁻¹. Dalle simulazioni non sono inoltre emerse differenze significative per ciò che concerne la produzione di fanghi.

Tabella 61: Indici economici (tasso di attualizzazione pari al 2%)

Tipologia	VAN [€]	SPB [anni]	TIR [%]	IP	TRA [anni]
CAS 1 – MBBR (K5)	111594	7.4	11%	1.7	8.1

Tabella 62: Indici economici (tasso di attualizzazione pari al 4%)

Tipologia	VAN [€]	SPB [anni]	TIR [%]	IP	TRA [anni]
CAS 1 – MBBR (K5)	75711	7.4	11%	1.1	8.9

In entrambi i casi il VAN risulta positivo, anche se il tempo di ritorno dell'investimento non è ottimale.

2.4.10.3 Impianto da 50000 AE

La stima è stata ripetuta anche per l'impianto di taglia superiore. Di seguito, si riportano, in particolare, i costi specifici di ogni voce e la valutazione degli indici economici.

Tabella 63. Costi di investimento specifici CAS-MBB (scenario 1 – 50000 AE)

Impianto CAS		Impianto MBBR	
	Costo di investimento (€ AE ⁻¹)	Costo di investimento €	Costo di investimento €
Grigliatura	0,22	10837	10837
Dissabbiatura e disoleatura	1,61	80736	80736
Vasche biologiche	7,15	357624	228879
Sedimentatore	6,08	303981	303981
Disinfezione	1,78	88864	88864
Ispessitore	0,67	33595	33595
Digestione aerobica	2,00	100000	100000
Connessioni idrauliche ed elettriche	4,71	235707	188565
Servizi	12,65	632345	632345
Sistemazione dell'area	12,19	609587	609587
Grigliature a barre sub verticali;	0,60	29802	29802
Carroponte meccanico per dissabbiatura e disoleatura ;	0,76	37930	37930
Carroponte meccanico per sedimentazione	1,44	72067	72067
Guida periferica per sedimentatore	1,17	58520	58520
Ispessitore fanghi	0,82	41181	41181
Nastro pressa per la disidratazione fanghi	2,81	140340	140340
Soffianti	0,23	11379	10241
Totale delle voci precedenti		2844495	2667471
Altri costi		568899	533494
Carriers	0	0	1152910
Costo totale di investimento		3413394	4323875

Anche in questo caso, la realizzazione di un impianto ex-novo MBBR comporterebbe un risparmio nei costi di investimento riconducibile all'assenza della vasca di denitrificazione, dei ricircoli e dei relativi sistemi di pompaggio ed un costo aggiuntivo dovuto al materiale di riempimento del reattore. Il costo totale dell'impianto MBBR, tenuto conto anche del costo aggiuntivo legato ai carriers, risulta pari a circa 4324000 € contro i 3413000 € stimati per la realizzazione dell'impianto di trattamento CAS.

Per i costi di gestione, anche in questo caso, l'utilizzo di una tecnologia di trattamento MBBR comporterebbe un minore consumo energetico quantificabile in circa 576000 kWh. Oltre al risparmio energetico, è stato valutato per entrambe le soluzioni il costo per il reagente (solfato di alluminio), necessario per la precipitazione chimica del fosforo. In particolare, tale costo risulta pari a circa 137000 € anno⁻¹ per l'impianto di trattamento CAS e pari a 100000 € anno⁻¹ per la soluzione con MBBR, tale differenza è dovuta alle maggiori rimozioni del fosforo per via biologica nel sistema MBBR. Al risparmio energetico va quindi aggiunto il risparmio legato al minore consumo di reagente pari a 37000 € anno⁻¹ per cui il risparmio complessivo in termini economici risulta pari a 124000 € anno⁻¹.

I valori dei rispettivi indici economici ottenuti dal confronto tra le due tipologie di impianto proposte sono riportati nelle tabelle seguenti.

Tabella 64: Indici economici (tasso di attualizzazione pari al 2%)

Tipologia	VAN [€]	SPB [anni]	TIR [%]	IP	TRA [anni]
CAS 1 – MBBR (K5)	1506055	7.4	4%	1.65	8.0

Tabella 65: Indici economici (tasso di attualizzazione pari al 4%)

Tipologia	VAN [€]	SPB [anni]	TIR [%]	IP	TRA [anni]
CAS 1 – MBBR (K5)	1023158	7.4	4%	1.12	8.9

2.4.11 Impianto da 50000 AE con sedimentazione primaria spinta e digestione anaerobica

Uno dei vantaggi derivanti dalla tecnologia proposta rispetto alla tradizionale, consiste nella minore necessità di sostanza organica nel processo di denitrificazione. Questo rende teoricamente possibile operare una sedimentazione primaria a monte dei trattamenti biologici che possa rimuovere, sotto forma di fango primario fino al 60% dei solidi sospesi ed al 40% della sostanza organica. Tale fango primario può essere inviato a digestione anaerobica con conseguente produzione di biogas, utilizzabile in cogenerazione per la produzione di energia elettrica e termica. Come mostrato in Tabella 8, tale tipologia di impianto, prevede costi di investimento significativamente più elevati, per la presenza di un sedimentatore primario, di un digestore anaerobico, di un gasometro per lo stoccaggio del biogas e del sistema di cogenerazione.

Tabella 66. Costi di investimento specifici CAS-MBBR (scenario 2 – 50000 AE)

	Impianto CAS		Impianto MBBR + Sed.I + Digestione anaerobica
	Costo di investimento (€ AE ⁻¹)	Costo di investimento €	Costo di investimento €
Grigliatura	0,22	10837	10837
Dissabbiatura e disoleatura	1,61	80736	80736
Vasche biologiche	7,15	357624	228879
Sedimentatori	6,08	303981	455971
Disinfezione	1,78	88864	88864
Ispezzitore	0,67	33595	33595
Digestione aerobica	2,00	100000	0
Digestore anaerobico	0	0	142900
Gasometro	0	0	55000
Sistema di cogenerazione	0	0	200000
Connessioni idrauliche ed elettriche	4,71	235707	188565
Servizi	12,65	632345	632345
Sistemazione dell'area	12,19	609587	609587
Grigliature a barre sub verticali;	0,60	29802	29802

Impianto CAS			Impianto MBBR + Sed.I + Digestione anaerobica
	Costo di investimento (€ AE ⁻¹)	Costo di investimento €	Costo di investimento €
Carroponte meccanico per dissabbiatura e disoleatura ;	0,76	37930	37930
Carroponte meccanico per sedimentazione	1,44	72067	108100
Guida periferica per sedimentatore	1,17	58520	87780
Ispessitore fanghi	0,82	41181	41181
Nastro pressa per la disidratazione fanghi	2,81	140340	140340
Soffianti	0,23	11379	9672
Totale delle voci precedenti	68,8	2844495	3182086
Altri costi		568899	583279
Carriers	0	0	1152910
Costo di investimento totale		3413394	4941413

Confrontando i costi tra le due tipologie impiantistiche, le differenze sono dovute ai seguenti elementi:

- Vasche biologiche: nel sistema MBBR il costo è inferiore perché non è presente la vasca di denitrificazione ma solo l'ossidazione.
- Connessioni idrauliche ed elettriche e altri costi: nel sistema MBBR il costo è inferiore per l'assenza del sistema di ricircolo del fango secondario e della miscela aerata e delle relative pompe.
- Sedimentatori, carroponti, guide periferiche: nel sistema MBBR il costo è superiore, perché è prevista anche la sedimentazione primaria.
- Digestione aerobica: tale costo è presente solo nel CAS in quanto nel sistema MBBR esso è sostituito dalla digestione anaerobica
- Digestore anaerobico, gasometro e impianto di cogenerazione: tali costi sono presenti solo per il sistema MBBR.
- Carriers: tale costo è presente solo per il sistema MBBR e rappresenta il costo aggiuntivo legato alla presenza del materiale di riempimento da inserire all'interno del reattore MBBR.

Il costo totale dell'impianto MBBR, completo di digestione anaerobica dei fanghi e sistema di cogenerazione risulta sensibilmente più elevato e pari a circa 4941000 € contro i circa 3413000 € richiesti per la realizzazione dell'impianto di trattamento CAS.

In questo caso la presenza della sedimentazione primaria permette di ridurre la quantità di sostanza organica da ossidare, consentendo un risparmio energetico aggiuntivo rispetto a quello conseguito nello scenario precedente, arrivando ad un totale su base annuale di 767124 kWh in meno rispetto al CAS. Inoltre, la presenza della digestione anaerobica abbinata al sistema di cogenerazione permette un'autoproduzione di energia elettrica di 876000 kWh. Complessivamente il risparmio in energia elettrica è stato stimato in 1643124 kWh per un costo di circa 246468 € anno⁻¹. A questo va aggiunto un ulteriore risparmio legato alla minore produzione di fango, per un totale annuo di 54750 €. Il risparmio, invece, legato alla minore quantità

di reagente dosato risulta pari a 21788 € anno⁻¹. Il risparmio economico complessivo annuale teoricamente ottenibile risulta essere pari a circa 318257 € anno⁻¹.

I valori dei rispettivi indici economici ottenuti sono riportati nelle tabelle seguenti.

Tabella 67: Indici economici (tasso di attualizzazione pari al 2%)

Tipologia	VAN [€]	SPB [anni]	TIR [%]	IP	TRA [anni]
CAS 1 – MBBR (K5)	4685449	4.8	20%	3.1	5.1

Tabella 68: Indici economici (tasso di attualizzazione pari al 4%)

Tipologia	VAN [€]	SPB [anni]	TIR [%]	IP	TRA [anni]
CAS 1 – MBBR (K5)	3443811	4.8	20%	2.3	5.4

Da questa analisi preliminare, basata su valutazioni modellistiche, che dovranno essere confermate sperimentalmente su impianto dimostrativo, i valori notevoli ottenuti in termini di tutti gli indici economici portano a valutare come estremamente promettente questo tipo di schema di trattamento, per impianti di scala uguale o superiore ai 50000 abitanti equivalenti. Il limite per l'applicazione di questo approccio ad impianti di taglia più piccola potrebbe essere rappresentato dalla scarsa disponibilità di sistemi di cogenerazione a biogas di potenza inferiore ai 100 kW. Potrebbero però essere valutate altre soluzioni come l'utilizzo di turbine a gas con recupero dell'energia termica dei gas di scarico, in questo caso sono disponibili unità di taglia inferiore (a partire da 65 kW) ma caratterizzati anche da una efficienza elettrica significativamente inferiore (intorno al 29%).. Un'ulteriore possibilità da valutare per impianti di taglia minore è quella della digestione combinata dei fanghi prodotti dall'impianto con altri reflui ad elevato contenuto di sostanza organica facilmente reperibili sul territorio quali ad esempio scarti di cucine, sottoprodotti dell'agroindustria e forsu [105].

2.5 Sistemi di depurazione nel contesto evolutivo delle politiche ambientali e comunitarie

Gli impianti di depurazione delle acque reflue civili ed industriali sono tradizionalmente progettati e configurati con la finalità primaria di garantire un livello qualitativo delle acque allo scarico conforme ai limiti di legge, tenendo anche conto della sensibilità ambientale del recapito naturale finale. Alla luce della continua evoluzione del contesto normativo di riferimento – al passo con la necessità di fronteggiare problemi globali quali cambiamenti climatici, conservazione degli ecosistemi, sostenibilità dei modelli di sviluppo, sicurezza energetica, alimentare e di materie prime – si rende sempre più necessario un generale adeguamento dei sistemi depurativi, con i seguenti obiettivi primari, in ottica di sostenibilità ambientale e di economia circolare: garantire il rispetto di limiti di emissione allo scarico più stringenti; ridurre le emissioni di sostanze climalteranti; recuperare materie prime seconde ed energia dai fanghi di depurazione; migliorare l'efficienza energetica; garantire il riutilizzo delle acque reflue depurate.

Dall'obiettivo iniziale di rimuovere soprattutto il carico organico contenuto nelle acque reflue, nel corso degli ultimi decenni il settore depurativo è passato a dover provvedere anche al contenimento delle emissioni in ambiente di sostanze eutrofizzanti (es. N, P) e, più recentemente, di sostanze prioritarie, contaminanti emergenti, distruttori endocrini, microplastiche e gas ad effetto serra.

Al contempo, i principi sanciti dall'economia circolare richiedono di dover rivedere le logiche di gestione dei sistemi in modo tale da promuovere la chiusura dei cicli, sia di materia che di energia. Da questo punto di vista, gli impianti di depurazione offrono notevoli possibilità di sviluppo di tecnologie e metodologie mirate allo scopo, visti i diversi flussi di materia (i.e. flussi idrici, effluenti concentrati, fanghi) e di energia (i.e. elettrica, termica, chimica) che caratterizzano i processi di trattamento applicati a reflui e fanghi, con notevoli margini di recupero di risorse (i.e. "water mining") e di produzione di energie alternative (i.e. produzione di biogas, energia elettrica, vettori energetici alternativi).

In tale ottica, la produzione finale di flussi idrici depurati con livelli qualitativi tali da essere riutilizzabili negli ambiti agricolo, civile ed industriale, può garantire la disponibilità di fonti idriche non convenzionali e quindi contribuire ad alleviare le crescenti pressioni sulla risorsa, contrastando gli effetti dei sempre più frequenti fenomeni siccitosi o di carenza idrica. Analogamente, il recupero di nutrienti come azoto e fosforo, impiegabili nel settore agricolo come fertilizzanti, può contribuire a limitare l'uso di concimi di sintesi ed il relativo impatto sui consumi energetici richiesti per la loro estrazione, produzione, trasporto. Per quanto riguarda il fosforo, ad esempio, esso è considerato una materia prima critica in ambito europeo non essendovi fonti primarie a disposizione e sussistendo un forte dipendenza per l'approvvigionamento da paesi terzi quali Cina, Marocco, Stati Uniti e Russia, ove sono presenti miniere estrattive di rocce fosfatiche; ne consegue la necessità di sfruttare fonti alternative di recupero dell'elemento, per ovviare alla volatilità dei prezzi imposti o a future condizioni di scarsità. I fanghi di depurazione come i flussi concentrati offrono in tal senso ampie possibilità di recupero, favorendo al contempo la limitazione di fenomeni di eutrofizzazione dei corpi idrici superficiali.

Per quanto concerne gli aspetti energetici, come già discusso nei capitoli precedenti, il settore depurativo è investito in modo crescente dall'esigenza di migliorare il proprio bilancio energetico puntando sulle notevoli potenzialità in termini di risparmio, recupero e auto-produzione. A tal fine, già a partire dal 2015, il Sistema Idrico Integrato (SII) è chiamato a redigere le diagnosi energetiche per i principali siti produttivi o impianti con consumi di energia prevalenti, il che rappresenta una sicura leva verso l'efficientamento dei sistemi, che si aggiunge agli altri meccanismi d'incentivazione su base volontaria (es. TEE).

Infine, va considerato che gli impianti di depurazione, per le loro caratteristiche funzionali e vista la loro collocazione in ambito urbano, ben si prestano ad inserirsi in percorsi di Simbiosi Industriale con altre realtà produttive territoriali con riferimento alle materie prime seconde generate (i.e. materiali, sottoprodotti, rifiuti, energia termica ed elettrica) ma anche all'utilizzo di tecnologie, infrastrutture e know-how tecnologico.

Nel complesso, quindi, alla luce dell'attuale contesto normativo e di mercato, gli impianti di trattamento di acque reflue civili e industriali offrono rilevanti margini di ottimizzazione, a fronte di investimenti mirati e sito-specifici, per tendere ad una piena sostenibilità ambientale ed economica di sistema con ricadute positive sulle utenze finali in termini di sostenibilità ambientale, sviluppo tecnologico, spinta verso la creazione di nuovi modelli di business, professionalità e possibilità occupazionali.

2.5.1 Trattamenti terziari di affinamento delle acque e riutilizzo in ambito agricolo: Tecnologie ed inquadramento normativo.

2.5.1.1 Trattamenti terziari di affinamento delle acque

Al fine di rispondere alle evoluzioni delle politiche europee ed ambientali, i margini di adeguamento delle attuali configurazioni degli impianti di depurazione sono legati alla possibile implementazione di nuovi processi e tecnologie ovvero a modifiche alla gestione e controllo dei processi.

Tra i possibili interventi di *upgrading* impiantistico, vi è sicuramente l'inserimento di fasi di trattamento terziario per conseguire l'affinamento degli effluenti allo scarico o comunque garantire un'ulteriore azione tampone rispetto ad eventuali malfunzionamenti dell'impianto di depurazione o ad oscillazioni repentine dei carichi in ingresso. Le tipologie di trattamento terziario vanno definite in base alle caratteristiche qualitative delle acque reflue da trattare (ed in relazione alla presenza di specifici inquinanti da rimuovere) ed alla qualità desiderata allo scarico, a sua volta funzione dell'uso finale a cui sono destinate le acque e dello stato ambientale del corpo idrico ricettore e della sensibilità dell'ambito territoriale di riferimento; inoltre, la specifica sequenza dei trattamenti terziari deve essere tale da preservare le efficienze di rimozione di tutte le unità previste (ad es. le unità di disinfezione conseguono efficienze minori se esercite in presenza di solidi sospesi).

Le soluzioni di trattamento terziario maggiormente impiegate sono di tipo fisico o fisico-chimico e sono rappresentate dalle seguenti tipologie: a) sistemi di filtrazione per la rimozione di solidi sospesi (e.g. filtrazione a sabbia, sistemi a membrane), anche eventualmente coadiuvati da dosaggi di prodotti coagulanti/flocculanti (i.e. PAC, FeCl₃, FeSO₄, composti organici); b) processi di adsorbimento su carbone attivo (i.e. carbone in polvere o granulare); c) processi di ossidazione avanzata (i.e., O₃, UV, H₂O₂, H₂O₂/UV, O₃/UV, H₂O₂/O₃, H₂O₂/O₃/UV, Processo Fenton, Processo foto-Fenton) per la rimozione di composti solubili poco biodegradabili; d) processi a scambio ionico per la rimozione di specifici cationi ed anioni (e.g. resine); e) processi di disinfezione finale per assicurarsi idonei ratei di abbattimento di componenti microbiologiche (i.e. dosaggi di NaClO, ClO₂, PAA, UV).

In Tabella 69 si riporta uno schema di classificazione dei processi di affinamento in base alle classi di inquinanti da rimuovere. Per esigenze di sintesi, si rimanda alla consultazione di manuali e testi dedicati per la descrizione di dettaglio delle singole tecnologie e dei relativi principi di funzionamento.

Tabella 69 - Principali processi di affinamento applicabili per il trattamento di reflui in uscita da fasi di trattamento secondario (inclusa la rimozione dei nutrienti) [22]).

Classi di inquinanti*	F	Fc	MF	UF	NF	OI	AC	SI	AOP	D
Solidi sospesi										
Materiali colloidali										
Fosforo										
Organico refrattario disciolto										
Inorganico disciolto										
Microinquinanti										
Batteri/protozoi										
Virus										

*F=Filtrazione; Fc=Filtrazione per contatto; MF=Microfiltrazione; UF=Ultrafiltrazione; NF=Nanofiltrazione; OI=Osmosi Inversa; AC=Carbone attivo; SI= Scambio ionico; AOP=Ossidazione avanzata; D=Disinfezione.

Oltre agli aspetti tecnologici, connessi con le prestazioni che si intende conseguire in termini di livelli qualitativi delle acque trattate, la definizione di una linea di trattamento terziario va effettuata anche in relazione ai costi di esercizio da sostenere in termini di uso di chemicals, materiali e consumi energetici.

In Figura 1 viene riportato uno schema logico di supporto alla valutazione della sostenibilità ambientale ed economica di possibili tecnologie di trattamento avanzato delle acque reflue, ad integrazione di tradizionali linee municipali di trattamento a fanghi attivi [106]. L'analisi, basata su tecniche di LCA, è stata condotta nell'ipotesi di esigenza di rimozione di 12 sostanze pericolose, inclusi metalli pesanti, inquinanti organici, interferenti endocrini e microrganismi patogeni. Le valutazioni tengono conto dell'incremento dei costi

relativi a voci quali il consumo di energia e risorse per la costruzione ed il funzionamento della tecnologia avanzata di trattamento delle acque reflue selezionata. In particolare come tecnologie di affinamento dei reflui sono state considerate: 1) filtrazione a sabbia; 2) trattamento con ozono; 3) UV per la disinfezione di microrganismi patogeni; 4) bioreattore a membrana (MBR); 5) UV in combinazione con ossidazione avanzata. La Tabella 70 propone quindi, come risultato dell'analisi condotta, i costi di investimento e di esercizio per ognuna delle soluzioni tecnologiche individuate.

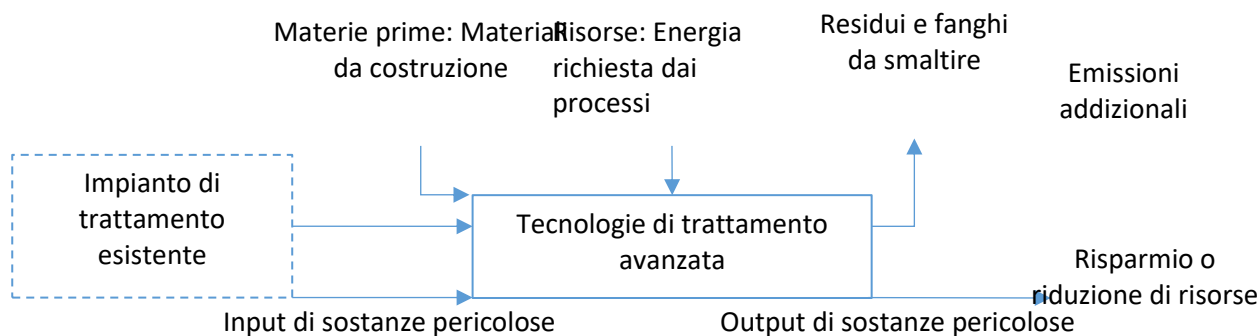


Figura 125 - Modello per la valutazione degli impatti ambientali delle tecnologie di trattamento avanzate considerate [106].

Tabella 70 - Stime economiche dei costi di investimento ed esercizio delle tecnologie di trattamento selezionate per una taglia Q = 50.000 m³d⁻¹.

Tecnologia di trattamento	Costi di investimento e di esercizio* [€ m ⁻³ trattato]
Filtrazione a sabbia	4.6
Trattamento con Ozono	2.6
UV per la sola disinfezione di microrganismi patogeni	1.6
UV in combinazione con ossidazione avanzata:	
- Ozono seguito da UV	1.6
- UV/Ozono	4.0
- UV e perossido di idrogeno	6.8
Bioreattore a membrana (MBR)	8.6

* Valori riferiti a prezzi 2006, considerando un tempo di ammortamento di 20 anni ed un tasso di interesse del 5%.

I risultati dello studio hanno portato ad evidenziare come i sistemi a membrana implicino i maggiori potenziali impatti ambientali e costi rispetto ad altri trattamenti come l'ozonizzazione o la filtrazione a sabbia. Quest'ultima tecnologia presenta gli aspetti tecnici ed ambientali più vantaggiosi nell'ipotesi di diverse fonti di inquinanti, mentre se l'obiettivo primario è rappresentato dalla rimozione dei microrganismi patogeni, il sistema meno impattante risulta essere il trattamento UV [106].

Dinanzi l'esigenza di rimozione di solidi sospesi colloidali non sedimentabili e solidi sedimentabili molto fini, caratterizzati da una bassa velocità di sedimentazione, una soluzione adottabile consiste nel dosaggio di chemicals per promuovere processi di chiariflocculazione [107] [107]. Tali trattamenti chimico-fisici consentono di incrementare le rese di rimozione di vari inquinanti tra cui metalli, sostanze organiche recalcitranti, fosforo ma anche oli e grassi. Il dosaggio di prodotti chimici (i.e. coagulanti e flocculanti quali l'allume e vari polielettroliti) consente di agglomerare le sostanze da rimuovere sino a consentirne la loro separazione per sedimentazione o flottazione con produzione di un effluente chiarificato che risulta eventualmente da affinare in sezioni successive di filtrazione o altre sezioni di post-trattamento. Oltre all'aumento dell'efficienza nella rimozione di inquinanti, ulteriori vantaggi sono rappresentati dalla possibilità di usare carichi idraulici superficiali maggiori e dalla garanzia di prestazioni costanti. Al contempo vi sono svantaggi connessi ad esempio all'aumento dei costi per i reattivi ed alla produzione di fanghi di tipo chimico,

spesso poco disidratabili, che vanno ad influire sui costi di gestione della linea fanghi sia dal punto di vista energetico che di smaltimento finale dei fanghi disidratati [108]. Anche i sistemi naturali estensivi (i.e. lagunaggio, fitodepurazione) sono contemplati quali soluzioni in grado di operare come trattamenti terziari, oltre che secondari. Tali tecnologie si basano sulla creazione aree umide artificiali in cui l'instaurarsi di sinergie metaboliche tra componente vegetazionale (es. macrofite) e microrganismi, coadiuvati dalle interazioni chimico-fisiche con il substrato di supporto (es. suolo) promuovono la rimozione dei contaminanti dagli effluenti [109]. La principale fonte energetica a supporto del funzionamento di tali soluzioni è l'energia solare, trasformata in chimica mediante il processo di fotosintesi. Dal punto di vista idraulico, il deflusso delle acque è garantito dalle leggere pendenze, generalmente all'1%, opportunamente conferite alle basi sistema in fase di realizzazione secondo i criteri di progettazione per le CW. Rispetto agli impianti di depurazione tradizionali i sistemi naturali offrono importanti vantaggi. Tra questi: costi minimi di costruzione e manutenzione; riduzione dei consumi di energia elettrica; assenza o ridotta necessità di apparecchiature elettromeccaniche; funzionamento depurativo indipendente dall'assenza di energia o sovraccarico idraulico; inserimento paesistico-ambientale meno invasivo e creazione di aree verdi; funzione di accumulo delle acque depurate per scopi di riutilizzo molteplici. Tra i principali svantaggi vanno invece annoverati l'ingombro spaziale e la sensibilità alle condizioni climatiche stagionali [22] per cui l'impiego di tali soluzioni risulta preferibile in zone a clima caldo umido e con ampia disponibilità di spazio. Numerosi casi applicativi hanno verificato la loro applicabilità come soluzioni di affinamento delle acque reflue e riutilizzo delle stesse in ambito agricolo. Ad esempio, [110] hanno proposto uno studio italiano inerente l'adozione di due diverse filiere di trattamento terziario basate sull'impiego di constructed wetlands (CW) a flusso orizzontale in combinazione con altre tecnologie di post-trattamento. In particolare, la prima filiera di trattamento sperimentata (i.e. "sistema di trattamento terziario estensivo - ETTS") prevedeva a valle della CW uno stagno biologico, un serbatoio di stoccaggio, filtri a sabbia e a disco. La seconda opzione, indicata come "sistema di trattamento terziario ibrido - HTTS", includeva la CW in serie con filtri a sabbia, a disco e disinfezione finale tramite sistemi ultravioletti (UV). Oltre che offrire una valutazione sulle efficienze di rimozione dei contaminanti e la verifica della conformità delle acque recuperate rispetto ai limiti previsti per il riuso in ambito agricolo dalla normativa italiana [111] e dalle linee guida dell'OMS [112], lo studio ha effettuato una dettagliata analisi economica tenendo conto dei costi complessivi di realizzazione, gestione, monitoraggio degli schemi di trattamento, riuso delle acque, costruzione e monitoraggio degli impianti di irrigazione. Entrambe le soluzioni proposte, sebbene alcune disparità per le efficienze di rimozione della carica microbiologica, hanno portato a verificare l'affidabilità di tali tecnologie come soluzioni adottabili per affinare le acque in ottica di riuso in ambito agricolo con costi di produzione simili (Tabella 71).

Tabella 71 Costi attualizzati di costruzione e O&M di RW da sistemi ETTS e HTTS [110]

	Costruzione (€)	O&M annuali (€)	O&M (Valore attualizzato) (€)	Totali (€)	Costi unitari (€ m ⁻³)
ETTS	423,360.00	53,500.00	727,700.00	1,151,060.00	0.18
HTTS	107,000.00	63,800.00	872,000.00	979,000.00	0.16

Oltre le tecnologie presentate, già implementate in numerosi impianti su scala reale, il panorama dei processi di trattamento avanzati delle acque reflue è estendibile a processi innovativi. L'impiego di micro-alghe [113] [114], processi di ossidazione avanzata chimica ed elettrochimica [112, 113, 114], l'uso di materiali quali diatomee o biochar per l'adsorbimento [115, 116] sono solo alcuni esempi di processi in fase di sperimentazione e sviluppo.

Nel complesso, quindi, il quadro delle soluzioni implementabili per conseguire un trattamento di affinamento delle acque reflue municipali risulta piuttosto ampio e rappresentato sia dalle diverse opzioni tecnologiche a disposizione sia dalla possibile combinazione in serie di differenti processi. In ogni caso, è sempre opportuna una preliminare verifica della fattibilità tecnico-economica e della sostenibilità ambientale delle filiere di trattamento individuate. Tali valutazioni vanno condotte alla luce delle finalità del trattamento (esigenze ambientali e destinazione d'uso finale delle acque recuperate), dei costi d'investimento e di esercizio attesi e delle evoluzioni del quadro normativo ed istituzionale europeo e nazionale tenendo peraltro in debito conto i principi delle politiche di economia circolare e simbiosi industriale.

2.5.2 Riutilizzo agricolo dei reflui trattati

2.5.2.1 Produzione acque reflue e fabbisogno irriguo

Le pratiche di recupero e riutilizzo delle acque reflue depurate rientrano tra le principali strategie di gestione del ciclo idrico finalizzate a fronteggiare i crescenti fabbisogni e garantire la salvaguardia delle fonti idriche primarie, in piena sintonia con i piani di azione per l'economia circolare mirati alla chiusura dei cicli.

L'agricoltura rappresenta uno dei settori maggiormente idro-esigenti soprattutto nelle aree in cui è più diffuso il ricorso a pratiche irrigue per garantire il fabbisogno idrico delle colture. A livello europeo, tali pratiche sono applicate specialmente negli stati meridionali dell'area mediterranea, tra cui l'Italia che è uno dei paesi con la maggiore propensione all'irrigazione. A livello nazionale, nel 2017, a fronte di un prelievo di acqua dolce di circa 33,7 Mm³, il 50,4% è stato destinato al settore agricolo, il 22,9% all'uso industriale ed il 26,7% al civile [120]. Di contro, il settore della depurazione delle acque reflue nazionale, con un totale di 17897 impianti [121], garantisce il trattamento di un carico inquinante corrispondente a circa 75,2 milioni di AE [121] per una corrispondente volume di acque reflue totali trattate stimabile nell'ordine di 6 Mm³ (per 250 l d⁻¹ A.E.⁻¹). Nell'ipotesi di riutilizzo a scopo irriguo del totale dei reflui depurati prodotti, essi potrebbero soddisfare circa il 20% del fabbisogno colturale complessivo. Tale quota si riduce laddove si considerino le sole acque in uscita da impianti di depurazione muniti di trattamento di affinamento terziario, che rappresentano solo il 12,9% del parco impianti nazionale, ma trattano circa i due terzi (66,7%) dei carichi inquinanti totali in ingresso ai trattamenti depurativi. Nella relazione annuale 2019, sviluppata sulla base dei dati acquisiti nell'ambito dell'aggiornamento tariffario 2018-2019, A.R.E.R.A. [122] riporta che nel panorama italiano il 20% del totale dei reflui trattati è destinabile al riutilizzo, ma solo il 4% di tale volume viene realmente sfruttato con uso prevalente irriguo.

2.5.2.2 Quadro normativo: attuali limiti e prospettive future

Il limitato ricorso a pratiche di riutilizzo diretto delle acque reflue depurate è in parte da ascrivere ad ostacoli di carattere normativo ed autorizzativo ed in particolare ai limiti imposti dal D.M. 185/2003 che, pur prevedendo la possibilità di riutilizzo idrico diretto in vari ambiti applicativi (i.e. agricolo, industriale e civile), definisce limiti di qualità molto stringenti e non modulati in base allo specifico uso finale previsto. In particolare, ai fini del previsto riuso viene richiesto il rispetto di valori limite per 54 parametri chimico-fisici e biologici, a fronte dei 27 parametri previsti per le acque potabili (di questi, 13 hanno valori limiti coincidenti). Lo stesso D.M. peraltro sancisce che la distribuzione delle acque reflue trattate deve avvenire per mezzo di reti separate richiedendo quindi l'individuazione e l'allestimento di infrastrutture dedicate. L'approccio restrittivo e gli oneri richiesti per l'attuazione di sistemi di riutilizzo, di fatto, non hanno stimolato il ricorso reale alle pratiche di riutilizzo, limitandone il contributo in termini di contrasto strutturale alle situazioni permanenti di siccità idrica. Di contro, si è diffusa la pratica del riuso indiretto delle acque reflue, con lo scarico delle stesse in corpi idrici connessi idraulicamente a valle con le infrastrutture irrigue esistenti (i.e. canali di bonifica-irrigazione), sottoponendole quindi a fattori di diluizione prima del successivo prelievo per fini irrigui.

In prospettiva futura, il riutilizzo diretto delle acque affinate viene fortemente perseguito dalle politiche europee e dal piano d'azione per l'Economia Circolare. In particolare, va presa in considerazione l'approvazione del Regolamento (EU) 2020/741 [123] che stabilisce le prescrizioni minime per il riutilizzo dell'acqua ai fini irrigui in agricoltura. Il Regolamento, che diverrà applicativo a 3 anni dalla sua approvazione (i.e. 06/2023), definisce una nuova filiera di gestione delle acque urbane depurate ed individua gli attori coinvolti e relative responsabilità al fine di garantire un utilizzo sicuro della risorsa.

Viene prevista la possibilità di utilizzare diversi livelli di qualità dell'effluente trattato in funzione delle colture da irrigare e del loro utilizzo, a differenza della normativa nazionale attualmente in vigore. In termini di requisiti qualitativi, il regolamento individua 4 classi di qualità (da A a D) delle acque affinate in funzione del livello di trattamento subito e del rispetto dei limiti prescritti per i parametri chimico-fisici biologici individuati (i.e. *E. coli*, BOD₅, TSS, torbidità, Legionella, Nematodi intestinali), definendo per ciascuna classe i possibili impieghi finali in campo agricolo e tenendo peraltro in considerazione la tipologia dei sistemi di irrigazione utilizzati.

Elemento chiave del regolamento è l'analisi di rischio che si configura come uno strumento necessario a definire le attività ordinarie di monitoraggio da prevedere per la verifica di conformità delle acque affinate con le prescrizioni minime di qualità. L'analisi di rischio è finalizzata ad integrare l'elenco dei parametri tabellati includendone ulteriori sulla base delle specificità locali, delle caratteristiche della filiera di gestione delle acque reflue e dell'utilizzo finale previsto. Tra questi, ad esempio, sono da considerare anche metalli pesanti, sottoprodotti di disinfezione, inquinanti emergenti tra cui microplastiche. Il Regolamento rende necessaria una re-infrastrutturazione, o comunque un adattamento, non solo delle reti di distribuzione delle acque depurate, ma anche dei sistemi di accumulo da prevedere per gestire lo scostamento tra la produzione (continua) ed il consumo (discontinuo e caratterizzato da portate generalmente maggiori della produzione istantanea): a tal fine, sono da individuare sistemi buffer o di stoccaggio adeguati e con capacità idonea e calibrata rispetto al fabbisogno dell'area irrigua asservita. Risulta quindi evidente che la fattibilità tecnica e la sostenibilità economica di sistema sono da considerare funzione, non solo delle caratteristiche fisiche del territorio, ma anche della tipologia impiantistica e della produttività dei sistemi colturali da servire.

2.5.2.3 Aspetti economici

In relazione allo specifico contesto europeo, il JRC [124] ha effettuato una analisi dei costi del riutilizzo dell'acqua e dei vantaggi offerti dalle pratiche del riutilizzo delle acque reflue trattate nel ridurre lo stress idrico. Lo studio si è avvalso del modello EPIC (Environmental Policy Integrated Model) che consente di simulare le rese delle colture, i fabbisogni idrici ed effettuare bilanci di azoto e fosforo. Per il calcolo del costo del trattamento e della distribuzione dell'acqua è stato usato un consolidato approccio di modellazione idro-economica. In particolare, i costi del riutilizzo sono stati calcolati come la somma del costo di: 1) trattamento dell'acqua per il riutilizzo; 2) realizzazione di infrastrutture per lo stoccaggio e la distribuzione dell'acqua (condotte e pompe) e 3) energia per il pompaggio dell'acqua di recupero dall'impianto di trattamento delle acque reflue alle aree agricole limitrofe.

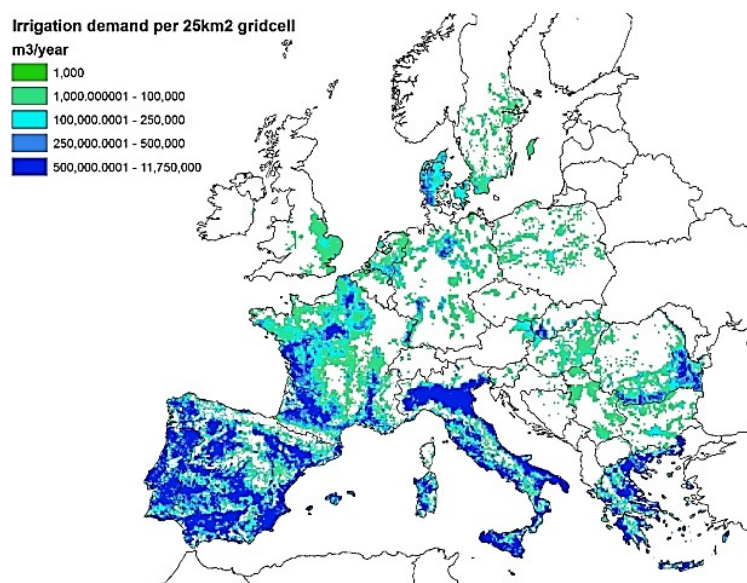


Figura 126 Fabbisogno medio di acqua per l'irrigazione, calcolato con il modello EPIC.

A fronte dei fabbisogni idrici per l'irrigazione degli Stati membri, quantificati tramite l'applicazione del modello EPIC, si sono prese in considerazione le volumetrie di acque reflue trattate nell'ipotesi di una loro piena idoneità qualitativa al riutilizzo per effettuare un incrocio tra domanda e offerta. Il quadro desunto fa emergere come le quote maggiori della domanda di irrigazione dell'UE sono detenute da Spagna (ca. $18 \text{ km}^3 \text{a}^{-1}$), Italia (ca. $11 \text{ km}^3 \text{a}^{-1}$), Francia e Grecia con tra 4 e $5 \text{ km}^3 \text{a}^{-1}$ ciascuna, Portogallo con quasi $3 \text{ km}^3 \text{a}^{-1}$ e la Romania con meno di $1 \text{ km}^3 \text{a}^{-1}$. Tutti gli altri Stati membri dell'UE presentano richieste di irrigazione molto inferiori. La richiesta idrica è stata poi confrontata con la quantità totale di acqua che può essere riutilizzata

nelle vicinanze degli impianti di trattamento delle acque reflue, per classi di costi. Il riutilizzo dell'acqua può contribuire per Spagna e Portogallo a circa il 20% della domanda di irrigazione, per Italia e Francia a circa il 45%, per Grecia, Malta e Romania a circa il 10%. In tutti gli altri paesi, a causa dei minori requisiti di irrigazione, il riutilizzo dell'acqua può soddisfare l'intera domanda a meno che l'agricoltura irrigua sia relativamente troppo lontana dagli impianti di trattamento delle acque reflue (paesi nordici, Slovacchia, Bulgaria, Polonia). Tra i paesi con maggiore domanda di irrigazione, la Grecia mostra le condizioni più favorevoli per i costi totali, con la maggior parte dei volumi compatibile con costi di riutilizzo inferiori a 0,5 € m⁻³, seguita dal Portogallo. La Francia è la meno favorita, mentre Italia e Spagna si trovano in una condizione intermedia (Figura 127).

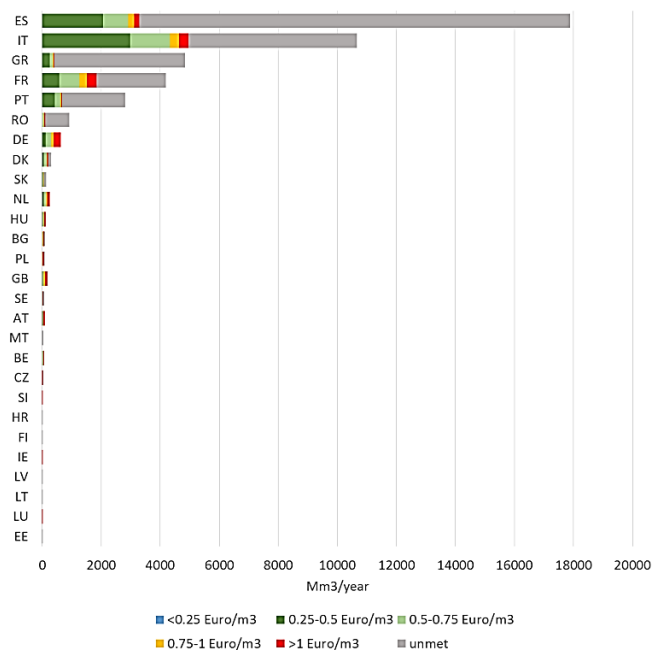


Figura 127 Costi totali per paese: quantità di acqua recuperata che può essere potenzialmente distribuita a costi totali diversi per 27 Stati membri dell'UE (Cipro non inclusa a causa della mancanza di stime sull'irrigazione). "Unmet" rappresenta la domanda di irrigazione stimata per il Paese, superiore alla fornitura potenziale di acqua di recupero.

Relativamente ai costi richiesti per la produzione di acqua reflua depurata, che incidono in maniera significativa sul successo delle pratiche di riutilizzo, in tabella vengono riportate le voci di costo per il riuso dell'acqua reflua depurata in funzione della vicinanza dei siti di riutilizzo, dell'impiego specifico e dei trattamenti necessari per soddisfare i relativi requisiti di qualità [125].

Tabella 72- Costi tipici totali per il riutilizzo di acqua reflua depurata, modificata

Tipo di applicazione	Costo tipico totale (€ m ⁻³)
Acqua reflua prodotta da trattamento secondario per uso agricolo "ristretto" vicino all'impianto (nessun trattamento addizionale)	0.02-0.08
Acqua reflua prodotta da trattamento aggiuntivo terziario con rete di distribuzione per uso industriale e per utenti civili entro i 10 km.	0.4-0.7
Ricarica della falda con trattamenti spinti in aggiunta (UV, filtrazione su sabbia, etc.) dell'acqua trattata (incluso il sistema di ricarica).	0.4-1
Distribuzione senza restrizione con rete duale per esistenti agglomerati per uso civile non potabile (incluso il trattamento terziario e la rete di distribuzione).	1-1.7

2.5.2.4 Recupero di elementi nutrienti dalle acque di riutilizzo

Un implicito vantaggio offerto dalle pratiche di riutilizzo delle acque reflue depurate in ambito agricolo consiste nel recupero di nutrienti e sostanza organica con conseguenti effetti positivi sia per i fattori di fertilità del suolo che per le esigenze nutrizionali delle colture. Peraltro, tali apporti di nutrienti (es. N, P, K) contribuisce ad attenuare il ricorso a pratiche di concimazione intensive con risparmi economici e minori richieste di materie prime. Tale aspetto assume particolare rilevanza per il fosforo, il cui ciclo biogeochimico

chiuso rende necessario lo sfruttamento delle riserve minerali di rocce fosfatice. Tali giacimenti sono presenti in paesi terzi, verso cui si instaura quindi un rapporto di dipendenza commerciale per il soddisfacimento delle esigenze di concimazione. In Figura 3 si riporta la stima dei quantitativi di azoto che sarebbero restituiti all'agricoltura nell'opzione del riutilizzo delle acque reflue trattate, dei margini incrementali di recupero ottenibili con l'adozione di tecnologie e strategie dedicate ed applicate al settore depurativo e del gap rispetto alle esigenze attuali di concimazione effettuate per mantenere la produttività dei sistemi agricoli [124].

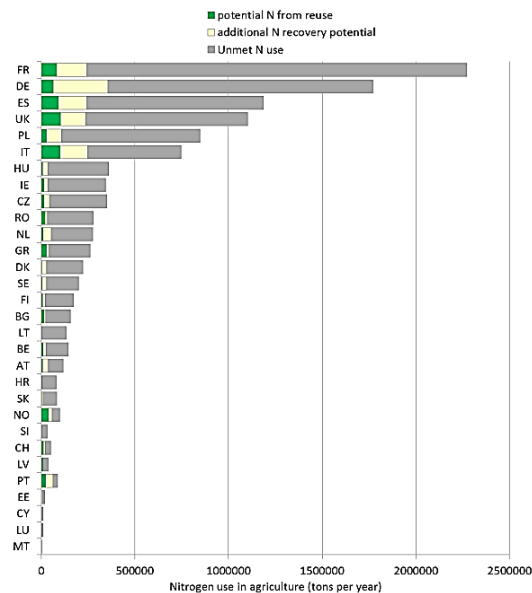


Figura 128 Confronto tra N da riutilizzo e fertilizzante N minerale. N dal riutilizzo dell'acqua è il carico di N nelle acque reflue trattate, mentre il potenziale di recupero aggiuntivo di N è N in ingresso agli impianti di trattamento delle acque reflue, che rappresenta il limite superiore teorico di N recuperabile come fertilizzante. L "utilizzo non soddisfatto" rappresenta la quantità di fertilizzanti minerali azotati in eccesso rispetto al potenziale recupero di azoto.

Nello scenario valutato emerge come le acque reflue offrano un notevole potenziale di restituzione di nutrienti con la Germania e l'Italia che presentano i maggiori margini di recupero nell'ottica dell'implementazione di strategie mirate, che possono andare a compensare in parte le richieste di concimi. A tal proposito, un recente studio [126] incentrato sulla definizione dello stato dell'arte e delle potenzialità delle tecnologie di recupero del fosforo dal settore di depurazione, in riferimento al solo contesto italiano, stima un quantitativo in uscita dagli impianti di depurazione pari a 43.000 t a⁻¹ [126]. Da dati della FAO (2017) [127], al 2005, circa 180.000 t P a⁻¹ sono importate in Italia come minerale fertilizzante. In base al potenziale di fosforo recuperabile da fanghi di depurazione e acque reflue effluenti) si potrebbe soddisfare c.c. il 23% della materia prima minerale acquistata per scopi agricoli.

2.5.3 Recupero di materie prime seconde dai reflui e dai fanghi (wastewater mining)

I trattamenti depurativi possono tendere ad una maggiore sostenibilità nell'uso dell'energia e di altre risorse non rinnovabili, sfruttando il potenziale offerto dalla specificità dei propri flussi di materia ed energia, conformemente ai principi della green economy e dell'economia circolare.

Ogni sezione di impianto offre variegata potenzialità di recupero di prodotti valorizzabili dal punto di vista energetico, o come materie prime seconde, aprendo alla creazione di nuove filiere industriali basate sul concetto di "bioraffinerie". In Tabella 5 si riporta un quadro delle possibili pratiche finalizzate al recupero di materia e di energia attuabili nei differenti comparti di un impianto di depurazione [125].

Tabella 73- Potenziali azioni per il recupero di materia e di energia in vari comparti di un impianto di depurazione, modificata. [125]

	Sezione	Azione	Tipo	Obiettivo del recupero	Livello di sviluppo
Comparti di pre-trattamento/trattamento primario					
1	Grigliatura	Lavaggio grigliato	Sostanza organica	Substrato per denitrificazione	Molte applicazioni a scala reale
2	Grigliatura	Microgrigliatura <0.35 mm	Fibre di cellulosa	Sfruttamento energetico	Scala pilota
3	Dissabbiatura	Lavaggio sabbie	Sabbie	Riutilizzo in opere civili	Poche applicazioni, impianti centralizzati
4	Disoleatura	Separazione oli/grassi	oli/grassi	Sfruttamento energetico	Poche applicazioni
5	Se dimentazione primaria	By-pass	Sostanza organica	Substrato per denitrificazione	Molte applicazioni a scala reale
		Separazione fanghi primari	Sostanza organica	Produzione di biogas in digestione anaerobica	Molte applicazioni a scala reale
Comparti di trattamento secondario e terziario					
6	Denitrificazione	Dosaggio di Sostanza Organica di recupero	Sostanza organica	Sostituzione di substrati puri	Applicazioni ove risulta necessario il ricorso a substrati organici esterni (i.e. metanolo, glicerolo) per supportare il processo.
7	Effluente da trattamento secondario e terziario	Uso interno come acqua tecnica	Effluente depurato	Vari usi, risparmio della risorsa acqua	Molte applicazioni
8	Effluente da trattamento terziario	Usi esterni all'impianto	Effluente depurato		poche applicazioni
9	Effluente	Idro-elettrico	Energia potenziale	Energia elettrica	Maturo, ma poche applicazioni
10	Effluente	Pompe di calore	Energia termica	Energia elettrica	poche applicazioni
Comparti della linea fanghi					
11	Digestione anaerobica	Produzione di biogas	Energia chimica	Generazione di vettori energetici	Molte applicazioni a scala reale
12	Surnatanti dalla linea fanghi	Recupero fosforo (e ammonio)	Struvite	Impiego come fertilizzante	Rare applicazioni a scala reale
13	Surnatanti dalla linea fanghi	Recupero ammonio	Sali di ammonio	Impiego come fertilizzante	Fattibile a scala reale ma non conveniente
14	Linea fanghi	Produzione di biopolimeri	Biopolimeri (PHA)	Materiale bioplastiche	per Scala pilota
15	Usi esterni	Recupero in agricoltura/compost	Fanghi disidratati/essiccati	Impiego come ammendante	Molte applicazioni
16	Usi esterni	Trattamenti termici	Fanghi disidratati	Combustibili e recupero energetico	Molte applicazioni
Comparti ausiliari					
17	Apparecchiature elettromeccaniche	Raccolta consorzio oli esausti	Oli esausti	Rigenerazione oli e recupero energetico	Molte applicazioni

2.5.4 Recupero dei nutrienti

Negli ultimi anni si rileva un crescente interesse soprattutto verso pratiche di recupero di elementi nutrienti quali azoto e fosforo - quest'ultimo incluso nell'elenco europeo delle materie prime critiche – in ragione dei crescenti costi di produzione e della crescente richiesta di concimi chimici da parte del settore agricolo.

Gli impianti di depurazione tendono a concentrare tali elementi in specifici flussi (es. fanghi primari, secondari, digestati, biogas, fanghi chimici) rendendo quindi concreta ed appetibile la possibilità di recupero.

In particolare, dal momento che lo scopo primario dei trattamenti depurativi è quello di restituire all'ambiente dei flussi idrici di buona qualità, i composti chimici separati si concentrano soprattutto nei fanghi e lungo la linea di trattamento ad essi dedicata.

La composizione chimica delle acque reflue coltate dai sistemi di fognatura agli impianti di depurazione risulta variabile in funzione degli specifici contributi del settore civile e produttivo presenti nell'agglomerato a cui afferisce ciascun impianto.

In generale, il carico pro-capite di azoto totale in un'acqua reflua urbana è di circa 4,7 kg N A.E.⁻¹ a⁻¹, di cui circa il 65% è presente sotto forma ammoniacale, che viene ossidato e ridotto mediante processi di nitrificazione e denitrificazione negli impianti convenzionali CAS [128]. I processi di tipo biologico tramite la trasformazione delle forme azotate in N₂ e uptake cellulare offrono la possibilità di conseguire diverse efficienze di abbattimento dell'azoto a seconda delle configurazioni impiantistiche adottate e dei processi promossi.

Tabella 74 – Rendimenti conseguibili con diversi livelli di depurazione. I valori riportati si intendono cumulativi per l'intero ciclo di depurazione, spinto fino al trattamento indicato. La rimozione dell'azoto riportata per i trattamenti di defosfatazione non prevede la fase di denitrificazione nel ciclo [22]

Trattamento	Percentuale di rimozione					Residui prodotti
	SS	BOD	N	P	<i>E. coli</i>	
Pretrattamenti	0-15	0-10	0	0	0	Grigliati, sabbie, oli
Sedimentazione Primaria	50-60	25-30	10-15	10-15	30-60	Fanghi primari
Flocculazione chimica	80-95	45-55	10-15	70-80	50-80	Fanghi primari con metalli
Trattamento biologico	85-90	80-90	20-30	15-25	90-99	Fanghi biologici
Denitrificazione	90-95	90-95	65-75	15-25	90-99	Fanghi biologici
Defosfatazione	85-90	80-90	20-30	75-85	90-99	Fanghi chimici o biologici
Affinamento e disinfezione	>95	>90	>85	>80	>99,99	Acque di controlavaggio

Per il fosforo, invece, si può assumere un carico pro-capite in un'acqua reflua urbana pari a circa 0,9 kg P⁻¹ A.E.⁻¹ a⁻¹. Prevedendo per la sua rimozione trattamenti chimici (precipitazione chimica di fosfati con dosaggio di quali cloruro ferrico, solfato di alluminio, etc.) o processi di defosfatazione biologica (EBPR-Enhanced Biological Phosphorus Removal), circa il 90% di tale fosforo può essere rimosso e trasferito nei fanghi prodotti. Con il processo biologico i fanghi arrivano ad avere sino al 5% o più di P, in termini di peso secco, rispetto al solo 2-3% nei fanghi non EBPR.

Nell'ambito delle linee di trattamento depurative convenzionali, i flussi che maggiormente si prestano ad attività di recupero e valorizzazione sono principalmente quelli che riguardano la linea fanghi, in virtù del fatto che essa interessa flussi a maggior concentrazione di nutrienti. In particolare, i flussi di maggiore interesse sono rappresentati dai digestati, ovvero i flussi risultanti dal processo di digestione anaerobica, in cui la sostanza organica viene principalmente convertita in metano, mentre i principali elementi nutrienti (componenti a base di azoto, fosforo ed altri elementi quali potassio, magnesio, calcio e zolfo) vengono trattenuti nello stato liquido [127,128]:per quanto riguarda le frazioni azotate, esse vengono convertite prevalentemente ad azoto ammoniacale, mentre il contenuto totale di fosforo organicamente legato diventa disponibile in forma solubile.

La tabella seguente riporta la composizione chimica di un digestato previo trattamento in digestione anaerobica derivato da valutazioni condotte su 213 campioni di differente origine.

Tabella 75 Composizione (10° percentile, mediana, 90° percentile; n. di osservazioni: 213) di digestati non trattati [131]. w% = % su peso fresco.

Parametro	Unità	Digestato non trattati		
		10°perc	mediana	90°perc
Peso secco	w%	4.98	8.70	12.0
Materia Organica	w%	2.8	5.3	7.6
pH (H₂O)	-	8.1	8.3	8.6
Conduttività elettrica	mS cm ⁻¹	20	32	45
N Totale		0.17	0.42	0.75
NH₄-N	g L ⁻¹	0.52	2.15	3.41
NO₃-N	mg L ⁻¹	3.10	5.85	10.0
Rapporto C:N-ratio	-	3.89	6.58	13.7
P₂O₅ Totale	w%	0.14	0.39	0.65
K₂O Totale	w%	0.20	0.35	0.50
CaO Totale	w%	0.16	0.30	0.55
MgO Totale	w%	0.03	0.09	0.20

A loro volta, i digestati a valle del processo di digestione anaerobica vengono comunemente sottoposti a processi di separazione solido/liquido (i.e. post-ispessimento) e di disidratazione finale (i.e., centrifugazione, filtro o nastro-pessatura), al fine di ridurre le volumetrie dei fanghi in uscita dal depuratore mediante l'allontanamento della frazione acquosa separata che prende comunemente il nome di "acque madri". Tali flussi risultano concentrati di composti solubili, tra cui forme azotate e fosfatice, andando a costituire, assieme ai fanghi stessi, i flussi di maggior interesse per la definizione di strategie di recupero di nutrienti. Va evidenziato che attualmente, nella comune gestione degli impianti, le acque madri sono convogliate in testa alla linea acque determinando un carico supplementare in ingresso ai processi biologici aerobici, con conseguenti maggiori consumi energetici per esigenze di aerazione (stimati in circa 3,1 kWh_{el} kg N⁻¹ ossidato, [132]).

Ne consegue quindi la possibilità di agire sia sui digestati tal quali, sia su flussi di acque madri e su quelli di fango disidratato. Sulla base delle interessanti concentrazioni di nutrienti ivi contenuti si stanno individuando delle soluzioni tecnologiche atte al loro recupero ed alla produzione di composti a valore aggiunto.

In Figura 129 si illustra una possibile classificazione delle soluzioni attuabili [133].

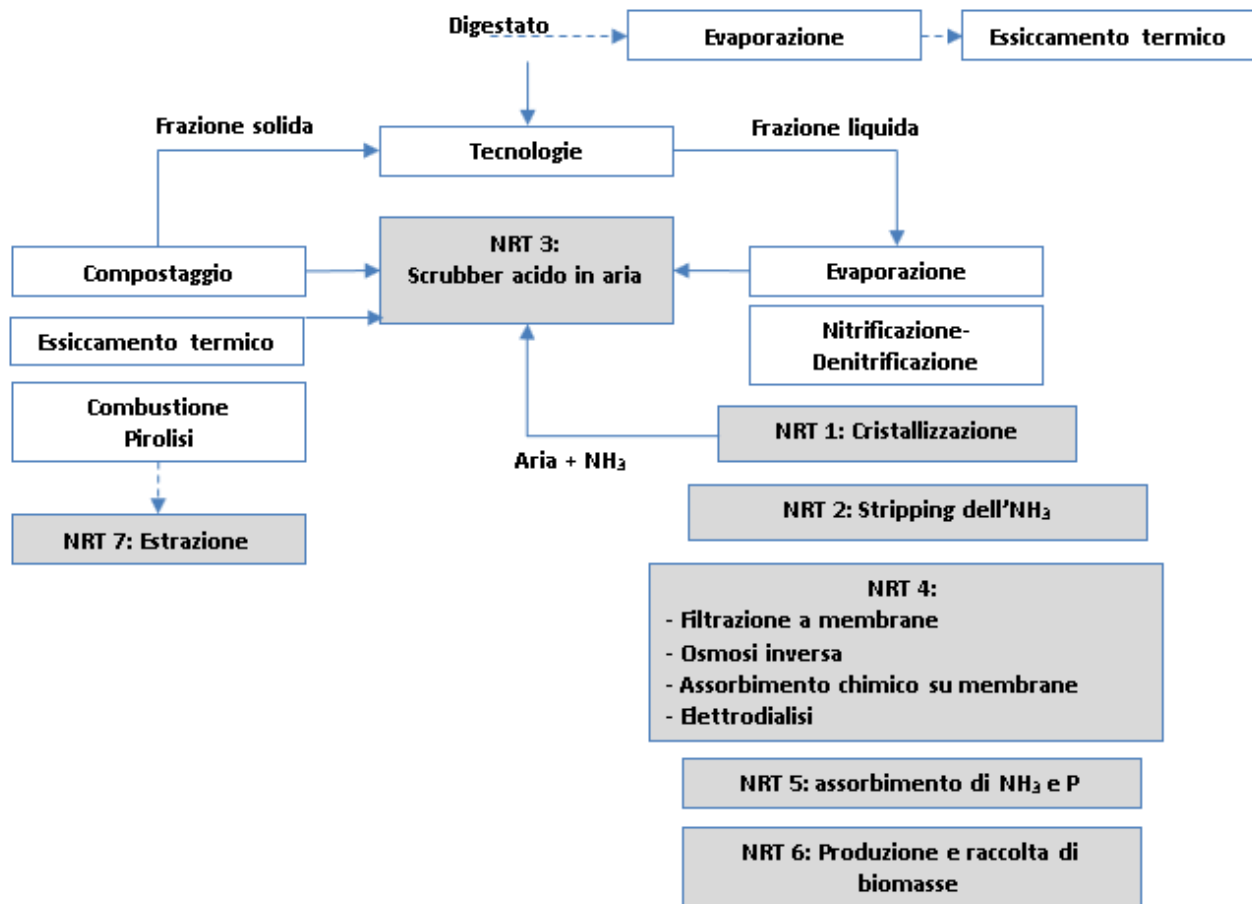


Figura 129 Panoramica schematica delle tecnologie di trattamento del digestato. Scatole ombreggiate tecnologia di recupero dei nutrienti (NRT)

In generale, i processi di dissoluzione chimica risultano fondamentali ai fini del recupero dei nutrienti. In tale ottica, tuttavia, la defosfatazione per via chimica operata tramite dosaggio di sali risulta poco funzionale, poiché i fosfati metallici che si formano sono molto stabili e scarsamente solubili [134] e si rileva inoltre una maggiore produzione finale di fanghi.

Nel seguito vengono descritte le principali tecnologie per il recupero di nutrienti dal digestato che, ad oggi, hanno trovato applicazione su vasta scala.

Sistemi di precipitazione/cristallizzazione

Il recupero dei nutrienti (soprattutto fosforo) condotto sulla base della precipitazione e cristallizzazione (NRT 1) rappresenta una tecnologia matura, che prevede principalmente l'aggiunta di Mg ($MgO/MgCl_2$) e soda caustica ($NaOH$) a una soluzione contenente PO_4-P (ortho-P) solubile e ammonio, per incrementare il valore di pH nel range 8.3–10 ed indurre la precipitazione di struvite, $MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$ [135]. Questi processi hanno la capacità di rimuovere e recuperare oltre l'80-90% del fosforo solubile nei flussi liquidi e dal 10 al 40% di NH_4-N . Tale processo comporta una considerevole diminuzione delle volumetrie di fanghi prodotti dall'8 al 31% [134, 135]. La crescita dei cristalli di struvite avviene per agglomerazione o per crescita su altri cristalli definiti seed materials. La struvite, grazie alla sua composizione in cui azoto, magnesio e fosforo sono presenti in uguali concentrazioni molarie, è un prodotto potenzialmente interessante per l'industria dei fertilizzanti. La lenta velocità di solubilizzazione, inoltre, permette il rilascio dei nutrienti durante l'intera stagione di crescita (Parson e Smith, 2008). Tra le soluzioni adottabili al fine di promuovere il recupero di struvite risultano sviluppate tecnologie a letto fluidizzato, reattori miscelati a da aria o reattori miscelati. Ne sono un esempio i processi Ostara PEARL™, NuReSys (Nutrient Recycle System), PHOSPAQ™, Phosnix™ e PHOSPQ™. Processi che sfruttano i principi chimici della precipitazione funzionali al recupero di fosforo sotto forma di sali sono

inoltre rappresentati da K-Struvite ($\text{KMg}(\text{PO}_4)6\text{H}_2\text{O}$); Idrossiapatite ($\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3(\text{OH})$); Fosfato di magnesio (Monobasico- $\text{Mg}(\text{H}_2\text{PO}_4)_2$, Dibasico - MgHPO_4 , Tribasico - $\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$).

Sistemi di estrazione e assorbimento di NH_3

Per il recupero dell'azoto una valida soluzione è rappresentata dallo strippaggio dell'ammoniaca con successivo assorbimento in una soluzione acida in apposite torri di lavaggio. Il processo prevede il dosaggio dal reflu da trattare viene di una base (solitamente calce viva) per innalzare il pH (quindi la concentrazione di OH^-) del reflu e favorire la formazione di NH_3 . Tramite successiva insufflazione di aria, l'ammoniaca viene strippata dal reflu e assorbita poi tramite una soluzione di acido solforico, ottenendo una soluzione di solfato d'ammonio (NH_4)₂SO₄ che può essere utilizzato per diversi scopi, tra cui la produzione di fertilizzanti. In alternativa al dosaggio di prodotti chimici basici, è possibile effettuare lo strippaggio a caldo, andando a fluire nel reflu da trattare aria previamente riscaldata, per favorire la volatilizzazione dell'ammoniaca.

Sistemi di filtrazione a pressione su membrana

I processi di filtrazione a pressione su membrane (NRT4) finalizzati al recupero di nutrienti sono applicabili nel campo della *micro, ultra, nano* filtrazione fino ad arrivare a utilizzare *membrane di osmosi inversa*. Nonostante le buone rese in termini di percentuali di recupero, i notevoli consumi energetici richiesti e la necessità di ricorrere a frequenti lavaggi delle membrane risultano punti critici nella valutazione delle tecnologie a membrana per il recupero dei nutrienti. A livello sperimentale, ancora, sono stati testati materiali adsorbenti (NRT5) quali zeoliti in colonne impaccate, che hanno consentito di asportare dal flusso del reflu circolante attraverso scambio ionico l' NH_4^+ e/o i fosfati recuperabili in seguito, in fase di rigenerazione delle colonne. In alternativa il materiale adsorbente stesso può essere usato come fertilizzante a lento rilascio.

Sistemi di recupero a valle di processi termici lavaggio con aria acida

Per il recupero del fosforo, una matrice utilizzabile è rappresentata dai prodotti ottenuti a valle di processi termici (i.e. incenerimento, carbonizzazione idro-termica, etc.) a cui sono sottoposti i fanghi di depurazione. Di fatti il fosforo è un elemento non volatile e va pertanto a concentrarsi nelle ceneri dei fanghi. Tramite disidratazione dei fanghi, conseguita con il processo di carbonizzazione idro-termica (180°C-250°C, 10-20 bar) e successivo impiego di una fase di separazione mediante filtropressa, sono state raggiunte verificate nel filtrato concentrazioni di P nel range 8-10 g l⁻¹. Nelle ceneri dei fanghi ottenute a seguito di mono-incenerimento sono riscontrabili percentuali di fosforo in termini di P₂O₅ nel range 9-27% [138]. L'incenerimento deve essere condotto a temperature inferiori ai 700 °C per preservare il fosforo in una forma biodisponibile per le piante. Il processo, tuttavia, comporta la volatilizzazione dell'azoto sotto forma di ossido di diazoto (N₂O) che, per essere contenuta, necessita di temperature superiori ai 900 °C che risultano, quindi, incompatibili con il recupero del fosforo per usi agronomici [139].

Nel seguito, in Tabella 76 si riporta una panoramica delle tecnologie impiegabili con una valutazione delle percentuali di recupero nutrienti, impegno economico e fase di sviluppo, mentre in Tabella 77 si illustra la classificazione dei prodotti finali recuperati per classe, tecnologia, materia prima, prodotto, composizione/ qualità, valore commerciale corrente) [133].

Tabella 76 Panoramica della tecnologia: tecnologia, processo, alimentazione, % di recupero, principali colli di bottiglia tecnici, valutazione economica e ambientale, fase di sviluppo e riferimenti [133]

Classe	Tipologia di Processo	Feed	% di recupero	Maggiori ostacoli tecnici	Valutazione economica	Valutazione ecologica	Stato di sviluppo
Precipitazione di Struvite	Fisico-chimico	Liquido	80-90% P; 10-40% N	Precipitazione in tubazioni/strumentazioni; Inquinamento con acidi organici; Produzione stabile e controllata.	Può risultare remunerativo; CAPEX: € 2300-24,500 kg ⁻¹ P day ⁻¹ ; OPEX: € -520 to 2800 ton ⁻¹ struvite or €-200 to 75,000 year ⁻¹ ; Complessivo: € -7800 to 89,400 year ⁻¹	Uso di prodotti chimici (NaOH, Mg) ↑; Fe/Al uso ↓; Discarica ↓; Gestione e smaltimento dei fanghi ↓; Pulizia dei depositi di struvite ↓.	Pienascala
	Elettro-chimico	Liquido	>99% P	Richiesta di R&D	Richiesta di R&D	Uso di prodotti chimici ↓; Consumi energetici ↓; <70 Wh m ⁻²	Lab: fase test
	Bio-fisico-chimico	Liquido	20-40% P	Richiesta di R&D	Richiesta di R&D	Efficienza energetica ↑; 73 ± 4% H ₂ production	Lab
Precipitazione di fosfato di calcio	Fisico-chimico	Liquido	50-100% P	Co-precipitazione di CaCO ₃ ; Richiesta di stripping di CO ₂	Può risultare remunerativo; CAPEX: € 2300-2900 kg ⁻¹ P day ⁻¹ ; OPEX: dipende dall'uso di Ca(OH) ₂	Uso di Ca(OH) ₂ ↑; Uso di Fe/Al ↓	Piena scala: letame e digestato. Lab: digestato
Stripping e assorbimento di NH ₃	Fisico-chimico: torri (a letti impaccati o no)	Liquido	Up to 98% N; Range: 80-90% N	Fouling e corrosione del materiale impaccato	CAPEX: € 0.5-15 milioni, OPEX: € 4.5-8.6 m ⁻² , per 800 m ² day ⁻¹ a 2.4 g N m ⁻² (90% di recupero); Complessivo € 2.0-8.1 m ⁻² for 70 m ² h ⁻¹ ; Dipende dal pH e T; Può (in parte) sostituire i fanghi attivi; Interesse in S ↑	Odori ↓; Consumo di energia (aria/calore) ↑: 1.54-12 kWhel m ⁻² e 62-69 kWhth m ⁻² ; Uso di acidi ↑: 7-10 kg H ₂ SO ₄ m ⁻² ; Uso di basi ↑: 0-6.5 kg NaOH m ⁻² , per 800 m ² day ⁻¹ a 2.4 g N m ⁻² (90% di recupero); Uso di chimici per cleaning:	Pienascala
	Fisico chimico: idrociclone		> 97% NH ₃	Richiesta di R&D Scale-up?!	Interesse in S ↑; Potenziale per recuperi simultanei di P	Self-cleaning; Consumo energetico ↓; Uso di addi ↑; Uso di chimici ↓;	Lab
	Fisico chimico: dischi rotanti		± 80% NH ₃	Richiesta di R&D, Scale-up?!	Interesse in S ↑; Nessuna Richiesta di air scrubber	Consumo di energia ↓: <1 kW; Uso di acidi ↑; Uso di chimici;	Pilota
Scrubbing acido in aria	Fisico chimico	Gas	91-99% N	Fouling/corrosion dei materiali impaccati; Performance in condizioni di gelo?!	Può risultare remunerativo; CAPEX: € 13 kg ⁻¹ NH ₃ rimossi; OPEX: € 6-7 kg-1 NH ₃ ; Interesse in S ↑:	Odori ↓; Consumi energetici (aria) Energy use (air) ↑: min. 0.057 kWh kg ⁻¹ NH ₃ ; Uso di acidi ↑; min. 1.5 L H ₂ SO ₄ kg-1 NH ₃	Pienascala
Filtrazione membrane	Fisico: filtrazione per differenza di pressione	Liquido	N and K % dipendente dai pretrattamenti	Occlusione e scaling. Sovente richiesta di manutenzione e di energia	Alti CAPEX & OPEX: € 4-13 m ⁻²	Consumi energetici ↑: 4-6 kWh m ⁻² (RO); Utilizzo di composti chimici per cleaning ↑	Pienascala
	Fisico: Osmosi diretta	Liquido	Richiesta di R&D	Diffusione inversa del soluto Necessità di sviluppo di nuove membrane	Costi (dati non disponibili) ↓	Consumi energetici ↓ (da confermare): 3-8 kWh m ⁻² Utilizzo di composti chimici per cleaning ↓; minore esigenza di cleaning	Piena scala desalinizzazione, processi di produzione alimentare: digestato/letami in 5-10 anni

ACCORDO DI PROGRAMMA MISE (OGGI MITE)-ENEA

Classe	Tipologia di Processo	Feed	% di recupero	Maggiori ostacoli tecnici	Valutazione economica	Valutazione ecologica	Stato di sviluppo
	Fisico-chimica: assorbimento transmembrana	Liquido	70-99 % NH ₃	Occlusione	Dipendenza dal trasferimento di massa Costi simili allo stripping	Consumi energetici ↓: <1 kWh m ⁻³ Utilizzo di composti chimici (acidi) ↑	Pilota
	Elettrochimica: elettrodialisi	Liquido	80-83 % NH ₃	Alti consumi energetici; Costi variabili per membrane, elettrodi, custodie; Necessaria trappola adda per NH ₃ ; Necessario Post trattamento (RO / stripping)	Costi (dati non disponibili)	Consumi energetici ↑: 3.25-3.60 kWh kg ⁻¹ NH ₄ -N o 1.2-1.5 kWh kg ⁻¹ K; Volatilizzazione di NH ₃	Pienascala: limitata Lab: digestato/letame
Assorbimento di NH ₃	Fisico-chimica	Liquido	18 % P 15-60 % NH ₃	Fouling della colonna di imballaggio; Rigenerazione e Manutenzione; Necessari Post- e / o pretrattamento necessario	Potenziati bassi costi rispetto ad altri tecnologie (a seconda di disponibilità, pretrattamento e rigenerazione); Ulteriore ricerca necessaria per trattamento del digestato	Consumi energetici ↓; Consumo di chemicals ↑	Piena scala: limitata alle acque reflue Lab: digestato
Produzione di biomasse e raccolta	Biologico	Liquido	84-98 % N 90-99 % P	Metodo di raccolta; Ridotta penetrazione di luce; Diluizione spesso necessaria necessaria; Grandi superfici; Tossicità per N > [60 mg L	Capex: >[€ 80,000 ha ⁻¹ ; Complessivo:(macrofite):€ 12-33 PE ⁻¹ year ⁻¹ Complessivo (algae): € 4-300 kg ⁻¹ dry weigh	Superficie ↑: 3.4-8.3 m ² PE ⁻¹ Consumi energetici ↑ (CO ₂ addizione); Uso di polimeri	Pilota/Piena scala Lemna Lab: alghe
Estrazione di P da ceneri e biochar	Termochimica: Wet chimico	Solido	Fino a 78% P	Riscaldamento, cleaning del gas di scarico, e rimozione dei metalli pesanti; criticità nella scelta di pH, temperatura e chimica	<€ 1 m ⁻³ slurry (wet extraction) € 3 ton ⁻¹ slurry (piralisi) € 0-10 m ⁻³ slurry (combustione)	Combustione = sostenibilità? Consumo di energia ↑; dipendenza da T; Uso di chimici: ↑: dipendente dal processo	Piena scala: fanghi inceneriti. Lab: digestati inceneriti

↑ = relativamente alti; ↓ = relativamente bassi; CAPEX = capital expenditures; OPEX = operational expenditures; PE = abitanti equivalenti; RO = Osmosi inversa; ?! = questionabile

Tabella 77 Classificazione dei prodotti finali recuperati: classe, tecnologia, materia prima, prodotto, composizione / qualità, valore commerciale corrente [133]

Classe	Tecnologia	Feedstock	Product	Composizione /qualità	Valore di Mercato
Precipitati di N/P	Precipitazione (chimica) della Struvite	Frazione liquida (acidificata) del digestato	MgNH ₄ PO ₄ ·6H ₂ O	Struvite pura: 6 % N, 29 % P ₂ O ₅ , 10% Mg	€45–1393 ton ⁻¹
				Ostara: 5 % N, 28 % P ₂ O ₅ , 10 % Mg	
				Crystalactor: 9 % N, 46 % P ₂ O ₅ , 16 % Mg; Cristalli (0.5–5 mm); A lento rilascio; Purezza?!	
	Precipitazione (elettrochimica) della Struvite	Frazione liquida	MgNH ₄ PO ₄ ·6H ₂ O	Purezza >90 %; Richiesta di R&D	Richiesta di R&D
	Precipitazione (bio-elettrochimica) della Struvite		MgNH ₄ PO ₄ ·6H ₂ O	Richiesta di R&D (rimozione del 40% di P solubile)	Richiesta di R&D
Precipitati di K/P	Precipitazione (chimica) della Struvite	Frazione liquida (acidificata) del digestato	KMgNH ₄ PO ₄ ·6H ₂ O	Richiesta di R&D	Richiesta di R&D
Precipitati di P	Precipitazione di fosfato di calcio	Frazione liquida (acidificata) del digestato	Ca ₃ (PO ₄) ₂ ·OH CaHPO ₄ ·2H ₂ O	Ptot: 10–11 %; Cristalli; Purezza?	Richiesta di R&D
Estratti di P	Estrazione di P	Ceneri/biochar	Estratti acidi di P, CaHPO ₄ , struvite, Fe/AlPO ₄	P ₂ O ₅ : 15–35 % Alta bio-disponibilità di P; Purezza?	€ 0.89–4.25 m ³
Soluzioni di N/S	Stripping e assorbimento	Flussi liquidi decarbonati	(NH ₄) ₂ SO ₄ in soluzione	Ntot: 30–70 kg m ⁻³ ; S: 61–100 kg m ⁻³ pH: 3–7. Alto contenuto di sali 30–150 mScm ⁻¹	€90–120 ton ⁻¹ Tecnologia matura
	Scrubbing acido in aria	Stripgas, air	(NH ₄) ₂ SO ₄ in soluzione	Ntot: 30–70 kg m ⁻³ ; S: 61–100 kg m ⁻³ pH: 3–7; Alto contenuto di sali: 30–150 mScm ⁻¹	€90–120 ton ⁻¹ Tecnologia matura
	Chemio-adsorbimento su membrane	Testato su urine; Applicazione potenziale per la frazione liquida di digestati/letame	(NH ₄) ₂ SO ₄ in soluzione	Several 100g NH ₄ ?L ⁻¹	Richiesta di R&D
Concentrati di N/K	Osmosi inversa	Permeati da ultrafiltrazione, microfiltrazione o flottazione ad aria disciolta	Concentrati di N/K	N _{tot} : 3–11 kg ton ⁻¹ ; 92 % NH ₄ -N; 8 % N organico; K ₂ O _{tot} : 5.0–13.6 kg ton ⁻¹ ; P ₂ O ₅ tot: 0–1.4 kg ton ⁻¹ ; Purezza?!	€1.19–1.25 ton ⁻¹
	Osmosi diretta	Frazione liquida	Concentrati di N/K	Richiesta di R&D; Potenziale per prodotti di alta qualità con alti tassi di reiezione	Richiesta di R&D
	Elettrodialisi	Frazione liquida (filtrata)	Concentrati di N/K	Richiesta di R&D 7x concentrazione di input	Richiesta di R&D
Zeoliti a base di Ni	Assorbimento di NH ₃	Frazione liquida (filtrata) (digestati da confermare)	Clinoptilolite arricchita in N	Fertilizzanti a lento rilascio; Potenziale contaminazione (i.e. metalli pesanti, etc) Necessità di R&D	Richiesta di R&D
Biomasse	Produzione di biomasse e raccolta	Frazioni liquida diluita	Biomasse (alghe, macrofite)	Lemne: 30 % P su peso secco; Alto contenuto in proteine: N P K C Potenziale per biofuel e industria chimica o mangimi per animali	€ 5300 year ⁻¹ in proteine di 11 ton ha ⁻¹ year ⁻¹

In merito alle altre tecnologie e processi in grado di favorire il recupero di energia o di altre materie prime seconde, se per talune di esse il livello di maturità tecnologico è ben consolidato con diffuse applicazioni in scala reale, come nel caso della produzione e valorizzazione a scopi energetici del biogas prodotto dalla digestione anaerobica di fanghi di depurazione, in altri casi la possibilità di recupero di prodotti secondari lungo le varie sezioni di impianto è stata approfondita in pochi casi reali e, soprattutto, nell'ambito di progetti di ricerca. In relazione a questi ultimi, si citano a titolo esemplificativo i progetti Pioneer_STP, SMART-Plant, INCOVER, Res Urbis, Screencap.

Nell'ambito delle possibili opzioni finalizzate alla valorizzazione della filiera del trattamento depurativo delle acque reflue, va menzionata ad esempio la possibilità di sfruttare i meccanismi metabolici dei batteri per la produzione di biopolimeri e VFA. Alcuni batteri anaerobici risultano in grado di immagazzinare carbonio nelle proprie cellule ed in particolare vi sono accumulatori di fosfato (polyphosphate accumulating organisms, PAO) e di glicogeno (glycogen-accumulating organisms, GAO) sottoforma di biopolimeri, di grande interesse per i vantaggi offerti in termini di biodegradabilità, biocompatibilità, proprietà termiche e meccaniche. Allo stesso modo, sfruttando i meccanismi alla base del processo della digestione anaerobica, è possibile produrre acidi grassi volatili, come ad esempio acetato, propionato e butirato. Nonostante l'elevato valore potenziale offerto dalla produzione di biopolimeri e VFA, ad oggi le esperienze mirate alla produzione di tali composti sono prevalentemente connesse a sperimentazioni in ambito di progetti di ricerca.

Altre esperienze rilevanti condotte su scala pilota sono relative al recupero di cellulosa tramite l'adozione di metodologie separative meccaniche. Tali studi sono stati condotti in ragione dell'abbondanza di tale materiale nelle acque reflue afferenti agli impianti, in ottica di un possibile reimpiego nell'edilizia e per la produzione di biocompositi, viste anche le buone percentuali di recupero della cellulosa ed i benefici conseguibili (i.e. minimizzazione del consumo di sostanze chimiche, minori consumi elettrici per l'aerazione e minor produzione di fanghi che ne riduce i costi di gestione e smaltimento).

In generale, la perseguibilità delle azioni di recupero, difatti, oltre agli aspetti di maturità tecnologica risulta in ogni modo influenzata da fattori economici, normativi e dalla potenziale richiesta sul mercato dei prodotti recuperati.

Analogamente, l'assetto normativo spesso implica degli ostacoli a causa della natura stessa dei prodotti e delle attività che li generano, con sovrapposizioni, ad esempio, di sicurezza sanitaria o alle tematiche di gestione dei rifiuti. Da tale punto di vista, la definizione dei criteri "end of waste" e per la produzione di sottoprodotti offre una valida apertura allo sviluppo di tali processi. È ad esempio il caso delle sabbie ricavate dalla sezione di dissabbiatura che vanno dilavate per ridurre il contenuto organico per far sì che la matrice sia considerata materiale inerte e quindi riutilizzabile come sottofondi stradali, letti di posa di tubazioni, produzione di conglomerati bituminosi o cementizi, etc.

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

Il presente paragrafo descrive le attività inerenti lo sviluppo di un sistema innovativo di upgrading biologico del biogas prodotto a partire da fanghi di depurazione (WP 5.1). In particolare, si riporta una descrizione dettagliata delle azioni sperimentali condotte nel corso dell'annualità 2020 e finalizzate al confronto della capacità di trasferimento gas-liquido di diversi dispositivi atti a favorire la captazione dell'idrogeno (H₂) esogeno da parte dei microrganismi (metanigeni idrogenotrofi), per la successiva conversione dell'anidride carbonica (CO₂) contenuta nel biogas in metano (CH₄).

2.6.1 Upgrading biologico del biogas, sistemi di diffusione

Il confronto dei diversi dispositivi punta a porre in relazione le efficienze di sistemi di tipo meccanico, maggiormente energivori (cavitatore idrodinamico), e quelle di sistemi di tipo passivo, privi di organi in movimento (eiettore di tipo Venturi, diffusore poroso) e quindi potenzialmente caratterizzati da consumi energetici minori.

Partendo dall'analisi critica della letteratura di settore, in cui si espone una panoramica generale dei sistemi commerciali di upgrading del biogas a biometano attualmente più diffusi sul mercato, vengono poi descritte le prove sperimentali effettuate con riferimento ad alcune tecnologie di riferimento individuate, per la determinazione del coefficiente che descrive la cinetica di trasferimento dei gas in mezzo acquoso (K_{La}) e che risulta tra i parametri chiave per la definizione di un modello matematico predittivo della produzione di biometano a partire da substrati gassosi, quali H₂ e CO₂.

Le attività sono state svolte in stretta collaborazione con il gruppo di lavoro composto dalla Prof. Francesca Malpei, dall'ing. Anna Santus e dall'ing. Mirko Trionfini del Dipartimento di Ingegneria Civile ed Ambientale (DICA) del Politecnico di Milano, che svilupperà, nel corso dell'ultimo anno del PTR-2019-2021 attraverso la linea di attività 5.9, un modello matematico per la simulazione ed ottimizzazione del processo di upgrading del biogas a biometano.

2.6.1.1 Principali tecnologie commerciali per l'upgrading del biogas

Nell'ambito del trattamento delle acque reflue, la digestione anaerobica risulta essere il metodo più consolidato negli impianti di depurazione di media-grossa taglia per stabilizzare la frazione organica residuale dei fanghi di supero e garantire, al contempo, un recupero energetico sotto forma di biogas per l'autoproduzione in loco di energia elettrica e/o termica mediante combustione in cogenerazione e/o in caldaia. Sulla spinta delle più recenti normative di settore, che mirano ad una progressiva decarbonizzazione dell'economia nazionale e ad uno sviluppo sostenibile sempre di più basato sull'interazione simbiotica tra diversi settori produttivi, il biogas può anche essere ulteriormente sottoposto ad una fase di raffinazione (*upgrading*) per separare l'anidride carbonica (CO₂) e le altre componenti indesiderate che caratterizzano la sua composizione chimica, fino a raggiungere le caratteristiche tipiche del biometano, il quale può essere immesso nella rete di distribuzione del gas naturale e sfruttato in vari settori sia in ambito civile che industriale [140] [141].

A livello industriale, l'upgrading del biogas a biometano viene effettuato essenzialmente attraverso processi di natura chimico-fisica e la loro classificazione si basa sul tipo di meccanismo coinvolto. Le tecnologie più diffuse sul mercato sono il lavaggio con acqua, il lavaggio chimico, la separazione con membrane e l'adsorbimento a pressione oscillante (PSA) (Figura 130).

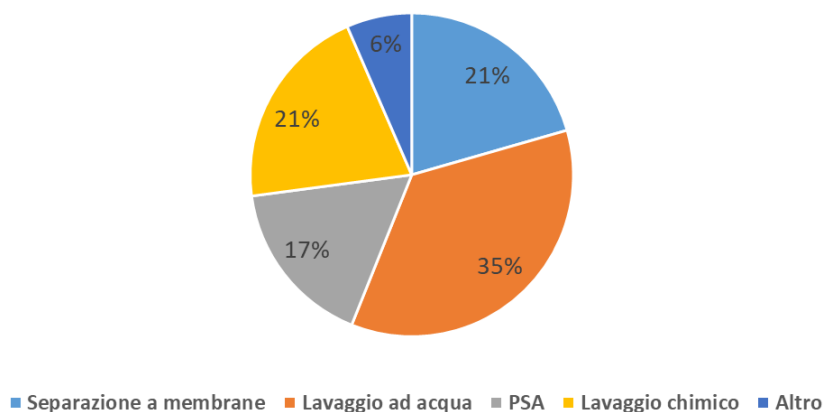


Figura 130 - Distribuzione percentuale delle tecnologie di upgrading commercialmente più diffuse (Elaborazione da Baena-Moreno et al. 2020) [142].

- Lavaggio ad acqua (water scrubbing)

Il lavaggio ad acqua (water scrubbing) risulta essere la tecnologia più diffusa a livello commerciale data l'elevata flessibilità operativa che il sistema garantisce rispetto alle variazioni delle condizioni d'esercizio, assicurando allo stesso tempo facilità di gestione.

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 (Figura 131) [143].

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'H₂S, 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 Nm⁻³ di biogas trattato in funzione alla presenza o no dell'unità di rigenerazione d'acqua [144].

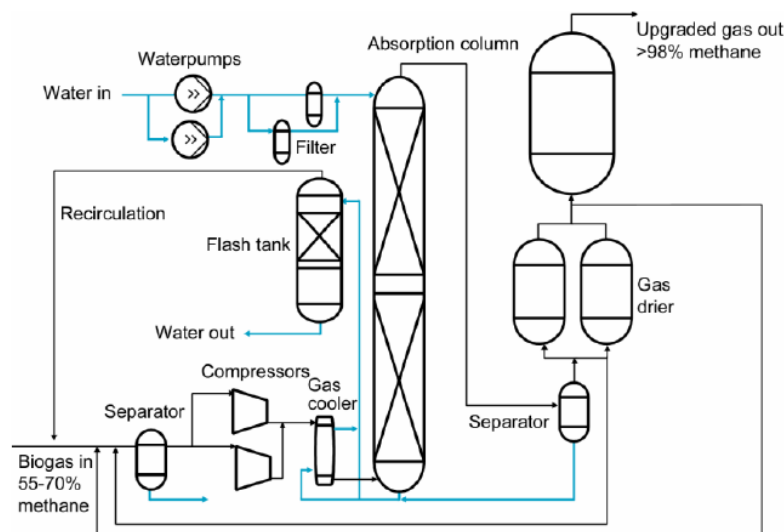


Figura 131 - Rappresentazione schematica del processo di *water scrubbing* senza rigenerazione d'acqua [143].

▪ Lavaggio chimico

Analogamente al lavaggio con acqua, il processo di adsorbimento all'interno degli scrubber può essere effettuato mediante sistemi di lavaggio chimico mediante l'impiego di solventi organici (es. metanolo, ammine, etc.) che, grazie alla capacità di generare dei legami chimici con i soluti gassosi da allontanare dalla corrente di biogas (CO_2 , H_2S , NH_3 , etc), riescono a incrementare la selettività del processo di upgrading e aumentare quindi l'efficienza di recupero di CH_4 (Figura 132). Da una parte questo consente di ridurre i volumi delle colonne di adsorbimento e di operare con pressioni d'esercizio più basse rispetto al lavaggio ad acqua ma, d'altro canto, oltre ad un incremento del livello di rischio per la salute degli operatori dovuto all'impiego di solventi tossici, è necessaria una fonte di energia termica per rompere i legami con i soluti gassosi durante la fase di desorbimento necessaria per il recupero di solvente. Le condizioni di esercizio (temperatura e pressione) e i consumi di energia associati dipendono dalla tipologia di solvente impiegato e variano da 0,2 – 0,5 kWh Nm⁻³ di biogas trattato [143].

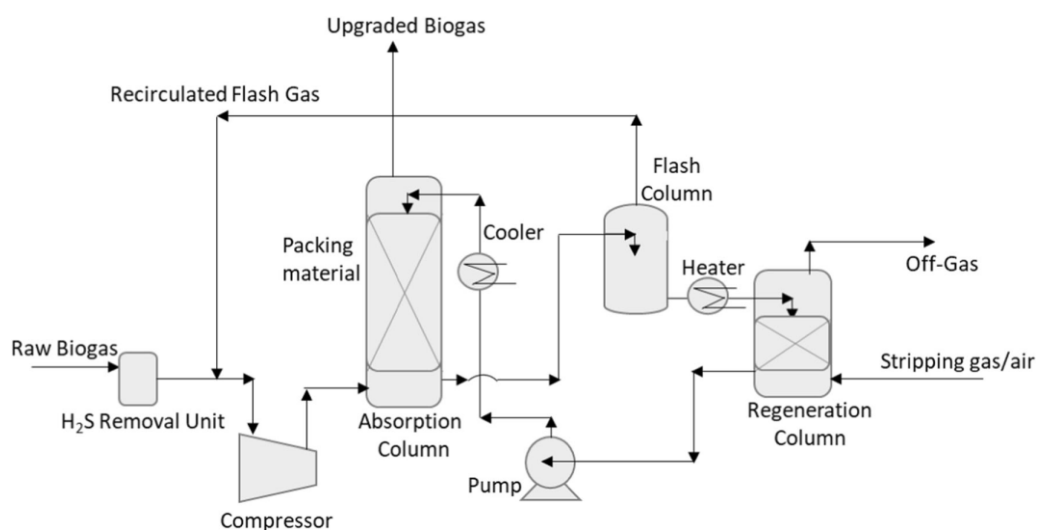


Figura 132 - Rappresentazione schematica del processo di separazione con solventi chimici [143].

- Pressure Swing Adsorption (PSA)

Altra tecnologia molto diffusa sul mercato è la **Pressure Swing Adsorption (PSA)**, tramite la quale è possibile ottenere livelli di purezza del biometano superiori al 96% sfruttando la capacità di alcuni materiali porosi adsorbenti sia di creare interazioni deboli (forze di Van der Waals) sia di generare un effetto setaccio con le principali componenti del biogas (CH_4 e CO_2) caratterizzate da diverse dimensioni molecolari. La fase di adsorbimento viene effettuata generalmente ad una pressione compresa tra i 3-7 bar e una temperatura nell'ordine di 40-60°C [145]. La configurazione tipica di processo prevede l'installazione di diversi vessel paralleli contenenti letti fissi di materiale poroso, rappresentato generalmente da zeoliti o carbone attivo, in modo tale da consentire il funzionamento continuo al raggiungimento del livello di saturazione di un singolo vessel (Figura 133).

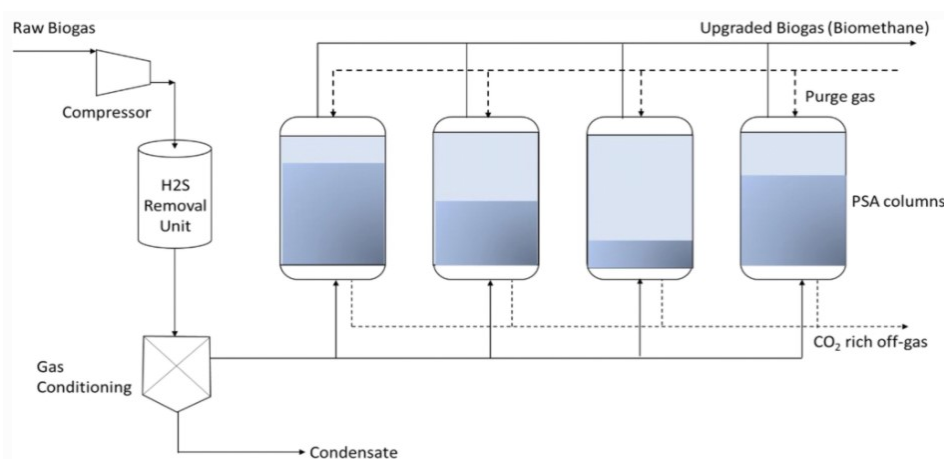


Figura 133 – Rappresentazione schematica del processo di upgrading mediante tecnologia PSA [146].

La fase di rigenerazione del materiale adsorbente viene condotta a pressioni prossime a quella atmosferica. Nel caso di alcune varianti di processo può essere condotta anche in condizioni di vuoto (*Vacuum Swing Adsorption*) o aumentando la temperatura dei letti di adsorbimento (*Temperature Swing Adsorption*). Analogamente al *water scrubbing*, i consumi elettrici sono associati principalmente alla fase di compressione. Essi dipendono dalla configurazione di processo e dal tipo di materiale adsorbente e variano tra 0,16-0,43 kWh m⁻³ di biogas trattato [146]. I principali limiti di tale tecnologia sono da associare alle perdite consistenti di metano, che possono raggiungere livelli dell'ordine 4-12% e all'esigenza di effettuare a monte l'abbattimento sia dell'umidità che di altri contaminanti (H_2S , oli dei compressori, etc.) che potrebbero causare la contaminazione irreversibile del materiale adsorbente, risulta pertanto necessario prevedere una fase di combustione del flusso gassoso di scarto.

- Separazione a membrane

I **sistemi di separazione a membrana** sono anch'essi caratterizzati da un'alta flessibilità operativa, non richiedono né energia termica né l'utilizzo di materiale potenzialmente rischioso per la salute degli operatori. Essi sfruttano la diversa permeabilità e selettività che alcuni materiali offrono alle varie componenti del biogas (Figura 134). Attraverso la separazione a membrane è possibile ottenere dei livelli di purezza e di recupero del CH_4 superiori al 98%. Tuttavia, l'efficienza del processo di purificazione del biogas dipende dalla tipologia di materiali che costituiscono le membrane nonché dal numero di moduli e di stadi impiegati per effettuare la separazione delle componenti gassose indesiderate [142].

Una configurazione di processo molto diffusa prevede l'inserimento di fasce di fibre cave all'interno di moduli compatti. L'utilizzo delle fibre cave consente di ridurre le dimensioni dell'intera unità di upgrading e di ridurre i consumi elettrici, associabili essenzialmente alla fase compressione del biogas e funzione sia del materiale che compone la membrana sia del numero di stadi utilizzati. Valori di letteratura riportano consumi compresi tra 0,14 - 0,26 kWh m⁻³ di biogas trattato [143]. I limiti principali di tale tecnologia sono legati alla necessità di preservare l'integrità delle membrane, in particolar modo in quelle presenti nel primo stadio di funzionamento in quanto maggiormente esposto all'azione corrosiva delle impurità presenti nel biogas.

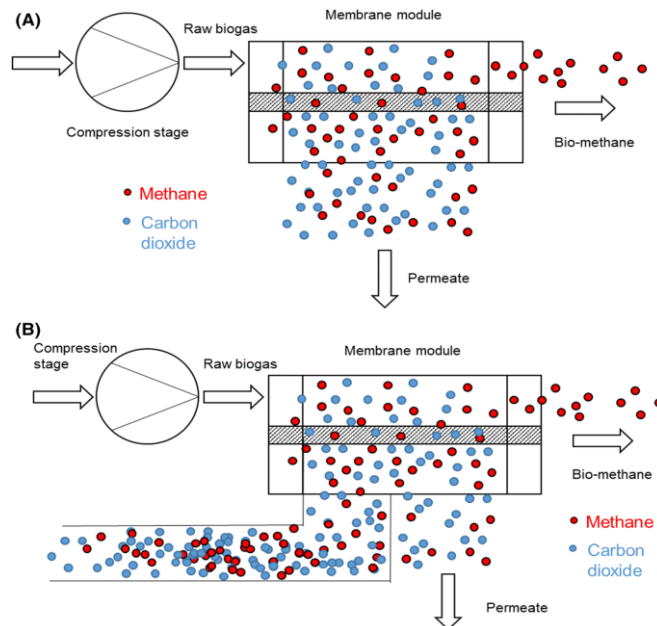


Figura 134 - Rappresentazione schematica di un processo di upgrading basato sulla separazione con membrane: (A) con ricircolo del permeato; (B) senza ricircolo del permeato [142].

In generale, le tecnologie di upgrading basate su processi chimico-fisici sono caratterizzate da un'elevata maturità tecnologica per cui presentano limitati margini di sviluppo in chiave di ottimizzazione tecnico-economica del processo [143].

Nella Tabella 78 si riporta un confronto in termini prestazionali tra le tecnologie più diffuse. Si evidenzia che a parità di tecnologia è possibile ritrovare indicatori differenti in funzione del produttore e della taglia impiantistica di riferimento.

Tabella 78 - Confronto tra i sistemi di upgrading più diffusi sul mercato (Rielaborazione da Allegue 2012) [143].

	U.d.m.	Lavaggio ad acqua	PSA	Lavaggio chimico	Separazione con membrane
Consumo di energia elettrica	kWh Nm ⁻³ biogas	0,24-0,33	0,16-0,43	0,2-0,5	0,18-0,21
Richiesta di calore	°C	-	-	100-180	-
Consumo di energia termica	kWh Nm ⁻³ biogas	-	-	0,5-0,75	-
Perdite di CH ₄	%	<2	2-10	<0,2	2-20
Efficienza di recupero di CH ₄	%	97-98,5	83-99	95-99,5	97-98
Pretrattamento biogas		si	si	si	si
Rimozione di H ₂ S		si	no	no	no
Rimozione di N ₂ , O ₂		no	no	no	no
Pressione d'esercizio	bar	4-10	3-10	atmosferica	5-8

Come si evince dalla Tabella 78 le varie tecnologie presenti sul mercato consentono di ottenere un livello di purezza del biometano compatibile con la qualità richiesta per l'immissione nella rete di distribuzione nazionale. Molto spesso, però, la presenza di vapore acqueo e di altre impurità nel flusso di biogas da trattare, nonché di concentrazioni di CH₄ e altre sostanze non trascurabili nei flussi di scarto, rendono necessaria l'implementazione di opportuni step di pre e post trattamento per salvaguardare sia l'integrità delle unità di upgrading, limitando il consumo di solventi e/o di altro materiale, sia evitare il rilascio di elementi nocivi per l'ambiente. Questo comporta molto spesso un incremento, talvolta significativo, dei costi totali sia di gestione che di investimento [146]. Relativamente ai consumi energetici il maggior dispendio si registra per la fase di compressione gas. Complessivamente, in termini di consumi elettrici, dai dati di letteratura si

evincono valori compresi tra 0,05-0,30 kWh m⁻³ di biogas da trattare con i consumi più bassi associabili all'utilizzo di membrane a fibre cave ed al lavaggio con ammine. Quest'ultimo, tuttavia, richiede un apporto di energia termica (0,5-0,75 kWh Nm⁻³ di biogas da trattare) per la fase rigenerazione del solvente [143].

2.6.2 Sistemi biologici di upgrading basati sul processo di metanogenesi idrogenotrofa

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 CO₂ contenuta nel biogas in ulteriore CH₄ attraverso il consumo di idrogeno (H₂). 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 (H₂S, NO_x, NH₃, etc.) nel biogas da trattare [147].

Uno dei principali motivi di interesse per lo sviluppo di tali i sistemi è dettato 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 CO₂ 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 (i) catalizzato dai microrganismi idrogenotrofi richiede l'aggiunta di H₂ esogeno come donatore di elettroni:



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", fa del processo di metanogenesi idrogenotrofa un'interessante alternativa ai tradizionali sistemi di upgrading, consentendo la potenziale integrazione tra diverse infrastrutture di approvvigionamento energetico da fonti rinnovabili e provvedendo allo stesso tempo a fornire maggiore flessibilità al sistema elettrico nazionale.

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 135).

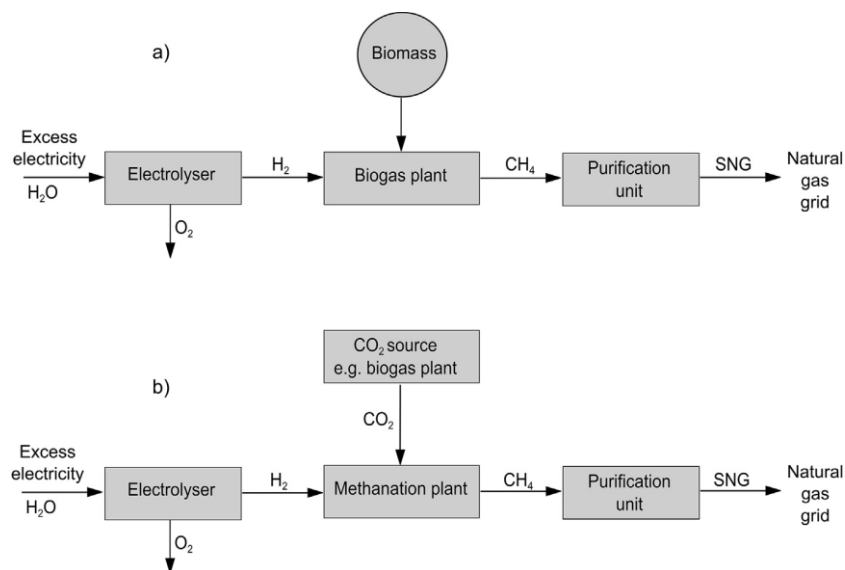


Figura 135 – Rappresentazione schematica dei processi di metanazione biologica per via idrogenotrofa: a) configurazione in situ; b) configurazione ex-situ [147].

Sono inoltre in fase di sperimentazione delle configurazioni ibride che prevedono una prima fase di upgrading *in-situ* seguita da un secondo stadio in cui il biogas risultante viene ulteriormente sottoposto ad una fase di purificazione biologica in modalità ex-situ [148]. 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 [149] [150].

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 [151]. All'interno di un reattore biologico, il trasferimento dell'H₂ (R_{H2}) nel liquor di processo dipende dal suo coefficiente di trasferimento di massa volumetrico (K_La) e dal gradiente di concentrazione che si viene a stabilire tra lo spazio di testa e la fase liquida:

$$R_{H_2} = (K_{L,a})_{H_2} \cdot (C_{H_2, gas} - C_{H_2, liq})$$

La $k_{L,a}$ [d⁻¹] è il parametro che indica la capacità di un sistema di trasferire uno specifico gas nella fase liquida e, nel caso della metanogenesi idrogenotrofa, è spesso indicativo della condizione limitante del sistema dato il basso grado di solubilità dell'idrogeno. La $k_{L,a}$ è un parametro molto utile per definire la cinetica di un processo biologico a partire da un substrato gassoso. Nel caso ad esempio degli impianti di depurazione dotati di una linea di trattamento a fanghi attivi, tale parametro è utilizzato per il dimensionamento delle vasche di aereazione sulla base della velocità di ossidazione della sostanza organica desiderata. Analogamente, nel caso della metanogenesi idrogenotrofa, è possibile predire la cinetica di produzione di biometano e dimensionare in maniera ottimale le unità di upgrading biologico. Il grado di trasferimento dell'idrogeno in fase liquida dipende da diversi fattori tra cui ritroviamo la tipologia e la geometria del reattore, le proprietà chimiche del mezzo di reazione e le condizioni fluidodinamiche che si vengono instaurare all'interno del sistema biologico [152].

In relazione a quest'ultimo aspetto, tra le strategie facilmente implementabili per incrementare la $k_{L,a}$ 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 [149][152]. 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 [153].

Tra i dispositivi di trasferimento gas-liquido quelli che stanno destando maggiore interesse dal punto di vista industriale vi sono quelli composti da materiale ceramico in quanto, rispetto ai diffusori di natura polimerica, oltre al costo più basso, offrono una maggiore resistenza sia alle temperature con cui tipicamente viene condotto il processo di metanogenesi idrogenotrofa (55-65°C) che all'azione di infragilimento provocata a lungo termine dal contatto con l'idrogeno, una minore frequenza degli interventi necessari per la pulizia delle membrane e una conseguente riduzione dei costi d'esercizio [153][154]. Sotto il profilo dei consumi energetici, l'implementazione su scala pilota di un processo di upgrading del biogas in modalità ex-situ utilizzando una membrana ceramica come dispositivo di trasferimento gas-liquido, ha permesso di stimare un consumo specifico di energia pari a 0,44 kWh m⁻³ di biogas trattato, di cui l'84% associabile al funzionamento del ricircolo del gas dallo spazio di testa necessario per ottenere dei livelli di purezza del biometano compatibili per l'immissione in rete. Tale valore risulta superiore ai valori mediamente registrati per i sistemi di upgrading commerciali basati su meccanismi di funzionamento di natura chimico-fisica, ma risulta essere solo il 13% del surplus energetico che può essere ottenuto dalla combustione dell'ulteriore metano generato dalla conversione della CO₂ contenuta nel flusso di biogas iniziale [153].

Nel corso del primo anno di attività sperimentale previsto 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 (H₂ e CO₂) accoppiato ad un dispositivo innovativo di trasferimento gas liquido basato sulla cavitazione idrodinamica controllata (Report RdS/PTR2019/072). In generale, la cavitazione idrodinamica è quel processo che porta alla formazione e successiva implosione di bolle di gas all'interno di un liquido, favorendo pertanto l'intima miscelazione dello stesso. Le alte pressioni e temperature che si vengono a creare all'interno della camera di cavitazione possono portare al danneggiamento delle superfici su cui le bolle implodono. Tuttavia, la cavitazione, se condotta in maniera controllata, ovvero modulando nel caso specifico la rotazione (input energetici) dei dispositivi che vengono utilizzati per indurre la cavitazione, rende possibile indirizzare il processo verso l'effetto desiderato, che in questo caso risulta essere la formazione di microbolle di gas e la loro successiva captazione da parte dei microrganismi idrogenotrofi [155] [156].

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. Inoltre, all'aumentare del carico di substrati è corrisposto un incremento lineare delle rese di produzione volumetrica di metano senza l'applicazione di alcun ricircolo del gas dallo spazio di testa che, come detto, risulta essere la principale voce di spesa energetica nei processi che utilizzano dispositivi di diffusione basati sull'impiego di membrane ceramiche [153].

Allo stesso tempo, va rilevato che il sistema di cavitazione idrodinamica risulta caratterizzato da consumi energetici significativi che rendono opportune ulteriori indagini volte all'identificazione di sistemi di diffusione alternativi, di tipo passivo, tali da garantire la piena sostenibilità energetica dell'intero processo oggetto di sviluppo sperimentale.

2.6.3 Obiettivi della sperimentazione

Allo scopo di provvedere all'ottimizzazione dei rendimenti energetici complessivi del processo, l'obiettivo specifico nel secondo anno di attività è stato quello di confrontare la tecnologia di dissoluzione gas-liquido finora testata, ovvero la cavitazione idrodinamica controllata, con altri dispositivi di diffusione di tipo passivo, che cioè non prevedono organi meccanici in movimento.

In particolare, sulla base di un'analisi critica della letteratura, il dispositivo di cavitazione idrodinamica controllata è stato confrontato con un eiettore di tipo Venturi, le cui sezioni e gli ugelli sono stati appositamente progettati per favorire la produzione di bolle di gas di piccole dimensioni all'interno di fluidi biologici caratterizzati dall'assenza di materiale fibroso e da un basso contenuto di solidi totali, e un diffusore poroso commercialmente impiegato per effettuare la carbonatazione di fluidi liquidi dotati di bassa viscosità. Il confronto è stato condotto in termini di efficienza di trasferimento del gas in fase liquida ed a tal fine è stato allestito un apparato sperimentale composto da un reattore tubolare equipaggiato con sistema di misura della concentrazione di ossigeno disciolto (DO) che consente di quantificare indirettamente la capacità di trasferimento gas (O_2) in fase liquida associata a ciascun dispositivo di trasferimento gas-liquido. La sperimentazione ha consentito di determinare le costanti cinetiche (K_{LA}) di solubilizzazione relative a ciascuna delle tecnologie testate, da impiegare per la definizione dei modelli predittivi di produzione di biometano a partire da substrati gassosi e, quindi, a scopo di dimensionamento impiantistico.

Le condizioni operative scelte per effettuare il confronto tra i diversi dispositivi corrispondono a quelle adottate nel corso della sperimentazione condotta durante il primo anno di attività (2019) del PTR 2019-2021 in cui un reattore tubolare dalla geometria simile è stato accoppiato con lo stesso dispositivo di cavitazione idrodinamica controllata. Trattandosi di un sistema sperimentale molto simile, la scelta di adottare le stesse condizioni operative, consente quindi di validare, nel caso dei risultati ottenuti con il cavitatore idrodinamico, il modello di diffusione gas-liquido elaborato a partire dalle determinazioni delle K_{La} riferite all'ossigeno. Tuttavia la cinetica complessiva del processo di produzione di biometano a partire da substrati gassosi dovrà tener conto degli aspetti di natura biologica che incidono sulla cinetica del processo di produzione di biometano.

2.6.4 Materiali e Metodi

2.6.4.1 Apparato sperimentale

Nella Figura 136 si riporta una rappresentazione schematica dell'apparato sperimentale impiegato per effettuare le prove di determinazione del coefficiente di confronto tra i diversi dispositivi di trasferimento gas in fase liquida.

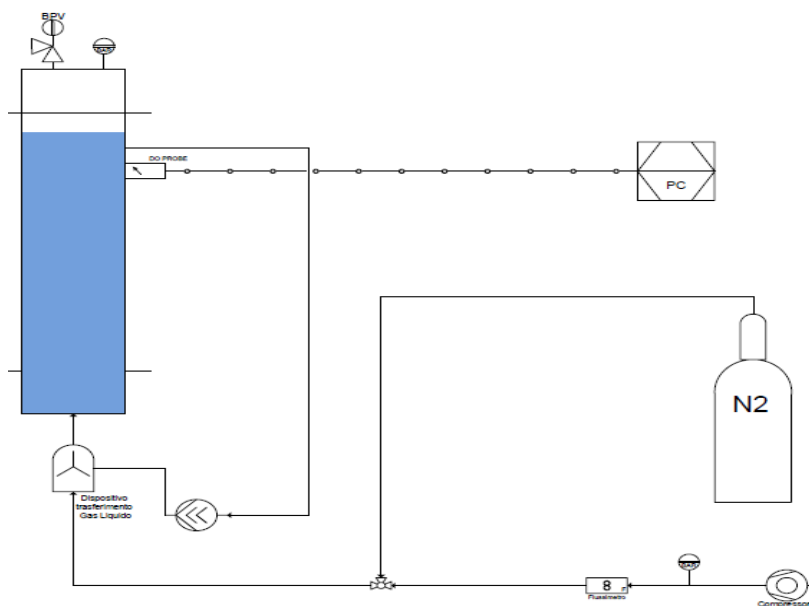


Figura 136– Layout sperimentale utilizzato per il calcolo della K_La (BPV= valvola di regolazione della pressione interna; DO probe = sonda d’ossigeno).

L’apparato sperimentale consiste in un serbatoio in plexiglas dalla forma tubolare simile a quello in acciaio utilizzato nel corso del primo anno di sperimentazione inerente lo sviluppo di un sistema innovativo per l’upgrading biologico del biogas (Report RdS/PTR2019/072). La geometria del reattore tubolare è caratterizzata da un rapporto tra altezza e diametro interno di circa 10 ($h \times d = 2040 \text{ mm} \times 190 \text{ mm}$).

La scelta di utilizzare un reattore con una parete in plexiglas consente di effettuare una valutazione visiva macroscopica del livello di turbolenza e di formazione di bolle d’aria all’interno del reattore durante le varie prove sperimentali. Sulla parete esterna del reattore sono presenti diverse penetrazioni che consentono l’alloggiamento di sonde analitiche ovvero fungono da punti di presa sotto battente per la linea di ricircolo interno. Entrambe le estremità del serbatoio tubolare sono state chiuse con delle flange piatte che, a mezzo di idonee guarnizioni, garantiscono la tenuta a pressioni di esercizio fino a circa 10 bar. In corrispondenza dei punti centrali di entrambe le flange sono presenti ulteriori penetrazioni: quella posta sulla flangia inferiore è dedicata alla mandata della linea di ricircolo interno ovvero all’ingresso dei fluidi di processo mescolati all’interno del reattore, mentre sulla flangia superiore è stata installata una valvola meccanica di controllo della pressione a retroazione (Nordival) equipaggiata con un apposito manometro.

Le condizioni operative del reattore sperimentale impiegato per la determinazione del coefficiente di trasferimento del gas (H_2) nel mezzo liquido sono state definite in modo da riprodurre le condizioni tipiche adottate nei test condotti in modalità continua con il reattore biologico nel corso del primo anno di attività (Report RdS/PTR2019/072). In particolare, il reattore è stato riempito con acqua di rete fino al raggiungimento di un volume di lavoro pari a 54,8 L, con un corrispondente spazio di testa di 3,4 L. Il mescolamento della fase liquida è garantito attraverso una pompa volumetrica monovite (Hydra) caratterizzata da una potenza nominale installata di 0,3 kW. La pompa mono è stata azionata tramite inverter posto su un quadro elettrico di comando con la possibilità di controllare i giri di funzionamento in un range tale da avere una portata tra $1\text{-}12 \text{ L min}^{-1}$ (Q_r). La portata di ricircolo interno è stata mantenuta costante intorno a 8 L min^{-1} , corrispondente a valore medio adottato durante le prove di metanazione condotte in modalità continua con il reattore biologico durante primo anno di attività sperimentali. Analogamente anche la pressione interna è stata mantenuta costante sullo stesso valore (3 bar) impostato per le prove biologiche in continuo (Tabella 79).

L’immissione d’aria durante ciascuna prova è stata effettuata mediante un compressore a pistone (SILENT 422, FIAC) in grado di raggiungere valori massimi di pressione e portata d’aria in uscita rispettivamente di 10 bar e 415 L min^{-1} . Sia la pressione che la portata d’aria sono state regolate rispettivamente attraverso un

riduttore a doppio stadio e un rotometro dotato di apposita valvola a spillo di regolazione del flusso (RAGK – Yokogawa GmbH), entrambi posti a monte del dispositivo deputato a garantire la diffusione gas-liquido.

La misura dell'ossigeno disciolto nella fase liquida e della relativa temperatura è stata effettuata mediante una sonda dotata di sensore ottico (Visiform DO ARC 120 H0, Hamilton) e di sistema automatico di trasmissione e visualizzazione dati in tempo reale al software impiegato per la gestione dei dati in remoto (ArcAir, Figura 137) e da cui è possibile impostare la frequenza di acquisizione, che per tutte le prove sperimentali è stata di 10 secondi.

La sonda è stata alloggiata in prossimità del punto di presa della linea di ricircolo interno del fluido liquido (a circa 275 mm dal pelo libero), in una posizione dotata di forte turbolenza in modo tale da evitare lo stazionamento delle bolle d'aria sulla membrana di protezione del sensore d'ossigeno.

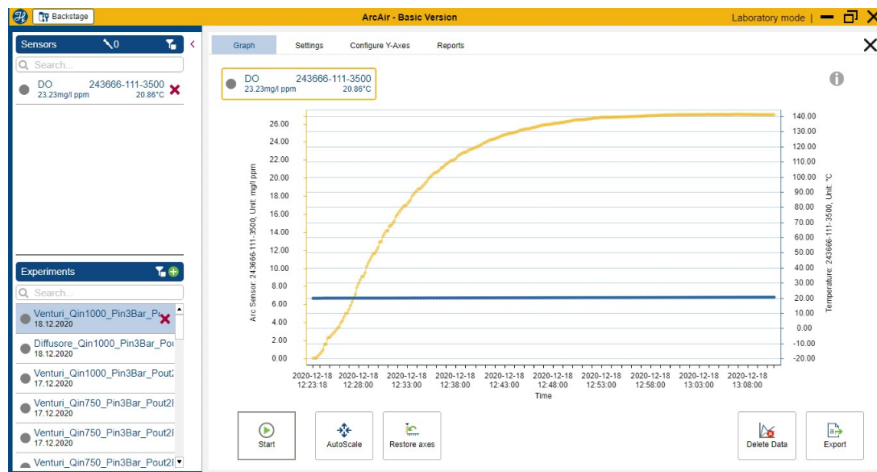


Figura 137– Visualizzazione dei dati on-line provenienti dalla sonda di misura dell'ossigeno disciolto (DO) tramite software ArcAir.

Prima dell'avvio di ciascuna prova, l'intera linea di adduzione dell'aria è stata inertizzata con azoto gassoso (N_2), alimentato tramite bombola (Sapio) dotata anch'essa di riduttore a doppio stadio da cui era possibile regolare la pressione d'immissione. Il flusso di N_2 è stato iniettato attraverso il sistema di trasferimento gas-liquido fino al raggiungimento di valori di ossigeno disciolto all'interno del rettoe inferiori a $0,1 \text{ mg L}^{-1}$. Ciascuna prova ha avuto la durata di almeno 30 minuti, ovvero fino al raggiungimento di una condizione di stazionarietà in corrispondenza della concentrazione di saturazione dell'ossigeno disciolto (C_s), a sua volta dipendente dalle pressioni e temperature d'esercizio.

2.6.4.2 Dispositivi di diffusione testati

La stima dei coefficienti di trasferimento gas-liquido è stata condotta con riferimento a tre differenti sistemi disponibili in commercio:

- dispositivo di cavitazione idrodinamica controllata;
- dispositivo ad eiettore di tipo Venturi, appositamente progettato per massimizzare la formazione di bolle di piccole dimensioni;
- dispositivo a diffusore poroso tradizionale (commercialmente impiegato nell'industria alimentare per effettuare la carbonatazione di fluidi viscosi).

Il primo dispositivo, corrispondente a quello impiegato nel corso del primo anno di attività sperimentale (Report RdS/PTR2019/072), è di tipo dinamico e prevede componenti meccanici in movimento con relativi consumi energetici, mentre gli altri due dispositivi impiegati sono di tipo statico e consentono di ridurre notevolmente i costi associati alla fase di trasferimento gas-liquido, con gli unici consumi energetici dovuti alla fase di compressione del gas e di movimentazione del liquido di ricircolo.

- Cavitazione idrodinamica

L'apparato di cavitazione idrodinamica controllata impiegato (8" x 2" LAB UNIT – SN 091912.231C, Three-ES S.r.l) consiste in un prototipo di laboratorio dotato di un motore elettrico (W=2.9kW) associato ad uno statore e un rotore alloggiati all'interno di una camera (V=2L) a chiocciola che ingloba un cilindro rotante d'acciaio dotato di cavità cieche (Figura 138).

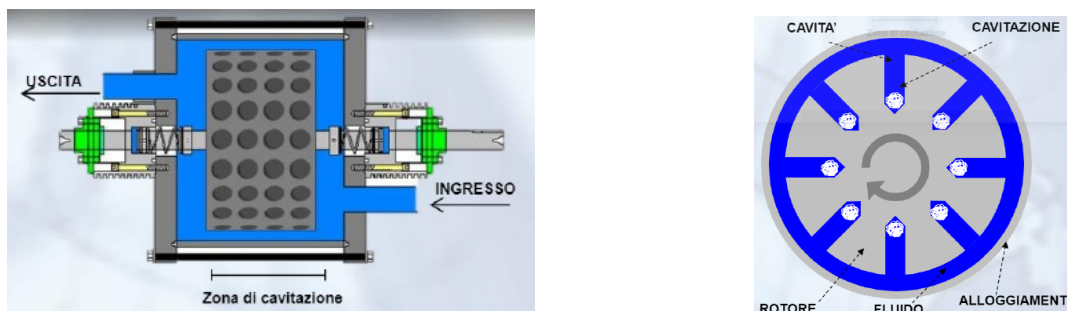


Figura 138 - Rappresentazione schematica del dispositivo di cavitazione idrodinamica controllata.

Il numero di giri del motore elettrico e, quindi, la potenza elettrica di funzionamento, sono stati controllati attraverso un inverter azionato da un quadro elettrico dedicato (). Attraverso un pannello di controllo è stato possibile modificare la frequenza di funzionamento del motore elettrico e quindi controllare la rotazione del cilindro determinando all'interno dei fori una differenza di pressione, che a sua volta provoca la formazione e la successiva l'implosione di microbolle.



Figura 139 - Inverter (a sinistra) e Quadro di controllo (a destra) del dispositivo di cavitazione idrodinamica controllata.

Il dispositivo di cavitazione è stato inoltre equipaggiato con una termocoppia per la misura della temperatura del liquido internamente alla camera di cavitazione. Quest'ultima in prossimità dei dotti di uscita e di ingresso del fluido di processo dispone di due manometri per monitorare le pressioni d'esercizio a valle e a monte del mescolamento dell'aria con il mezzo acquoso. Tutte le prove con il cavitatore idrodinamico sono state condotte impostando la frequenza di funzionamento del motore a 60Hz, corrispondente a 3528 rpm.

- Eiettore Venturi

Il secondo dispositivo di trasferimento gas-liquido impiegato è rappresentato da un eiettore di tipo Venturi appositamente progettato per favorire la formazione di bolle di piccole dimensioni e la loro dispersione nel fluido carrier (Figura 140).

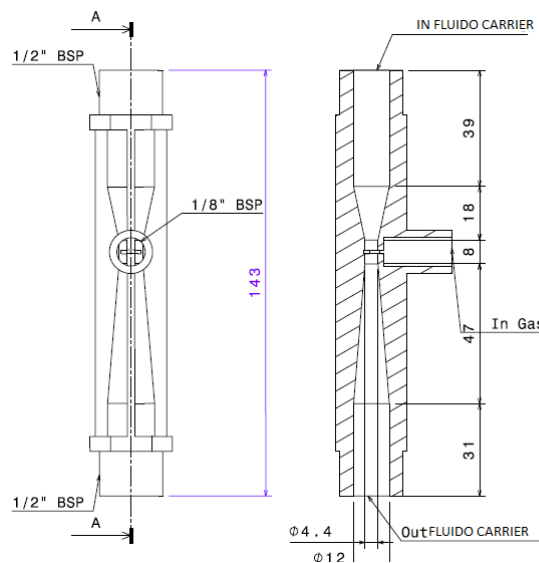


Figura 140 - Rappresentazione schematica dell'eiettore di tipo Venturi impiegato per le prove di calcolo del coefficiente di trasferimento gas liquido.

Il principio di funzionamento dell'eiettore sfrutta il teorema di Bernoulli, per cui la formazione di bolle è diretta conseguenza di un aumento di velocità del fluido carrier, ovvero della riduzione significativa della pressione interna al tubo che si verifica in corrispondenza del restringimento della sezione ove sono posizionati gli ugelli di dispersione del gas. Gli unici consumi energetici degli eiettori di tipo Venturi sono da associare alla fase di compressione gas e di movimentazione del carrier [157], con conseguenti risparmi sui costi di esercizio.

- Diffusore Poroso

Infine, è stato utilizzato un diffusore in acciaio sintetizzato dotato di una porosità di 5 μm e un diametro di 12 mm, commercialmente impiegato nell'industria alimentare per effettuare la carbonatazione di liquidi dotati di bassa viscosità. Il diffusore è stato posizionato all'interno di una sezione di tubo a ridosso del punto di innesto della linea di ricircolo interno, in maniera perpendicolare alla direzione del flusso liquido, come illustrato nella Figura 141.

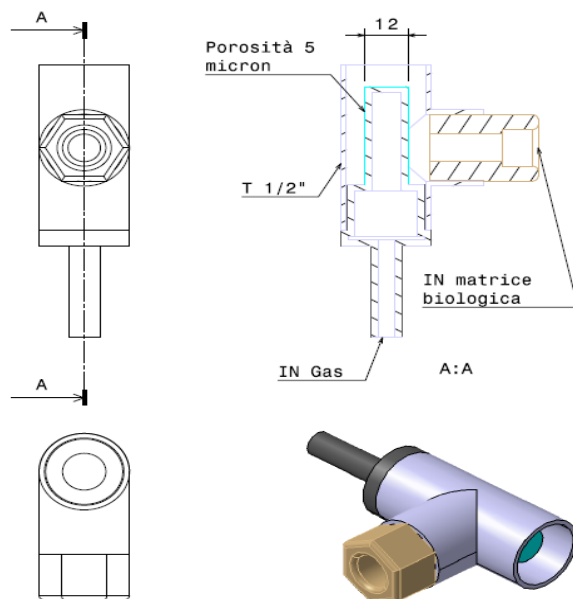


Figura 141 – Rappresentazione schematica del diffusore utilizzato per le prove di confronto della K_La.

2.6.5 Modalità di conduzione delle prove sperimentali

Le prove di confronto tra i diversi dispositivi di trasferimento gas-liquido sono state condotte nel periodo tra giugno e dicembre 2020. Il piano sperimentale prevedeva l’applicazione di 5 differenti valori di portata di aria compressa a pressione costante (Tabella 79). A causa di un mal funzionamento sopraggiunto al dispositivo di cavitazione idrodinamica controllata, non è stato possibile completare le prove previste per le portate 300, 750 e 1000 ml/min.

Tabella 79 – Piano operativo sperimentale per i test di confronto della K_La.

	Portata gas Q _{in} [ml min ⁻¹]	150	300	500	750	1000
Sistema di dissoluzione	Eiettore venturi	x	x	x	x	x
	Diffusore poroso	x	x	x	x	x
	Cavitatore Idrodinamico	x	-	x	-	-
Condizioni operative	Portata di ricircolo Q _r [L min ⁻¹]	8	8	8	8	8
	Volume spazio di testa V _{hs} [L]	3,8	3,8	3,8	3,8	3,8
	Volume fase liquida [L]	54,8	54,8	54,8	54,8	54,8
	P _{hs} [bar]	3	3	3	3	3

Nel corso delle prove è stata impiegata acqua di rete a temperatura ambiente. La temperatura si è mantenuta essenzialmente costante nel corso dei test condotti con l’eiettore Venturi ed il diffusore poroso, mentre nel caso dei test che hanno previsto l’impiego del cavitatore idrodinamico si è registrato un incremento costante della temperatura (circa 0,5°C min⁻¹) nel corso della prova a causa della forte dissipazione termica causata dallo stesso funzionamento del cavitatore.

2.6.6 Premesse teoriche e modalità di elaborazione dati

La misura della capacità dell’impianto di solubilizzare gas nella fase liquida è di primaria importanza ai fini della conduzione di una sperimentazione con impianto di tipo ex-situ. Questa caratteristica, infatti, è ciò che determina l’effettiva disponibilità dei gas necessari per la reazione (in questo caso l’idrogeno e l’anidride carbonica) per i microorganismi che compongono la biomassa e, quindi, l’effettivo rendimento di conversione garantito dall’impianto.

Nello specifico, nei reattori di tipo ex-situ il fattore limitante ai fini del processo risulta essere la capacità di trasferimento dell’idrogeno, caratterizzato da una bassa concentrazione a saturazione nell’acqua. La misura

diretta della capacità di trasferimento gas-liquido dell'idrogeno, e quindi della sua k_{La} , risulta però particolarmente complessa, dato l'elevato costo delle strumentazioni che permettono la misura diretta dell'idrogeno disciolto e, quindi, la complessità relativa alla loro installazione in un reattore in pressione.

Per questo motivo la k_{La} di questo gas viene in genere valutata secondo due possibili modalità:

- attraverso la determinazione del massimo consumo di idrogeno relativo ai batteri presenti nel reattore di metanogenesi idrogenotrofa in condizioni idrogeno-limitanti;

Oppure, nel caso in cui la capacità di rimozione della biomassa fosse più elevata,

- attraverso la misura diretta della solubilizzazione di un altro gas, in genere l'ossigeno, e, quindi, attraverso la correlazione tra le k_{La} misurate e le diffusività dei due gas, secondo quanto formulato da Kodama et al. (1976) [158].

Si è in questo caso scelto di applicare il secondo dei due metodi proposti, facendo affidamento sulla maggiore precisione che una misurazione diretta di solubilizzazione del gas permette di ottenere.

La k_{La} è un parametro del sistema in quanto raccoglie al suo interno diverse costanti che risultano essere dipendenti dal liquido di processo, dalla forma del reattore e dal sistema di trasferimento utilizzato. Essa viene ricavata a partire dalla teoria del doppio film [159], che definisce la massa di gas disciolta nel liquido nell'unità di tempo [$\text{kg}_{\text{gas}} \text{d}^{-1}$] a partire da:

$$\frac{dm}{dt} = -D_L * A * \frac{c_s - c_L}{L} \quad [\text{eq.2}]$$

dove:

- dm/dt rappresenta l'unità di massa di gas che si solubilizza nell'unità di tempo [g d^{-1}];
- D_L definisce il coefficiente di diffusività molecolare [$\text{m}^2 \text{d}^{-1}$];
- A è l'area di interfaccia gas-liquido [m^2];
- c_s concentrazione a saturazione del gas considerato [g m^{-3}];
- c_L concentrazione nel liquido al tempo "t" [g m^{-3}];
- "L" spessore del film liquido in condizioni laminari [m].

Tenuto conto del volume (V) di reazione del sistema di riferimento, a partire dall'equazione 2 è possibile descrivere quindi l'evoluzione della concentrazione di un gas nel liquido attraverso i seguenti passaggi:

$$\frac{dm}{V * dt} = \frac{-D_L * A}{V * L} * (c_s - c_L) \quad [\text{eq.3}]$$

$$k_L a = \frac{-D_L * A}{V * L} \quad [\text{eq.4}]$$

$$\frac{dc}{dt} = k_L a * (c_s - c_L) \quad [\text{eq.5}]$$

In cui

- V indica il volume del sistema di riferimento [m^3];
- k_{La} è il coefficiente di trasferimento di massa [d^{-1}];

Dall'integrazione della precedente equazione [eq.5] è possibile quindi ottenere la concentrazione di un gas nella fase liquida (c) al tempo "t", ovvero:

$$c = c_s - (c_s - c_0) * e^{-k_L a * (t - t_0)} \quad [\text{eq.6}]$$

Dove con c_0 si intende la concentrazione del gas nel liquido al tempo t_0 . Mediante la legge di Henry, si può ricavare la concentrazione di saturazione C_s alla temperatura di riferimento (T) come segue:

$$c_s = P_{\text{parz}} * H(T) \quad [\text{eq.7}]$$

con:

- $c_{s,i}$ concentrazione a saturazione del gas i nel liquido considerato [g m^{-3}];
- $P_{\text{parz},i}$ pressione parziale del gas i, ottenuta per prodotto tra la pressione dell'atmosfera di riferimento e la percentuale di quello specifico gas in essa presente [bar];

- $H_i(T)$ costante di Henry per il gas i [$\text{mol bar}^{-1} \text{m}^{-3}$];
- u_i massa molecolare del gas di riferimento [g mol^{-1}].

Nel caso dell'ossigeno, per piccole variazioni intorno ai 25°C, la costante di Henry può essere definita dalla seguente equazione.

$$H_{O_2} = H_{cp,O_2} * e^{-\frac{\Delta H}{R} * \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298,15 \text{ K}}\right)} \quad [\text{eq.8}]$$

dove:

- H_{O_2} costante di Henry dell'ossigeno alla temperatura considerata [$\text{mol bar}^{-1} \text{m}^{-3}$];
- H_{cp,O_2} è la costante di Henry definita per la concentrazione per T pari a 298,15 K [$\text{mol m}^{-3} \text{bar}^{-1}$];
- ΔH è l'entalpia di dissoluzione del gas [J];
- R è la costante dei gas ideali, pari a $0,08314 \text{ m}^3 \cdot \text{bar}^{-1} \text{mol}^{-1} \text{K}^{-1}$;
- T è la temperatura di riferimento [K].

Dove per l'ossigeno, con una temperatura di riferimento di 25°C, si hanno un rapporto tra $\frac{\Delta H}{R}$ di 1700 K e una costante H_{cp,O_2} pari a $1,2 \times 10^{-5} \frac{\text{mol}}{\text{m}^3 \cdot \text{Pa}}$.

Al fine di valutare le performance di diversi sistemi di trasferimento dell'aria nel campo delle acque reflue, la American Society of Civil Engineering (ASCE) e la US Environmental Protection Agency (US EPA) hanno sviluppato uno standard di misura della $k_L a$, che si basa sulla rimozione dell'ossigeno disciolto attraverso il dosaggio di solfito di sodio e sulla re-ossigenazione del liquido fino al raggiungimento della concentrazione di saturazione. Il metodo è stato sviluppato per l'ottenimento dell'OTR (Oxygen Transfer Rate), quindi anche della $k_L a$ dell'ossigeno, in acque pulite in condizioni non stazionarie. Per la stima dell'OTR, il metodo propone la seguente equazione, che ben si adatta al numero di dati richiesti dal metodo ASCE, pari o superiore a 21 nell'arco di una prova.

$$k_L a = \ln \frac{c_s - c_0}{c_s - c_t} * \frac{1}{t - t_0} \quad [\text{eq.9}]$$

Come descritto nel precedente paragrafo, per ciascuna prova condotta per il calcolo della $K_L a$ sono stati acquisiti un numero di dati ben superiore a 21 per cui si è scelto di applicare il metodo dei minimi quadrati, che consente la minimizzazione dello scarto tra il set di dati e una funzione interpolante caratterizzata da uno o più parametri che vengono fatti variare fino all'ottenimento del risultato ottimale. Nel caso considerato, si procede con la minimizzazione degli scarti quadratici in relazione alla curva dei dati sperimentali ottenuti e quella dell'andamento teorico della curva di concentrazione (Eq. 9), al variare dei parametri scelti. La selezione della curva più adatta da utilizzare per l'interpolazione del dato viene effettuata sulla base delle caratteristiche del reattore.

Nel caso di sistemi caratterizzati da un elevato grado di miscelazione si può assumere la condizione analoga ad un reattore a mescolamento continuo (CSTR). In questa condizione ideale si assume che le concentrazioni dei soluti all'interno del reattore siano uguali in qualsiasi punto. Tale rappresentazione risulta la più semplice in quanto permette di assumere l'indipendenza della variabile considerata dalla posizione all'interno del reattore. Nei sistemi caratterizzati da una forma "allungata", ovvero caratterizzati da una dimensione predominante, si può assumere la condizione di flusso a pistone (PFR), caratterizzato da un flusso monodimensionale con turbolenza limitata e, in questi casi, si può assumere la dipendenza delle condizioni del reattore da una sola variabile spaziale, rappresentata dall'asse stesso del sistema. In tali sistemi la condizione ideale è rappresentata da un modello che considera condizioni uniformi per sezioni trasversali e, questa caratteristica può essere approssimata attraverso la simulazione di più CSTR posti in serie, dove si avrà una migliore rappresentazione del sistema al crescere del numero di CSTR.

In reattori caratterizzati da una forma tubolare, come nel caso in esame, la presenza di un ricircolo interno liquido cambia la relazione tra concentrazione di gas disciolto in ingresso e in uscita da ciascuna sezione per cui, al crescere del rapporto di ricircolo, si può osservare la tendenza del sistema a comportarsi come un CSTR. La presenza di un solo punto di monitoraggio della concentrazione di ossigeno disciolto, però, causa l'assenza di una discretizzazione spaziale dei dati e, di conseguenza, rende inoltre impossibile la validazione di un modello caratterizzato da equazioni più complesse, come quelle relative a reattori non ideali.

In primo luogo si è quindi proceduto a simulare il sistema come un PFR, attraverso una modellazione matematica che lo approssima a un gruppo di CSTR posti in serie, nella quale è stato descritto l'andamento

della specie chimica di interesse (ossigeno) lungo l'asse longitudinale del reattore, sia nella fase liquida che nella fase gas, al fine di rappresentare anche l'andamento della pressione parziale del gas nello spazio e nel tempo. Per tale simulazione ci si è serviti del software AQUASIM sviluppato dal Swiss Federal Institute for Environmental Science and Technology (EAWAG). Esso consente di simulare i processi biochimici e fisici in diversi sistemi acquatici definiti comparti. Ogni comparto disponibile (*mixed reactor systems; biofilm systems; advective-diffusive reactor systems; saturated soil column systems; river systems*) è caratterizzato da una propria modellazione numerica, basata su set di equazioni differenziali e algebriche, che viene definita dall'utente attraverso l'impostazione di variabili operative, costanti e processi. Più comparti, sia della stessa tipologia che di tipologie differiti, possono essere uniti mediante la creazione di "Link" attraverso i quali avviene il trasporto del mezzo liquido e dei composti secondo i principi della conservazione di massa. I Link possono essere di tipo "advective", nei quali la materia (proprietà intensive) fluisce insieme alla fase liquida o di tipo "diffusive" nei quali il trasporto di materia avviene per diffusione. Inoltre, software AQUASIM è in grado di svolgere tre diversi task: simulazione dei processi, stima dei parametri e analisi di sensitività dei parametri

Nella modellazione del processo di tipo *plug-flow* ideale, per la diffusione del gas nel reattore è stata considerata sia la fase liquida che la fase gas, quest'ultima costituita dall'insieme di bolle in risalita dal fondo verso lo spazio di testa. La fase gas è stata concepita idealmente come un unicum in contatto longitudinalmente con la fase liquida e discretizzata quindi come serie di reattori completamente miscelati. Di conseguenza, il reattore di prova, vista la forma allungata, è stato anch'esso rappresentato mediante serie di reattori completamente miscelati.

In Figura 142 è rappresentato il modello concettuale del reattore oggetto della sperimentazione.

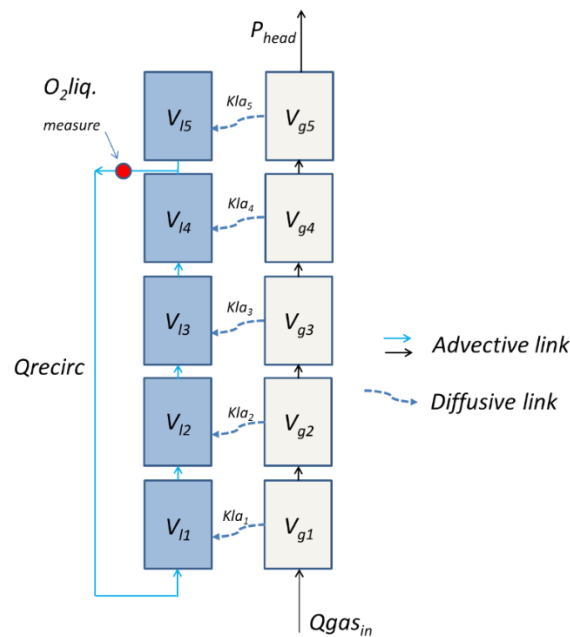


Figura 142 - Modello concettuale adottato per la modellazione del reattore sperimentale non ideale.

Come visibile in Figura 142, la fase liquida è modellata con cinque reattori completamente miscelati (in colore azzurro: V_{11} , V_{12} , V_{13} , V_{14} e V_{15}) collegati in serie da *advective link*; il ricircolo del liquido è stato anch'esso rappresentato attraverso la creazione di una biforcazione a partire dal link in uscita dal reattore V_{14} verso l'ingresso del reattore V_{11} (frecche continue di colore azzurro). Per i cinque reattori V_{ii} è stato definito un unico volume pari ad un quinto del volume dell'intera fase liquida. Analogamente la fase gas, consistente nelle bolle di gas in risalita nel reattore, è stata modellata con cinque reattori completamente miscelati di colore grigio (V_{g1} , V_{g2} , V_{g3} , V_{g4} e V_{g5}) collegati in serie tra loro da *advective link* (frecche continue di colore nero) e messi in comunicazione con il corrispondente reattore in fase liquida da un "diffusive link" (frecche tratteggiate di colore azzurro). I "diffusive link" vengono utilizzati in AQUASIM per modellizzare lo scambio di massa diffusivo

di sostanze tra i compartimenti attraverso membrane o confini tra fasi diverse senza che avvenga alcun passaggio di acqua. Lo scambio di materia avviene secondo l'equazione

$$I_i = KLa_i \left(\frac{1}{H_i} C_{i,1} - C_{i,2} \right) \quad [\text{eq.10}]$$

dove $C_{i,1}$ e $C_{i,2}$ sono le concentrazioni della sostanza i -esima nei due comparti 1 e 2 collegati dal link, KLa_i è il coefficiente di scambio e H_i è la costante di conversione fra le unità di misura della concentrazione nei due comparti, che nel caso di un sistema acqua-gas coincide con la costante di Henry. Nella simulazione effettuata è stato ipotizzato un valore di KLa uguale per tutti i diffusivi link per cui $KLa_1=KLa_2=KLa_3=KLa_4=KLa_5=KLa$.

I volumi dei cinque reattori relativi alla fase gas sono stati determinati applicando un criterio di crescita lineare dal V_{g1} al V_{g5} e facendo in modo che la somma dei volumi fosse uguale al volume di innalzamento del pelo libero nel reattore V_{inn} una volta avviata la fase di diffusione del gas. In base a tale criterio i volumi risultano pari a $1/15 V_{inn}$, $2/15 V_{inn}$, $1/5 V_{inn}$, $4/15 V_{inn}$, $1/3 V_{inn}$. La portata di gas insufflata è stata introdotta come input al reattore V_{g1} . La variazione della temperatura durante la prova è stata considerata tenendo conto del suo influsso sulla costante di Henry secondo l'equazione

$$H_T = H_{25} e^{\left(\Delta \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right) \right)} \quad [\text{eq.11}]$$

Dove H_T è la costante di Henry calcolata per una determinata temperatura T , H_{25} è la costante di Henry espressa in moli $L^{-1} atm^{-1}$ alla temperatura di $25^\circ C$ e Δ è il coefficiente di Van'toff pari a $1700 \text{ }^\circ K$.

La pressione all'interno del reattore è stata considerata pari alla pressione misurata nello spazio di testa P_{head} trascurando pertanto la variazione longitudinale dovuta al contributo dato dalla pressione idrostatica.

La base di dati in ingresso al programma di simulazione è stata costituita dalle serie temporali dei valori di concentrazione dell'ossigeno disciolto, misurato in prossimità dell'uscita del ricircolo liquido e corrispondente nella rappresentazione modellistica all'uscita del *mixed reactor* V_{14} , e dei valori misurati di temperatura. Gli altri parametri di processo ovvero la portata insufflata $Q_{gas,in}$ e la pressione totale nello spazio di testa P_{head} sono state fissate al valore stabilito per la prova.

I parametri adottati per la simulazione sono stati i seguenti:

- tempo totale di simulazione 50 ore
- step di restituzione del dato 0,1 ore per un totale di 500 punti di output calcolati.

Le concentrazioni iniziali dell'ossigeno sono state impostate pari al valore del primo dato acquisito sperimentalmente per i reattori della fase liquida e pari a zero per i reattori della fase gas.

Per la stima dei parametri, rappresentati da "constant variables" il software effettua la minimizzazione della somma dei quadrati delle deviazioni ponderate tra misure e risultati del modello calcolato secondo l'equazione

$$\chi^2(\mathbf{p}) = \sum_{i=1}^n \left(\frac{y_{meas,i} - y_i(\mathbf{p})}{\sigma_{meas,i}} \right)^2 \quad [\text{eq.12}]$$

Dove In questa equazione $y_{meas,i}$ è l' i -esima misura, $\sigma_{meas,i}$ è la sua deviazione standard, $y_i(\mathbf{p})$ è il valore calcolato dal modello della variabile corrispondente alla i -esima misurazione e valutato al momento e nel luogo di questa misurazione, $\mathbf{p} = (p_1; \dots; p_m)$ è il vettore dei parametri oggetto della stima ed n è il numero di punti dati. Le misure $y_{meas,i}$ (per $i = 1; \dots; n$) rappresentano le serie temporali dei dati sperimentali. L'utente può scegliere tra due algoritmi di minimizzazione numerica: l'algoritmo simplex [160] e l'algoritmo secante [161]. Entrambe queste tecniche sono adatte per la minimizzazione di equazioni integrate numericamente perché evitano il calcolo delle derivate delle soluzioni rispetto ai parametri.

Data la forma longilinea del reattore, caratterizzato però da un elevato ricircolo liquido, capace di effettuare un totale di 12,2 ricambi del volume di reattore all'ora, è stata considerata anche l'ipotesi di generare un modello secondo un sistema che si comporta come un CSTR ideale. Per esso si è scelto di procedere utilizzando le seguenti relazioni, da cui è possibile generare diverse curve di interpolazione, per poi utilizzare quella si approssima meglio al set di dati sperimentali:

- CSTR ideale: $c(t) = c_s + (c_0 - c_s) * e^{-k_L a * (t - t_0)}$; [eq.13]

- CSTR ideale con lag: $c(t) = \begin{cases} 0, & t \leq t_{lag} \\ c_s + (c_0 - c_s) * e^{-k_L a * (t - t_{lag})}, & t > t_{lag} \end{cases}$; [eq.14]

Con:

- c concentrazione istantanea nel reattore al tempo t [g m^{-3}];
- c_s concentrazione a saturazione determinata secondo la legge di Henry [g m^{-3}];
- c_0 concentrazione iniziale al tempo t_0 per la curva relativa al CSTR ideale e al tempo t_{lag} per quella relativa al CSTR con lag [g m^{-3}];
- $k_L a$ coefficiente di trasferimento di massa gas-liquido [d^{-1}];
- t_{lag} tempo di lag tra l'inizio della misura del parametro c e la fase in cui la curva si comporta come un CSTR ideale [s].

In esse si potranno quindi far variare rispettivamente $k_L a$, nella prima, e $k_L a$ e t_{lag} , nella seconda, al fine di minimizzare lo scarto quadratico medio e ottenere una migliore approssimazione dei dati. Nello specifico, la prima delle due curve è stata scelta come rappresentativa di un CSTR ideale, la seconda, invece, è stata scelta sulla base dell'analisi dei set di dati. Come verrà descritto nel capitolo successivo, infatti, è risultato evidente che le curve ottenute durante le prove ben si adattano a quelle relative ad un CSTR ideale, al netto di una fase di lag iniziale, pari in media a circa 150 secondi. Essendo questa solo una piccola parte della curva totale ed essendo il sistema caratterizzato da un intenso ricircolo si è quindi scelto di introdurre questa *step curve* come alternativa a quella relativa al CSTR ideale. Si è quindi passati alla determinazione del valore della $k_L a$ nei diversi casi per le misure effettuate. Si sottolinea che nelle prove effettuate con il cavitatore, nonostante l'adozione di un sistema di raffreddamento a circolazione esterna di acqua, si è osservata un'elevata escursione termica dovuta al riscaldamento causato dal funzionamento dello stesso cavitatore che provoca una sovrasaturazione teorica del valore di concentrazione dell'ossigeno.

Questa problematica risulta particolarmente rilevante in quanto, pur essendo la prova sviluppata per condizioni non stazionarie, essa non prevede la possibilità di grandi variazioni di temperatura. Si è quindi scelto di ricavare il valore in diverse condizioni, al fine di determinare il valore corretto di temperatura da applicare, in particolare il valore di $k_L a$ è stato ricavato per un valore di temperatura variabile e per tre valori di temperatura costanti pari alla minima, media e massima misurate durante le prove.

Si è in questo caso scelto inoltre di valutare, sempre col metodo dei minimi quadrati, anche la temperatura di riferimento della prova capace di minimizzare il valore dello scarto attraverso la seguente equazione, in cui lo scarto quadratico medio viene minimizzato per tre parametri, ovvero la $k_L a$, t_{lag} definito in precedenza, e T_{sat} temperatura costante assunta nell'arco della prova.

$$c(t) = \begin{cases} 0, & t \leq t_{lag} \\ c_s(T_{sat}) + (c_0 - c_s(T_{sat})) * e^{-k_L a * (t - t_{lag})}, & t > t_{lag} \end{cases} \quad [\text{eq.15}]$$

Al variare della T_{sat} , espressa in kelvin, si osserverà quindi una modifica della concentrazione a saturazione, la quale, determinata secondo la legge di Henry, permetterà di ottenere una migliore interpolazione dei dati sperimentali.

Una volta ricavati i valori di $k_L a$ per le diverse prove effettuate con ossigeno è quindi stato necessario ricavare il valore di $k_L a$ per l'idrogeno, in quanto gas limitante nello svolgimento della prova di metanogenesi idrogenotrofa. Per fare ciò si è utilizzata la metodologia proposta Kodama et al. (1976) [158], già utilizzata in simili condizioni da Pauss et al., 1990 [162], che correla il valore di $k_L a$ in un medesimo sistema per due gas differenti al rapporto tra la radice quadrata delle loro diffusività. Si avrà quindi:

$$k_L a_{H_2} = k_L a_{O_2} * \sqrt{\frac{D_{H_2}}{D_{O_2}}} \quad [\text{eq.16}]$$

I valori di diffusività dei due gas sono stati ricavati da Wise & Houghton (1966) [163] ed i dati mancanti sono stati interpolati linearmente. Per le varie portate, sono stati quindi ottenuti i valori di $k_L a$ dell'idrogeno e da essi si è ricavata capacità di solubilizzazione per ciascun sistema di trasferimento testato, sia in condizioni termofile che mesofile. Questa è stata ricavata in condizioni idrogeno-limitanti ovvero ipotizzando che il consumo batterico sia pari alla solubilizzazione e che la concentrazione disciolta nel reattore sia vicina a zero. Il dato così ottenuto rappresenta pertanto una stima della condizione massima di solubilizzazione e un *upper-bound* per il sistema.

2.6.7 Risultati

Nel seguito si riportano i risultati relativi alla stima della k_{La} per i 3 distinti sistemi di diffusione gas-liquido testati, determinati nell'ipotesi che il comportamento del sistema sperimentale risulti assimilabile sia a quello di un reattore a completa miscelazione (CSTR) sia a quello di un reattore con flusso a pistone (PFR), in accordo con l'approccio teorico descritto nel precedente paragrafo.

Nel caso della modellazione secondo un reattore CSTR di tipo ideale, è stata condotta un'ulteriore simulazione considerando una iniziale fase di transitorio (o fase di lag) poiché, come verrà meglio descritto di seguito, la relativa curva risultante ha mostrato una migliore interpolazione rispetto al modello di CSTR standard. Per quanto concerne in particolare le elaborazioni dei dati dei test condotti con il cavitatore idrodinamico, sono state effettuate diverse simulazioni considerando 5 differenti valori di temperatura di riferimento. Nel caso della modellazione mediante PFR, è stata condotta una simulazione per il cavitatore e il diffusore alla portata di 150 ml min^{-1} , dal momento che, in base ai profili temporali delle concentrazioni d'ossigeno acquisite, il comportamento del reattore è apparso dissimile da quello di un CSTR.

Pertanto, in accordo il piano operativo sperimentale seguito nel corso dei test ed illustrato nella precedente Tabella 2, considerando che sono state condotte tre repliche per ciascuna condizione applicata, sono state effettuate complessivamente oltre 100 simulazioni. Per esigenze di sintesi, nelle sezioni successive si riporta il dettaglio dei risultati per quelle ritenute maggiormente significative.

2.6.7.1 Modello di reattore a mescolamento continuo (CSTR)

Nella Figura 143 si riporta un tipico andamento dei profili temporali della concentrazione di ossigeno disciolto (DO), ottenuti mediante cinque differenti prove condotte utilizzando come dispositivo di trasferimento gas-liquido l'eiettore di tipo Venturi ed applicando differenti valori di portata di gas (aria) applicata (Q_{in}). Da tali profili si può apprezzare una sensibile variabilità della velocità di risalita della DO in funzione della Q_{in} : nello specifico, al crescere della Q_{in} si osserva una maggiore pendenza del tratto di risalita della DO. Conseguenza diretta di tale comportamento è che i tempi di raggiungimento della condizione di stazionarietà (plateau) in relazione alla concentrazione di saturazione C_s , risultano minori al crescere della Q_{in} applicata.

Altro aspetto particolarmente evidente è che, per le prove condotte ai valori di Q_{in} di 300 e 500 ml min^{-1} , i livelli di saturazione sembrano parzialmente raggiunti mentre per valori inferiori (150 ml min^{-1}) il sistema sembra essere lontano dal raggiungimento di una condizione stazionaria nonostante la durata dei test sia stata superiore ai 45 minuti. Ne consegue che in tutte le prove ove si è verificata tale condizione, la concentrazione di saturazione C_s è stata stabilita in maniera teorica attraverso la legge di Henry e non in maniera empirica.

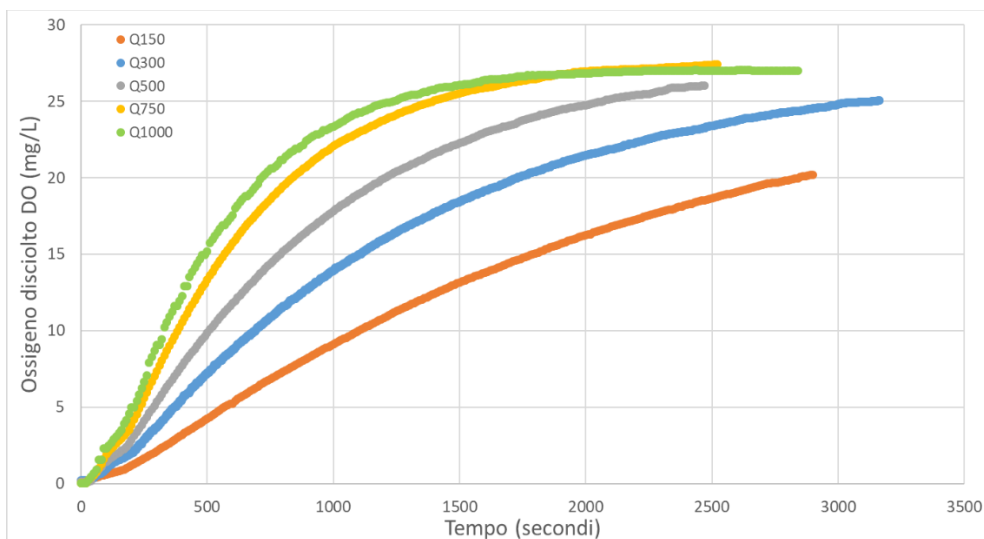


Figura 143 – Andamento della concentrazione di ossigeno (DO) nel tempo per le prove condotte con lo strumento Venturi.

Analogamente, anche per le prove condotte con il diffusore poroso si è assistito ad un incremento della velocità di risalita della DO in funzione della portata d'aria applicata, con tempi di raggiungimento della condizione stazionaria inferiori rispetto alle prove condotte con il l'eiettore di tipo Venturi. Tuttavia, a differenza di quest'ultime, nel corso della durata dei test si osserva un miglior raggiungimento dei livelli di saturazione (Figura 144).

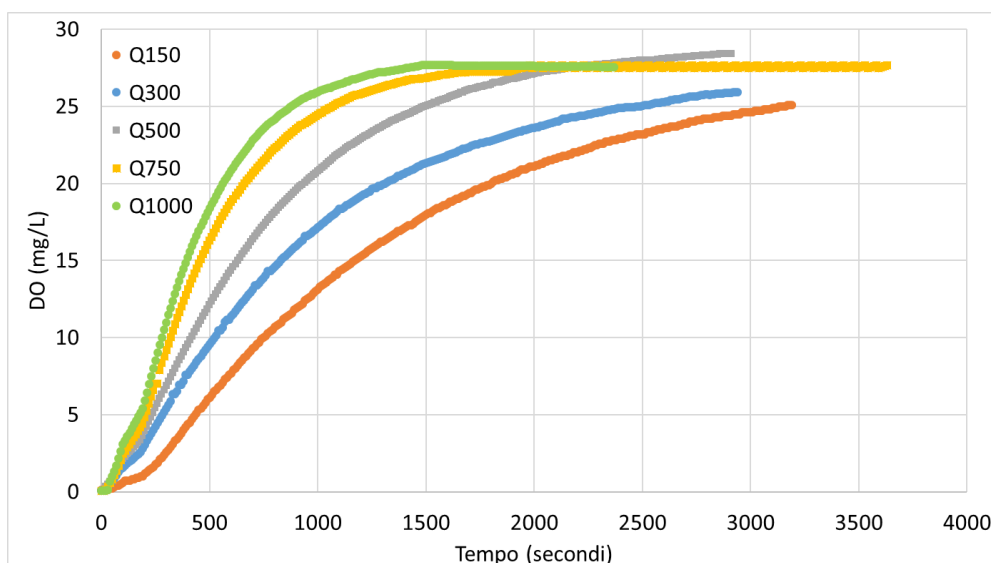


Figura 144 – Andamento della concentrazione di ossigeno nel tempo (DO) per le prove condotte con il diffusore poroso.

Nella Figura 145 si riporta un esempio dei i profili temporali acquisiti durante i test condotti con il cavitatore idrodinamico, che evidenziano il raggiungimento dei livelli di saturazione nel periodo di durata delle prove.

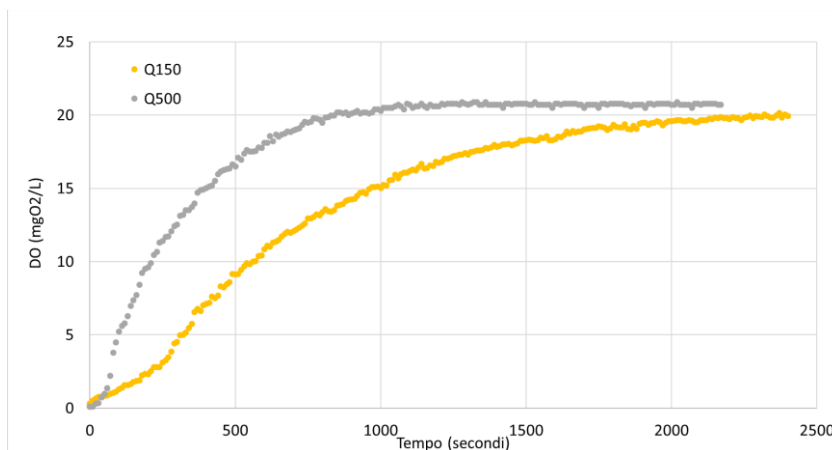


Figura 145 – Andamento della concentrazione di ossigeno disciolto (DO) per le prove condotte con il cavitatore idrodinamico.

Aspetto comune a tutti i test condotti con i vari dispositivi di trasferimento gas-liquido è che, osservando la parte iniziale di ciascuna curva, è possibile notare una velocità di crescita meno accentuata rispetto alla fase subito successiva in cui la risalita della concentrazione di ossigeno assume un andamento di tipo esponenziale. Tale fenomeno risulta particolarmente evidente nei test condotti con il cavitatore idrodinamico. Le ragioni di ciò potrebbero risiedere nel fatto che, l’iniezione di aria avviene all’interno di una camera di cavitazione caratterizzata da un volume di circa 2L, provocando così un ritardo nella crescita della concentrazione d’ossigeno rispetto agli altri dispositivi il cui punto di immissione è stato posto in prossimità della flangia inferiore del reattore tubolare. Inoltre, il sistema di cavitazione idrodinamica ha una capacità maggiore di generare bolle di piccole dimensioni rispetto agli altri dispositivi, confermato dal fatto che a differenza di quest’ultimi visivamente erano meno percepibili, provocando una minor turbolenza all’interno del reattore tubolare e una minor velocità di risalita delle microbolle lungo il suo l’asse verticale. Questo aspetto dal punto di vista fluidodinamico potrebbe risultare un vantaggio in sede di processo biologico dal momento che un incremento del tempo di contatto tra microrganismi e i substrati gassosi favorisce la loro assimilazione e successiva conversione in biometano.

Da questa prima analisi qualitativa dei risultati ottenuti nel corso dei test, si è passati ad effettuare le elaborazioni matematiche necessarie per procedere alla stima del valore del KLa associato a ciascun dispositivo di diffusione testato.

In Figura 146 si riportano, a titolo rappresentativo, le due curve di interpolazione elaborate a partire dal set di dati relativi ad un singolo test condotto con l’eiettore di tipo Venturi per un valore di portata d’aria applicata pari a 150 ml min^{-1} .

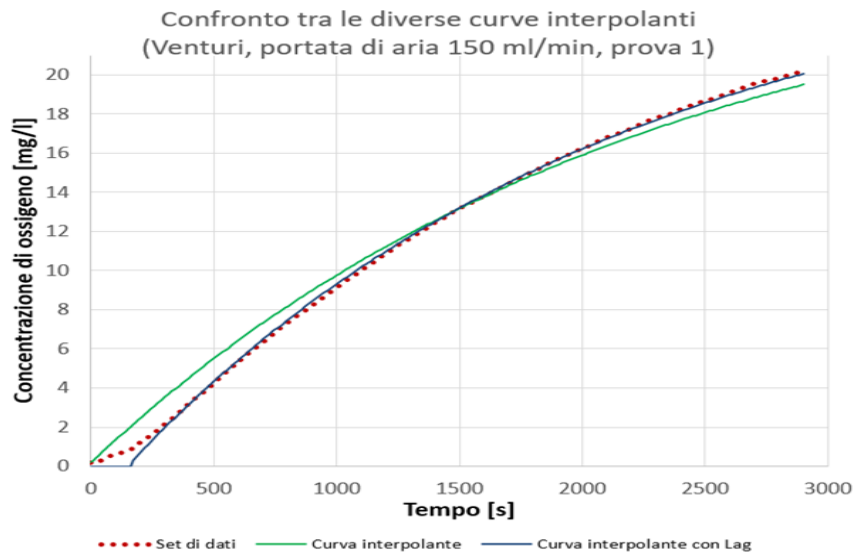


Figura 146 - Variazione della concentrazione di ossigeno disciolto nella prima prova effettuata con dispositivo Venturi per una portata di aria di 150 ml min⁻¹ e rispettiva curva interpolante.

Come si può osservare, laddove non venisse considerata la fase di transitorio iniziale (curva in verde), per i tratti iniziale e finale della curva si determinerebbe, rispettivamente, una sovrastima ed una sottostima della concentrazione di ossigeno disciolto rispetto al set di dati reali. Tale scostamento si traduce in differenze anche significative in termini di scarto quadratico medio del set di dati reale e della curva interpolante. Al contrario, assumendo sempre un modello basato su CSTR ideale ma considerando la iniziale fase di transitorio (lag), è possibile apprezzare la migliore interpolazione del set di dati sperimentali, evidenziata da una sensibile riduzione della sommatoria degli scarti quadratici medi (Tabella 80), aspetto confermato dall'analisi di tutti i set di dati sperimentali.

Tabella 80 – Risultati interpolazione curva per la prima prova con venturi con portata di 150 ml min⁻¹.

	k_{La} [d ⁻¹]	$\Sigma (\Delta_i^2)$
CSTR ideale	38,2	148
CSTR ideale con lag	42,9	5,7

In Tabella 81, sempre a titolo rappresentativo, si riporta un dettaglio per le prove condotte con il diffusore di tipo Venturi, in cui è stato considerato un tempo medio di lag iniziale di circa 104 secondi.

Dall'analisi della Tabella 81 si può osservare che, in linea generale, i valori delle KLa ottenute hanno assunto un andamento crescente in funzione della portata applicata, con una migliore interpolazione del set di dati sperimentali ottenuta considerando un periodo di lag iniziale. La durata di tale periodo è risultata sempre inferiore ai due minuti ad eccezione delle prove condotte con portata d'aria pari a 150 e 500 ml min⁻¹, per le quali sono stati considerati tempi leggermente superiori e comunque inferiori al tempo medio di percorrenza dell'acqua all'interno del reattore che, considerando la portata di ricircolo applicata (Tabella 79), risulta essere pari a 294 secondi. L'inserimento del periodo di lag iniziale ha consentito di minimizzare le differenze tra la curva interpolante e la curva dei dati osservati, mentre i corrispondenti valori di KLa non hanno registrato scostamenti significativi, confermando che il comportamento fluidodinamico del reattore nelle condizioni d'esercizio applicate risulta assimilabile a quella di un CSTR ideale.

Tale aspetto è stato confermato anche per tutte le simulazioni condotte con il diffusore poroso e con il cavitatore idrodinamico, per cui per quanto riguarda il modello di CSRT ideale, nel resto della discussione si farà sempre riferimento ai valori delle KLa ottenute considerando una iniziale fase di transitorio o lag.

Tabella 81 – Risultati delle interpolazioni per le prove effettuate con dispositivo Venturi.

Diffusore tipo Venturi		Portata di aria [ml min ⁻¹]														
		150			300			500			750			1000		
		kLa [d ⁻¹]	$\Sigma(\Delta_i^2)$	Lag [s]	kLa [d ⁻¹]	$\Sigma(\Delta_i^2)$	Lag [s]	kLa [d ⁻¹]	$\Sigma(\Delta_i^2)$	Lag [s]	kLa [d ⁻¹]	$\Sigma(\Delta_i^2)$	Lag [s]	kLa [d ⁻¹]	$\Sigma(\Delta_i^2)$	Lag [s]
CSTR standard	1	38,2	148	-	59,3	473	-	89,6	253	-	120,3	233	-	147,8	328	-
	2	32,6	100	-	59,2	116	-	88,8	959	-	121,1	292	-	172,7	491	-
	3	39,4	117	-	52,0	113	-	83,3	386	-	126,5	275	-	186,0	414	-
	Media	36,7	121	-	56,8	234	-	87,3	533	-	122,6	267	-	168,9	411	-
CSTR con lag	1	42,9	5,7	162	65,2	19,7	113	105,2	14,4	130	141,0	22	101	184,7	25,7	108
	2	35,1	2,3	140	64,7	6,3	103	105,5	43,8	138	144,0	14	110	224,2	54,5	115
	3	44,9	7,9	160	57,8	3,4	113	99,3	47,3	150	153,2	12	110	244,8	37,2	110
	Media	40,9	5,3	154	62,5	9,8	110	103,3	35	139	146,1	16	107	217,9	39	111

Relativamente alle prove condotte con il cavitatore idrodinamico, in Figura 147 si riportano le curve di interpolazione considerando le diverse temperature di riferimento e ricavate da un set di dati relativo ad un test condotto con $Q_{in} = 150 \text{ ml min}^{-1}$.

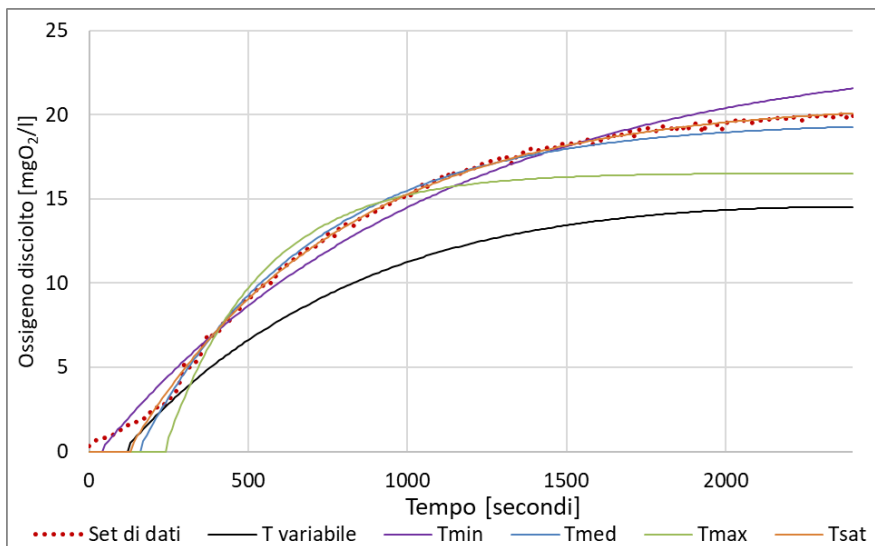


Figura 147 – Curve di interpolazione con lag iniziale elaborate considerando diverse temperature (dispositivo: cavitatore idrodinamico; $Q_{in}=150 \text{ ml min}^{-1}$).

In particolare, a partire dai valori di temperatura acquisiti sperimentalmente, si può notare che la migliore corrispondenza con il set di dati si ottiene impostando come riferimento la temperatura media registrata nel corso dell'intera prova (T_{med}). Infatti, come si evince dalla successiva Tabella 82, in cui su riportano i valori medie delle simulazioni condotte per ciascun sistema di diffusione in relazione alle differenti condizioni d'esercizio testate, il valore della sommatoria degli scarti quadratici medi ottenuti con la temperatura media ha una differenza non significativa con quelli risultanti impostando una temperatura teorica ottimale (T_{sat}), la cui curva interpolante è il risultato di un processo di minimizzazione condotto a tre parametri (k_{La} , t_{lag} , T_{sat}), ovvero lo scarto quadratico medio assume necessariamente un valore inferiore rispetto a quello di una curva biparametrica.

Tabella 82 – Valori medi delle K_{La} ottenuti con i vari dispositivi trasferimento gas-liquido considerando un modello CSRT con una fase di lag iniziale.

Dispositivo di trasferimento gas-liquido	Q_{in} [ml min ⁻¹]																			
	150				300				500				750				1000			
	kLa [d ⁻¹]	$\varepsilon(\Delta^2)$	Lag [s]	T [°C]	kLa [d ⁻¹]	$\varepsilon(\Delta^2)$	Lag [s]	T [°C]	kLa [d ⁻¹]	$\varepsilon(\Delta^2)$	Lag [s]	T [°C]	kLa [d ⁻¹]	$\varepsilon(\Delta^2)$	Lag [s]	T [°C]	kLa [d ⁻¹]	$\varepsilon(\Delta^2)$	Lag [s]	T [°C]
Venturi	40,9	5,3	154	20	62,5	9,8	110	20	103,3	35	139	19	146,1	16	107	20	217,9	39	111	19
Diffusore	60	144	48	20	93	12	109	20	123	19	109	19	166	19	109	20	218	37	109	19
Cavitatore T_{med}	160	43	162	36	-	-	-	-	336	24	116	34	-	-	-	-	-	-	-	-
Cavitatore T_{sat}	131	10	131	33	138	29	152	28	302	12	109	32	-	-	-	-	-	-	-	-

Come si può notare dalla Tabella 82, in relazione alle condizioni d’esercizio testate, risulta che il dispositivo basato sulla cavitazione idrodinamica controllata garantisce valori di K_{La} e quindi, cinetiche di trasferimento dell’ossigeno in fase liquida, maggiori rispetto agli altri dispositivi caratterizzati da un meccanismo di funzionamento di tipo passivo. Infatti, dal confronto tra il cavitatore idrodinamico e il diffusore poroso risultano incrementi del valore di K_{La} superiori di circa il 2,7 volte indipendentemente dalla Q_{in} applicata mentre, in relazione all’eiettore di tipo Venturi, i valori sono di circa 3,9 e 3,3 volte superiori, rispettivamente per la portata minima (150 ml min⁻¹) e massima (500 ml min⁻¹) applicata.

Dal confronto specifico tra l’eiettore di tipo Venturi ed il diffusore poroso si può notare che quest’ultimo per le portate di 150 e 300 ml min⁻¹ presenta valori di K_{La} superiori di circa il 50%, mentre tale differenza si è progressivamente ridotta al crescere della Q_{in} fino ad annullarsi in corrispondenza della massima portata applicata (1000 ml min⁻¹).

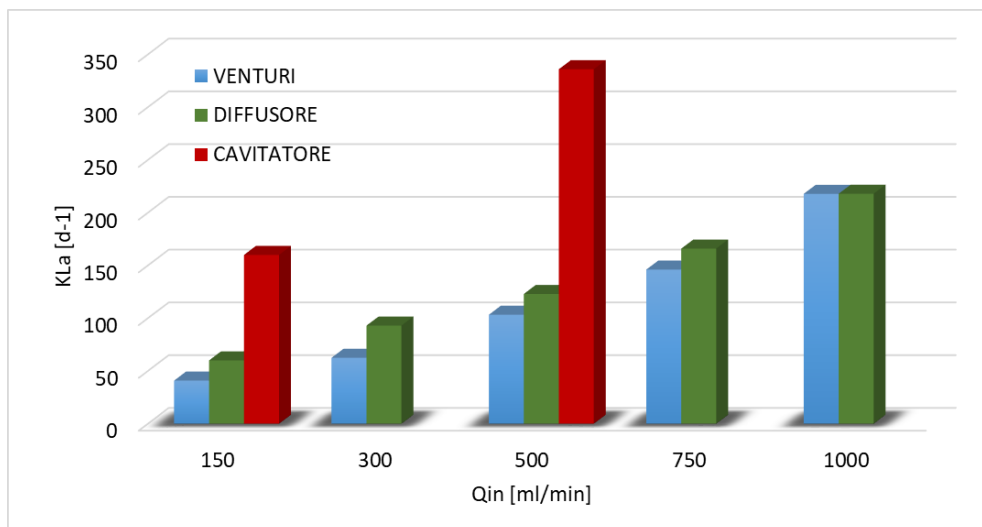


Figura 148 – Confronto dei valori delle k_{La} ottenuti per i vari sistemi di diffusione impiegati.

Caratteristica comune a tutti i dispositivi testati è che al crescere della portata d’aria applicata si è assistito ad un incremento dei valori di K_{La} .

Nel caso dei dispositivi di diffusione gas-liquido di tipo passivo, tale incremento ha assunto un andamento di tipo lineare nel range di portate testate (Figura 149). Tale andamento suggerisce la possibilità di incrementare ulteriormente valori di K_{La} attraverso un aumento della portata di aria in ingresso al sistema, con probabili superiori margini di ottimizzazione delle cinetiche di trasferimento per l’eiettore di tipo Venturi che ha evidenziato gli incrementi medi maggiori al crescere della Q_{in} applicata. Nello specifico, al crescere della Q_{in} i valori medi degli incrementi rilevati sono pari a circa il 52 e 38%, rispettivamente, per l’eiettore di tipo Venturi e per il diffusore.

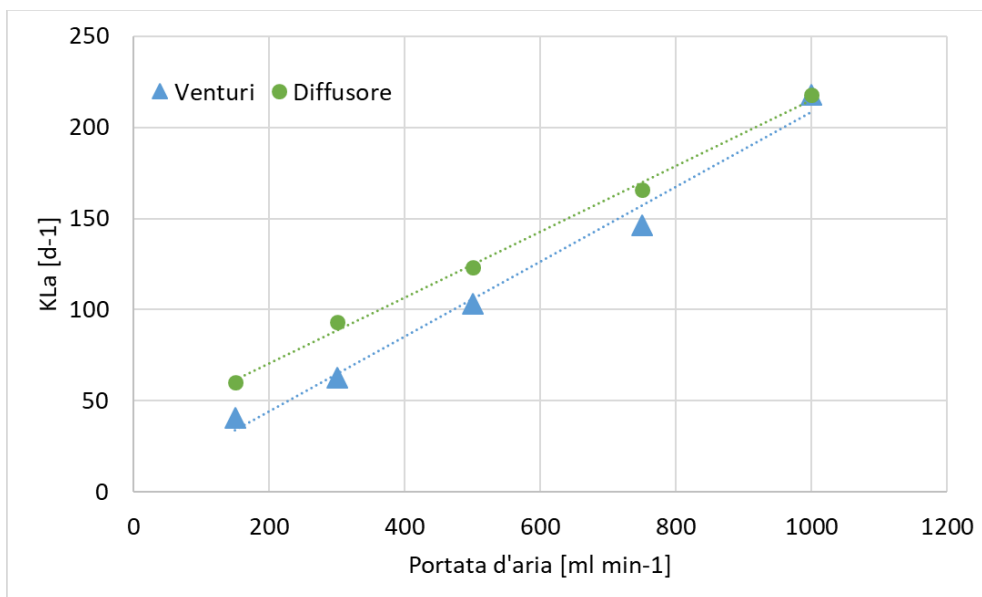


Figura 149 – Andamento dei valori di K_{La} per i dispositivi di trasferimento gas-liquido di tipo passivo.

2.6.7.2 Modello di reattore a flusso a pistone (PFR)

Si riportano di seguito i risultati delle simulazioni condotte mediante il Software AQUASIM e relative alla sola prova effettuata con cavitatore idrodinamico con valore di Q_{in} applicata pari a 150 ml min⁻¹.

Si tratta infatti di una delle prove che ha evidenziato un comportamento dell'andamento della concentrazione dell'ossigeno disciolto sensibilmente dissimile da quello rilevabile in un reattore ideale tipo CSTR. Ciò è dovuto probabilmente alla bassa portata di gas unita alla creazione da parte del cavitatore di bolle di gas molto piccole (quasi non visibili ad occhio nudo) che comportano un blando rimescolamento del liquido lungo l'asse longitudinale del reattore secondo un comportamento che più si avvicina a quello Plug Flow.

I dati di input utilizzati per questo tipo di modellazione sono riportati nella seguente Tabella 83:

Tabella 83 - Parametri di input per la modellazione secondo un modello di reattore di tipo plug-flow (PFR).

Parametro	U.M.	Valore
P _{tot}	atm	3
Q _{in}	ml min ⁻¹	150
Q _r	L min ⁻¹	11,17
Press parz. O ₂ in ingresso	atm	0,21
V _{in} (volume fase gas nel reattore)	L	1

Sulla base dei valori restituiti dal software, applicando una portata di 150 ml min⁻¹, il valore di K_{La} per il cavitatore idrodinamico risultante dall'operazione di fitting dei dati è di 936 d⁻¹, ovvero quasi un ordine di grandezza maggiore rispetto a quello ottenuto per le stesse condizioni di prova ottenute con la modellizzazione CSTR con periodo di transitorio iniziale (Tabella 82).

Le ragioni di tale differenza risiedono nella differente tipologia di modellizzazione utilizzata che, nel caso in oggetto, considera l'evoluzione della pressione parziale nel lato gas. Nel caso dell'approccio utilizzato, ipotizzando il comportamento del sistema assimilabile ad un CSTR ideale, con la modellizzazione numerica si considera che nello spazio di testa del reattore la concentrazione di ossigeno rimanga sempre costante per cui si verifica un'evoluzione della composizione chimica solo nella fase acquosa. Al contrario, il modello Plug flow tiene conto della variazione della pressione parziale d'ossigeno nei cinque reattori che raffigurano il lato gas (risalita delle bolle), assistendo all'evoluzione temporale rappresentata in Figura 150.

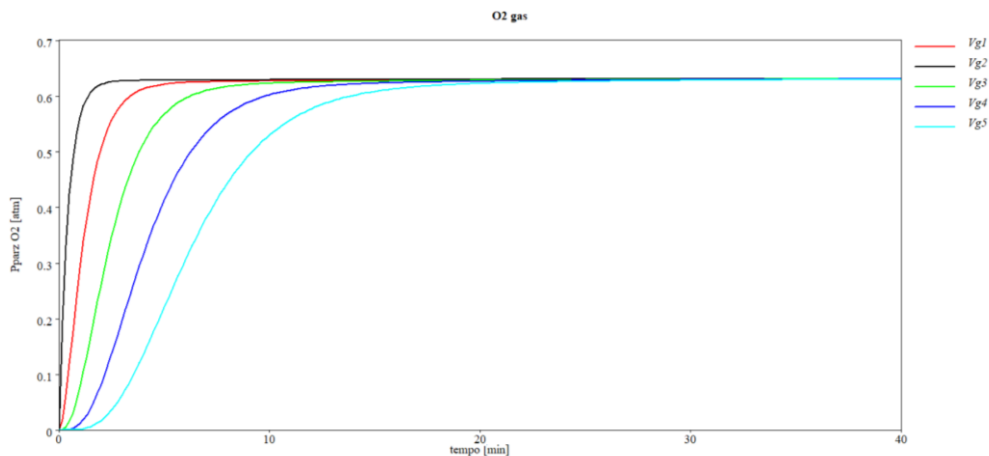


Figura 150 – Andamento della pressione parziale dell’ossigeno nei 5 reattori CSTR che rappresentano la risalita delle bolle di gas.

Nella Figura 151 è invece riportato l’andamento della concentrazione di ossigeno nei cinque reattori CSTR in serie che rappresentano la colonna di liquido nel reattore di prova ed i dati sperimentali acquisiti con la sonda di ossigeno disciolta collocata in prossimità dell’uscita del ricircolo liquido.

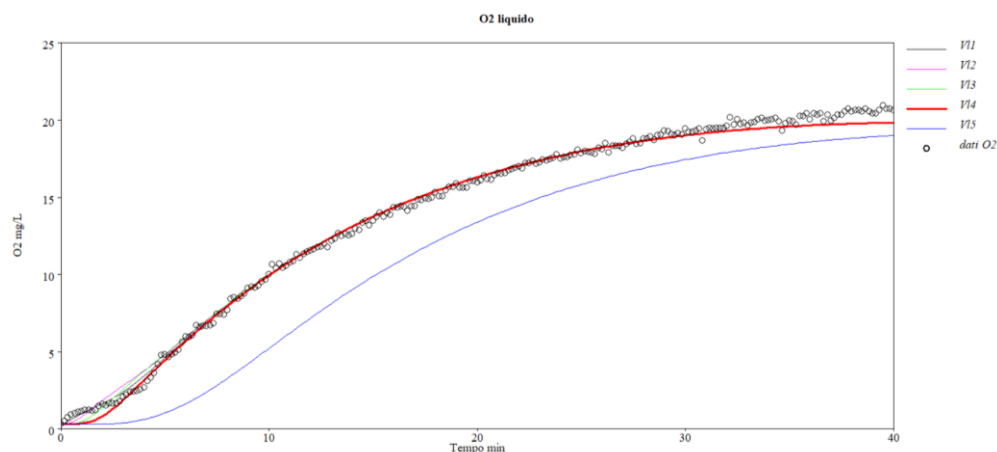


Figura 151 – Concentrazione dell’ossigeno nei 5 reattori CSTR che rappresentano la fase liquida.

Come è possibile osservare in Figura 151, il fitting fra i dati sperimentali e l’andamento della concentrazione nel reattore VI4 (tracciato in colore rosso) appare soddisfacente (valore di χ^2 ottenuto pari a 35,7). È evidente tuttavia come, fatta eccezione per il reattore VI5, che risulta meno miscelato rispetto agli altri in quanto non soggetto al rimescolamento indotto dalla presenza del ricircolo, gli andamenti della concentrazione di ossigeno risultino quasi identici presentando lievi differenze solo nei primi minuti della prova.

Come riscontrato per il modello CSTR ideale considerando una fase di lag iniziale, attraverso tale approccio, per una portata pari a 150 ml min^{-1} , è risultato un fitting soddisfacente del set di dati sperimentali, in quanto viene colta la fase iniziale di ritardo nella risalita della concentrazione di ossigeno tipica di un reattore non CSTR ideale. Nelle altre condizioni di prova, la maggiore turbolenza indotta da un maggiore flusso di gas in risalita, unita alla presenza del ricircolo liquido, rendono le condizioni operative molto prossime a quelle riscontrabili in un CSTR ideale (Figura 145).

Pertanto, ai fini di creare un modello matematico previsionale, in una fase iniziale di start-up caratterizzata da basse portate di gas e ridotta turbolenza potrebbe risultare utile assimilare il comportamento fluidodinamico del sistema ad un PFR. Inoltre, tale approccio modellistico potrebbe trovare applicazione in eventuali ulteriori fasi di studio del processo di metanazione idrogenotrofa in cui ad esempio in cui ad esempio è prevista l’utilizzo di corpi di riempimento per la crescita di biomassa adesa, dove l’effetto della

variazione dei profili di pressione parziale del gas lungo l’asse longitudinale del reattore potrebbe risultare significativo.

2.6.7.3 Stima della massima capacità di solubilizzazione e di produzione teorica di metano

Ai fini del calcolo della capacità massima di solubilizzazione e la conseguente stima del potenziale massimo di produzione di metano, in accordo con quanto esposto nelle sezioni precedenti ed in ragione dei buoni risultati ottenuti, si è scelto di adottare i parametri ricavati attraverso il modello CSRT con fase di lag iniziale. A partire quindi dai dati riportati in Tabella 82, riferiti all’immissione di aria, si è proceduto a ricavare le $k_{L,a}$ dell’idrogeno tenendo conto del rapporto dei coefficienti di diffusività dei due gas in acqua alla temperatura di riferimento, in accordo con l’eq. 16. In particolare, i valori di $K_{L,a}$ alla temperatura di riferimento sono stati ricavati per interpolazione dei dati riportati nella Tabella 7 secondo l’approccio riportato da Paus et al., (1990) [162].

Tabella 84 - Valori per le diffusività dei gas di riferimento e fattore di conversione corrispondente.

	H ₂ -H ₂ O	O ₂ -H ₂ O	$\sqrt{D_{H_2}/D_{O_2}}$
T [°C]	Dx10 ⁵ [cm ² sec ⁻¹]	Dx10 ⁵ [cm ² sec ⁻¹]	-
10	4,6	1,7	1,64
20	5,0	2,3	1,47
30	7,0	2,8	1,58
40	8,3	3,8	1,48
50	9,7	4,2	1,52
60	13,1	5,7	1,52

Imponendo, quindi, una condizione di solubilizzazione idrogeno-limitante, ovvero in cui i batteri consumano tutto l’idrogeno disponibile, mantenendo la sua concentrazione disciolta prossima allo zero, si è ricavata la capacità massima di solubilizzazione dal reattore nelle varie condizioni di portate testate e ipotizzando di operare in mesofilia (35°C) e termofilia (55°C). Inoltre, è stato ipotizzato di alimentare all’interno del reattore una miscela di gas composta da 80% di H₂ e 20% CO₂, tipica della configurazione ex-situ. Tenendo conto del rapporto stechiometrico dettato dalla reazione di Sabatier in cui si produce una mole di CH₄ per ogni 4 moli di idrogeno consumato, è stata calcolata la portata massima di metano per unità di volume di reattore potenzialmente ricavabile (Tabella 85).

Tabella 85 – Stima della capacità di solubilizzazione per i diversi sistemi di solubilizzazione testati.

Capacità di solubilizzazione dell'impianto in condizioni idrogeno-limitanti										
Temperatura (°C)	35					55				
Costante di Henry (mol m ⁻³ Pa)	7,29E-06					6,60E-06				
-ΔH/R (K)	500									
H ₂ nel gas in ingresso [%]	80									
Concentrazione di saturazione C _S [mgH ₂ L ⁻¹]	3,55					3,21				
Q _{in} [ml min ⁻¹]	150	300	500	750	1000	150	300	500	750	1000
Eiettore di tipo Venturi										
Solubilità massima di H ₂ [mgH ₂ L ⁻¹ d ⁻¹]	213	326	538	761	1136	193	295	488	690	1029
Produzione massima teorica di CH ₄ [LCH ₄ L ⁻¹ d ⁻¹]	0,6	0,9	1,5	2,1	3,2	0,5	0,8	1,4	1,9	2,9
Diffusore poroso										
Solubilità massima di H ₂ [mgH ₂ L ⁻¹ d ⁻¹]	313	485	641	865	1136	283	439	581	784	1029
Produzione massima teorica di CH ₄ [LCH ₄ L ⁻¹ d ⁻¹]	0,9	1,4	1,8	2,4	3,2	0,8	1,2	1,6	2,2	2,9
Cavitatore idrodinamico										
Solubilità massima di H ₂ T _{med} [mgH ₂ L ⁻¹ d ⁻¹]	857	-	1823	-	-	776	-	1651	-	-
Solubilità massima di H ₂ T _{sat} [mgH ₂ L ⁻¹ d ⁻¹]	715	-	1670	-	-	648	-	1513	-	-
Produzione massima teorica di CH ₄ T _{med} [LCH ₄ L ⁻¹ d ⁻¹]	2,4	-	5,1	-	-	2,2	-	4,6	-	-
Produzione massima teorica di CH ₄ T _{sat} [LCH ₄ L ⁻¹ d ⁻¹]	2,0	-	4,7	-	-	1,8	-	4,2	-	-

Come si può notare, in ragione della maggiore capacità di solubilizzazione dell'idrogeno da parte del sistema di cavitazione idrodinamica, risulta per quest'ultimo un potenziale di produzione specifica di metano (MPR) superiore rispetto agli altri sistemi di trasferimento gas-liquido di tipo passivo. In particolare, in confronto all'eiettore di tipo Venturi, si sono registrati incrementi di circa e 335 e 310% in relazione rispettivamente alla portata minima (150 ml min⁻¹) e massima (500 ml min⁻¹) applicate con il cavitatore idrodinamico, mentre rispetto al diffusore poroso tali incrementi sono risultati rispettivamente del 228% e 260%.

I valori di produttività di CH₄ teorico calcolati a 55°C con il cavitatore (1,8-4,2 LCH₄ L⁻¹ d⁻¹), partendo dalle K_L dell'ossigeno, hanno lo stesso ordine di grandezza dei valori di produttività di CH₄ ottenute sperimentalmente durante il primo anno di attività (Report RdS/PTR2019/072) in cui il processo di metanogenesi idrogenotrofa è stato implementato in termofilia su scala pilota in modalità ex-situ utilizzando un reattore tubolare accoppiato allo stesso sistema di cavitazione idrodinamica controllata. Infatti, nella condizione di massimo carico di idrogeno applicato (9,9 L H₂ L⁻¹ d⁻¹, corrispondenti ad una portata di circa 450 ml min⁻¹ di miscela di gas formata per l'80% da H₂ e per il 20% da CO₂) era corrisposta una produttività specifica di circa 2 LCH₄ L⁻¹ d⁻¹. Tuttavia, i valori di produttività massima di metano calcolata a partire dalla K_L su base stechiometrica non tengono conto della cinetica di crescita della biomassa e dalla capacità di quest'ultima di assimilare i substrati gassosi, che a sua volta dipendono da diversi altri fattori tipici di un sistema biologico anaerobico.

2.6.8 Considerazioni finali e prospettive future

Relativamente allo sviluppo di un sistema biologico di upgrading del biogas basato sul processo di metanogenesi idrogenotrofa, nel corso del secondo anno di attività è stato effettuato un confronto tra diversi sistemi di trasferimento gas liquido, di cui uno di tipo innovativo basato sulla cavitazione idrodinamica controllata e già oggetto di sperimentazione nel corso del primo anno di attività ed altri sistemi di tipo passivo (ovvero privi di organi meccanici in movimento) rappresentati da un eiettore di tipo Venturi e da un diffusore poroso.

Ai fini del confronto, la capacità di solubilizzazione di ciascun dispositivo è stata determinata in maniera indiretta a partire dai valori dei coefficienti di trasferimento gas-liquido dell'ossigeno (K_{La}) ottenuti sperimentalmente e da cui sono state ricavate le K_{La} relative al gas idrogeno.

Il confronto tra i diversi sistemi di diffusione si è reso necessario in ottica di ottimizzazione dei rendimenti energetici complessivi del processo, che rendono opportune ulteriori indagini volte all'identificazione di sistemi di diffusione alternativi, in grado di garantire la piena sostenibilità energetica dell'intero processo oggetto di sviluppo sperimentale.

Per tutti i sistemi testati, al crescere della portata di gas alimentata al reattore, si è rilevato un incremento lineare delle K_{La} , suggerendo dal punto di vista cinetico ulteriore margine di efficientamento del processo di trasferimento gas-liquido. Inoltre, dal confronto tra i diversi sistemi testati è emerso che, nelle condizioni d'esercizio adottate, la cavitazione idrodinamica comporta una capacità di solubilizzazione nettamente superiore rispetto sia all'eiettore di tipo Venturi sia al diffusore poroso. L'elevato grado di solubilizzazione dei gas in fase liquida raggiunto dalla cavitazione idrodinamica potrebbe portare ad un potenziale dimezzamento dei volumi di reazione in fase di progettazione dati gli elevati incrementi (>200%) della cinetica di trasferimento registrati rispetto ai sistemi di trasferimento passivi.

Per tutti i dispositivi testati, ad incrementi della portata d'aria applicata sono corrisposti incrementi dei valori di K_{La} che, nel caso dei dispositivi di trasferimento gas-liquido di tipo passivo, nel range di portate di aria testate ha assunto un andamento di tipo lineare suggerendo per questa tipologia di dispositivi ulteriore margine di ottimizzazione in relazione alla portata di gas in ingresso.

Si sottolinea che i valori di K_{La} ottenuti in questa sperimentazione sono caratteristici del sistema di riferimento adottato, per le condizioni operative scelte e specifici per i dispositivi di diffusione prescelti.

La sperimentazione condotta ha dimostrato che la cavitazione idrodinamica controllata è un processo che a parità di condizioni operative garantisce delle cinetiche di trasferimento dei gas in fase liquida nettamente superiori a sistemi di tipo passivo come l'eiettore venturi e un diffusore ceramico. Nonostante il notevole incremento del grado di solubilizzazione garantito dalla cavitazione idrodinamica controllata, occorre tuttavia considerare gli elevati consumi energetici richiesti non solo per la compressione del gas e movimentazione (ricircolo interno), ma anche per il funzionamento del rotore associato al cilindro di cavitazione. Tali consumi risultano di entità tale da condizionare il bilancio energetico del processo nel suo insieme e, pertanto, si rendono necessari ulteriori approfondimenti sperimentali alla ricerca di sistemi meno energivori, tra cui rientrano anche cavitatori idrodinamici in configurazioni alternative a quelli di tipo rotativo, ovvero senza organi meccanici in movimento per il loro funzionamento. Per poter effettuare un confronto completo tra i diversi dispositivi occorre tener conto anche degli aspetti di natura biologica e pertanto, nel corso dell'ultimo anno di attività, verranno condotti degli opportuni test sul bioreattore sperimentale che prevedono l'impiego di differenti sistemi di trasferimento gas-liquido.

La strategia di ottimizzazione dei consumi energetici complessivi del processo di metanogenesi idrogenotrofa per quanto riguarda l'accoppiamento con la cavitazione idrodinamica prevede quindi l'implementazione di configurazioni alternative caratterizzati da meccanismi di funzionamento passivo adottando condizioni operative in grado di stabilire le portate di gas in ingresso massime trattabili dal sistema e quindi i consumi energetici specifici complessivi. A tal fine nel corso del terzo anno il processo sarà implementato su una scala più ampia utilizzando un reattore pilota di grossa taglia (c.a 200L). Oltre all'idrogeno sarà insufflato del biogas sintetico in modo tale da simulare in ambiente di laboratorio rilevante la capacità reale di upgrading del sistema innovativo oggetto di sviluppo sperimentale. Al fine di valutare gli effetti a lungo termine sulla biomassa microbica, il monitoraggio del processo biologico prevedrà la determinazione dell'attività specifica di metanogenesi idrogenotrofa (SHMA) mediante test batch di metanazione il cui protocollo è stato sviluppato contestualmente dal Politecnico di Milano nella linea di attività 5.8.

Contestualmente alla conduzione dei test sperimentali sul bioreattore, verrà sviluppato un modello matematico di tipo cinetico che, attraverso il settaggio di vari parametri funzione del sistema considerato, permetterà di replicare i vari processi biologici che avvengono in un reattore anaerobico. Tali modelli possono essere impiegati a scopo previsionale dei fenomeni biologici (es. eventuali percorsi di inibizione, strategie di start-up), per la definizione di strategie di ottimizzazione, oltre che di futuro dimensionamento del processo.

Nel caso in esame, il modello sarà sviluppato a partire *dall'Anaerobic Digestion Model N°1* [162] e descriverà il processo di upgrading biologico ex-situ, che include la metanogenesi idrogenotrofa.

3 Conclusioni

L'analisi dei consumi energetici del settore depurazione, connesso al trattamento di reflui civili ed industriali a partire dai dati forniti dai gestori con le diagnosi energetiche 2019 condotte ai sensi del D.lgs. n.102/2014, ha permesso di definire un quadro conoscitivo e di riferimento dei consumi energetici degli impianti di depurazione (ID) italiani. Le informazioni estratte dalle diagnosi e raggruppate per classi di potenzialità di trattamento, hanno consentito di delineare un quadro d'insieme relativo alle caratteristiche principali degli impianti di depurazione (i.e. distribuzione geografica, tipologie di reflui trattati, configurazioni impiantistiche adottate, etc.) e delle modalità di soddisfacimento delle esigenze di energia per la conduzione delle attività produttive. Allo stesso tempo l'analisi degli indicatori di performance energetica (KPI), sia globali (i.e. riferiti a consumi energetici dell'intero impianto), sia specifici (i.e. riferiti a consumi energetici di sezioni impiantistiche) ha consentito di effettuare un confronto tra i consumi energetici del panorama nazionale degli impianti di depurazione, come desunto dall'analisi delle diagnosi, ed i valori di riferimento di settore. Gli impianti oggetto di analisi sono per lo più localizzati in Italia centro-settentrionale e presentano schemi di processo avanzati a medio-alto carico, con trattamenti biologici denitro-nitro e digestione anaerobica dei fanghi. Sono comunque presenti casistiche con configurazioni impiantistiche strutturate ad hoc per il trattamento di influenti provenienti da cicli produttivi/industriali o per rispondere a specifiche esigenze gestionali connesse al territorio, con conseguenti riflessi sui bilanci energetici di sito. L'analisi delle fonti di approvvigionamento energetico ha portato ad evidenziare il ricorso all'uso di un numero maggiormente variegato di vettori energetici in impianti di maggiore taglia dimensionale, che al contempo prevedono più frequentemente forme di autoproduzione e consumo energetico. Considerando poi i consumi energetici per macro fase, è stato possibile confermare la maggiore incidenza sul bilancio globale degli impianti per il comparto biologico. I consumi associati ai sollevamenti-pretrattamenti diminuiscono all'aumentare della classe dimensionale impiantistica. Effettuando il raffronto tra gli indicatori di prestazione energetica globali e specifici con i valori di riferimento è stato possibile verificare una sostanziale corrispondenza tra quelli ricavati dalle diagnosi ed i valori di settore. Fanno eccezione alcune casistiche ricadenti nelle taglie dimensionali di impianto maggiori, in cui sono maggiormente presenti configurazioni di processo più particolari, adattate a esigenze di trattamento sito-specifiche. Se ne desume che, nel complesso, gli impianti analizzati risultano sostanzialmente ben allineati con le statistiche di settore per consumi energetici.

A partire dalle diagnosi e da dati di letteratura è stata effettuata una valutazione delle misure tecnico-gestionali implementabili presso ID in piena scala per il trattamento di reflui sia civili sia industriali, finalizzate all'efficientamento energetico degli impianti ed alla valorizzazione energetica di reflui e fanghi di supero. Gli interventi di efficientamento sono stati suddivisi per tipologia e sono stati comparati in termini di Valore Attuale Netto (VAN) di indice di profitto (IP) e di tempo di ritorno semplice (SPB). Dai dati emerge che, in generale, tutti gli interventi individuati hanno elevati indici di profitto e tempi di ritorno contenuti. Gli interventi caratterizzati dal più elevato indice di profitto e dal più basso tempo di ritorno dell'investimento sono quelli che prevedono la sostituzione di motori con motori più efficienti. Un intervento che spicca per l'elevato VAN, combinato ad un tempo di ritorno di meno di quattro anni è la sostituzione del sistema di aerazione. Con poche eccezioni le diagnosi energetiche hanno portato all'individuazione principalmente di misure relativamente semplici da implementare e caratterizzate da costi di investimento ridotti, tipicamente interventi sul sistema di illuminazione e installazione di pannelli fotovoltaici. Questa tipologia di interventi può dare un contributo per l'efficientamento, ma per conseguire l'obiettivo dell'indipendenza energetica occorre prevedere investimenti più significativi con interventi sui processi di trattamento.

In quest'ottica sono stati analizzati nel dettaglio due processi di trattamento innovativi estremamente promettenti dal punto di vista energetico.

Il primo è il processo PN/ Anammox per il trattamento di reflui a basso rapporto Carbonio /Azoto come percolati di discarica e reflui industriali. Dall'analisi dei dati di rimozione dell'impianto studiato si deduce un'elevata efficienza di rimozione dell'azoto. L'analisi dei dati simulati ha evidenziato il corretto funzionamento operativo, con efficace inibizione della biomassa autotrofa NOB e mantenimento nel reattore delle condizioni corrette per la crescita della biomassa Anammox. Il confronto tra i consumi energetici calcolati con i dati di letteratura, ha evidenziato una perfetta corrispondenza tra i consumi in aerazione del

reattore simulato con impianti simili ma consumi complessivi superiori. Per questo motivo sono stati quindi identificati e simulati sul modello vari interventi di efficientamento energetico. Realizzando gli interventi di efficientamento proposti sarebbe possibile mantenere le elevate rimozioni di azoto portando, riducendo al contempo il consumo energetico medio annuo. Considerando il carico di azoto rimosso, si ottiene un consumo unitario di circa 1.8 kWh kgN^{-1} , pari a circa il 45% dei consumi dell'impianto non efficientato. È stato inoltre stimato che il sistema PN/Anammox efficientato consentirebbe un risparmio energetico potenziale di circa il 44% rispetto al processo tradizionale di denitrificazione e nitrificazione, condotto in reattore analogo.

Il secondo processo studiato è il processo di parziale nitrificazione e denitrificazione simultanea in reattori a biomassa adesa del tipo MBBR, che ha permesso di ottenere una rimozione media dell'azoto dell'86%, del fosforo del 83% e pressoché completa del COD solubile. 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. L'investimento iniziale richiesto per l'impianto MBBR è superiore rispetto alla tecnologia tradizionale, ma è ripagato dai risparmi conseguibili nel corso della vita utile dell'opera.

In seguito è stata effettuata una disamina delle soluzioni tecnologiche e dei processi implementabili nelle linee di trattamento degli impianti di depurazione, sia con la finalità di conseguire un affinamento ulteriore delle acque reflue allo scarico ai fini del riutilizzo in ambito agricolo, sia per il recupero di materie prime seconde a valore aggiunto in ottica di chiusura dei cicli e di economia circolare. Il settore della depurazione assume un ruolo principale come produttore di fonti idriche alternative e può contribuire in modo rilevante e sicuro a supportare la resilienza dei sistemi produttivi e degli equilibri naturali dinanzi al verificarsi di periodi di penuria della risorsa. Le tecnologie di trattamento terziario, molte delle quali già mature, garantiscono infatti il raggiungimento di standard qualitativi delle acque adatte al riuso, ma la scelta della filiera del trattamento deve essere ben ponderata, a garanzia della sostenibilità ambientale ed economica del settore della depurazione. Allo stesso modo i margini di recupero di materia ed energia da flussi concentrati e fanghi di depurazione offrono interessanti prospettive e molte risultano le tecnologie con differenti stati di sviluppo e maturità, di cui bisogna pur sempre considerare voci quali quantità e qualità dei prodotti ricavati, costi di investimento e di esercizio, impatti ambientali. Nel complesso il settore della depurazione offre notevoli potenzialità per tendere alla indipendenza energetica e al recupero di materie prime seconde, tra cui anche materie critiche quali il fosforo, contribuendo allo sviluppo di percorsi virtuosi di economia circolare e simbiosi industriale da calare nello specifico contesto territoriale di riferimento.

Relativamente alle prove effettuate in ottica di ottimizzazione dei consumi energetici associabili ai sistemi di upgrading biologico ex-situ, in relazione alle condizioni d'esercizio applicate e alle configurazioni di ciascun dispositivo testato, risulta che il dispositivo basato sulla cavitazione idrodinamica controllata comporta delle cinetiche di trasferimento dell'ossigeno in fase liquida decisamente più elevate rispetto agli altri sistemi di trasferimento gas-liquido di tipo passivo. In particolare, in ragione dei valori maggiori di $K_L a$ raggiunti, la HC offre un potenziale di produzione specifica di metano superiori al 200 e 300% in relazione, rispettivamente, al micro-diffusore poroso ed all'eiettore venturi. Tuttavia, nonostante il notevole incremento del grado di solubilizzazione che è possibile raggiungere rispetto agli altri sistemi di diffusione di tipo passivo, la HC nella configurazione testata richiede una spesa energetica, oltre che per la compressione del gas e movimentazione della matrice liquida (ricircolo interno), anche per il funzionamento del rotore associato al cilindro di cavitazione. Quindi per provvedere ad una generale ottimizzazione del processo di metanogenesi idrogenotrofica accoppiato alla cavitazione idrodinamica, quale dispositivo innovativo per massimizzare i livelli di solubilità dell'idrogeno, ulteriori approfondimenti riguarderanno anche l'adozione di configurazioni

alternative di HC, che non prevedono organi meccanici in movimento per il loro funzionamento. Per poter definire i rendimenti energetici complessivi del processo, occorre necessariamente tener conto anche degli aspetti di natura biologica. Pertanto, nel corso dell'ultimo anno di attività, il processo di metanogenesi idrogenotrofica verrà implementato in un bioreattore pilota di grossa taglia (c.a 200L), in grado di garantire la necessaria variabilità dei parametri operativi (in relazione soprattutto alle pressioni d'esercizio e portata dei fluidi di processo), per definire i livelli di produttività di biometano a partire da biogas sintetico e, quindi, i consumi energetici unitari associati ad una determinata configurazione di processo, che prevede l'accoppiamento con uno specifico dispositivo di trasferimento gas-liquido.

4 DISSEMINAZIONE

Articoli pubblicati

- Sabia G., Petta L., Avolio F., Caporossi E. (2020) "Energy saving in wastewater treatment plants: A methodology based on common key performance indicators for the evaluation of plant energy performance, classification and benchmarking." *Energy Conversion and Management* 220 (2020) 113067. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2020.113067>
- Sabia G., Petta L., Mattioli D. (2020) "Benchmarking energetico di impianti di depurazione acque reflue" *Technology Report* pubblicato sul sito della Rete Alta Tecnologia della Regione Emilia Romagna <https://www.retealtatecnologia.it>
- Giuliano A., Petta L. (2021). "The role of hydrogen in the circular management of wastewater treatment plants." *Energia Ambiente e Innovazione - Speciale Planet Hydrogen 1/2021*. DOI 10.12910/EAI2021-030.
- Giuliano A., Petta L. (2021). "Idrogeno per una gestione circolare degli impianti di depurazione" <https://economiecircolare.com/idrogeno-gestione-circolare-impianti-depurazione-acque>.
- Lanzetta A., Mattioli D., Di Capua F., Sabia G., Petta L., Esposito G., Andreottola G., Gatti G., Merz W. and Langone M. (2021) "Anammox-based processes for mature leachate treatment in SBR: a modelling study" In fase di review per la pubblicazione sullo Special Issue "Anammox-Based Processes for Wastewater Treatment" della rivista *Processes*

Presentazioni a convegni e conferenze

- Sabia G. 2020 "A methodology for benchmarking of energy consumption in municipal wastewater treatment plants" presentato al Workshop del progetto REEF 2W all'interno di ECOMONDO – The green technology Expo. <https://www.interreg-central.eu/Content.Node/reef-2w-at-ecomondo-fair.html>
- Giuliano A. (2020) "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 a Milano nel giugno 2021)
- Giuliano A. (2020) "circular solutions for resource and energy recovery in wastewater treatment plant" Presentazione al convegno Water management: at the heart of circular economy. Webinar, 25 novembre 2020
- Giuliano A., Cellamare C., Guzzinati R. and Petta L. (2020) "Metanogenesi idrogenotrofa ex-situ mediante cavitazione idrodinamica controllata." Sessione poster all'interno di ECOMONDO – The green technology Expo.
- Petta L. (2021) "I fanghi di depurazione nell'economia circolare: opportunità e sfide tecnologiche." Presentazione al Webinar Ciclo dell'Acqua e economia circolare - Fondazione Sviluppo Sostenibile, ENEA, Università di Bologna
- Petta L. (2021) "Attività ENEA per l'uso e la gestione efficiente di acqua e reflui" Presentazione al Webinar 'Beyond Academic Research Talks' – BAR Talks 4. Organizzato dalla Young Hydrologic Society (YHS).

Altri eventi di divulgazione

- Nell'ambito del progetto ATELIER (Attività Tecniche e formative per lo sviluppo dell'Imprenditoria sull'Economia circolare) di ENEA a supporto di UNIONCAMERE Lombardia presentazione al personale delle CCIAA sulle tematiche della gestione efficiente della risorsa idrica Luglio 2020.
- Le tematiche della ricerca e i risultati ottenuti sono stati inoltre presentati privatamente a vari gestori del servizio idrico coinvolti nella raccolta dati tra i quali: Gori group, Hera Spa, Como acque, ACEA.

5 Riferimenti bibliografici

- [1] "Direttiva 2009/29/CE del Parlamento europeo e del Consiglio del 23 aprile 2009, che modifica la Direttiva 2003/87/CE al fine di perfezionare ed estendere il sistema comunitario per lo scambio di quote di emissione di gas a effetto serra." (G.U.U.E. L 140/63 del 5.6.2009; pp. 63-87).
- [2] "Direttiva UE 2018/2002 del Parlamento Europeo e del Consiglio dell'11 dicembre 2018 che modifica la Direttiva 2012/27/UE sull'efficienza energetica." .
- [3] "Direttiva 2012/27/UE del Parlamento Europeo e del Consiglio del 25 ottobre 2012 sull'efficienza energetica, che modifica le direttive 2009/125/CE e 2010/30/UE e abroga le direttive 2004/8/CE e 2006/32/CE." .
- [4] "Decreto Legislativo 14 luglio 2020, n. 73 Attuazione della direttiva (UE) 2018/2002 che modifica la direttiva 2012/27/UE sull'efficienza energetica." .
- [5] "Decreto Legislativo 4 Luglio 2014, n. 102, Attuazione della direttiva 2012/27/UE sull'efficienza energetica, che modifica le direttive 2009/125/CE e 2010/30/UE e abroga le direttive 2004/8/CE e 2006/32/CE." .
- [6] "Piano Nazionale Integrato per l'Energia e il Clima (PNIEC) Ministero dello Sviluppo Economico Ministero dell'Ambiente e della Tutela del Territorio e del Mare Ministero delle Infrastrutture e dei Trasporti Dicembre 2019." .
- [7] "Raccomandazione della Commissione del 6 maggio 2003 relativa alla definizione delle microimprese, piccole e medie imprese [notificata con il numero C(2003) 1422] (2003/361/CE)." .
- [8] "8. D.Lgs. 3 luglio 2017, n. 117 (1). Codice del Terzo settore, a norma dell'articolo 1, comma 2, lettera b), della legge 6 giugno 2016, n. 106.(1) Pubblicato nella Gazz. Uff. 2 agosto 2017, n. 179, S.O." .
- [9] "UNI CEI EN ISO 50001:2018: Sistemi di gestione dell'energia - Requisiti e linee guida per l'uso." .
- [10] "Regolamento (Ce) N. 1221/2009 Del Parlamento Europeo E Del Consiglio del 25 novembre 2009 sull'adesione volontaria delle organizzazioni a un sistema comunitario di ecogestione e audit (EMAS), che abroga il regolamento (CE) n. 761/2001 e le decisioni d." .
- [11] "UNI EN ISO 14001:2015: Sistemi di gestione ambientale - Requisiti e guida per l'uso." .
- [12] "UNI CEI EN 16247-1:2012: Diagnosi energetiche - Parte 1: Requisiti generali." .
- [13] "UNI CEI EN 16247-2:2014: Diagnosi energetiche - Parte 2: Edifici." .
- [14] "UNI CEI EN 16247-3:2014: Diagnosi energetiche - Parte 3: Processi." .
- [15] "UNI CEI EN 16247-4:2014: Diagnosi energetiche - Parte 4: Trasporto." .
- [16] "Ministero dello Sviluppo Economico "Chiarimenti in materia di diagnosi energetica nelle imprese ai sensi dell'articolo 8 del decreto legislativo n. 102 del 2014- novembre 2016"." .
- [17] "Ministero dello Sviluppo Economico 'Chiarimenti in materia di diagnosi energetiche e certificazione iso 50001- Dicembre 2018.'" .
- [18] ENEA, "Linee guida per il monitoraggio nel settore industriale per le diagnosi energetiche ex art. 8 del D.Lgs. 102/2014", 2017.
- [19] "Linea Guida per l'Esecuzione della Diagnosi Energetica ai sensi dell'articolo 8 del d.lgs 102/2014 Servizio Idrico Integrato n° 6/2018 Utilitalia Settore Acqua."
- [20] S. G. Canditelli M., Landolfo P. G., Luccarini L., Mattioli D., Musmeci F., Petta L., "Valutazione di sistemi e metodologie per la gestione efficiente della risorsa idrica e del rifiuto organico in una smart city. Report Ricerca di Sistema Elettrico. RdS/PAR2018/037.," 2018.
- [21] "ISTAT, 2019. Utilizzo e qualità della risorsa idrica in Italia ISBN 978-88-458-1976-6."
- [22] L.Bonomo, *Trattamenti delle acque reflue*, McGraw-Hil., vol. 4, no. 3. 2008.
- [23] M. Campanelli, P. Foladori, and M. Vaccari, "Consumi elettrici ed efficienza energetica nel trattamento

- delle acque reflue,” p. 386, 2013, [Online]. Available: isbn: 8838783683.
- [24] S. G. Canditelli M., Ferraris M., Landolfo P. G., Luccarini L., Mattioli D., Musmeci F., Petta L., “Gestione efficiente della risorsa idrica e del rifiuto organico in una smart city. Report Ricerca di Sistema Elettrico RdS/PAR2016/027.,” 2017.
- [25] K. M. Bodik I, “Energy and sustainability of operation of a wastewater treatment plant.,” *Env. Prot Eng* 2013;39(2)15–24.
- [26] Gu Y., Li Y., Luo P., Wang H., Robinson Z. P., Wang X., Wu J., Li F., “The feasibility and challenges of energy self-sufficient wastewater treatment plants *Applied Energy* 204,” 1463–1475 <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.02.069>, 2017.
- [27] C. W. Tao X., “Energy Consumption in Wastewater Treatment,” 2012.
- [28] M. C. Mentore Vaccari, Paola Foladori, *Consumi elettrici ed efficienza energetica del trattamento delle acque reflue*. Novembre 2013 (1 Edizione) ISBN / EAN 8838783683 / 9788838783685 Collana Ambiente Territorio Edilizia Urbanistica.
- [29] “ENEA Dipartimento Unità Efficienza Energetica, Diagnosi Energetiche art.8 del D.Lgs. 102/2014 -Linee Guida e Manuale Operativo - Clusterizzazione, il rapporto di diagnosi ed il piano di monitoraggio, 13 febbraio 2019.” .
- [30] M. Campanelli, *Incidenza dei consumi energetici sul costo del servizio idrico integrato*. In: *Atti della 49a Giornata di Studio di Ingegneria Sanitaria Ambientale: Risparmio energetico negli impianti di trattamento dell’acqua*. 2013.
- [31] T. D., “Ways to identify possibilities of energy saving at wastewater treatment plants, Water and Energy Workshop, IWA World Water Congress 2008, Vienna, 9 September 2008.”
- [32] “Best Available Techniques (BAT) - Reference Document for Common Waste Water and Waste Gas Treatment/Management Systems in the Chemical Sector” (JRC - Joint Research Centre - 2016).”
- [33] “ENERWATER. Benchmarking database. ENERWATER project, deliverable D2.5. Retrieved from <http://www.enerwater.eu/>; 2016.” .
- [34] A. L. E. S. Longo, M. Mauricio-Iglesias, A. Soares, P. Campo, F. Fatonec and A. H. E. Akkersdijk, L. Stefani, “ENERWATER – A standard method for assessing and improving the energy efficiency of wastewater treatment plants.,” 2019.
- [35] “D 3.3: ENERWATER methodology European Union (EU).Enerwater Methodology Project: Standard Method and Online Tool for Assessing and Improving the Energy Efficiency of Wastewater Treatment Plants; EU: Brussels, Belgium, 2018.” .
- [36] N. Bachmann, “Sustainable biogas production in municipal wastewater treatment plants,” *IEA Bioenergy*, p. 20, 2015.
- [37] G. A. Vokas, P. A. Langouranis, P. A. Kontaxis, and F. V Topalis, “Analysis of power quality field measurements and considerations on the power quality standard,” 2015.
- [38] EPA, “Evaluation of energy conservation measures,” *Eval. Energy Conserv. Meas. Wastewater Treat. Facil.*, 2010.
- [39] D. Panepinto, S. Fiore, M. Zappone, G. Genon, and L. Meucci, “Evaluation of the energy efficiency of a large wastewater treatment plant in Italy,” *Appl. Energy*, vol. 161, pp. 404–411, 2016, doi: 10.1016/j.apenergy.2015.10.027.
- [40] N. Farhana, A. Aziz, N. A. Ramli, M. Fairuz, and A. Hamid, “Energy efficiency of wastewater treatment plant through aeration system,” vol. 156, pp. 38–45, 2019, doi: 10.5004/dwt.2019.24134.
- [41] T. Krieg, F. Mayer, D. Sell, and D. Holtmann, “Insights into the applicability of microbial fuel cells in wastewater treatment plants for a sustainable generation of electricity plants for a sustainable generation of electricity,” vol. 3330, 2019, doi: 10.1080/09593330.2017.1401668.
- [42] L. Åmand, G. Olsson, and B. Carlsson, “Aeration control – a review,” 2013, doi: 10.2166/wst.2013.139.
- [43] P. Baroni, G. Bertanza, C. Collivignarelli, and V. Zambarda, “Process Improvement and Energy Saving in a Full Scale Wastewater Treatment Plant : Air Supply Regulation by a Fuzzy Logic System PROCESS IMPROVEMENT AND ENERGY SAVING IN A FULL SCALE WASTEWATER TREATMENT PLANT : AIR SUPPLY REGULATION BY A FUZZY LOGIC SYST,” vol. 3330, no. May, 2010, doi: 10.1080/09593332708618689.

- [44] M El-Fadel; E Bou-Zeid; W Chahine; B Alayli, "Temporal variation of leachate quality from pre-sorted and baled municipal solid waste with high organic and moisture content," *Waste Manag.*, vol. 22, no. 3, pp. 269–282, 2002.
- [45] J. L. De Morais and P. P. Zamora, "Use of advanced oxidation processes to improve the biodegradability of mature landfill leachates," *J. Hazard. Mater.*, vol. 123, no. 1–3, pp. 181–186, 2005, doi: 10.1016/j.jhazmat.2005.03.041.
- [46] T. H. Christensen *et al.*, "Biogeochemistry of landfill leachate plumes," *Appl. Geochemistry*, vol. 16, no. 7–8, pp. 659–718, 2001, doi: 10.1016/S0883-2927(00)00082-2.
- [47] S. Renou, J. G. Givaudan, S. Poulain, F. Dirassouyan, and P. Moulin, "Landfill leachate treatment: Review and opportunity," *J. Hazard. Mater.*, vol. 150, no. 3, pp. 468–493, 2008, doi: 10.1016/j.jhazmat.2007.09.077.
- [48] J. Wiszniowski, D. Robert, J. Surmacz-Gorska, K. Miksch, and J. V. Weber, "Landfill leachate treatment methods: A review," *Environ. Chem. Lett.*, vol. 4, no. 1, pp. 51–61, 2006, doi: 10.1007/s10311-005-0016-z.
- [49] S. W. H. Van Hulle, H. J. P. Vandeweyer, B. D. Meesschaert, P. A. Vanrolleghem, P. Dejans, and A. Dumoulin, "Engineering aspects and practical application of autotrophic nitrogen removal from nitrogen rich streams," *Chem. Eng. J.*, vol. 162, no. 1, pp. 1–20, 2010, doi: 10.1016/j.cej.2010.05.037.
- [50] J. Chung, W. Bae, Y. W. Lee, G. B. Ko, S. U. Lee, and S. J. Park, "Investigation of the effect of free ammonia concentration upon leachate treatment by shortcut biological nitrogen removal process," *J. Environ. Sci. Heal. - Part A Toxic/Hazardous Subst. Environ. Eng.*, vol. 39, no. 7, pp. 1655–1665, 2004, doi: 10.1081/ESE-120037867.
- [51] P. Ilies and D. S. Mavinic, "The effect of decreased ambient temperature on the biological nitrification and denitrification of a high ammonia landfill leachate," *Water Res.*, vol. 35, no. 8, pp. 2065–2072, 2001, doi: 10.1016/S0043-1354(00)00477-2.
- [52] J. P. Y. Jokela, R. H. Kettunen, K. M. Sormunen, and J. A. Rintala, "Biological nitrogen removal from municipal landfill leachate: Low-cost nitrification in biofilters and laboratory scale in-situ denitrification," *Water Res.*, vol. 36, no. 16, pp. 4079–4087, 2002, doi: 10.1016/S0043-1354(02)00129-X.
- [53] S. V. Kalyuzhnyi and M. A. Gladchenko, "Sequenced anaerobic-aerobic treatment of high strength, strong nitrogenous landfill leachates," *Water Sci. Technol.*, vol. 49, no. 5–6, pp. 301–308, 2004, doi: 10.2166/wst.2004.0768.
- [54] K. I. Gil and E. Choi, "Nitrogen removal by recycle water nitrification as an attractive alternative for retrofit technologies in municipal wastewater treatment plants," *Water Sci. Technol.*, vol. 49, no. 5–6, pp. 39–46, 2004, doi: 10.2166/wst.2004.0735.
- [55] P. Jenicek, P. Svehia, J. Zabranska, and M. Dohanyos, "Factors affecting nitrogen removal by nitrification/denitrification," *Water Sci. Technol.*, vol. 49, no. 5–6, pp. 73–79, 2004, doi: 10.2166/wst.2004.0739.
- [56] S. Wyffels, P. Boeckx, K. Pynaert, W. Verstraete, and O. Van Cleemput, "Sustained nitrite accumulation in a membrane-assisted bioreactor (MBR) for the treatment of ammonium-rich wastewater," *J. Chem. Technol. Biotechnol.*, vol. 78, no. 4, pp. 412–419, 2003, doi: 10.1002/jctb.808.
- [57] M. Chen, J. H. Kim, N. Kishida, O. Nishimura, and R. Sudo, "Enhanced nitrogen removal using C/N load adjustment and real-time control strategy in sequencing batch reactors for swine wastewater treatment," *Water Sci. Technol.*, vol. 49, no. 5–6, pp. 309–314, 2004, doi: 10.2166/wst.2004.0769.
- [58] D. Obaja, S. Macé, J. Costa, C. Sans, and J. Mata-Alvarez, "Nitrification, denitrification and biological phosphorus removal in piggery wastewater using a sequencing batch reactor," *Bioresour. Technol.*, vol. 87, no. 1, pp. 103–111, 2003, doi: 10.1016/S0960-8524(02)00229-8.
- [59] K. M. Poo, B. H. Jun, S. H. Lee, J. H. Im, H. J. Woo, and C. W. Kim, "Treatment of strong nitrogen swine wastewater in a full-scale sequencing batch reactor," *Water Sci. Technol.*, vol. 49, no. 5–6, pp. 315–323, 2004, doi: 10.2166/wst.2004.0770.
- [60] L. S. A. Tilche, E. Bacilieri, G. Bortone, F. Malaspina, S. Piccinini, "Biological Phosphorus and nitrogen removal in a full scale sequencing batch reactor treating piggery wastewater," *Water Sci. Technol.*,

- pp. 199–206, 1999.
- [61] S. Qiao *et al.*, “High-rate nitrogen removal from livestock manure digester liquor by combined partial nitrification-Anammox process,” *Biodegradation*, vol. 21, no. 1, pp. 11–20, 2010, doi: 10.1007/s10532-009-9277-8.
- [62] C. Arriagada *et al.*, “NOB suppression and adaptation strategies in the partial nitrification–Anammox process for a poultry manure anaerobic digester,” *Process Biochem.*, vol. 58, no. April, pp. 258–265, 2017, doi: 10.1016/j.procbio.2017.03.028.
- [63] E. R. A. Carucci, A. Chiavola, M. Majone, “Treatment of tannery wastewater in a sequencing batch reactor, *Water Science & Technology.*” pp. 253–259., 1999.
- [64] S. Murat, G. Insel, N. Artan, and D. Orhon, “Performance evaluation of SBR treatment for nitrogen removal from tannery wastewater,” *Water Sci. Technol.*, vol. 53, no. 12, pp. 275–284, 2006, doi: 10.2166/wst.2006.430.
- [65] J. K. ; K. S. J. G. and P. F. Greenfield, “Nutrient removal from industrial wastewater using single tank sequencing batch reactors,” *Water Sci Technol*, vol. 35, pp. 137–144, 1997.
- [66] U. Abeling and C. F. Seyfried, “ANAEROBIC-AEROBIC TREATMENT OF POTATO-STARCH WASTEWATER,” vol. 28, no. 2, pp. 165–176, 1993.
- [67] U. Austermann-Haun, H. Meyer, C. F. Seyfried, and K. H. Rosenwinkel, “Full scale experiences with anaerobic/aerobic treatment plants in the food and beverage industry,” *Water Sci. Technol.*, vol. 40, no. 1, pp. 305–312, 1999, doi: 10.1016/S0273-1223(99)00399-6.
- [68] P. D. Pedersen, K. Jensen, P. Lyngsie, and N. H. Johansen, “Nitrogen removal in industrial wastewater by nitrification and denitrification - 3 years of experience,” *Water Sci. Technol.*, vol. 47, no. 11, pp. 181–188, 2003, doi: 10.2166/wst.2003.0603.
- [69] T. Lotti *et al.*, “Rimozione Completamente Autotrofa Dell’ Azoto Con,” vol. 1, pp. 3–26, 2014.
- [70] S. D. Lotti T., *Rimozione dell’azoto con il processo Anammox.* 2015.
- [71] S. Lackner, E. M. Gilbert, S. E. Vlaeminck, A. Joss, H. Horn, and M. C. M. van Loosdrecht, “Full-scale partial nitrification/Anammox experiences - An application survey,” *Water Res.*, vol. 55, no. 0, pp. 292–303, 2014, doi: 10.1016/j.watres.2014.02.032.
- [72] Masotti L., *DEPURAZIONE DELLE ACQUE TECNICHE ED IMPIANTI PER IL TRATTAMENTO DELLE ACQUE DI RIFIUTO.* 2011.
- [73] C. Fux and H. Siegrist, “Nitrogen removal from sludge digester liquids by nitrification/denitrification or partial nitrification/Anammox: Environmental and economical considerations,” *Water Sci. Technol.*, vol. 50, no. 10, pp. 19–26, 2004, doi: 10.2166/wst.2004.0599.
- [74] U. Van Dongen, M. S. M. Jetten, and M. C. M. Van Loosdrecht, “The SHARON -Anammox process for treatment of ammonium rich wastewater,” *Growth Lakel.*, vol. 44, no. 1, pp. 153–160, 2001, [Online]. Available: <http://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/11496667>.
- [75] A. Mulder, “The quest for sustainable nitrogen removal technologies,” *Water Sci. Technol.*, vol. 48, no. 1, pp. 67–75, 2003, doi: 10.2166/wst.2003.0018.
- [76] D. B. M. Henze, Mark C. M. van Loosdrecht, G. A. Ekama, *Biological Wastewater Treatment.* 2008.
- [77] L. Rieger, *Guidelines for Using Activated Sludge Models*, vol. 11, no. 22. 2012.
- [78] B. Wett, M. Hell, G. Nyhuis, T. Puempel, I. Takacs, and S. Murthy, “Syntrophy of aerobic and anaerobic ammonia oxidisers,” *Water Sci. Technol.*, vol. 61, no. 8, pp. 1915–1922, 2010, doi: 10.2166/wst.2010.969.
- [79] K. Füreder, K. Svardal, W. Frey, H. Kroiss, and J. Krampe, “Energy consumption of agitators in activated sludge tanks - Actual state and optimization potential,” *Water Sci. Technol.*, vol. 77, no. 3, pp. 800–808, 2018, doi: 10.2166/wst.2017.596.
- [80] H. Ødegaard, “The Moving Bed Biofilm Reactor,” *Water Environ. Eng. Reuse Water*, no. 0575314, pp. 250–305, 1999.
- [81] H. Ødegaard, “Innovations in wastewater treatment: The moving bed biofilm process.,” *Water Sci. Technol.* 53(9), 17–33. <https://doi.org/10.2166/wst.2006.284>, 2006.
- [82] F. Iannacone, F. Di Capua, F. Granata, R. Gargano, F. Pirozzi, and G. Esposito, “Effect of carbon-to-nitrogen ratio on simultaneous nitrification denitrification and phosphorus removal in a microaerobic

- moving bed biofilm reactor," *J. Environ. Manage.*, vol. 250, no. April, p. 109518, 2019, doi: 10.1016/j.jenvman.2019.109518.
- [83] R. Ferrentino, A. Ferraro, M. R. Mattei, G. Esposito, and G. Andreottola, "Process performance optimization and mathematical modelling of a SBR-MBBR treatment at low oxygen concentration," *Process Biochem.*, vol. 75, no. April, pp. 230–239, 2018, doi: 10.1016/j.procbio.2018.08.023.
- [84] F. Iannacone, F. Di Capua, F. Granata, R. Gargano, and G. Esposito, "Simultaneous nitrification, denitrification and phosphorus removal in a continuous-flow moving bed biofilm reactor alternating microaerobic and aerobic conditions," *Bioresour. Technol.*, vol. 310, no. March, p. 123453, 2020, doi: 10.1016/j.biortech.2020.123453.
- [85] G. Ferrentino, R., Ferraro, A., Mattei, M. R., Esposito, G., & Andreottola, "Process performance optimization and mathematical modelling of a SBR-MBBR treatment at low oxygen concentration.," *Process Biochem.* 75(April), 230–239. <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2018.08.023>, 2018.
- [86] S. Liu, T., He, X., Jia, G., Xu, J., Quan, X., & You, "Simultaneous nitrification and denitrification process using novel surface-modified suspended carriers for the treatment of real domestic wastewater.," *Chemosphere*, 247, 125831. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2020.125831>, 2020.
- [87] O. Wanner and P. Reichert, "Mathematical modeling of mixed-culture biofilms," *Biotechnol. Bioeng.*, vol. 49, no. 2, pp. 172–184, 1996, doi: 10.1002/(SICI)1097-0290(19960120)49:2<172::AID-BIT6>3.0.CO;2-N.
- [88] EnviroSim Associates Ltd, *Biowin 6 Help Manual*. 2019, p. 1071.
- [89] S. Ge, S. Wang, X. Yang, S. Qiu, B. Li, and Y. Peng, "Detection of nitrifiers and evaluation of partial nitrification for wastewater treatment: A review," *Chemosphere*, vol. 140, pp. 85–98, 2015, doi: 10.1016/j.chemosphere.2015.02.004.
- [90] J. P. McQuarrie, J. P., & Boltz, "Moving Bed Biofilm Reactor Technology: Process Applications, Design, and Performance.," *Water Environ. Res.* 83(6), 560–575. <https://doi.org/10.2175/106143010x12851009156286>, 2011.
- [91] A. Eldyasti, G. Nakhla, and J. Zhu, "Development of a calibration protocol and identification of the most sensitive parameters for the particulate biofilm models used in biological wastewater treatment," *Bioresour. Technol.*, vol. 111, pp. 111–121, 2012, doi: 10.1016/j.biortech.2012.02.021.
- [92] J. P. Boltz, E. Morgenroth, D. Brockmann, C. Bott, W. Jamie Gellner, and P. A. Vanrolleghem, "Critical Components of Biofilm Models for Engineering Practice," *Proc. Water Environ. Fed.*, vol. 2010, no. 16, pp. 1072–1098, 2012, doi: 10.2175/193864710798158698.
- [93] M. Zeng, A. Soric, and N. Roche, "Modeling partial nitrification and denitrification in a hybrid biofilm reactor: calibration by retention time distribution and respirometric tests," *Environ. Sci. Pollut. Res.*, vol. 22, no. 17, pp. 12849–12860, 2015, doi: 10.1007/s11356-014-3667-0.
- [94] C. J. Willmott, "On the validation of models," *Phys. Geogr.*, vol. 2, no. 2, pp. 184–194, 1981, doi: 10.1080/02723646.1981.10642213.
- [95] M. Pijuan, A. Guisasola, J. A. Baeza, J. Carrera, C. Casas, and J. Lafuente, "Aerobic phosphorus release linked to acetate uptake: Influence of PAO intracellular storage compounds," *Biochem. Eng. J.*, vol. 26, no. 2–3, pp. 184–190, 2005, doi: 10.1016/j.bej.2005.04.014.
- [96] S. Salehi, K. Y. Cheng, A. Heitz, and M. P. Ginige, "Simultaneous nitrification, denitrification and phosphorus recovery (SNDPr) - An opportunity to facilitate full-scale recovery of phosphorus from municipal wastewater," *J. Environ. Manage.*, vol. 238, no. January, pp. 41–48, 2019, doi: 10.1016/j.jenvman.2019.02.063.
- [97] X. M. Lv, M. F. Shao, C. L. Li, J. Li, X. L. Gao, and F. Y. Sun, "A comparative study of the bacterial community in denitrifying and traditional enhanced biological phosphorus removal processes," *Microbes Environ.*, vol. 29, no. 3, pp. 261–268, 2014, doi: 10.1264/jsme2.ME13132.
- [98] M. Henze, W. Gujer, M. van Loosdrecht, and T. Mino, "Asm: Iwa Task Group on Mathematical Modelling for Design and," *IWA Publ.*, 2000.
- [99] T. Liu, G. Jia, J. Xu, X. He, and X. Quan, "Simultaneous nitrification and denitrification in continuous flow MBBR with novel surface-modified carriers," *Environ. Technol. (United Kingdom)*, vol. 3330, 2020, doi: 10.1080/09593330.2020.1735526.

- [100] S. Rahimi, O. Modin, and I. Mijakovic, "Technologies for biological removal and recovery of nitrogen from wastewater," *Biotechnol. Adv.*, vol. 43, no. June, p. 107570, 2020, doi: 10.1016/j.biotechadv.2020.107570.
- [101] K. Hanaki, C. Wantawin, and S. Ohgaki, "Nitrification at low levels of dissolved oxygen with and without organic loading in a suspended-growth reactor," *Water Res.*, vol. 24, no. 3, pp. 297–302, 1990, doi: 10.1016/0043-1354(90)90004-P.
- [102] C. Cellamare, A. Giuliano, M. Granieri, and R. Guzzinati, "Metodi per la caratterizzazione energetica degli impianti di depurazione e sviluppo di un sistema innovativo per l' autoproduzione energetica."
- [103] G. Acampa, M. G. Giustra, and C. M. Parisi, "Water treatment emergency: Cost evaluation tools," *Sustain.*, vol. 11, no. 9, 2019, doi: 10.3390/su11092609.
- [104] ENEA, "Linee guida Efficientamento energetico ENEA.pdf," 2019.
- [105] A. Mattioli, G. B. Gatti, G. P. Mattuzzi, F. Cecchi, and D. Bolzonella, "Co-digestion of the organic fraction of municipal solid waste and sludge improves the energy balance of wastewater treatment plants : Rovereto case study," *Renew. Energy*, vol. 113, pp. 980–988, 2017, doi: 10.1016/j.renene.2017.06.079.
- [106] D. O. Højbye L., Clauson-Kaas J., Wenzel H., Larsen H. F., Jacobsen B. N., "Sustainability assessment of advanced wastewater treatment technologies," *IWA Publ. 2008Water Sci. Technol.*
- [107] W. G. Wang D., Guo F., Wu Y., Li Z., "Technical, economic and environmental assessment of coagulation/filtration tertiary treatment processes in full-scale wastewater treatment plants.," *J. Clean. Prod.* 170 1185e1194, 2018.
- [108] B. C. Remy C., Miehe U., Lesjean B., "Comparing environmental impacts of tertiary wastewater treatment technologies for advanced phosphorus removal and disinfection with life cycle assessment IWA Publishing 2014 Water Science & Technology | 69.8 | 2014."
- [109] EPA/600/R-12/618, "US EPA Guidelines for Water Reuse 2012."
- [110] C. G. Licciardello F. , Milani M., Consoli S., Pappalardo N., Barbagallo S., "Wastewater tertiary treatment options to match reuse standards in agriculture," *Agric. Water Manag.* 210 232–242, 2018.
- [111] "Decreto Ministeriale 12 giugno 2003, n. 185«Regolamento recante norme tecniche per il riutilizzo delle acque reflue in attuazione dell'articolo26, comma 2, del D.Lgs. 11 maggio 1999, n. 152».(G.U. 23 luglio 2003, n. 169)." .
- [112] WHO, "Guidelines for the safe use of wastewater, excreta and greywater. World Health Organization, Geneva," 2006.
- [113] U. E. Arias D.M., Solé-Bundó M., Garfí M., Ferrer I., García J., "Integrating microalgae tertiary treatment into activated sludge systems for energy and nutrients recovery from wastewater," *Bioresour. Technol.* 247, 513-519., 2018.
- [114] Whitton R., Ometto F., Pidou M., Jarvis P., Villa R., Jefferson B., "Microalgae for municipal wastewater nutrient remediation: mechanisms, reactors and outlook for tertiary treatment, *Environmental Technology Reviews*, 4:1, 133-148, DOI: 10.1080/21622515.2015.1105308," 2015.
- [115] J. A. Carra, I., Santos-Juanes, L., Ación Fernández, F. G., Malato, S., & Sánchez Pérez, "New approach to solar photo-Fenton operation. Raceway ponds as tertiary treatment technology.," *J. Hazard. Mater.* 279, 322–329. doi10.1016/j.jhazmat.2014.07.010, 2014.
- [116] V. J. P. Moreira, F.C., Soler, J., Alpendurada, M.F., Boaventura, R.A.R., Brillas, E., Vilar, "Tertiary treatment of a municipal wastewater toward pharmaceuticals removal by chemical and electrochemical advanced oxidation processes," *Water Res.* (2016), doi 10.1016/j.watres.2016.08.036.
- [117] V. V. Espíndola JC, Cristóvão RO, Araújo SRF, Neuparth T, Santos MM, Montes R, Quintana JB, Rodil R, Boaventura RAR, "An innovative photoreactor, FluHelik, to promote UVC/H2O2 photochemical reactions: Tertiary treatment of an urban wastewater.," *Sci Total Environ.* 2019 Jun 1;667197-207. doi 10.1016/j.scitotenv.2019.02.335. Epub 2019 Feb 23. PMID 30826680.
- [118] L. J. Wu J., Yang Y.S., "Advanced tertiary treatment of municipal wastewater using raw and modified diatomite," *J. Hazard. Mater.* B127 196–203.
- [119] Thompson K. A., Shimabuku K.K., Kearns J.P. . Knappe D.R.U, Summers R. S., Michelle Cook Environ.

- Sci. Technol., "Just Accepted Manuscript Environmental Comparison of Biochar and Activated Carbon for Tertiary Wastewater Treatment Publication Date (Web): 22 Sep 2016."
- [120] "Energy & Strategy Group: 2018. Rapporto Water Management Report: Le applicazioni ed il potenziale di mercato in Italia."
- [121] ISTAT, "Rapporto: Censimento delle acque per uso civile-Anno 2015." 2017.
- [122] "A.R.E.R.A Relazione annuale stato dei servizi 31 marzo 2019. Volume 1." .
- [123] "Regolamento (UE) 2020/741 del Parlamento europeo e del Consiglio del 25 maggio 2020 recante prescrizioni minime per il riutilizzo dell'acqua GU L 177 del 05/06/2020." .
- [124] O. Pistocchi, A., Aloe, A., Dorati, C., Alcalde Sanz, L., Bouraoui, F., Gawlik, B., Grizzetti, B., Pastori, M., Vigiak, "The potential of water reuse for agricultural irrigation in the EU.," *A Hydro-Economic Anal. EUR 28980 EN, Publ. Off. Eur. Union, Luxemb. 2018, ISBN 978-92-79- 77210-8, doi10.2760/263713, JRC109870*, 2017.
- [125] G. Bertanza, Foladori, *Recupero di materia e di energia negli impianti di depurazione*. Maggioli S.p.A. ISBN: 9788891625809, 2018.
- [126] Canziani R., Di Cosmo R., "Stato dell'arte e potenzialità delle tecnologie di recupero del fosforo dai fanghi di depurazione.," 2018.
- [127] "FAO, (2017). Statistics on fertilizers. <http://www.fao.org/faostat/en/#data>." .
- [128] H. Siegrist, D. Salzgeber, J. Eugster, and A. Joss, "Anammox brings WWTP closer to energy autarky due to increased bio- gas production and reduced aeration energy for N-removal.," *Water Sci Technol.*, vol. 57, no. 3, pp. 383–388., 2008.
- [129] E. S. J. Amini A., Aponte-Morales V., , Wang M., Dilbeck M., Lahav O., Zhang Q., Cunningham J.A., "Cost-effective treatment of swine wastes through recovery of energy and nutrients," *Waste Manag.* 69(5), 2017.
- [130] L. Y. Ma H., Guo Y., Qin Y., "Nutrient recovery technologies integrated with energy recovery by waste biomass anaerobic digestion," *Bioresour. Technol.* Vol. 269, December 2018, Pages 520-531, 2018.
- [131] Vlaco, "Characterisation end products of biological treatment.," 2012.
- [132] M. Maurer, P. Schwegler, and T. a Larsen, "Nutrients in urine: energetic aspects of removal and recovery.," *Water Sci. Technol.*, vol. 48, no. 1, pp. 37–46, Jan. 2003.
- [133] M. E. Vaneeckhaute C., Lebuf V., Michels E., Belia E., Vanrolleghem P. A., Tack F.M.G., "Nutrient Recovery from Digestate: Systematic Technology Review and Product Classification Waste Biomass Valor (2017) 8:21–40 DOI 10.1007/s12649-016-9642-x."
- [134] Z. M. Egle L, Rechberger H., "Overview and description of technologies for recovering phosphorus from municipal wastewater.," *Resour. Conserv. Recycl. Press.*, 2021.
- [135] P. S. A. Le Corre K.S., Valsami-Jones E., Hobbs P., "Phosphorus recovery from wastewater by struvite crystallization: a review.," *Crit. Rev. Env. Sci. Tec.* 39(6), 433–477., 2009.
- [136] S. A. K. Ghosh G.K., Mohan K.S., "Characterization of soil-fertilizer P reduction products and their evaluation as sources of P gram.," *Nutr. Cycl. Agrosystems*, 1996, 46 71-79., 1996.
- [137] D. G. T. Woods N.C., Sock S.M., "Phosphorus recovery technology modelling and feasibility evaluation far municipal wastewater treatment plants.," *Environ. Technol.* 20 743-748., 1999.
- [138] Petzet S. e Cornel P., "Phosphorus Removal and Re-covey from Sewage Sludge as Calcium Phosphate by Addition of Calcium Silicate Hydrate Compounds (CSH). In: Ashley, K., Mavinic, D. and Koch, F. International Conference on Nutrient Recovery from Wastewater Streams, May 10-13, 20," 2009.
- [139] S. K. Gutierrez F.M.J., Baxter D, Hunter C, "Nitrous oxide (N2O) emissions from waste and biomass to energy plants. *Waste Manag Res.* 2005 Apr;23(2):133-47. doi: 10.1177/0734242X05052803. PMID: 15864955.," 2005.
- [140] P. M. I. D'Adamo, P.M. Falcone, D. Huisingh, "'A circular economy model based on biomethane: What are the opportunities for the municipality of Rome and beyond?,'" *Renew. Energy*, 163 (2021), pp. 1660-1672, 2021.
- [141] C. T. M. Prussi, A. Julea, L. Lonza, "'Biomethane as alternative fuel for the EU road sector: analysis of existing and planned infrastructure,'" *Energy Strateg. Rev.* 33 (2021), pp. 100612, 2021.
- [142] T. R. R. F.M. Baena-Moreno, E. le Sachè, L. Pastor-Perez, "'Membrane-based technologies for biogas

- upgrading: a review', *Environ. Chem. Lett.* 18(2020), pp. 1649–1658, 2020.
- [143] J. H. L.B. Allegue, "Biogas and bio-syngas upgrading.," *Danish Technol. Inst.* (2012), (December), 1–97.
- [144] P. A. M. W.M. Budzianowski, C.E. Wylock, "Power requirements of biogas upgrading by water scrubbing and biomethane compression: Comparative analysis of various plant configurations," *Energy Convers. Manag.* 141 (2017), pp. 2–19.
- [145] C.A. Grande, "Biogas upgrading by Pressure Swing Adsorption, in Biofuel's Engineering," *Process Technol.* ISBN 978-953-307-480-1(2011), Marco Aurelio Dos Santos Bernardes, Rijec. Croat.
- [146] V. K. V. R. Kapoor, P. Ghosh, M. Kumar, "Evaluation of biogas upgrading technologies and future perspectives: a review," *Environ. Sci. Pollut. Res.* 26 (2019), pp. 11631–11661.
- [147] H. B. Lecker, L. Illi, A. Lemmer, "Oechsner Biological hydrogen methanation – A review", *Bioresour. Technol.* 245 (2017), pp.1220–1228.
- [148] F. M. V. Corbellini, P.G. Kaugias, L. Treu, I. Bassani, "Hybrid biogas upgrading in a two stage thermophilic reactor", *Energy Convers. Manag.* 168 (2018), pp. 1-10.
- [149] I. A. G. Luo, "Co-digestion of manure and whey for in situ biogas upgrading by the addition of H₂: process performance and microbial insight," *Appl Microbiol Biotechnol*, 97 (2013), pp. 1373–1381.
- [150] J. D. M. M.A. Voelklein, D. Rusmanis, "Biological methanation: Strategies for in-situ and ex-situ upgrading in anaerobic digestion", *Appl. energy* 235 (2019), pp. 1061-1071.
- [151] R. B. G. Jud, K. Schneider, "The role of hydrogen mass transfer for the growth kinetics of *Methanobacterium thermoautotrophicum* in batch and chemostat cultures.," *J. Ind. Microbiol. Biotechnol.* 19 (1997), pp. 246–251, 1997.
- [152] M. C. V. L. N.J.R. Kraakman, J.Rocha-Rios, "Review of mass transfer aspects for biological gas treatment," *App Microbiol Biotechnol*, 91 (2011), pp. 873-886.
- [153] F. F. P. I. Díaz, C. Pérez, N. Alfaro, "A feasibility study on the bioconversion of CO₂ and H₂ to biomethane by gas sparging through polymeric membranes," *Bioresour. Technol.* 185 (2015), pp. 246–253.
- [154] I. D. N. Alfaro, M.F. Polanco, F.F. Polanco, "Evaluation of process performance, energy consumption and microbiota characterization in a ceramic membrane bioreactor for ex-situ biomethanation of H₂ and CO₂," *Bioresour. Technol.* 258 (2018), pp. 142–150.
- [155] G. A. M. Langone, M. Soldano, C. Fabbri, F. Pirozzi, "Anaerobic Digestion of Cattle Manure Influenced by Swirling Jet Induced Hydrodynamic Cavitation," *Appl Biochem Biotechnol* DOI 10.1007/s12010-017-2612-3.
- [156] Q. L. M. Li, A. Bussonnière, M. Bronson, Z. Xu, "Study of Venturi tube geometry on the hydrodynamic cavitation for the generation of microbubbles," *Miner. Eng.* 132 (2019), pp. 268–274.
- [157] L. D. M. O. M.B Jensen, M.V.W Koefed, K. Fischer, N.V. Voigt, L.M. Agneessens, D.J batsone, "Venturi-type injection system as potential H₂ mass transfer technology for full scale in situ biomethanation," *Appl. Energy*, 222 (2018), pp. 840-846.
- [158] Y. M. T. Kodama, E.Goto, "Determination of Dissolved Hydrogen Concentration and [KLa]H₂ in Submerged Culture Vessels", *Agric. Biol. Chem.* 40 (1976), pp. 2373-2377.
- [159] W. Whitman, "A Preliminary Experimental Confirmation of The Two-Film Theory of Gas Absorption, Chemical and Metallurgical Engineering, 29 (1923), pp.146-148."
- [160] R. M. J. Nelder, "A simplex method for function minimization", *Comput. Journal*, 7 (1965), pp. 308-313.
- [161] R. J. M. Ralston, "DUD - a derivative-free algorithm for nonlinear least squares," *Technometrics*, 20 (1978), pp.7-14.
- [162] C. B. A. Pauss, R. Samson, S. Guiot, "« Continuous measurement of dissolved H₂ in an anaerobic reactor using a new hydrogen/air fuel cell detector", *Biotechnol. Bioeng.* Vol. 35 (1990), pp. 492-501.
- [163] G. H. D. Wise, "The diffusion coefficients of ten slightly soluble gases in water at 10-60°C", *Chem. Eng. Sci.* Vol. 21 (1966), pp. 999-1010.
- [162] D. Batstone, I. Angelidaki, S. Kalyuzhny, S. Pavlostathis, A. Rossi, W. Sanders, H. Siegrist, V. Vavilin, "The IWA Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1)", *Water Sci Technol*, Vol. 45 (2002), pp. 65-73.

6 Abbreviazioni ed acronimi

A.E.:	Abitanti Equivalenti
AOB:	Ammonia oxidising bacteria
BC:	Bubble column
BOD:	Biochemical Oxygen Demand - Domanda biochimica di ossigeno
BPV:	Back Pressure Valve
COD:	Chemical Oxygen Demand - Domanda chimica di ossigeno
Cs:	Concentrazione di saturazione
CSO:	Combined Sewer Overflow - Sversamenti da sistemi fognari misti
CSTR:	Continuous Stirred Tank Reactor - Reattore a mescolamento continuo
C_0 :	Concentrazione al tempo zero
CW:	Constructed wetlands
DO:	Ossigeno disciolto
D_L :	Coefficiente di diffusività molecolare
ETTS:	Sistema di trattamento terziario estensivo
FA:	Analisi Fattoriale
FBR:	Fluidized Bed Reactor - Reattore a letto fluido
FC_j :	Flusso di cassa netto
GC:	Gas Cromatografo
H_{O_2} :	Costante di Henry riferita all'ossigeno
H_{H_2} :	Costante di Henry riferita all'idrogeno
HRT:	Hydraulic Retention Time – Tempo di residenza idraulica
H(T):	Costante di Henry alla temperatura di riferimento
HTTS:	Sistema di trattamento terziario ibrido
IAMBBR:	Intermittent Aeration Moving Bed Bioreactor
ID:	Impianto di Depurazione acque
K_{La} :	Costante di trasferimento massa di un gas nel liquido
KPI:	Key Performance Indicator -indicatore di performance
MBBR:	Moving Bed Bio Reactors
MBR:	Membrane Bio Reactor- Bioreattore a membrana
MPR:	Methane Production Rate - Produzione specifica di metano
NOB:	Nitrite oxidising bacteria
NOF:	Normal Objective Function
OTR:	Oxygen transfer rate
PA:	Alcalinità parziale
PAO:	<i>Phosphorus Accumulating Organisms</i>
PHA:	poli-idrossi-alcanoato
PHB:	poli-idrossi-butirrato
P_{head} :	Pressione spazio di testa
P_{parz} :	Pressione parziale
PFR:	Reattore a flusso a pistone
PSA:	Pressure Swing Adsorption
PTA:	Piano di Tutela delle Acque
Q_{in} :	Portata gas in ingresso
R:	Costante universale dei gas
rpm:	Giri per minuto
S_a :	Scostamento medio assoluto
SII:	Servizio Idrico Integrato
SHARON:	Single reactor system for High activity Ammonium Removal Over Nitrite
SNAD:	Simultaneous partial Nitrification Anammox and Denitrification
SND:	Simultaneous Nitrification and Denitrification

SPND:	Simultaneous Partial Nitrification and Denitrification
SST:	Solidi Sospesi Totali
T:	Temperatura
t:	tempo
t_0 :	tempo zero
TA:	Alcalinità totale
TIC:	Theil Inequality Coefficient
TIN:	Total Inorganic Nitrogen
TIR:	Tasso Interno di Rendimento
TRA:	Tempo di ritorno attualizzato
TN:	Total Nitrogen – Azoto totale
TP:	Total Phosphorus – Fosforo totale
UASB:	Up Flow Anaerobic Sludge Blanket
VAN:	Valore Attuale Netto
VBA:	Visual Basic for Applications
VFA:	Acidi grassi volatili.
V_{in} :	Volume spazio di testa
V_g :	Volume della fase lato gas
V_l :	Volume della fase liquida
ΔH :	Differenza di entalpia