UNIVERSITA' POLITECNICA DELLE MARCHE

FACOLTA' DI INGEGNERIA

Corso di Laurea Magistrale in Ingegneria Civile

_____

Dipartimento di Scienze e Ingegneria della Materia, dell'Ambiente ed Urbanistica

VALUTAZIONI DI SOSTENIBILITÀ TECNICA, ECONOMICA E AMBIENTALE PER IL TRATTAMENTO DI ACQUE REFLUE E PERCOLATI DI DISCARICA IN IMPIANTI REALI

TECHNO-ECONOMIC AND ENVIRONMENTAL SUSTAINABILITY ASSESSMENT OF WASTEWATER AND LANDFILL LEACHATE TREATMENT IN REAL URBAN TREATMENT PLANTS

Relatore

Prof. Ing. Francesco Fatone

Correlatrice

Ing. Anna Laura Eusebi

Tesi di Laurea di

Arianna Montanari

Anno Accademico

2019/2020

Sommario

Abstract 5

Introduzione 7

Stato dell'arte - Generalità e trattamenti innovativi per il percolato di discarica 9

1.1 Generazione del percolato di discarica 9

1.2 Composizione del percolato di discarica 10

1.3 Fattori che influenzano le caratteristiche del percolato di discarica 11

1.4 Trattamento del percolato di discarica 13

1.5 Trattamento biologico 14

1.6 Trattamento aerobico 14

1.7 Trattamento anaerobico 24

1.8 Trattamento fisico-chimico 28

1.9 Sintesi sui diversi processi di trattamento 44

1.10 Trattamenti combinati 50

2 Materiali e metodi 56

2.1 Impianto in scala reale: Paese 56

2.1.1 Generalità d'impianto 56

2.1.2 Aspetti autorizzativi – decreto AIA n°116 24/12/2012 57

2.1.3 Stato di fatto 63

2.1.4 Elaborazioni per l'impianto di Paese 71

2.2 Sperimentazione in scala pilota di trattamento del percolato via nitrito 77

2.2.1 Generalità 77

2.2.2 Impianto Sperimentale 77

2.2.3 Il processo 83

2.2.4 Elaborazioni per l'impianto in scala pilota 91

2.3 Scale up dell'SBR sperimentale all'impianto in piena scala di Paese 105

2.3.1 EMISSIONI GASSOSE DIRETTE - SCENARIO 1 105

2.3.2 EMISSIONI GASSOSE INDIRETTE (gas disciolti) - SCENARIO 1 106

2.3.3 CONSUMO ENERGETICO SCENARIO 1 107

3 Risultati 108

3.1 Risultati delle elaborazioni fatte sull'impianto di Paese 108

3.1.1 Analisi dei dati relativi ai CER scaricati in impianto tramite autobotte 108

3.1.2 Analisi dei dati storici e bilanci di massa 111

3.1.3 Analisi dei dati relativi alle emissioni 140
3.2 Risultati delle elaborazioni fatte sull'impianto a scala pilota 144
3.2.1 TABELLA DI MARCIA 144
3.2.2 Misura delle emissioni dirette e indirette dell'SBR 160
3.3 Applicazione dell'SBR all'impianto di Paese - SCENARIO 1 163
3.3.1 BILANCIO DI MASSA AZOTO 163
3.3.2 EMISSIONI DIRETTE E INDIRETTE 165
3.3.3 CONSUMO ENERGETICO SBR 170
4 Conclusioni 173
Analisi principali 176
Bibliografia 186
Indice delle tabelle 192
Indice delle figure 196

Abstract

This thesis is focused on the treatment technics of the leachate produced by landfill storage. The leachate, because of its high polluting effect, needs to be collected from landfills, in order to be specifically treated. This research is divided in two sections: the elaboration of a full-scale plant in Paese (Scenario 0) where leachate is treated together with waste-water and an experimentation in pilot scale for the treatment of leachate by nitritation. In the last part a new scenario was defined (Scenario 1), applying to the Paese plant an SBR that processes only leachate. For the full-scale plant, qualitative and quantitative analysis of the historical data were made, together with the study of the emissions into the atmosphere. For the experimentation with the pilot SBR numerous monitoring activities were done together with the characterization of the main fluxes and the measure of direct and indirect gas emissions. For the analysis of the Scenario 1 the removal efficiencies of the pilot SBR were applied assuming the possible denitration of the produced N-NO_2. In this way, the achieved removal percentage of nitrogen was equal to 93% and the output load was equal to 14 kgN/d. Finally Scenario 0 was compared to Scenario 1, from the point of view of impacts into the atmosphere: the sum of gas emissions, direct and indirect, and emissions from energy consumption totaled 789 ton CO_2 eqv/year in Scenario 0, as opposed to 726 ton CO_2 eqv/year reached in Scenario 1, underlining the higher efficiency of this last one.

Introduzione

Il percolato è il risultato dell'azione esercitata da acque di varia natura, come ad esempio le acque meteoriche, sui rifiuti presenti all'interno della discarica. Finora l'economia ha funzionato con un modello "produzione – consumo – smaltimento", ovvero un modello lineare dove ogni prodotto è inesorabilmente destinato ad arrivare a "fine vita". Considerando che la discarica è ancora la soluzione preferita per il fine vita dei rifiuti solidi urbani in tutto il mondo, in particolare nei paesi in via di sviluppo, il percolato da esse generato rappresenta un onere che colpisce anche la salute della popolazione, oltre che quella dell'ambiente. Dal momento che il percolato, contiene grandi quantità di inquinanti, è di fondamentale importanza prelevarlo e trattarlo opportunamente.

Molto spesso tali flussi, sono captati e, successivamente, portati ad un apposito impianto di trattamento. Al fine di individuare i sistemi di trattamento più opportuni, quindi, si è in primo luogo svolta un'approfondita analisi dei principali metodi attualmente applicati che prevedono sia l'adozione di processi biologici (aerobici e/o anaerobici), che l'adozione di processi chimico-fisici.

Nella seconda parte del presente lavoro, si è voluto approfondire ulteriormente tale aspetto attraverso lo studio di un'applicazione attualmente in funzione, ovvero l'impianto in piena scala di Paese (TV). Tale impianto, nello scenario attuale (definito scenario 0), è costituito da tre linee di trattamento date da una linea per i rifiuti speciali, una linea liquami e una linea fanghi. La linea rifiuti tratta diverse tipologie di CER, tra questi il percolato di discarica (CER 190703) contribuisce al 40 % della portata influente totale alla linea. In particolare, l'impianto prevede per i rifiuti un primo pretrattamento tramite grigliatura seguito da un processo biologico di ossidazione-denitritazione in reattore Carousel. Il flusso in uscita dalla linea rifiuti viene poi destinato alla linea di trattamento dei reflui fognari con ulteriore processo biologico denitro-nitro. Al fine di individuare le efficienze di rimozione di tale tipologia di trattamento si riportano, quindi, l'analisi dei dati storici dell'impianto e i bilanci di massa. Inoltre, specifica attenzione è stata posta anche sulle emissioni atmosferiche e i consumi energetico dell'intero impianto, così come delle singole linee di trattamento.

Sia dall'analisi di letteratura che dall'analisi del caso studio di Paese, è emersa, quindi, la necessità di sistemi di trattamento avanzati per tale tipologia di flussi. Per questo motivo, si è svolta una sperimentazione relativa al trattamento del percolato in arrivo all'impianto di depurazione di VivaServizi di Vallechiara a Falconara Marittima. In particolare, una parte di tale flusso viene deviato dal sistema di trattamento dell'impianto per essere sottoposto ad un processo biologico avanzato di nitritazione, in un reattore pilota a cariche sequenziali (SBR). Si è monitorata approfonditamente la fase di aerazione per verificare l'efficacia del trattamento biologico e le cinetiche di reazione. Al fine di valutare, anche in questo caso, l'impatto in atmosfera, sono state poi calcolate le emissioni gassose dirette e indirette dell'impianto pilota.

A conclusione di tale analisi, nell'ultima parte del presente lavoro, si individua un nuovo scenario per l'impianto di Paese, lo scenario 1, in cui il percolato conferito nell'impianto anziché essere trattato dalla linea rifiuti, viene mandato ad un SBR caratterizzato da un processo di nitritazione e successiva denitritazione. A partire dai risultati della sperimentazione in scala pilota, si sono quindi analizzati i bilanci di massa e le emissioni in atmosfera per tale secondo scenario che sono stati confrontati con i medesimi risultati per lo scenario 0. In questo modo si è voluto valutare se l'applicazione di un processo biologico avanzato per il solo percolato possa garantire all'impianto di Paese corrispondenti efficienze di rimozione complessive, ma con un minore consumo e un minore impatto in termini di emissioni.

Stato dell'arte - Generalità e trattamenti innovativi per il percolato di discarica

1.1 Generazione del percolato di discarica

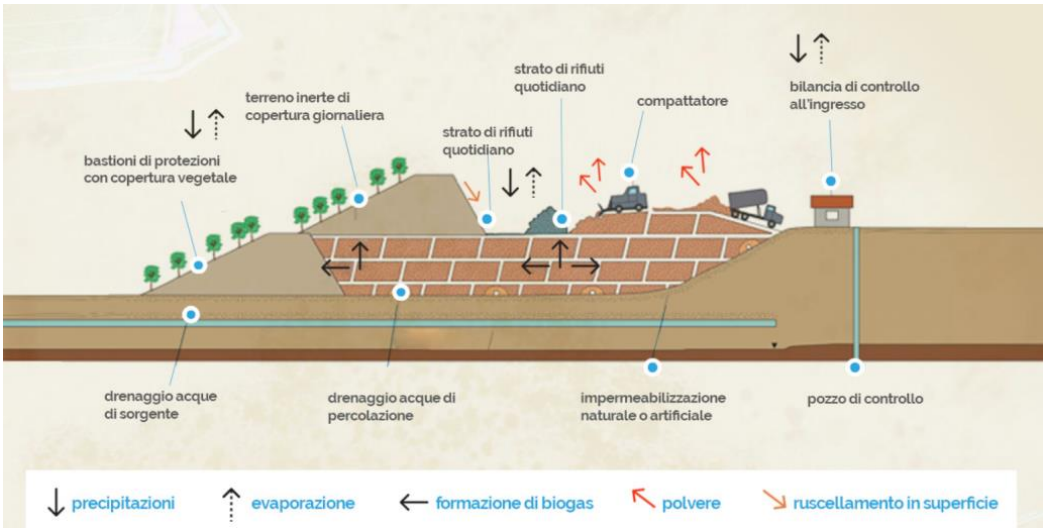


Figura 1 Schematizzazione di una discarica (http://www.progecoambiente.it/gestione-percolato.html, s.d.)

Il percolato di discarica è definito come il liquido effluente generato dalla percolazione delle piogge attraverso i rifiuti solidi disposti in una discarica, come anche dall'umidità presente nei rifiuti e dalla loro degradazione. In discarica, la degradazione della matrice dei rifiuti si verifica generalmente attraverso differenti processi biologici e chimici che seguono quattro vie (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020):

- Fase iniziale aerobica;
- Fase anaerobica acidogenica;
- Fase metanigena;
- Fase di stabilizzazione.

La quantità di percolato generato è influenzata principalmente dalle precipitazioni, dall'evapotraspirazione, dalla superficie di ruscellamento/deflusso, dall'infiltrazione delle acque sotterranee e dal grado di compattazione all'interno della discarica. La quantità di percolato in una stessa zona è maggiore nella stagione delle piogge e ha più contenuto organico; è molto ridotta nella stagione secca e contiene alte concentrazioni di azoto ammoniacale. Per minimizzare il volume di percolato, una varietà di tecniche è usata per controllare l'entrata dell'acqua nella discarica, inclusi rivestimenti, strati impermeabilizzanti e strati di copertura (Wang K. , Li, Tan, & Wu, 2018) (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020).

La qualità del percolato di discarica è generalmente influenzata da diversi parametri fisico-chimici come il pH, i solidi sospesi, la domanda di ossigeno biologico (BOD5), la domanda di ossigeno chimico (COD), l'azoto ammoniacale (NH_4^-N), l'azoto totale, i cloruri, il fosforo, i metalli pesanti e l'alcalinità (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020).

1.2 Composizione del percolato di discarica

La composizione del percolato di discarica è estremamente eterogenea e variabile in quanto dipende dallo stadio di evoluzione dei rifiuti (aerobico, anaerobico acido, metanogenico, stabilizzazione). Approssimativamente 200 composti pericolosi sono stati già identificati nel percolato di discarica. Gli inquinanti presenti nel percolato sono divisi in quattro gruppi (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020):

- Materia organica disciolta (ad esempio acidi grassi volatili e altri composti organici refrattari come gli acidi umici e fulvici);
- Macro componenti inorganici come ammoniaca (NH_4^+ - N), sodio (Na^+), potassio (K^+), calcio (Ca^{2+}), magnesio (Mg^{2+}), manganese (Mn^{2+}), ferro (Fe^{2+}), cloruri (Cl^-), solfato (SO_4^{2-}) e bicarbonato (HCO_3^-); gli intervalli di concentrazione dei macro componenti inorganici sono i seguenti (mg/l):

	mg/l
COD	140 - 152000
NH_4^+ - N	50 – 2200
Na^+	70 – 7700
K^+	50 – 3700
Ca^{2+}	10 – 7200
Mg^{2+}	30 –15000
Mn^2	0,03 – 1400
Fe^2	3 – 5500
Cl^-	150 – 4500
SO_4^{2-}	8 – 7750
HCO_3^-	610 – 7320

Tabella 1 Concentrazione dei macro componenti inorganici (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020)

- metalli pesanti come il cromo (Cr^{3+}), il nickel (Ni^{2+}), il rame (Cu^{2+}), lo zinco (Zn^{2+}), il cadmio (Cd^{2+}), il mercurio (Hg^{2+}) e il piombo (Pb^{2+}); il range delle concentrazioni dei metalli pesanti è < di 0,01 mg/kg (ad esempio, Hg e Pb) fino ad essere > di 1,0 x 10^4 mg/kg (ad esempio, Cu e Zn);
- composti organici xenobiotici (ad esempio idrocarburi aromatici, fenoli, alifatici clorurati, pesticidi) hanno concentrazioni relativamente basse (solitamente < 1,0 mg/kg per il composto individuale) nel percolato. Molte di queste sostanze inquinanti hanno, però, un effetto di accumulo, dannoso e nocivo per la crescita degli organismi acquatici, per l'ecologia e sulla catena alimentare portando quindi a enormi problemi per la salute pubblica, come ad esempio effetti cancerogeni, acuta tossicità e genotossicità.

A causa della complessa composizione dei rifiuti, una caratteristica della qualità del percolato è che contiene alti livelli di contaminanti e, spesso, la tossicità biologica (Wang K. , Li, Tan, & Wu, 2018).

1.3 Fattori che influenzano le caratteristiche del percolato di discarica

Le caratteristiche del percolato di discarica municipale possono essere influenzate da molti fattori come (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020):

- Età della discarica;
- Tipo e composizione del rifiuto;
- Sito idrogeologico;
- Variazione stagionale;
- Diluizione dovuta a precipitazioni;
- Pioggia;
- Grado di decomposizione all'interno della discarica.

Tra tutti questi fattori, l'età della discarica è il fattore determinante per il controllo della composizione del percolato perché diversi parametri cambiano drasticamente mentre la discarica si stabilizza. Sulla base dell'età, le discariche sono classificate in tre categorie (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020):

- Giovani (< 5 anni);
- Intermedie (5 – 10 anni);
- Mature (> 10 anni).

Mentre l'età della discarica cresce, i parametri del percolato (ad esempio pH, BOD, COD e BOD/COD) cambiano significativamente e la qualità può differire nello stesso luogo in funzione dell'età della discarica stessa. Le caratteristiche del percolato identificate attraverso le diverse età sono presentate nella tabella 1 (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Wang K. , Li, Tan, & Wu, 2018).

Caratteristiche del percolato in funzione della sua età				
Tipologia di percolato	(−)	**Giovane**	**Intermedio**	**Maturo**
Vita utile della discarica	(anni)	<5	5–10	>10
pH	(−)	6,5 – 7,5 (7,0)	7,0 – 8,0 (7,5)	7,5 – 8,5 (8)
COD	(g/l)	10 – 30 (15)	3 – 10 (5)	<3 (2)
BOD/COD		0,5 – 0,7 (0,6)	0,3 – 0,5 (0,4)	<0,3 (0,2)
NH^{+}-N	(mg/l)	500 – 1000 (700)	800 – 2000 (1000)	1000 – 3000 (2000)
COD/NH_4^{+}-N	(−)	5 – 10 (6)	3 - 4 (3)	<3 (1,5)
∗ i valori tra parentesi rappresentano livelli tipici				

Tabella 2 Caratteristiche del percolato identificate attraverso le diverse età (Wang K. , Li, Tan, & Wu, 2018)

Come mostrato nella Tabella 2:

- Le caratteristiche del percolato iniziale sono alto contenuto organico, forte biodegradabilità e relativamente bassa concentrazione di azoto ammoniacale. All'aumentare dell'età della discarica, il percolato presenta un alto contenuto di azoto ammoniacale, una bassa biodegradabilità e uno scarso

rapporto COD/NH_4^+-N. La qualità del percolato intermedio si inserisce a metà tra quella dei percolati giovani e quelli maturi (Wang K. , Li, Tan, & Wu, 2018);

- La concentrazione di BOD e di COD decresce all'aumentare dell'età della discarica, probabilmente a causa della degradazione di rifiuti organici nei percolati. Generalmente la maggior parte delle sostanze organiche biodegradabili (valutate dal BOD) sono decomposte in fase di stabilizzazione, mentre le sostanze organiche non biodegradabili (che contribuiscono al COD) rimangono invariate in questa fase. Conseguentemente, il rapporto BOD/COD (indice di biodegradabilità) decresce con il tempo. In particolare, le alte concentrazioni di COD (> 10000 mg/L) e BOD/COD (0,5 – 1) sono osservate in percolati di discarica giovani, mentre le concentrazioni di COD sotto i 4000 mg/L e BOD/COD sotto il valore 0,1 possono essere trovati in percolati di discarica maturi (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020);
- Altra caratteristica della qualità del percolato è lo squilibrio nutrizionale; materia organica, azoto ammoniacale e metalli pesanti hanno concentrazioni molto alte, ma il contenuto di fosforo è molto basso. Tali condizioni aumentano la difficoltà di sviluppo di un trattamento biologico efficace per il percolato (Wang K. , Li, Tan, & Wu, 2018);
- Il valore del pH del percolato aumenta con l'età e le concentrazioni di metalli pesanti mostrano un tasso di diminuzione con l'età a causa del pH più elevato del percolato (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020);

La composizione del percolato varia non solo con l'età della discarica, ma anche da luogo a luogo, portando a grandi fluttuazioni dei valori di parametri di caratterizzazione rappresentativi. Infatti, la concentrazione degli inquinanti nel percolato negli Stati Uniti e in Europa è molto più bassa che nei paesi asiatici. Ad esempio, l'azoto ammoniacale nel percolato proveniente dai paesi americani è generalmente inferiore a 1000 mg/l, mentre è generalmente superiore a 1000 mg/l nei paesi asiatici. Tali differenze possono riguardare diverse culture e differenti comportamenti nelle varie regioni (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Wang K. , Li, Tan, & Wu, 2018).

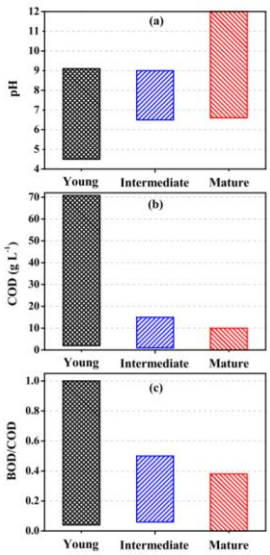


Figura 2 Tipici valori di (a) pH, (b) COD e (c) BOD/COD di percolati di discarica giovani, intermedi e maturi (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020).

1.4 Trattamento del percolato di discarica

I trattamenti convenzionali dei percolati delle discariche sono generalmente classificati in tre gruppi principali (Wang K. , Li, Tan, & Wu, 2018):

- processi biologici (aerobici o anaerobici);
- processi fisici e chimici
- combinazione di processi biologici e processi fisico-chimici.

Performance dei trattamenti tipici del percolato secondo l'età della discarica sono presentati in Tabella 1.

Trattamento del percolato	**Età del percolato**		
	Giovane (<5 anni)	**Intermedio (5–10 anni)**	**Maturo (>10 anni)**
Co-trattamento con reflui domestici	Buona	Discreta	Scarsa
Riciclo	Buona	Discreta	Scarsa
Processo aerobico (a biomassa sospesa)	Buona	Discreta	Scarsa
Processo aerobico (biomassa adesa)	Buona	Discreta	Scarsa
Processo anaerobico (a biomassa sospesa)	Buona	Discreta	Scarsa
Processo anaerobico (biomassa adesa)	Buona	Discreta	Scarsa
Evaporazione naturale	Buona	Buona	Buona
Coagulazione/flocculazione	Scarsa	Discreta	Discreta
Precipitazione chimica	Scarsa	Discreta	Scarsa
Adsorbimento a carboni attivi	Scarsa	Discreta	Buona
Ossidazione	Scarsa	Discreta	Discreta
Strippaggio ad aria	Scarsa	Discreta	Discreta
Scambio ionico	Buona	Buona	Buona
Microfiltrazione	Scarsa	–	–
Ultrafiltrazione	Scarsa	–	–
Nanofiltrazione	Buona	Buona	Buona
Osmosi inversa	Buona	Buona	Buona

Tabella 3 Trattamenti per il percolato di discarica in base all'età (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020).

1.5 Trattamento biologico

I processi biologici sono comunemente utilizzati per il trattamento di percolati con elevate quantità di sostanze organiche.

A seconda della quantità di ossigeno, il trattamento biologico può essere suddiviso in trattamento aerobico e trattamento anaerobico (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020). In condizioni aerobiche, i microrganismi degradano i composti organici in anidride carbonica (CO_2) e fanghi, mentre in condizioni anaerobiche in biogas (ad esempio, CO_2 e CH_4). La biodegradazione è molto efficace nel rimuovere sostanze organiche e azotate dai percolati con un elevato rapporto BOD/COD.

1.6 Trattamento aerobico

Il trattamento aerobico prevede la nitrificazione e rimozione di parte degli inquinanti organici biodegradabili. Finora, i percolati delle discariche sono stati trattati con successo da una grande varietà di processi biologici aerobici, descritti di seguito.

Processo aerobico	
Vantaggi	**Svantaggi**
elevata biodegradazione	elevato consumo di energia durante il processo
rimozione della sostanza organica	
buona qualità dell'effluente	

Tabella 4 Vantaggi e svantaggi del processo aerobico (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020)

LAGUNE AERATE

Una delle forme più semplici di trattamento in loco del percolato di discarica, di solito applicato nei paesi in via di sviluppo, sono le lagune aerate (o bacini di stabilizzazione) dove il trattamento avviene tramite ossidazione biologica. Tuttavia, se il metodo della laguna aerata è adottato come trattamento su larga scala del percolato, il tempo di ritenzione idraulica (HRT) deve essere pienamente valutato in quanto può essere significativo; l'HRT è determinato dalla velocità di afflusso del percolato nei reattori, che sono di solito semplicemente stagni scavati nel terreno. La rimozione del COD può variare tra l'1 % e il 95 % in quanto l'efficienza di rimozione più elevata può essere associata a percolati più giovani, che detengono concentrazioni più elevate del COD (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016). In Tabella 5 si riportano le efficienze di rimozione ottenute, rispettivamente con un sistema laguna a due stadi (Frascari, Bronzini, Giordano, Tedioli, & Nocentini, 2004) e un sistema costituito da quattro lagune aerate collegate % (Mehmood, Adetutu, Nedwell, & Ball, 2009).

		COD	BOD	NH_4-N	Ntot
		%	%	%	%
Lagune areate	(Frascari, Bronzini, Giordano, Tedioli, & Nocentini, 2004)	40	64	77	
Lagune areate	(Mehmood, Adetutu, Nedwell, & Ball, 2009)	75			80

Tabella 5 Efficienze di rimozione lagune areate

In Tabella 6 si riportano i principali vantaggi e svantaggi di tale processo.

Vantaggi	Svantaggi
approccio semplice, efficace e a basso costo	per soddisfare i severi requisiti di regolamentazione ambientale, può non essere un'opzione completamente soddisfacente per il trattamento del percolato
suggerito nei paesi con ampie aree libere, senza energia disponibile e basse risorse economiche	la dipendenza dalla temperatura rappresenta un limite significativo in quanto colpisce notevolmente l'attività microbica
	bisogna valutare il tempo di ritenzione idraulico

Tabella 6 Vantaggi e svantaggi delle lagune areate (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016)

PROCESSO A FANGHI ATTIVI AEROBICI

Il fango attivo è la miscela di microrganismi coltivati in un reattore che può consumare sostanze organiche trasformandole attraverso il metabolismo aerobico, in parte in nuova biomassa microbica e in parte in CO_2, acqua e minerali (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020).

Studi sulla nitrificazione del percolato di discarica municipale pretrattato anaerobicamente (COD = 270 - 1000 mg/l e NH_4^+-N = 53 - 270 mg/l) a basse temperature (5 - 10 °C) in reattori a scala di laboratorio con aggiunta di plastica come materiale di supporto (Hoilijoki, Kettunen, & Rintala, 2000) hanno dato i seguenti risultati visibili in Tabella 7.

		COD	BOD	NH_4-N
		%	%	%
Fanghi attivi aerobici	(Hoilijoki, Kettunen, & Rintala, 2000)	50	61	75

Tabella 7 Efficienze del processo a fanghi attivi aerobici

Sebbene i processi a fanghi attivi si siano dimostrati efficaci per la rimozione di carbonio organico, nutrienti e ammoniaca, troppi inconvenienti rendono questo metodo inadeguato per il trattamento del percolato della discarica, come citato in Tabella 8.

Vantaggi	**Svantaggi**
efficaci per la rimozione di carbonio organico, nutrienti e ammoniaca	produzione di una grande quantità di fanghi che comporta costi elevati per lo smaltimento
	elevata domanda di energia e lunghi tempi di aerazione
	sedimentabilità inadeguata
	inibizione microbica causata da alte concentrazioni di NH_4^+-N

Tabella 8 Vantaggi e svantaggi dei processi a fanghi attivi aerobici (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020)

SEQUENCING BATCH REACTOR (SBR) A FANGHI ATTIVI

L'SBR è un tipo di processo a fanghi attivi in grado di trattare le acque reflue o i percolati di discarica mediante ossidazione del carbonio organico e nitrificazione concomitante nello stesso serbatoio. In caso di processi aerobici, i sistemi operativi di solito si suddividono in quattro fasi (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020):

- alimentazione;
- aerazione;
- decantazione;
- scarico.

Utilizzando reattori SBR a fanghi granulari aerobici per il trattamento del percolato, si è rilevato che il tasso di rimozione del COD diminuisce all'aumentare della concentrazione di ammoniaca nell'influente. L'ossigeno disciolto è un parametro utile per il controllo del processo di rimozione dei composti organici e di azoto (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020). Qualora al processo aerobico si voglia far seguire una fase anossica, al fine di completare la rimozione dell'azoto, è necessario considerare alcuni aspetti. A causa del consumo di fonti di carbonio in fase di aerazione, infatti, si rischia di non avere una sufficiente fonte di carbonio in denitrificazione e questo porta a basse efficienze di rimozione dell'azoto totale. Pertanto, i cicli SBR devono essere modificati per utilizzare efficacemente la fonte di carbonio contenuta nel percolato di discarica con rapporti C/N bassi per ottenere una rimozione avanzata dell'azoto senza aggiunta di fonti di carbonio. Un SBR modificato può essere realizzato con processi in sequenza anaerobico-aerobico-anossico e può essere sviluppato al fine di utilizzare le frazioni organiche del percolato. In particolare, nel processo SBR modificato si prevede l'aggiunta della fase anaerobica dopo l'alimentazione, in modo che i microrganismi possano immagazzinare la materia organica e fornire una fonte di carbonio per la denitrificazione endogena dopo la fase di aerazione (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016).

Analizzando le rimozioni ottenibili tramite un SBR tradizionale (Tabella 9), Neczaj et al. hanno ottenuto percentuali pari all'85 % per il COD e al 55 % per l'ammoniaca (Neczaj, Okoniewska, & Kacprzak, 2005). Efficienze maggiori sono state ottenute da Aluko et al.: COD 76 %, ammoniaca 64,83 %, solidi sospesi 62,28 % e BOD_5 84,06 %, insieme con rimozione di metalli quali cadmio, ferro e zinco (> 60 %) (Aluko & Sridhar, 2013). Applicazioni del processo SBR avanzato hanno, inoltre, mostrato che la rimozione avanzata dell'azoto è stato realizzato con un rapporto C/N di 4 con un azoto totale nell'effluente inferiore a 10 mg/l (Miao, et al., 2015).

		COD	**BOD**	**NH_4-N**	**Ntot**	**SS**
		%	**%**	**%**	**%**	
SBR	(Neczaj, Okoniewska, & Kacprzak, 2005)	85		55		
SBR	(Aluko & Sridhar, 2013)	76	84	65		63
SBR	(Miao, et al., 2015)				98	

Tabella 9 Efficienze del processo SBR

In Tabella 10 si riportano vantaggi e svantaggi del processo descritto.

Vantaggi	**Svantaggi**
maggiore flessibilità di processo rispetto ad altre tecniche particolarmente importante perché i percolati di solito hanno un alto grado di variabilità in qualità e quantità	dovrebbe essere combinato con altri metodi quali sistemi anaerobici biologici o tecnologie fisico-chimiche
struttura semplice e grande capacità	problemi di funzionamento quali difficoltà nel mantenimento di uno spessore del biofilm

Tabella 10 Vantaggi e svantaggi del processo SBR (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016)

ROTATING BIOLOGICAL CONTACTORS (RBC)

In alternativa al tradizionale processo a fanghi attivi, RBC è un bioreattore a crescita adesa e un esempio di tecnologia di filtrazione biologica. Un'unità RBC in genere è costituita da una serie di dischi piatti o ondulati di grandi dimensioni a distanza ravvicinata che sono montati centralmente su un albero orizzontale e sono parzialmente o completamente immersi nelle acque reflue. L'albero ruota continuamente con un motore meccanico e un biofilm presente su tutta la superficie dei mezzi metabolizza i materiali organici contenuti nel percolato. Nei processi aerobici, la rotazione dei mezzi promuove trasferimento di ossigeno e mantiene la biomassa in condizioni aerobiche. Le prestazioni dipendono da diversi parametri di progettazione come velocità di rotazione, velocità di carico organico e idraulica, HRT, temperatura, caratteristiche delle acque reflue e biofilm, livelli di ossigeno disciolto, ricircolo degli effluenti e dei solidi, alimentazione graduale e immersione media (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020).

		COD	BOD	NH_4-N
		%	%	%
RBC	(Spengel & Dzombak, 1991)	38	80	98

Tabella 11 Efficienze dei processi RBC

Il trattamento del percolato di una vecchia discarica di rifiuti solidi con RBC ha mostrato al massimo delle rimozioni riportate nella tabella sopra e una quantità significativa di COD non degradabile è rimasta dopo il trattamento (Spengel & Dzombak, 1991). In Tabella 12, infine, si riportano i principali vantaggi e svantaggi del processo.

Vantaggi	Svantaggi
maggiore flessibilità di processo rispetto ad altre tecniche	dovrebbe essere combinato con altri metodi quali sistemi anaerobici biologici o tecnologie fisico-chimiche
facilmente gestibile e con un basso consumo	problemi di funzionamento quali difficoltà nel mantenimento di uno spessore del biofilm

Tabella 12 Vantaggi e svantaggi dei processi RBC (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016)

FILTRI DI GOCCIOLAMENTO (TRICKLING FILTERS, TF)

Un filtro di gocciolamento è un tipo di sistema di trattamento costituito da un letto fisso di materiale granulare, dove le acque reflue scorrono verso il basso generando uno strato di biofilm (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020). Solitamente le condizioni aerobiche sono mantenute da aria forzata che scorre attraverso il letto o da convezione naturale. Ci sono numerosi tipi di materiali di riempimento che contribuiscono alla rimozione di inquinanti in diversi modi e che possono essere riutilizzati come materiali in plastica, legno o gomma da pneumatici. I biofiltri non possono essere applicabili laddove si ha un'elevata concentrazione di materia organica, come percolati di discariche giovani, a causa degli ostacoli causati dalla biomassa e dalle frazioni di materiali di grandi dimensioni. Pertanto, possono essere utilizzati solo per il trattamento biologico di percolato maturo (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016). Attraverso questo tipo di sistema di trattamento (Aluko & Sridhar, 2013) hanno raggiunto le rimozioni riportate in Tabella 13:

		COD	BOD	NH_4-N	SS	Torbidità
		%	%	%	%	%
Filtri di gocciolamento	(Aluko & Sridhar, 2013)	49	77	59,5	73	72

Tabella 13 Efficienze dei filtri di gocciolamento

MOVING BED BIOREACTORS (MBBR)

I sistemi MBBR sono costituiti da un serbatoio di aerazione (simile a un serbatoio di fanghi attivi) dove circolano speciali supporti di plastica che forniscono una superficie su cui il biofilm può crescere. Tali materiali sono miscelati in vasca dal sistema di aerazione e garantiscono, quindi, un buon contatto tra il substrato e la biomassa a essi adesa (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020). I supporti hanno un'elevata superficie specifica e non presentano il rischio d'intasamento, possono avere forme e dimensioni diverse a seconda dell'applicazione e possono occupare volumi diversi nel reattore, dal 30 % al 60 %, a seconda della quantità di biomassa richiesta. Poiché il reattore è generalmente costituito dagli stadi di ossidazione, nitrificazione e denitrificazione, è progettato per essere particolarmente efficace per la rimozione di azoto, fosforo e COD (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016).

		COD	**BOD**	**NH_4-N**	**Ntot**
		%	**%**	**%**	**%**
MBBR	(Welander, Henrysson, & Welander, 1998)	20			90
MBBR	[(Loukidou & Zouboulis, 2001)	60–81		85-90	
MBBR	(Chen, Sun, & Chung, 2008)	92-95		97	

Tabella 14 Efficienze dei processi MBBR

Welander et al. hanno ottenuto efficienze di rimozione di azoto nel percolato molto alte (90 %), mentre valori più bassi si sono ottenuti per il COD (20%) (Welander, Henrysson, & Welander, 1998). Migliorando le condizioni operative, però, il processo MBBR consente di rimuovere fino al 60 % - 81 % del COD contenuto nel percolato delle discariche (COD = 5000 mg/l, NH_4^+ - N = 1800 mg/l), (Loukidou & Zouboulis, 2001). Inoltre, introducendo condizioni aerobiche dopo gli stadi anaerobici, la rimozione della COD raggiunge il 92 % - 95%, mentre l'ammoniaca raggiunge oltre il 97 % (Chen, Sun, & Chung, 2008) (Tabella 14). In Tabella 15, inoltre, si riportano i vantaggi e svantaggi del processo.

Vantaggi	**Svantaggi**
concentrazioni di biomassa più elevate	richiesta di ventilazione con bolle medio-grandi che significa grandi quantità di energia
non lunghi periodi di sedimentazione dei fanghi	
minore sensibilità ai composti tossici	
attraverso un unico processo avviene rimozione di composti organici e azotati	
riduzione di oltre il 70 % dei volumi necessari per le vasche, grazie alla cinetica più efficiente	
funzionamento continuo, non sono soggetti ad intasamento	

Tabella 15 Vantaggi e svantaggi dei processi MBBR (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016)

FLUIDIZED BED BIOREACTORS (FBBR)

I bioreattori FBBR sono letti fissi di particelle solide portate allo stato fluido da una corrente ascendente di gas o liquido (ricircolo delle acque reflue e/o del flusso d'aria, se il processo include l'aerazione) non appena la portata del fluido supera un certo valore limite. Con successivo aumento della portata il letto inizia a espandersi uniformemente, raggiungendo la condizione di fluidità. Il letto fluidizzato può essere realizzato con materiali diversi, come la roccia lavica o particelle di zolfo, ma la più comune è la sabbia. Sulla superficie di questi mezzi fluidizzati si forma un biofilm. Il bioreattore può essere eseguito in un sistema a colonna singola o doppia, a seconda del processo di trattamento in corso (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016).

		COD	BOD	NH_4-N	Ntot	SS	Torbidità
		%	%	%	%	%	%
FBBR	(Eldyasti, Chowdhury, Nakhla, & Zhu, 2010)	85			80		

Tabella 16 Efficienze dei processi FBBR

Il trattamento del percolato di discarica è stato valutato utilizzando un sistema FBBR di circolazione integrato liquido-solido con tassi di carico di 2150 mg l^{-1} $giorno^{-1}$ di COD e 700 mg l^{-1} $giorno^{-1}$ di azoto, raggiungendo le efficienze di rimozione in tabella (Eldyasti, Chowdhury, Nakhla, & Zhu, 2010). La Tabella 16 e la Tabella 17 mostrano rispettivamente le efficienze raggiungibili con bioreattori FBBR e la distinzione tra vantaggi e svantaggi della suddetta soluzione.

Vantaggi	Svantaggi
relativamente facili da gestire in quanto non filtrano i solidi dal flusso passante	

Tabella 17 Vantaggi e svantaggi dei processi FBBR (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020)

MEMBRANE BIOLOGICAL REACTORS (MBR)

Il sistema MBR è composto essenzialmente da due parti (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020):

- l'unità biologica o bioreattore responsabile della biodegradazione dei composti di scarto;
- il modulo a membrana per la separazione dell'acqua trattata dai biosolidi o microrganismi.

Il sistema MBR combina un tradizionale processo biologico a fanghi attivi con un processo di separazione a membrana. I bioreattori a membrana sono divisi, a seconda del posizionamento della membrana rispetto al settore organico, in (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016):

- membrane sommerse (S-MBR) cioè immerse nel serbatoio di ossidazione: attraverso una pompa si crea una leggera depressione all'interno del modulo filtrante, permettendo all'effluente trattato di

passare attraverso le membrane, ottenendo così un'efficiente separazione dei solidi senza la necessità di procedere con ulteriori trattamenti di sedimentazione.

- membrane esterne (R-MBR) posizionate all'esterno del serbatoio di aerazione: l'effluente del serbatoio di ossidazione viene pompato nel modulo di filtrazione a membrana, mentre il fango viene rimesso in circolo nel bioreattore.

I bioreattori a membrana hanno grandi potenzialità nel trattamento del percolato di discarica, in particolare di quello maturo, che è caratterizzato da basso rapporto BOD/COD e quindi bassa biodegradabilità. (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020).

		COD	**BOD**	**NH_4-N**	**Ntot**
		%	**%**	**%**	
MBR	(Hashisho, El-Fadel, Al-Hindi, Salam, & Alameddine, 2016)	71	92	63	61
MBR	(Hashisho, El-Fadel, Al-Hindi, Salam, & Alameddine, 2016)	68	93	48	49
MBR	(Visvanathan, Choudhary, Montalboa, & Jegatheesan, 2007)	79	97 - 99	60	
MBR	(Zolfaghari, et al., 2016)	63		98	

Tabella 18 Efficienze dei processi MBR

Le efficienze di rimozione (Tabella 18), sia per il percolato vecchio sia per quello giovane, cambiano in funzione del tipo di membrana, che può essere piana o a fibra cava; un esempio per entrambi i casi è mostrato in tabella, dove nel primo caso si fa riferimento alla tipologia piana e nel secondo a quella cava (Hashisho, El-Fadel, Al-Hindi, Salam, & Alameddine, 2016). Anche la temperatura svolge un ruolo fondame ntale nell'efficienza di rimozione; solitamente si applicano temperature mesofile (30-45 °C) al trattamento. Visvanathan et al., tuttavia, hanno osservato che, applicando temperature superiori ai 45 °C, la rimozione del COD può raggiungere valori massimi del 79 %, mentre la rimozione dell'ammoniaca diminuisce (fino a valori del 60 %) all'aumentare della rimozione del BOD (fino a valori del 97 % - 99 %) (Visvanathan, Choudhary, Montalboa, & Jegatheesan, 2007). Questi risultati indicano che il trattamento di percolato con MBR è adatto per la rimozione di COD e BOD, in particolare nel caso in cui il percolato da trattare abbia una concentrazione elevata di materia organica. Tuttavia, questo sistema non è efficiente per la rimozione di azoto, e di conseguenza, un pretrattamento appropriato è considerato una procedura necessaria. In altri studi, l'efficienza di rimozione di COD e NH_4^+-N da percolato maturo per un MBR ha raggiunto la media di 63 % e 98 %, rispettivamente, con tasso di carico organico di 1200 mg l^{-1} $giorno^{-1}$ di COD (Zolfaghari, et al., 2016). In Tabella 19, infine, si notano aspetti positivi e negativi dell'utilizzare un sistema MBR.

Vantaggi	Svantaggi
produce meno fanghi di un sistema a biomassa sospesa	fouling della membrana
riduce la dimensione necessaria della vasca in quanto il sistema è più compatto e ad alta concentrazione di biomassa	alti costi
produce un effluente di alta qualità	
tecnologia versatile in grado di trattare il percolato di discarica sia giovane che vecchio	
aumenta l'efficienza del trattamento di materia organica e ammoniaca	

Tabella 19 Vantaggi e svantaggi dei processi MBR (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016)

Il fouling della membrana è considerato il principale svantaggio con conseguente diminuzione dell'efficienza della membrana. Inoltre, questo fenomeno è risultato più grave a pH 5,5, e 8,5, piuttosto che a pH 6,5 e 7,5 (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016).

CONSTRUCTED WETLANDS (CW)

Le CW sono sistemi progettati per imitare i processi naturali di zone umide, utilizzando piante, suolo e microrganismi associati per rimuovere i contaminanti, per disintossicare, degradare e rendere inattivi elementi potenzialmente tossici nel percolato. Sono stati sviluppati con successo come sistemi su scala di laboratorio, su scala pilota e su vasta scala per il trattamento del percolato di discarica, per ottenere elevate efficienze di rimozione. Nel complesso tale pratica di gestione può offrire un'offerta accettabile dal punto di vista ambientale, rappresentando anche un'economica ed efficace forma di trattamento (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016).

		COD	BOD	NH_4-N
		%	%	%
Constructed Wetlands	(Bulc, 2006)	50	59	51

Tabella 20 Efficienze dei constructed wetlands (CW)

Un esempio di applicazione è quello di Bulc che ha introdotto CW costituite da tre letti interconnessi, due a flusso verticale e uno a flusso orizzontale, che copre 311 m^2 con un carico idraulico intermittente di 0,5 cm

giorno^{-1}, riempito con materiali di sabbia e canne (Bulc, 2006). Le efficienze di rimozione sono riportate in Tabella 20. Il costo ridotto e la semplice gestione dei constructed wetlands li rendono particolarmente appetibili per l'impiego nelle nazioni in via di sviluppo (Tabella 21).

Vantaggi	**Svantaggi**
basso costo	
di facile gestione e manutenzione	
forte potenziale per l'applicazione nei paesi in via di sviluppo, in particolare da parte delle piccole comunità rurali	

Tabella 21 Vantaggi e svantaggi dei constructed wetlands (CW) (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020)

Nonostante il potenziale trattamento, l'uso di CW su larga scala nei paesi in via di sviluppo, generalmente con climi tropicali o subtropicali, non è stato ampiamente perseguito a causa delle scarse prestazioni in inverno (la temperatura di crescita ottimale è compresa in un range tra 20 °C e 30 °C) e per la fattibilità economica dei sistemi, a causa della necessità di acquisire terreni. Le CW sono state sviluppate come sistemi pilota integrati per le vecchie discariche sanitarie, raggiungendo un livello elevato di efficienze di rimozione che dimostrano che il percolato può essere trattato efficacemente (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016).

TRATTAMENTO FUNGINO

Il trattamento del percolato che coinvolge i funghi e i loro enzimi extracellulari è utile durante l'intero ciclo di vita delle discariche, perché fornisce una facile degradazione di sostanze organiche non stabilizzate (ad esempio, cellulosa, emicellulosa e lignina) che si verificano nel percolato di discarica giovane e nella degradazione di sostanze organiche refrattarie stabili (ad esempio, acidi umici e fulvici) che compaiono nella fase matura del percolato. Le efficienze di rimozione di tale processo sono riportate in Tabella 22 (Kalcikova, Babic, Pavko, & Gotvajn, 2014):

		COD
		%
Trattamento fungino	(Kalcikova, Babic, Pavko, & Gotvajn, 2014)	60

Tabella 22 Efficienza del trattamento fungino

1.7 Trattamento anaerobico

Il trattamento anaerobico è ampiamente utilizzato per il trattamento delle acque reflue, ma può essere applicato anche per il percolato di discarica. I principali svantaggi e vantaggi sono riportati di seguito in Tabella 23:

Trattamento anaerobico	
Vantaggi	**Svantaggi**
basso consumo energetico	effluente COD elevato
produzione di energia dovuta al recupero di metano	trattiene alcune sostanze organiche biodegradabili
significativa riduzione della produzione di fanghi	

Tabella 23 Vantaggi e svantaggi del processo anaerobico

DIGESTIONE ANAEROBICA (AD)

La digestione anaerobica è una sequenza di processi mediante i quali i microrganismi scompongono i materiali biodegradabili in assenza di ossigeno. Tra i principali vantaggi di tale processo c'è la produzione di biogas costituito da metano, anidride carbonica e tracce di altri gas che può essere utilizzato come fonte di energia. Inoltre, tale processo può essere applicato anche in combinazione con altre tecnologie. In particolare, questo può essere utile nel caso di trattamento del percolato, al fine di migliorare le prestazioni di rimozione degli inquinanti (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020).

Diversi studi hanno rilevato una generazione di biogas maggiore di 387 m^3 per tonnellata di COD aggiunta durante il trattamento di digestione anaerobica del percolato, il cui il tenore di metano era circa il 65 % e la rimozione del COD era del 70 % (Tabella 24) a un OLR di 17 kg m^{-3} $giorno^{-1}$ (Nayono, Winter, & Gallert, 2010).

		COD
		%
Digestione anaerobica	(Nayono, Winter, & Gallert, 2010)	70

Tabella 24 Efficienza della digestione anaerobica

FILTRO ANAEROBICO (AF)

Il filtro anaerobico è un reattore biologico a letto fisso con una o più camere di filtrazione in serie. Mentre le acque reflue scorrono attraverso il filtro, le particelle sono intrappolate e la materia organica è degradata dalla biomassa attiva attaccata alla superficie del materiale del filtro. Il filtro anaerobico solitamente funziona in modalità up-flow in quanto c'è un rischio minore di wash out della biomassa attiva. L'HRT è il parametro di progettazione più importante che influisce sulle prestazioni del filtro e un HRT da 12 a 36 h è raccomandato (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020).

		COD
		%
Filtro anaerobico	(Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016)	90
Filtro anaerobico	(Wang & Banks, 2007)	90

Tabella 25 Efficienza del filtro anaerobico

Questa tecnologia è stata impiegata per rimuovere COD sia nei percolati di discarica parzialmente stabilizzati (COD = 3750 mg/l, BOD/COD = 0,3) che nei percolati generati ottenendo, come evidenziato in Tabella 25, percentuali di rimozione del COD del 90% (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016). In Tabella 26 si riportano infine I principali vantaggi e svantaggi del processo.

Vantaggi	**Svantaggi**
adatto per il trattamento di percolato fortemente inquinato	deve essere combinato con altre soluzioni di trattamento
elevate efficienze di rimozione a brevi HRT ed elevati tassi di carico organico	
richiede volumi più piccoli	
economico	
meno sensibile a variazioni moderate di pH o temperatura rendendolo estremamente utile per il trattamento degli effluenti stagionali, come il percolato delle discariche	

Tabella 26 Vantaggi e svantaggi del filtro anaerobico (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016)

UP-FLOW ANAEROBIC SLUDGE BLANKET (UASB)

Il processo UASB è un trattamento anaerobico che vede la formazione di una coperta di fanghi granulari in vasca. L'influente fluisce verso l'alto attraverso la coperta di fanghi ed è trattato da microrganismi anaerobici che possono convertire gli inquinanti organici in biogas. Il flusso verso l'alto combinato con l'azione di sedimentazione della gravità sospende la coperta con l'aiuto di flocculanti garantendo un'eccellente ritenzione della biomassa indipendentemente dall'HRT, ottenendo tassi di rimozione del COD solubile tra l'85 % e 90 %. La ritenzione di fanghi attivi nel reattore UASB consente un buon trattamento e prestazioni ad alte velocità di carico organico. La turbolenza naturale causata dal flusso influente e la produzione di biogas fornisce un buon contatto con la biomassa, quindi carichi organici più elevati possono essere applicati. Nella configurazione devono essere incluse griglie per materiali grossolani e letti di essiccazione per i fanghi. L'effluente da reattori UASB necessita di un ulteriore trattamento per rimuovere la sostanza organica residua, le sostanze nutritive e gli agenti patogeni. Questo post-trattamento può essere compiuto in sistemi aerobici convenzionali come bacini di stabilizzazione, impianti a fanghi attivi (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016).

		COD	**BOD**	**NH_4-N**
		%	**%**	**%**
UASB	(Lin, Chang, & Chang, 2000)	42		48
UASB	(Kettunen & Rintala, 1998)	55 - 75	72 - 95	
UASB	(Ye, Mu, Cheng, & Sun, 2011)	82,4		

Tabella 27 Efficienze dei processi UASB

Lin et al. hanno applicato un processo UASB con un HRT di 1,5 giorni, un carico organico di 6,73 kg m^{-3} $giorno^{-1}$ di COD e una temperatura di funzionamento di 35 °C, ottenendo efficienze di rimozione del COD e dell'azoto ammoniacale del 42,2 % e del 47,8 %, rispettivamente (Lin, Chang, & Chang, 2000). A temperature più basse (13 - 14 °C), si sono ottenute efficienze pari al 55 % per il COD e al 72 % per il BOD_5. Percentuali di rimozione maggiori (75 % di COD e 95 % di BOD_5) si sono ottenute a temperature di 20 °C con carico organico di 4 kg m^{-3} $giorno^{-1}$ di COD (Kettunen & Rintala, 1998). Infine, si sono raggiunti valori dell'82,4 % di rimozione del COD quando il reattore UASB è alimentato con percolato grezzo (COD = 70390-75480 mg/l) con un OLR di 12,5 kg m^{-3} $giorno^{-1}$ di COD in condizioni mesofile (Ye, Mu, Cheng, & Sun, 2011). Le efficienze sopra elencate sono riscontrabili in Tabella 27, la distinzione tra pro e contro dei processi UASB in Tabella 28.

Vantaggi	**Svantaggi**
elevata efficienza di rimozione	sensibilità alle sostanze tossiche
può sopportare un grande carico volumetrico, per questo è spesso utilizzato per trattare il percolato ad alto contenuto organico	utilizzato in combinazione con altre tecnologie di trattamento per il trattamento del percolato delle discariche

Tabella 28 Vantaggi e svantaggi dei processi UASB (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020)

ANAEROBIC AMMONIUM OXIDATION (ANAMMOX)

L'ANAMMOX è un processo avanzato di denitrificazione in cui i batteri Anammox convertono ammoniaca (donatore di elettroni) e nitrito (accettore di elettroni) in azoto gas utilizzando CO_2 come fonte di carbonio per la crescita. Il processo Anammox si verifica in natura sia a basse che alte temperature e salinità. Una delle principali complessità del processo (si veda anche Tabella 30) è che i batteri necessari al processo sono autotrofi e hanno un processo di crescita lento rispetto ai batteri eterotrofi (alimentati con sostanze organiche) che, quindi, possono crescere più rapidamente, andando in competizione con i batteri Anammox che vengono superati all'interno del processo (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016).

Il processo ANAMMOX attualmente utilizzato per il trattamento del percolato di discarica può essere (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020):

- a uno stadio, in cui tutto il processo avviene in un unico reattore, ma il controllo è difficile;
- a due stadi cioè in due reattori dove il primo realizza la nitrificazione parziale e il secondo l'ossidazione anaerobica di ammonio; la sua complessità è il suo svantaggio ma l'efficienza di rimozione è maggiore.

		COD	**NH_4-N**	**Ntot**
		%	**%**	**%**
Anammox	(Wang, et al., 2016)	62		94
Anammox	(Nhat, Biec, Tuyet Mai, Thanh, & Dan, 2014)	14-46		80-94
Anammox	(Miao, et al., 2016)			95

Tabella 29 Efficienze del processo ANAMMOX

(Wang, et al., 2016) hanno introdotto un processo combinato a flusso continuo di nitrificazione e Anammox applicato per trattare il percolato maturo in cui un reattore anossico/aerobico e un UASB sono stati combinati. Il trattamento anossico/aerobico riduce COD e NH_4^+-N, mentre la rimozione dell'azoto si ottiene nell'UASB tramite Anammox. L'efficienza di rimozione di azoto totale e COD ha raggiunto (Tabella 29) rispettivamente il 94 % e il 62 % con ammoniaca influente di 1330 mg/l e COD di 2250 mg/l (Wang, et al., 2016). Elevata rimozione di azoto del percolato è stata ottenuta anche utilizzando una combinazione con parziale nitritazione e processo Anammox che ha ottenuto rimozioni di Ntot di 94 % e 80 % a tassi di carico di azoto 4,3 kg Ntot m^{-3} d^{-1} e 8,3 kg Ntot m^{-3} d^{-1}, mentre la rimozione del COD variava dal 14 % al 46 % (Nhat, Biec, Tuyet Mai, Thanh, & Dan, 2014). Un altro sistema Anammox a due stadi a scala di laboratorio che utilizza SBR a biofilm è stato applicato per trattare il percolato sotto 35 °C per 107 giorni. Con concentrazioni di ammoniaca influente e COD entrambi di 3000 ± 100 mg/l, l'azoto totale effluente è rimasto inferiore a 20 mg/l (Miao, et al., 2016). Il processo Anammox è altamente raccomandato per il trattamento del percolato maturo con COD non biodegradabile e molto azoto ma ulteriori ricerche sono necessarie per trovare le condizioni ottimali e start up di nuovi reattori, in vista di un'applicazione rapida e fattibile della rimozione dell'azoto autotrofico nelle discariche (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020).

Vantaggi	Svantaggi
elimina la necessità di una fonte di carbonio organico per la nitrificazione	processo complicato e gestione del sistema difficile
bassi costi	batteri ANAMMOX sono caratterizzati da crescita lenta
alti tassi di rimozione dell'azoto totale	
riduce la domanda di energia per l'aerazione	
minore produzione di fanghi in eccesso	
minori emissioni di CO2	

Tabella 30 Vantaggi e svantaggi del processo ANAMMOX (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020)

1.8 Trattamento fisico-chimico

I processi di trattamento fisico-chimico sono generalmente applicati per rimuovere composti non biodegradabili (ad esempio acidi umici e fulvici) e/o indesiderabili (ad esempio metalli pesanti, composti organici alogenati (AOX) e policlorobifenili (PCB) dai percolati di discarica. Tali metodi possono essere utilizzati (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016):

- assieme a processi di tipo biologico al fine di consentire un corretto sviluppo di questi ultimi qualora l'ossidazione biologica sia ostacolata dalla presenza di sostanze biorefrattarie;
- per migliorare l'efficacia del trattamento biologico quando la qualità del percolato e l'età della discarica non consentono di raggiungere gli standard di rilascio. Processi di precipitazione chimica, adsorbimento e scambio ionico, possono essere, quindi, utilizzati come post-trattamenti prima dello scarico.

I trattamenti chimico-fisici sono molteplici e ognuno di essi contribuisce in modo diverso al trattamento del percolato (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016).

COAGULAZIONE-FLOCCULAZIONE

La coagulazione-flocculazione è una tecnica di trattamento applicata per migliorare la capacità di un processo nella rimozione di particelle e consiste nelle seguenti fasi (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020):

- uso di reagenti chimici per destabilizzare e aumentare le dimensioni delle particelle;
- separazione fisica dei solidi dalla fase liquida.

E' un approccio relativamente semplice ed economico (un elenco esaustivo di vantaggi e svantaggi si trova in Tabella 32) per rimuovere solidi colloidali non sedimentabili quali tensioattivi, metalli pesanti, grassi acidi e acidi umici (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020). La flocculazione può essere, ad esempio, introdotta come pretrattamento prima di un sistema MBR, al fine di prevenire problemi di fouling. In generale, infatti, è spesso utilizzata a monte o a valle di processi biologici o dell'osmosi inversa con la funzione di pulizia finale del percolato (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016). I coagulanti principali sono solfato di alluminio, solfato ferroso, cloruro ferrico e solfato ferrico di cloro (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016). Qualora il percolato di discarica sia caratterizzato da bassi valori di pH e alte concentrazioni di materiale organico (COD = 22520 mg/l) può essere trattato efficacemente con $FeCl_3$; i flocculanti in grado di ottenere una migliore efficienza di rimozione sono (Assou, et al., 2014):

- $FeCl_3$ (3000 mg/l) che rimuove il 67,3 % di COD e l'87 % di torbidità;
- $FeCl_3$ (3000 mg/l) che aggiunto con polielettrolita in quantità variabili rimuove il 64 % di COD e il 100 % di torbidità.

Al fine di determinare il miglior coagulante e/o flocculanti, un altro fattore importante che deve essere considerato, è la produzione di fanghi. Nuovi tipi di reagenti di coagulazione sono stati sviluppati al fine di aumentare l'efficienza del processo, come coagulanti pre-polimerizzati e una miscela alternativa di sali di alluminio, ferrico e silicato incorporati insieme in un nuovo prodotto che ha mostrato una miglior efficienza di coagulazione (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016).

		COD	**SS**	**Torbidità**
		%	**%**	**%**
Flocculazione-coagulazione	(Verma & Kumar, 2016)	79	90	93
Flocculazione-coagulazione	(Assou, et al., 2014)	67		87
Flocculazione-coagulazione	(Assou, et al., 2014)	64		100
Flocculazione-coagulazione	(Tatsi, Zouboulis, Matis, & Samaras, 2003)	25 - 38		
Flocculazione-coagulazione	(Tatsi, Zouboulis, Matis, & Samaras, 2003)	75		
Flocculazione-coagulazione	(Aziz, Alias, Adlan, Faridah, & Zahari, 2007)	51	94	95
Flocculazione-coagulazione	(Liu, et al., 2012)	56,38		89,79
Flocculazione-coagulazione	(Liu, et al., 2012)	68,65		98,85
Flocculazione-coagulazione	(Liu, et al., 2012)	55,87		94,13
Flocculazione-coagulazione	(Marañón, Castrillón, Fernández-Nava, Fernández-Méndez, & Fernández- Sánchez, 2008)	26		98

Tabella 31 Efficienze della coagulazione-flocculazione

In Tabella 31 sono riportate le efficienze di rimozione di tale processo osservate da diversi autori. Verma & Kumar, hanno ottenuto rimozioni efficienti, pari al 79 % per il COD, 93 % di torbidità e 90 % di SS (Verma &

Kumar, 2016). L'aggiunta di coagulanti ferrici o di alluminio ai percolati freschi (COD medio = 70900 mg/l) ha portato a una riduzione del 25 – 38 % dei valori di COD e la riduzione ha superato il 75 % per i percolati parzialmente stabilizzati (COD medio = 5350 mg/l).

È stata anche osservata una rimozione quasi completa del colore per entrambi i percolati (Tatsi, Zouboulis, Matis, & Samaras, 2003). Utilizzando la coagulazione - flocculazione per il trattamento di un percolato semiaerobico, studi hanno trovato che la rimozione di colore, torbidità, solidi sospesi e COD con 1200 mg/L di cloruro ferrico è rispettivamente 92 %, 95 %, 94 % e 51 % (Aziz, Alias, Adlan, Faridah, & Zahari, 2007). (Liu, et al., 2012) hanno preso in esame solfato poliferrico, $FeCl_3 \cdot 6H_2O$ e $Fe_2(SO_4)_3 \cdot 7H_2O$ confrontando le rispettive efficienze di rimozione in condizioni ottimali. Il trattamento con coagulanti (cioè, cloruro ferrico, solfato di alluminio e policloruro di alluminio) ha portato a rimozioni molto elevate di torbidità e colore (91%) ma la rimozione di COD raggiunta è stato bassa (Marañón, Castrillón, Fernández-Nava, Fernández-Méndez, & Fernández- Sánchez, 2008).

Vantaggi	**Svantaggi**
approccio relativamente semplice	sensibilità al pH
economico	produzione di fanghi
	aumento della concentrazione di alluminio o ferro in fase liquida
	necessita di essere combinato con altri metodi chimici per il trattamento di percolato di discarica stabilizzato o maturo

Tabella 32 Vantaggi e svantaggi della coagulazione-flocculazione (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020)

PRECIPITAZIONE CHIMICA

La precipitazione chimica è ampiamente applicata nella rimozione di composti organici non biodegradabili, ammoniaca e metalli pesanti da percolati di discarica a causa della sua semplicità. Durante la precipitazione chimica, gli ioni disciolti nella soluzione sono convertiti in una fase solida insolubile attraverso reazioni chimiche e i precipitati formati possono essere separati da sedimentazione o filtrazione (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020).

I processi di precipitazione chimica convenzionali includono principalmente precipitazioni d'idrossido e solfuro con un'efficienza di rimozione dei metalli pesanti del 92 - 100 % (Fu & Wang, 2011). Anche struvite (magnesio ammonio fosfato (MAP)) e calce sono utilizzati come precipitanti per la rimozione di ammoniaca o metalli pesanti dai percolati (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020). In particolare, l'efficienza della precipitazione della struvite è controllata dal pH, dal rapporto molare di magnesio, ammonio e fosfato, nonché dalla sequenza di alimentazione dei reagenti precipitanti (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020).

		COD	NH_4-N
		%	%
Precipitazione chimica	(Li, Zhao, & Hao, 1999)		98
Precipitazione chimica	(Ozturk, Altinbas, Koyuncu, Arikan, & Gomec-Yangin, 2003)	50	85
Precipitazione chimica	(Di Iaconi, Pagano, Ramadori, & Lopez, 2010)		95

Tabella 33 Efficienze dei processi di precipitazione chimica

(Li, Zhao, & Hao, 1999) hanno usato una precipitazione chimica per trattare il percolato con una concentrazione iniziale di NH_4-N di 5618 mg/l. La concentrazione di ammoniaca è stata ridotta a 112 mg/l in 15 minuti, mentre il pH è stato controllato tra 8,5 e 9,0. La precipitazione di struvite è applicata con il rapporto stechiometrico Mg: NH_4^+ : PO_4^{3-} = 1 : 1: 1 per il pretrattamento anaerobico del percolato grezzo avente una concentrazione di ammoniaca influente di 2240 mg/l: la rimozione massima di ammoniaca osservata è dell'85 % (Tabella 33) a un pH di 9,2, così come la rimozione di TKN, tuttavia, la rimozione totale del COD ha raggiunto solamente il 50 % (Ozturk, Altinbas, Koyuncu, Arikan, & Gomec-Yangin, 2003). Nello studio di Di Iaconi et al. utilizzando un rapporto molare di Mg : N : P = 2 : 1 : 1, si è raggiunto il 95 % di rimozione di ammoniaca da un percolato di discarica municipale maturo (COD = 9700 mg/l, NH_4^+-N = 2600 mg/l) (Di Iaconi, Pagano, Ramadori, & Lopez, 2010). Oltre alla precipitazione di struvite, anche la calce è stata utilizzata come precipitante per l'assorbimento di metalli pesanti quali Cu(II), Pb(II), Fe(II), Mn(II) e Ni(II) di percolato giovane (Cecen e Gursoy, 2000). In Tabella 34 si riportano, infine, vantaggi e svantaggi del processo.

Vantaggi	Svantaggi
Semplicità	bassa efficienza di rimozione del COD
	sensibilità al pH
	elevata dose di precipitante
	generazione di fanghi da trattare con grande difficoltà
	inefficace quando la concentrazione di ioni metallici è bassa
	non è economico

Tabella 34 Vantaggi e svantaggi dei processi di precipitazione chimica

ADSORBIMENTO

L'adsorbimento è un fenomeno superficiale mediante il quale una miscela fluida a più componenti (gas o liquido) è attratta alla superficie di un adsorbente solido e forma legami fisici o chimici (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016). Rispetto ad altri trattamenti, l'adsorbimento è una tecnica ampiamente utilizzata per la rimozione di composti organici recalcitranti e metalli pesanti da percolati di discarica. L'adsorbente più usato è il carbone attivo granulare (GAC) o il carbone attivo in polvere (PAC) grazie alla sua ampia superficie, struttura dei pori, bassa reattività acido/base e alta efficienza di rimozione per un'ampia varietà di organici e inorganici inquinanti nei percolati di discarica (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020). Tuttavia, nuovi materiali porosi sono raccomandati per processi ecologicamente compatibili; infatti, è stato dimostrato che qualsiasi materiale a basso costo con un alto contenuto di carbonio e bassi livelli di composti inorganici può essere utilizzato come materia prima per la produzione di carboni attivi: vari materiali carboniosi come carbone, lignite, gusci di noce, legno, steli di tabacco e torba sono utilizzati nella produzione di carbone attivo commerciale. Inoltre, la produzione di carboni attivi derivati dallo spreco alimentare è importante sia dal punto di vista ambientale che economico (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016).

		COD	**NH_4-N**
		%	**%**
Adsorbimento	(Kurniawan, Lo, & Chan, 2006)		
Adsorbimento	(Ching, Yusoff, Aziz, & Umar, 2011)	90	40

Tabella 35 Efficienze del processo di adsorbimento

L'adsorbimento è spesso utilizzato insieme a processi biologici per un trattamento efficace del percolato. Infatti, la materia organica non biodegradabile e parte del COD inerte, sono ridotti dal GAC per raggiungere livelli di concentrazione accettabili per il successivo trattamento biologico (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016). Alcuni studi hanno riferito che le tecnologie GAC sono soluzioni adatte per trattare percolato di discarica, raggiungendo un elevato tasso di rimozione di COD, ammoniaca e metalli pesanti (80 % - 96 %, si confronti anche Tabella 35) (Ching, Yusoff, Aziz, & Umar, 2011). Il trattamento di adsorbimento mediante carboni attivi è preferito tra gli altri trattamenti chimici al fine di trattare percolato maturo (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016). La Tabella 36 evidenzia che l'elevata efficienza di rimozione, ottenibile per numerosi inquinanti, si paga però in termini di approvvigionamento del carbonio in polvere, con quantità richieste e costi decisamente ingenti.

Vantaggi	**Svantaggi**
alta efficienza di rimozione per un'ampia varietà di organici e inorganici inquinanti	elevato consumo di carbonio in polvere e quindi alto costo del GAC necessario per evitare problemi d'intasamento e continuare i processi di adsorbimento
	rigenerazione frequente della colonna

Tabella 36 Vantaggi e svantaggi del processo di adsorbimento (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016)

FILTRAZIONE SU MEMBRANA

Una membrana è definita come un materiale che crea una sottile barriera in grado di resistere selettivamente al movimento di diversi componenti di un fluido e quindi influisce sulla separazione dei componenti stessi (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020). A seconda delle dimensioni dei pori, il processo di separazione fisica della membrana è classificato in (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016):

- micro-filtrazione (MF);
- ultra-filtrazione (UF);
- nano-filtrazione (NF).

A tali processi si aggiunge quello dell'osmosi inversa (RO) che è una tecnologia a pressione inversa applicata nella desalinizzazione o negli impianti di potabilizzazione dell'acqua (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016). In particolare, l'UF è in grado di rimuovere composti in un campo tra 10^{-3} e 10^{-2} µm, per le dimensioni inferiori si applica l'osmosi inversa (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016). Va evidenziato che la scelta della membrana appropriata per il trattamento del percolato dipende da una serie di fattori quali pH, temperatura, caratteristiche del percolato, natura e concentrazione dei materiali presenti nel percolato (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020).

I principali materiali utilizzati nella costruzione delle membrane sono acetato di cellulosa e poliammidi aromatiche; la disposizione può essere in moduli tubolari, piani, spirali e fibre cave. Questo metodo prevede due principali problematiche (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016):

- Alta pressione transmembrana: 50 - 60 bar sono necessari per vincere la pressione di osmosi che implica la necessità di grande quantità di energia;
- Le membrane sono soggette a fenomeni di ostruzione e fouling a causa di una serie di sostanze (organiche, inorganiche) che ne compromettono l'efficienza; è quindi necessario includere fasi di lavaggio e pulizia delle superfici.

La filtrazione su membrana non è adatta a essere utilizzata da sola, ma è raccomandata come processo di pretrattamento con altri processi a membrana (UF, NF e RO) o in combinazione con altre tecnologie di trattamento per rimuovere le sostanze sospese e colloidi dai percolati (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020). In particolare, NF e RO, sono considerati i più efficaci per il percolato di discarica per quanto riguarda la rimozione di COD, SS e sostanze organiche, questo perché sono applicabili a tutti i tipi di percolato (vecchio, medio e giovane). NF è un processo a membrana che si trova tra RO e UF e le sostanze sono respinte da due principi: la rimozione di specie neutre per dimensione (molecole superiori a 200 - 300 g/mole sono respinte) e la rimozione di ioni inorganici a causa d'interazioni elettrostatiche tra gli ioni e la membrana. L'osmosi inversa è la soluzione più adatta per il trattamento del percolato per quanto riguarda la rimozione delle sostanze inquinanti, ma devono essere presi in considerazione tutti i criteri di progettazione e i requisiti specifici per il percolato delle discariche (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016). Nelle tabelle che seguono (Tabella 37, Tabella 38) sono riportate le principali evidenze sia in termini di efficienze di rimozione sia in termini di vantaggi e svantaggi del processo.

		COD	NH_4-N	Metalli pesanti	SS	Torbidità
		%	%	%	%	%
MF	(Ameen, Muyibi, & Abdulkarim, 2011)				99,6	98,3
NF	(Linde & Jönsson, 1995)			70		
NF	(Peters, 1998)	96	57			
RO	(Peters, 1998)	99	99,9	98		
RO	(Chianese, Ranauro, & Verdone, 1999)			97		

Tabella 37 Efficienze della filtrazione su membrana

Vantaggi	Svantaggi
	fouling delle membrane
	alte pressioni transmembrana e grande quantità di energia è necessaria
	non è adatta per essere utilizzata da sola, ma è raccomandata come processo di pretrattamento
	produzione di elevate quantità di concentrato

Tabella 38 Vantaggi e svantaggi della filtrazione su membrana (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016)

SCAMBIO IONICO

Lo scambio ionico è un interscambio reversibile di ioni tra la fase solida e la fase liquida, in grado di rimuovere efficacemente ioni e materia organica disciolta. Può essere realizzato con resine o materiali polimerici sintetici uniti da legami covalenti con gruppi funzionali attivi. Questi gruppi funzionali sono legati a ioni mobili che possono essere scambiati con uno ione della stessa carica sciolto all'interno del composto liquido, rendendo lo scambio ionico una tecnologia rispettosa dell'ambiente con possibilità di recupero del metallo (per la lista completa di vantaggi e svantaggi si veda Tabella 40) (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016).

		COD	NH_4-N	SS	Torbidità
		%	%	%	%
Scambio ionico	(Bashir, Aziz, Yusoff, & Adlan, 2010a)		94,2		
Scambio ionico	(Bashir, Aziz, Yusoff, Aziz, & Mohajeri, 2010b)	70,3		93,1	92,4

Tabella 39 Efficienze dello scambio ionico

Una resina sintetica a scambio cationico, è stata utilizzata su percolato stabilizzato di discarica semi-aerobica con le condizioni ottimali di 24,6 cm^3 di dosaggio di resina, tempo di contatto di 6 min. e velocità di agitazione di 147 rpm (Bashir, Aziz, Yusoff, & Adlan, 2010a). Lo stesso gruppo di ricerca ha anche utilizzato una resina sintetica nelle condizioni ottimali di funzionamento di 30,9 cm^3 dosaggio anionico, 90 min. di tempo di contatto, 150 rpm di velocità di agitazione e pH = 3,1 (Bashir, Aziz, Yusoff, Aziz, & Mohajeri, Stabilized sanitary landfill leachate treatment using anionic resin: treatment optimization by response surface methodology., 2010b). I risultati ottenuti in entrambi i casi sono riportati in Tabella 39.

Oltre alle resine sintetiche, le zeoliti naturali e i minerali silicati naturali, sono stati ampiamente utilizzati per rimuovere i metalli pesanti dalle soluzioni acquose a causa del loro basso costo e alta abbondanza (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016).

Vantaggi	Svantaggi
tecnologia rispettosa dell'ambiente	alto costo di esercizio
possibilità di recupero del metallo	adatto solo per rimozione di metalli e ammoniaca
	al fine di garantire rimozioni più efficienti di quantità di sostanze inquinanti, il percolato dovrebbe essere sottoposto a trattamenti biologici e adeguati sistemi di pretrattamento prima dello scambio ionico, come la rimozione solidi sospesi

Tabella 40 Vantaggi e svantaggi dello scambio ionico (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016)

STRIPPAGGIO

Lo strippaggio consiste nel passaggio di un grande volume di aria o vapore attraverso il percolato, al fine di promuovere il trasferimento di massa di sostanze indesiderate dalla fase liquida alla fase gassosa, permettendone così la separazione. Lo strippaggio dell'aria può essere utilizzato per rimuovere metano, ammoniaca e composti organici volatili (VOCs) nei percolati. In alternativa alla nitrificazione biologica, lo strippaggio di ammoniaca è il trattamento più ampiamente applicato per la rimozione di NH_4^+-N nei percolati

di discarica. L'efficienza di questo processo è maggiore in presenza di elevati valori di pH, temperatura e tempo di ritenzione (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020).

		COD	NH_4-N
		%	%
Strippaggio ad aria	(Marttinen, Kettunen, Sormunen, Soimasuo, & Rintala, 2002)		89
Strippaggio ad aria	(Ozturk, Altinbas, Koyuncu, Arikan, & Gomec-Yangin, 2003)	25	85
Strippaggio ad aria	(Silva, Dezotti, & Sant'Anna, 2004)		99,5
Strippaggio ad aria	(Calli, Mertoglu, & Inanc, 2005)		94

Tabella 41 Efficienze dello strippaggio ad aria

Una rimozione di ammoniaca di circa 89 % (si veda Tabella 41) può essere raggiunta con pH pari a 11 e a una temperatura di 20 °C per 24 ore di trattamento (Marttinen, Kettunen, Sormunen, Soimasuo, & Rintala, 2002), mentre l'85 % (Ozturk, Altinbas, Koyuncu, Arikan, & Gomec-Yangin, 2003) e il 99,5 % (Silva, Dezotti, & Sant'Anna, 2004) di rimozione dell'ammoniaca possono essere raggiunti con 17 ore e 120 ore di trattamento, rispettivamente. Di conseguenza, questo processo richiede generalmente alti HRT e alti valori di pH. Altri studi hanno dimostrato che circa il 94 % dell'azoto ammoniacale influente è stato rimosso da percolati a 20 °C in 12 ore. Nonostante l'elevata efficienza di rimozione, lo strippaggio dell'ammoniaca non è stato, in alcuni casi, sufficiente a raggiungere i limiti allo scarico e la riduzione del COD è stata inferiore al 15% (Calli, Mertoglu, & Inanc, 2005).

Vantaggi	Svantaggi
efficienza per la rimozione di NH_4^+-N	efficienza di rimozione del COD molto limitata
	larghe torri di strippaggio necessarie per risolvere il problema delle schiume
	rilascio di NH_3

Tabella 42 Vantaggi e svantaggi dello strippaggio ad aria (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020)

Una delle principali problematiche di tale processo (elencate complessivamente in Tabella 42) è che l'NH_3 possa essere rilasciato nell'atmosfera provocando inquinamento atmosferico; per questo motivo, il gas contaminato, viene trattato con H_2SO_4 e HCl, che assorbono l'ammoniaca estratta dal percolato. Queste sostanze devono essere in grado di assorbire la maggior parte dell'ammoniaca per prevenire l'emissione di NH_3 (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016). Infine, si considera che l'efficienza di rimozione più elevata dei contaminanti nei percolati si ottiene utilizzando un

processo di trattamento combinato di strippaggio con altri metodi fisico-chimici e biologici quali Fenton, SBR e coagulazione-flocculazione (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020).

OSSIDAZIONE CHIMICA/PROCESSI DI OSSIDAZIONE AVANZATI (AOP)

L'ossidazione chimica per il trattamento del percolato utilizza principalmente sostanze chimiche quali cloro, ozono, permanganato di potassio e idrocloruro di calcio per rimuovere specifici inquinanti organici e inorganici come la sostanza organica solubile, non biodegradabile e/o tossica presente nei percolati. L'obiettivo principale dell'ossidazione chimica e dei processi AOP è quello di mineralizzare i contaminanti in anidride carbonica, acqua e inorganici o, almeno, trasformarli in prodotti innocui (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020).

Negli ultimi anni, i processi di ossidazione avanzati (AOP) per il trattamento del percolato hanno suscitato un crescente interesse, utilizzando forti agenti ossidanti come O_3, H_2O_2, e persolfato, nonché una combinazione di questi ossidanti con radiazioni ultraviolette (UV) o ultrasuoni (US) (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020). Le tre tecniche AOP più applicate sono O_3/H_2O_2, H_2O_2/ UV e O_3/UV. Molti processi sono basati sulla reazione diretta dell'ossidante con i contaminanti mentre i processi AOP sono caratterizzati dalla generazione di radicali OH come specie reattiva in grado di ossidare sostanze organiche alogenate e migliorare la biodegradabilità degli inquinanti organici recalcitranti (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016).

		COD	**NH_4-N**
		%	**%**
AOP	(Haapea, Korhonen, & Tuhkanen, 2002)	50	
AOP	(Bigot, Luck, Paillard, & Wagner, 1994)	70	
AOP	(Hilles, Amr, Hussein, El-Sebaie, & Arafa, 2016)	81	83
AOP	(Wable, Jousset, Courant, & Duguet, 1993)	90	
AOP	(Schulte, Bayer, Kuhn, Luy, & Volkmer, 1995)	90	

Tabella 43 Efficienze dei processi AOP

Numerosi studi (citati in Tabella 43) hanno dimostrato che la rimozione del COD ottenuta mediante ozonizzazione è del 50 % -70 % (Haapea, Korhonen, & Tuhkanen, 2002) (Bigot, Luck, Paillard, & Wagner, 1994) e molti di questi studi hanno applicato il processo come trattamento terziario prima di scaricare l'effluente trattato nelle acque reflue o di superficie. L'utilizzo di O_3/H_2O_2 come agente ossidante è stato segnalato con efficienze di rimozione della materia organica circa del 90 % (Wable, Jousset, Courant, & Duguet, 1993) (Schulte, Bayer, Kuhn, Luy, & Volkmer, 1995), mentre con una combinazione di persolfato e perossido di idrogeno ($S_2O_8^{2-}/H_2O_2$), in condizioni ottimali di funzionamento, sono stati raggiunte rimozioni pari a 81 % per il COD e 83% per NH_4-N (Hilles, Amr, Hussein, El-Sebaie, & Arafa, 2016).

Vantaggi	Svantaggi
	alte dosi di ossidante richieste e quindi alti costi
	bassi valori di pH richiesti
	generazione di fanghi in eccesso
	elevata domanda di energia elettrica e alta costi
	contenuti di COD relativamente bassi (≤ 5,0 g/L) poiché altrimenti richiederebbe il consumo di quantità troppo grandi di reagenti

Tabella 44 Vantaggi e svantaggi dei processi AOP (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016)

Un'applicazione adeguata di AOP ai trattamenti di percolato deve tenere conto del fatto che fanno uso di reagenti costosi come H_2O_2 e/o O_3 ed è quindi ovvio che la loro applicazione debba non sostituire, ove possibile, i trattamenti più economici come la degradazione biologica (per non incorrere nelle problematiche espresse in Tabella 44). In generale, una riduzione rilevante del costo complessivo del trattamento del percolato potrebbe essere ottenuta combinando AOP con un processo biologico (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016).

PROCESSO FENTON

Tra i processi AOP, l'ossidazione Fenton (Fe^{2+}/H_2O_2) è stata ampiamente adottata ed è considerata come uno dei metodi più efficaci di ossidazione degli inquinanti organici, in quanto presenta una cinetica notevolmente più veloce rispetto a quella del trattamento biologico e raggiunge un'efficienza di rimozione notevolmente maggiore per i composti organici dei percolati rispetto ad altre tecnologie fisico-chimiche (ad esempio, coagulazione e adsorbimento a carboni attivi). L'efficienza di questo processo dipende da diverse variabili come temperatura, pH, perossido di idrogeno, concentrazione di ioni ferrosi e tempo di trattamento (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016).

La produzione di radicali OH da parte del reagente si ottiene aggiungendo H_2O_2 ai sali di Fe^{2+}, producendo radicali OH. Questo processo può rimuovere in modo significativo composti recalcitranti e composti tossici (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016) e aumenta la biodegradabilità del percolato, (il rapporto BOD_5/COD del percolato è passato da 0,2 a 0,5) (Lopez, Pagano, Volpe, & Di Pinto, 2004).

		COD
		%
Fenton	(Lopez, Pagano, Volpe, & Di Pinto, 2004)	60
Fenton	(Kang & Hwang, 2000)	45
Fenton	(Deng & Englehardt, 2006)	85
Fenton	(Gotvajn, Zagorc-Konc˘an, & Cotman, 2011)	80
Foto - Fenton	(Silva, Fonseca, Saraiva, Boaventura, & Vilar, 2016)	57 - 80

Tabella 45 Efficienze dell'ossidazione Fenton

Alcuni studi (come visibile in Tabella 45) hanno affermato che, per i processi Fenton, le efficienze di rimozione del COD variano dal 45 % all'85 %, con un'efficienza di decolorazione fino al 92 %, mentre poca ammoniaca viene ridotta (Lopez, Pagano, Volpe, & Di Pinto, 2004) (Kang & Hwang, 2000) (Deng & Englehardt, 2006). I valori di pH ottimali riportati per i processi convenzionali, foto ed elettro-Fenton per il trattamento del percolato di discarica sono compresi nel range 2,0 - 4,5; la rimozione del COD aumenta con l'aumento della temperatura, anche se una temperatura troppo elevata può causare significativamente la decomposizione inefficiente di H_2O_2 e compensare l'aumento di rimozione della COD. (Deng & Englehardt, 2006). (Lopez, Pagano, Volpe, & Di Pinto, 2004) hanno rilevato che il COD che potrebbe essere rimosso dal pretrattamento di Fenton da un percolato maturo, con l'aggiunta di 10000 mg/l di H_2O_2 e 830 mg/l di Fe^{2+}, è pari a circa il 60 % del valore iniziale (10540 mg/l). (Gotvajn, Zagorc-Konc˘an, & Cotman, 2011) hanno suggerito che l'ossidazione Fenton non è una valida opzione di trattamento da sostituire al trattamento biologico in quanto ha rimosso l'80 % del COD in 5 minuti, ma i composti organici persistenti nei percolati sono stati degradati in composti ancora biodegradabili e tossici (Gotvajn, Zagorc-Konc˘an, & Cotman, 2011), quindi la biodegradabilità, espressa come rapporto BOD_5/COD (0,27 - 0,78) è aumentata e altri parametri (BOD_5, concentrazione di ammonio e azoto) sono stati colpiti dalla maggiore temperatura del processo (20 - 49 °C).

Vantaggi	Svantaggi
cinetica notevolmente più veloce rispetto a quella del trattamento biologico	costi elevati tipici del processo AOP
efficienza di rimozione notevolmente maggiore per i composti organici dei percolati rispetto ad altre tecnologie fisico-chimiche	produzione finale di fanghi di ferro, che richiedono lo smaltimento finale
	richiesta la combinazione con altre tecnologie

Tabella 46 Vantaggi e svantaggi dell'ossidazione Fenton (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016)

L'ossidazione Fenton rappresenta un processo applicabile al trattamento del percolato altamente tossico, in particolare, quello stabilizzato o maturo grazie alla sua cinetica più rapida. Tuttavia, nel discernimento dei benefici e dei vincoli, come espresso in Tabella 46, si rilevano costi elevati derivanti dal consumo del reagente

(in particolare di H_2O_2); tutto questo ha quindi richiesto che sia combinato con altre tecnologie, riducendo i reagenti per ottenere una buona rimozione delle sostanze inquinanti (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016). È stato suggerito che il processo convenzionale Fenton possa essere combinato all'illuminazione, cioè foto-Fenton, durante il trattamento del percolato. Un impianto foto-Fenton per il trattamento di percolato di discarica ossidato biologicamente è stato progettato con successo e il processo foto-Fenton ha mostrato un'efficienza di rimozione del COD tra il 57 % e l'80 % in condizioni ottimali (Silva, Fonseca, Saraiva, Boaventura, & Vilar, 2016).

PROCESSI ELETTROCHIMICI

I metodi elettrochimici si basano sul trasferimento di elettroni tra elettrodi e soluzione elettrolitica, applicando un campo elettrico tra anodo e catodo in una cella elettrochimica. Le tecnologie elettrochimiche hanno attirato una grande attenzione, principalmente a causa della loro versatilità, facilità di funzionamento e automazione e compatibilità ambientale. Tra le tecnologie elettrochimiche, le più studiate per il trattamento dei percolati di discarica (principalmente ai vecchi percolati) c'è l'elettrocoagulazione, l'elettro-Fenton e l'ossidazione elettrochimica, che possono efficacemente eliminare due principali inquinanti presenti nei percolati delle discariche: materia organica e azoto ammoniacale (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020).

Elettrocoagulazione

L'elettrocoagulazione è un processo che utilizza elettrodi utili per l'approvvigionamento di ioni all'interno della soluzione, permettendo ai contaminanti sospesi, emulsionati o disciolti, di formare agglomerati. Gli ioni sono prodotti in situ e possono essere individuate tre diverse fasi (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016):

- formazione dell'elettrodo di coagulazione attraverso l'ossidazione elettrolitica sacrificale;
- destabilizzazione degli inquinanti e delle particelle in sospensione e rottura delle emulsioni;
- aggregazione di fasi destabilizzate e formazione di fiocchi.

Nonostante gli incrementi di efficienza raggiunti con l'alluminio, il ferro è considerato il miglior elettrodo perché è meno tossico, richiede meno energia ed è meno sensibile. Il principale svantaggio del processo è che l'elettrocoagulazione determina un elevato consumo di energia e, pertanto, è necessario trovare un compromesso tra l'efficienza di rimozione e il consumo di energia richiesto (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016). Per il raffronto diretto tra vantaggi e svantaggi di tale processo si rimanda alla Tabella 48.

		COD	**NH_4-N**	**Ntot**	**Torbidità**
		%	%	%	%
Elettrocoagulazione	(Fernandes, Pacheco, Cirìaco, & Lopes, 2015)	40 – 70	10 – 25		
Elettrocoagulazione	(Bouhezila, Hariti, Lounici, & Mameri, 2011)	70		24	60
Elettrocoagulazione	(Bouhezila, Hariti, Lounici, & Mameri, 2011)	68		15	16
Elettrocoagulazione	(Ilhan, Kurt, Apaydin, & Gonullu, 2008)	59	14		
Elettrocoagulazione	(Ilhan, Kurt, Apaydin, & Gonullu, 2008)	35			

Tabella 47 Efficienze del processo d'elettrocoagulazione

Fernander et al., applicando tale processo, hanno rilevato che la rimozione del COD rimane, in media, nell'intervallo tra il 40 % e il 70 % (si veda Tabella 47), mentre il rispettivo valore di rimozione per l'azoto è del 10 % - 25 % (Fernandes, Pacheco, Cirìaco, & Lopes, 2015). I processi elettrochimici, inoltre, possono migliorare l'indice di biodegradabilità (BOD/COD), producendo percolati di discarica maturi o stabilizzati adatti al trattamento biologico (Fernandes, Pacheco, Cirìaco, & Lopes, 2015) (Mandal, Dubey, & Gupta, 2017). Utilizzando questo metodo per trattare un percolato di discarica (COD = 28200 - 34200 mg/l, Ntot = 1599 - 1631 mg/l), studi hanno dimostrato che l'efficienza di rimozione di COD, Ntot, colore e torbidità erano 70 %, 24 %, 56 %, e 60 % con elettrodi Al e 68 %, 15 %, 28 % e 16 % con elettrodi Fe, rispettivamente (Bouhezila, Hariti, Lounici, & Mameri, 2011). Altri studi hanno concluso che efficienze di rimozione superiori al 59 % per il COD e del 14 % per l'ammoniaca (COD iniziale = 12860 mg/l, Ntot = 2580 mg/l) sono state ottenute con 30 minuti di tempo di contatto per elettrodo Al, e il 35 % di rimozione del COD con elettrodo di Fe (Ilhan, Kurt, Apaydin, & Gonullu, 2008).

Vantaggi	Svantaggi
tecnologia veloce ed efficiente per il trattamento del percolato	necessità di sostituire regolarmente gli "elettrodi sacrificali" a causa di reazioni di ossidazione
richiede semplici attrezzature, condizioni operative facili	eventuale formazione di una pellicola di ossido impermeabile sul catodo
nessuna necessità di aggiunta di sostanze chimiche	generazione di fanghi in eccesso che contengono grandi quantità di ferro e di altri inquinanti recalcitranti e, quindi un trattamento specifico prima del suo smaltimento è richiesto
	produzione di sottoprodotti clorurati tossici indesiderati
	elevato costo di funzionamento del trattamento a causa di l'elevato consumo di energia

Tabella 48 Vantaggi e svantaggi del processo d'elettrocoagulazione (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016)

Elettro-Fenton

		COD
		%
Elettro-Fenton	(Sruthi, Gandhimathi, Ramesh, & Nidheesh, 2018)	87,5
Elettro-Fenton	(Wang Z. , et al., 2019)	70

Tabella 49 Efficienze del processo elettro-Fenton

I processi elettro-Fenton sono efficienti ma costosi per il trattamento del percolato di discarica, come riportato in Tabella 49 e in Tabella 50 (Fernandes, et al., 2017) (Wang Z. , et al., 2019). Il trattamento elettro-Fenton è in grado di rimuovere circa l'87,5 % di COD da un percolato stabilizzato di discarica alle condizioni ottimali (Sruthi, Gandhimathi, Ramesh, & Nidheesh, 2018). È stato anche dimostrato che circa 73 inquinanti sono stati rilevati in un percolato maturo; di questi, 50 sostanze organiche sono state completamente rimosse dopo trattamento elettro-Fenton (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020). Il 70 % del COD è rimosso dal percolato, mostrando un'alta efficienza del processo elettro-Fenton avanzato (Wang Z. , et al., 2019). Da tali evidenze si rileva che tale processo è adatto per il trattamento di percolati di discariche sanitarie ad altissimo contenuto organico (Fernandes, et al., 2017).

Vantaggi	Svantaggi
efficiente	costoso

Tabella 50 Vantaggi e svantaggi del processo elettro-Fenton (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016)

Elettro ossidazione

L'elettro ossidazione consiste nell'applicare un voltaggio o una corrente costante nel tempo al composto che necessita di essere trattato. La cella elettrolitica è il reattore in cui si svolge l'intero processo che può essere sviluppato in due modi distinti (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016):

- ossidazione diretta che permette alle particelle inquinanti di scambiare elettroni direttamente con la superficie dell'anodo: non è particolarmente efficace nella degradazione del materiale organico, ma promuove la formazione di agenti ossidanti molto potenti che vengono utilizzati per l'ossidazione indiretta;
- ossidazione indiretta che avviene quando composti ad alto contenuto di cloro sono concentrati all'interno del percolato: il cloro attivo viene ossidato dall'anodo che produce ipoclorito, il quale ha un forte effetto di ossidazione rispetto ai composti organici; questa reazione è particolarmente adatta a percolati salini, in cui vengono eliminati molti inquinanti, come l'ammoniaca, e in presenza di ioni metallici (Ag^{+}, Fe^{3+}, Co^{3+}, Ni^{2+}).

Tra gli elettrodi, uno dei più adeguati per il trattamento del percolato è un anodo diamantato drogato al boro (BDD), un metodo economico a causa della rapida ossidazione, alta efficienza di corrente e basso consumo energetico. Questi elettrodi sono quindi considerati adatti per il trattamento del percolato di discarica per quanto riguarda le loro proprietà: una superficie inerte a basso adsorbimento ed eccezionale stabilità alla corrosione, anche in condizioni acide. L'efficacia del trattamento dipende dalla materiale dell'elettrodo, tensione, densità di corrente e pH (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016).

		COD	NH_4-N
		%	%
Elettro ossidazione	(Rada, Istrate, Ragazzi, Andreottola, & Torretta, 2013)	64 – 70	15 – 61
Elettro ossidazione	(Fernandes, Santos, Pacheco, Ciríaco, & Lopes, 2014)	40	90
Elettro ossidazione	(Fernandes, Santos, Pacheco, Ciríaco, & Lopes, 2014)	40	64
Elettro ossidazione	(Fernandes, Santos, Pacheco, Ciríaco, & Lopes, 2014)	40	56

Tabella 51 Efficienze del processo d'elettro ossidazione

Nella Tabella 51 si possono valutare le efficienze di rimozione del processo d'elettro ossidazione: Rada et al. hanno dimostrato che tramite l'ossidazione elettrochimica è possibile rimuovere il 64 - 70 % di COD e 15 - 61 % di ammoniaca (Rada, Istrate, Ragazzi, Andreottola, & Torretta, 2013).

In uno studio comparativo, i ricercatori hanno confrontato le efficienze di rimozione di COD e NH_4^+-N da un percolato pretrattato biologico (COD = 6200 mg/l, NH_4^+-N = 480 mg/l) utilizzando tre materiali anodici. Ti/Pt/PbO_2 ha dimostrato il più alto tasso di rimozione dell'NH_4^+-N (90%) seguita da Ti/Pt/SnO2-Sb_2O_4 (64 %) e da un anodo diamantato drogato al boro (56 %), mentre circa il 40 % della rimozione della COD è stata osservata per tutti i tre elettrodi (Fernandes, Santos, Pacheco, Ciríaco, & Lopes, 2014).

Vantaggi	**Svantaggi**
metodo semplice e fattibile	elevato costo a causa dell'elevato consumo di energia
offre incrementi di efficienza	necessità di combinazione con altre tecnologie
assenza di produzione di fanghi	

Tabella 52 Vantaggi e svantaggi dei processi d'elettro ossidazione (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016)

L'elevato costo di funzionamento del trattamento (principale neo di questa tecnologia, come sancito nella Tabella 52), a causa del grande consumo di energia, potrebbe essere superato in due modi: implementare questa tecnologia in combinazione con altre tecniche, sia come pretrattamento sia come fase finale, o introdurre nel sistema le energie rinnovabili. A ogni modo è una promettente e potente tecnologia per il trattamento del percolato di discarica, in particolare per bassi rapporti BOD5/COD o discariche ad alta tossicità percolato (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016).

1.9 Sintesi sui diversi processi di trattamento

A seguito dell'approfondita analisi svolta nei paragrafi precedenti, si riportano dei grafici di sintesi al fine di individuare i processi ottimali di trattamento del percolato, anche in funzione dell'età del percolato stesso.

Nella prima serie di grafici (Figura 3, Figura 4, Figura 5, Figura 6, Figura 7) vengono riportati i rendimenti di rimozione delle tecnologie esaminate, suddividendole tra trattamenti biologici e trattamenti chimico-fisici.

Legenda Trattamenti biologici:

1 -2 LAGUNE AREATE	3 FANGHI ATTIVI AEROBICI	4 - 6 FANGHI ATTIVI (SBR)	7 RBC	8 TRICKLING FILTERS	9 - 12 MBBR	13 FBBR	14 -16 MBR	17 CW	18 TRATT. FUNGINO	19 DIG. AN.	20 - 21 FILTRO AN.	22 - 24 UASB	25 - 27 ANAMMOX

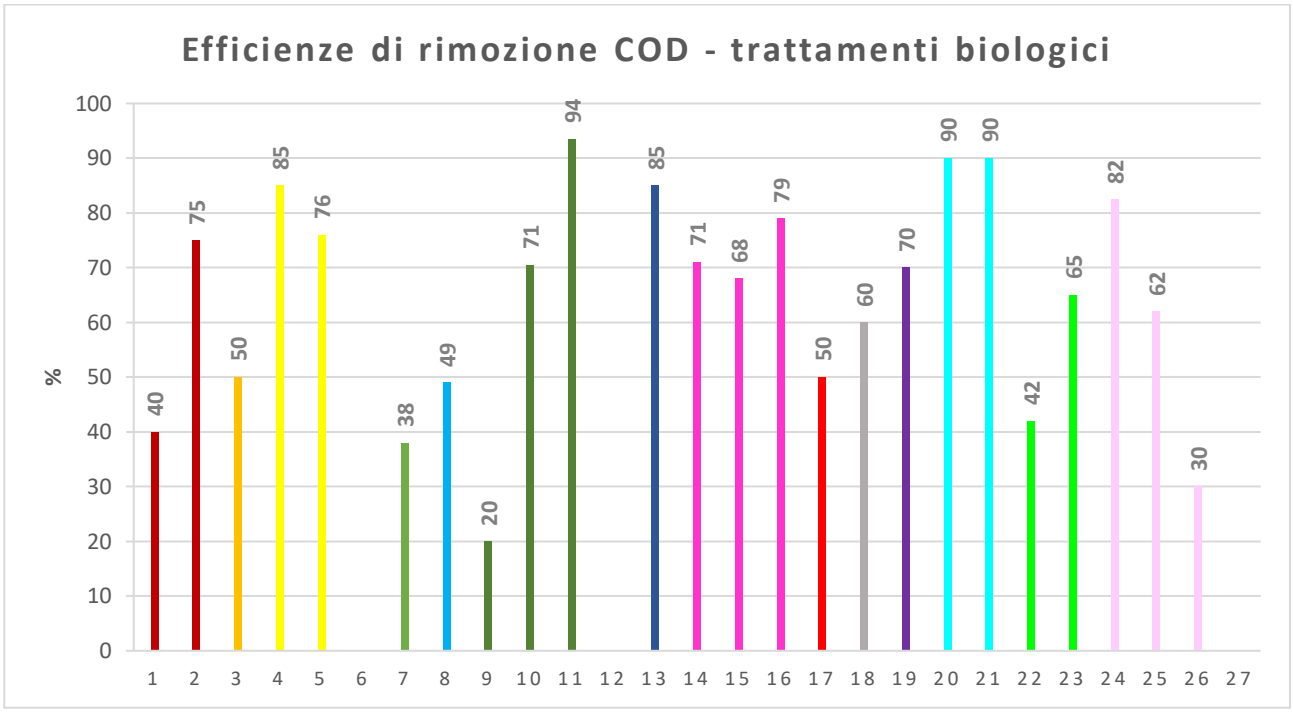


Figura 3 Efficienze di rimozione COD - trattamenti biologici

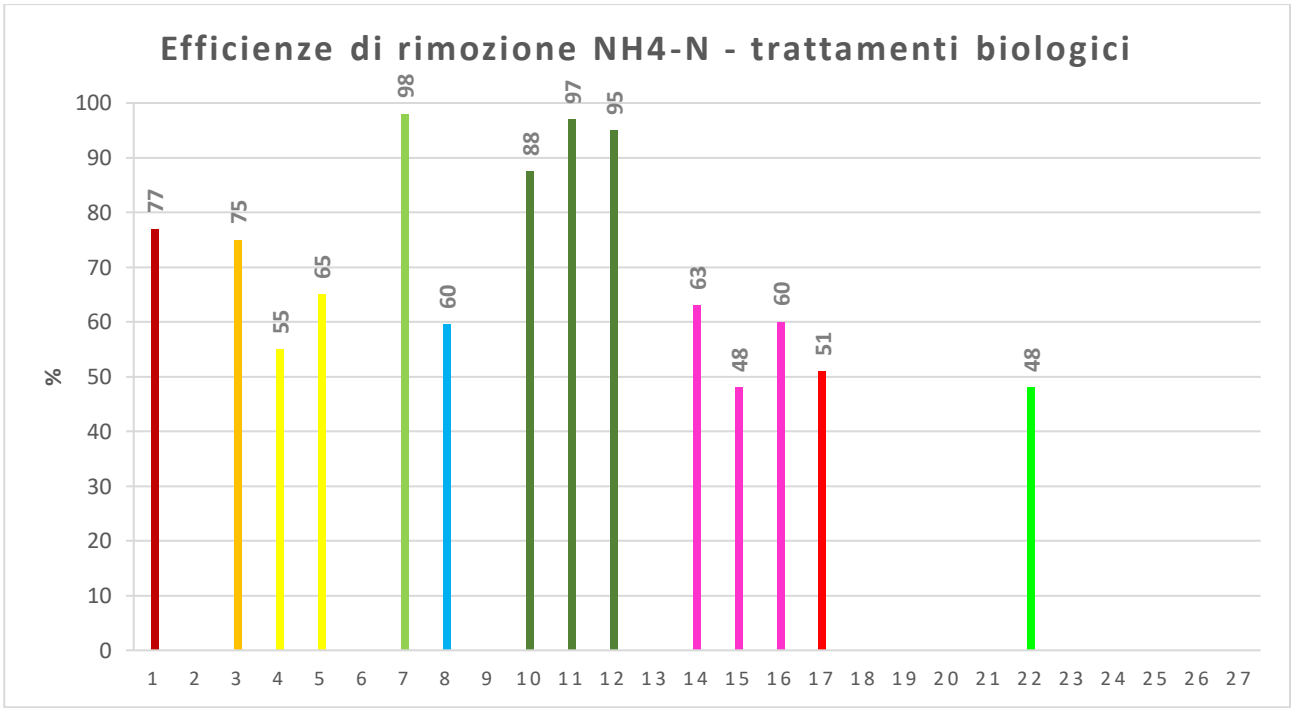


Figura 4 Efficienze di rimozione NH4-N - trattamenti biologici

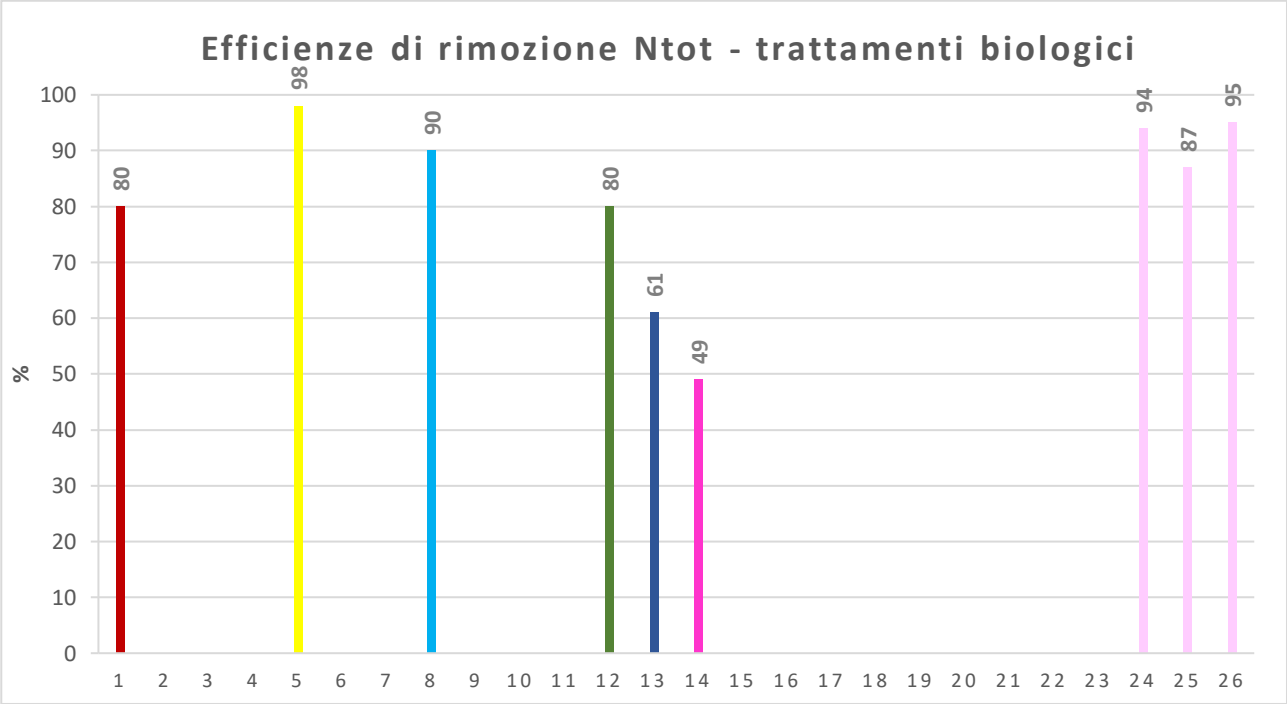


Figura 5 Efficienze di rimozione Ntot - trattamenti biologici

Legenda Trattamenti chimico-fisici:

1 - 10 FLOCC./ COAG.	11 - 13 PR. CHIMICA	14 ADS	15 – 19 FILTR. SU MEMBR.	20 - 21 SCAMBIO IONICO	22 - 25 STR. AD ARIA	26 - 30 AOP	31 - 34 PROCESSO FENTON	35 FOTO - FENTON	36 - 40 ELETTROCOA.	41 - 42 ELETTRO-FENTON	43 - 47 ELETTRO OSS.

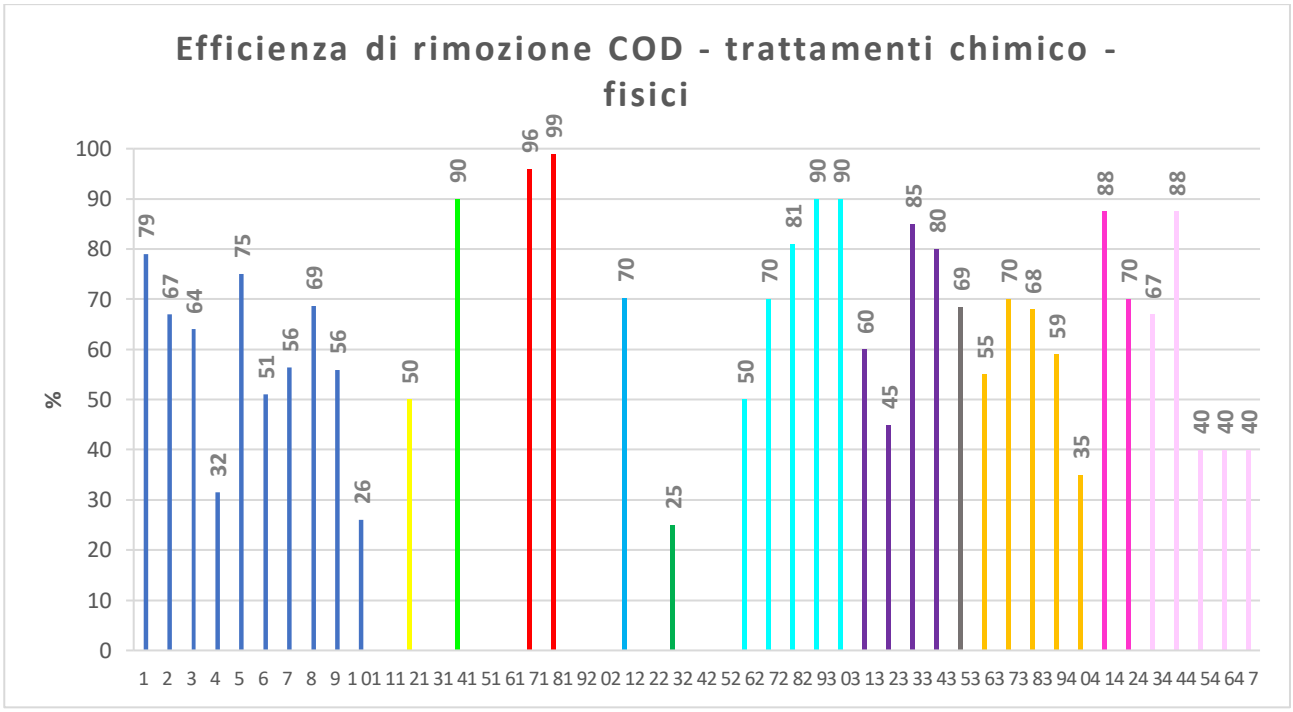


Figura 6 Efficienze di rimozione COD - trattamenti chimico-fisici

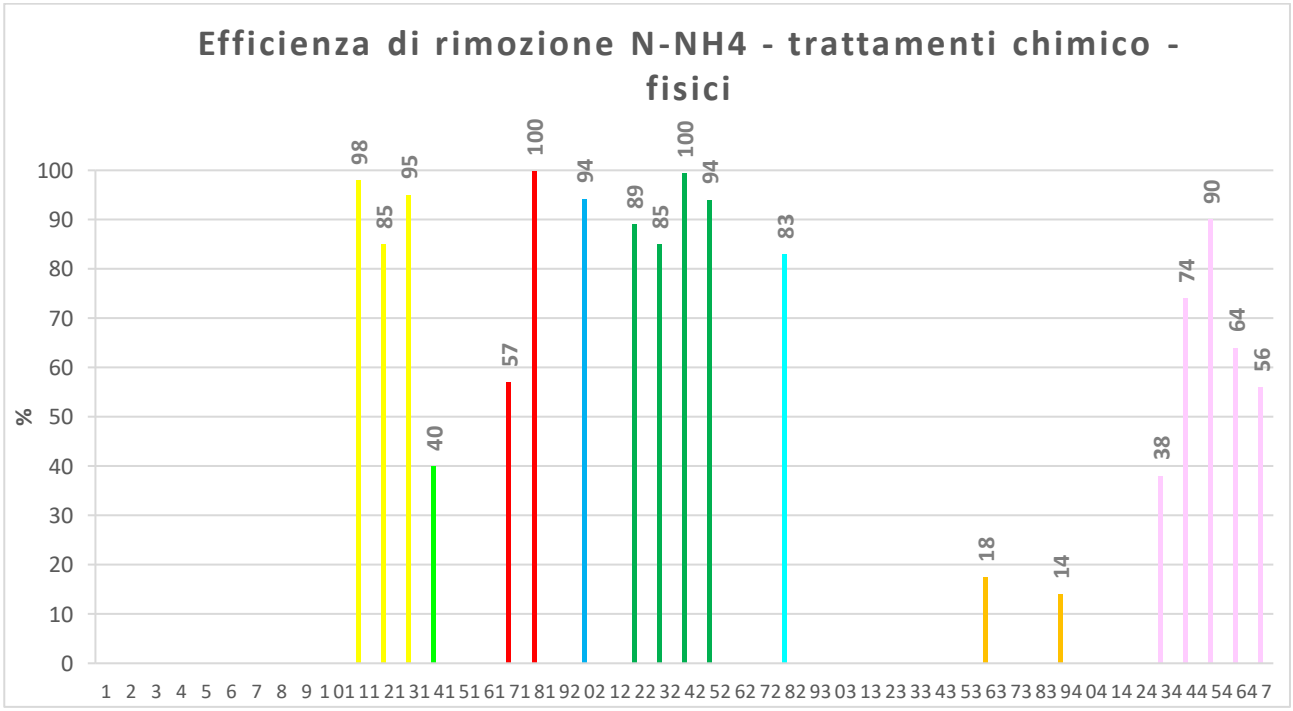


Figura 7 Efficienze di rimozione N-NH4 - trattamenti chimico-fisici

Nella seconda serie di grafici (Figura 8, Figura 9) si riportano le efficienze di rimozione complessive, sia per processi biologici sia per processi chimico-fisici, distinti in funzione dell'età del percolato.

Legenda:

giovane *medio* *maturo*	*Trattamenti biologici*	*giovane* *medio* *maturo*	*Trattamenti fisico-chimici*

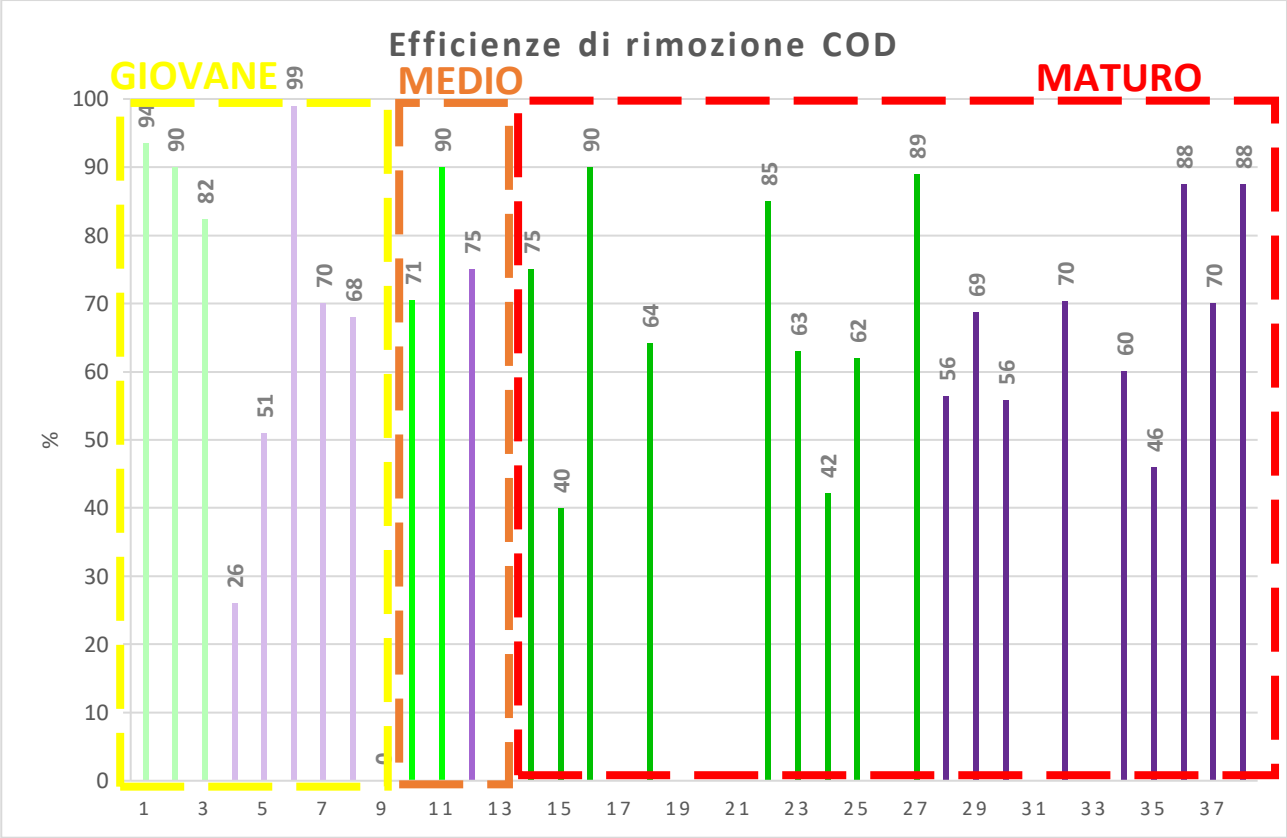


Figura 8 Efficienze di rimozione COD in base all'età del percolato

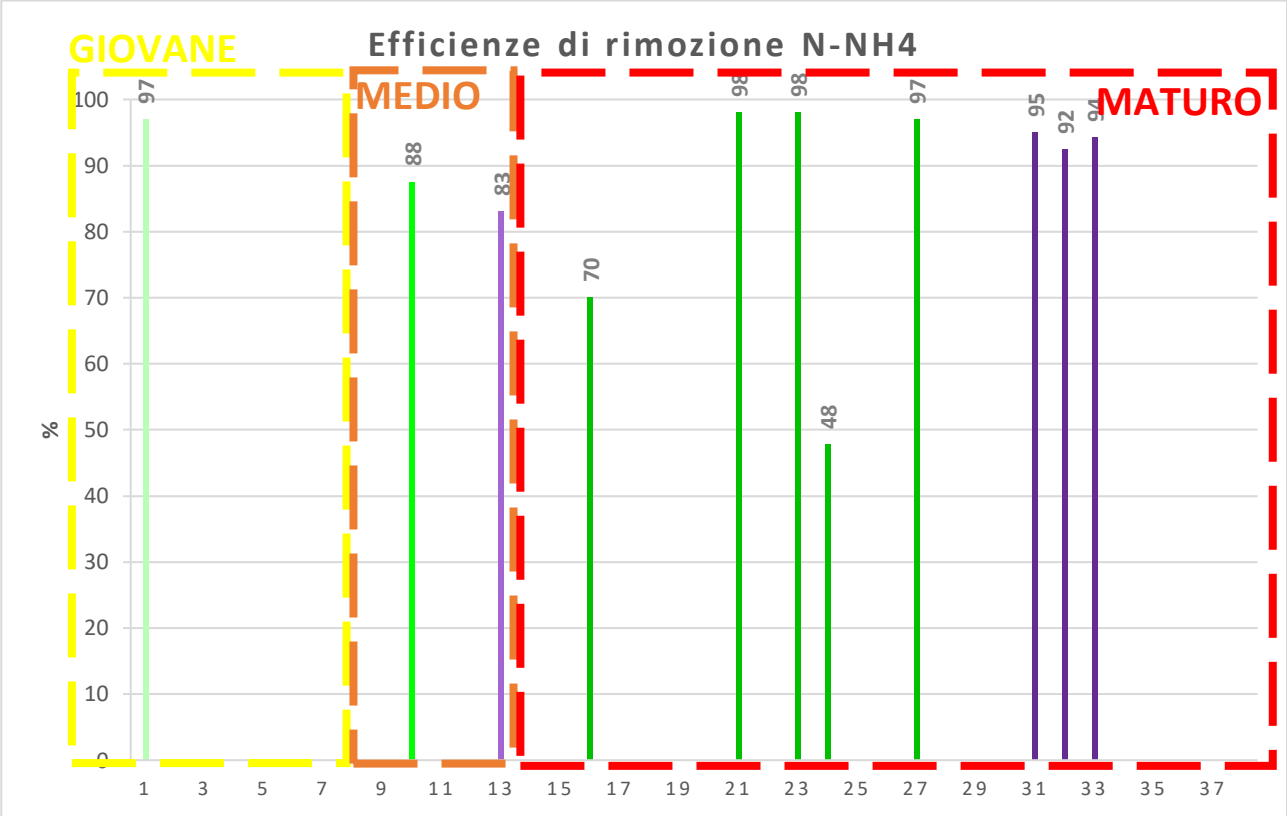


Figura 9 Efficienze di rimozione N-NH4 in base all'età del percolato

Alla luce di quanto detto nei paragrafi precedenti e degli istogrammi ottenuti, si conclude che i trattamenti biologici sono utili per diminuire gli inquinanti organici, ma non sono in grado di ridurre le concentrazioni di metalli pesanti o composti chimici inorganici generalmente presenti nel percolato di discarica. Al contrario, i trattamenti fisico-chimici non sono adatti al trattamento dei giovani percolati, in quanto non sono in grado di ridurre efficacemente la frazione organica ma sono generalmente applicati per rimuovere composti non biodegradabili (ad esempio acidi umici e fulvici) e/o indesiderabili (ad esempio metalli pesanti, composti organici alogenati (AOX) e policlorobifenili (PCB)) dai percolati di discarica. (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016)

Attualmente le principali difficoltà nel trattamento del percolato sono le seguenti (Wang K. , Li, Tan, & Wu, 2018):

1. **Scelta di un ragionevole, economico ed efficiente processo combinato**
   Il percolato ha un alto contenuto organico e una quantità di molecole tossiche e organiche, pertanto i limiti allo scarico non possono essere raggiunti utilizzando un unico processo biochimico o fisico-chimico ma è richiesta una combinazione di trattamenti fisici-chimici e biochimici.
2. **Migliorare l'efficienza della rimozione dell'azoto totale con il processo di trattamento biologico**
   I livelli di azoto ammoniacale sono elevati e un efficace e completo processo di rimozione dell'azoto per il percolato è difficile. I processi di trattamento biologico tradizionale possono rimuovere efficacemente l'azoto ammoniacale, ma non sono ideali per la rimozione dell'azoto totale. Migliorare l'efficienza della rimozione dell'azoto totale con il processo di trattamento biologico è la seconda

difficoltà chiave, avendo presente che un significativo scarico di azoto ammoniacale direttamente nell'ambiente può causare grandi danni all'ambiente e in particolare alle acque sotterranee.

3. **Identificazione di una idonea combinazione di tecnologie disponibili e modalità di utilizzo per garantire un funzionamento stabile**
   I cambiamenti significativi nella qualità e quantità del percolato di discarica aumentano la difficoltà di individuare un metodo standard. In diverse stagioni, la qualità e la quantità del percolato possono essere molto diverse e risulta quindi difficoltoso individuare il processo di trattamento adeguato.
4. **Riduzione dei costi nel trattamento del percolato**
   Il processo di trattamento è complesso e i costi sono molto elevati. Al fine di raggiungere i limiti allo scarico, gli impianti di trattamento del percolato utilizzano spesso la nanofiltrazione e l'osmosi inversa che fanno aumentare i costi di trattamento.

Il percolato di discarica rappresenta pertanto un problema complesso che può essere affrontato attraverso molteplici e diverse tecnologie. L'aspetto ambientale, economico, sociale e i cambiamenti stagionali sono solo alcune caratteristiche che influenzano la scelta di trattamento, rendendola una vera e propria sfida (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016).

1.10 Trattamenti combinati

In conclusione, data la difficoltà di individuare un unico processo di trattamento che sia economicamente sostenibile e, al tempo stesso, consenta di rimuovere efficacemente le sostanze inquinanti nel flusso rendendolo idoneo allo scarico in ambiente, si preferiscono i trattamenti combinati.

Il percolato contiene grandi quantità di materia organica e azoto ammoniacale, i metodi generali di smaltimento hanno incluso pretrattamenti fisici e chimici seguiti da processi biochimici aerobici e anaerobici, concludendo con ulteriori trattamenti fisici e chimici e trattamento finale approfondito.

Le principali funzioni del pretrattamento sono di rimuovere solidi sospesi, degradare parte della materia organica e azoto ammoniacale, ridurre la tossicità e migliorare la biodegradabilità complessiva del percolato. Questo si ottiene attraverso coagulazione e rimozione dell'azoto ammoniacale del percolato. La funzione della successiva fase biochimica è quella di rimuovere la sostanza organica biodegradabile e l'azoto ammoniacale. Le tecnologie fondamentali in questi processi biochimici sono, ad esempio, UASB, bioreattori a membrana (MBR) e reattori sequenziali (SBR). Il successivo trattamento del percolato rimuove ulteriormente materia organica e l'azoto totale e può includere l'ossidazione Fenton, processi elettrochimici, adsorbimento a carbone attivo e processi di trattamento con membrane. Questo approccio, in gran parte biochimico, permette di avere risultati nella maggior parte dei composti organici biodegradabili e azoto ammoniacale e con una parte di azoto totale. Tuttavia, il percolato contiene ancora una grande quantità di composti organici refrattari e un po' di azoto totale. Al fine di raggiungere gli attuali standard di scarico, doppie membrane che utilizzano nanofiltrazione e osmosi inversa possono essere utilizzate come trattamento finale (Wang K. , Li, Tan, & Wu, 2018).

Nella Tabella 53 si riportano degli esempi di trattamenti combinati specificando le tecnologie usate, il rapporto BOD/COD e le efficienze di rimozione; mentre nei grafici in Figura 10 e Figura 11 sono presenti le efficienze di rimozione del COD dell' NH_4-N.

N°	Tecnologie	Rifermento	Trattamenti combinati	BOD/COD	Efficienze di rimozione	
					COD	NH_4-N
					%	%
1	SBR, EO	(Del Moro, et al., 2016)	A, F/C	0,2	98	99
2	SBR, Fenton, SBR	(Klein, et al., 2016)	A, F/C, A	0,17–0,57	95	95
3	Fanghi attivi, Coagulazione, Foto Fenton	(Silva, et al., 2017)	A, F/C, P/C	0,07–0,13	96	80,5
4	FotoFenton, MBR	(Nivya & Pieus, 2016)	F/C, A	0,18	96	88
5	TRICKLING FILTERS, EC	(Oumar, Patrick, Gerardo, Rino, & Ihsen, 2016)	A, F/C	0,09	80	94
6	Fenton, Aereted Biomass	(Ismail & Tawfik, 2016)	F/C, A	0,16–0,27	83	95
7	SBR aerobico, Adsorbimento	(Lim, et al., 2016)	A, F/C	<0,1	43	96
8	MBR, UF, EO	(Zolfaghari, et al., 2016)	A, F/C	0,14–0,3	94	77
9	MBR, PAC fanghi attivi, NF	(Peyravi, Jahanshahi, Alimoradi, & Ganjian, 2016)	A, F/C, f	0,3	94	97
Note: A = Aerobico; An = Anaerobico; F/C = Fisico/Chimico						

Tabella 53 Efficienze di rimozione dei trattamenti combinati

Legenda Trattamenti combinati:

1 SBR, EO	2 SBR, Fenton, SBR	3 Fanghi attivi, Coagulazione, Foto Fenton	4 FotoFenton, MBR	5 *trickling filters*, EC	6 Fenton, Aereted Biomass	7 SBR aerobico, Adsorbimento	8 MBR, UF, EO	9 MBR, PAC fanghi attivi, NF

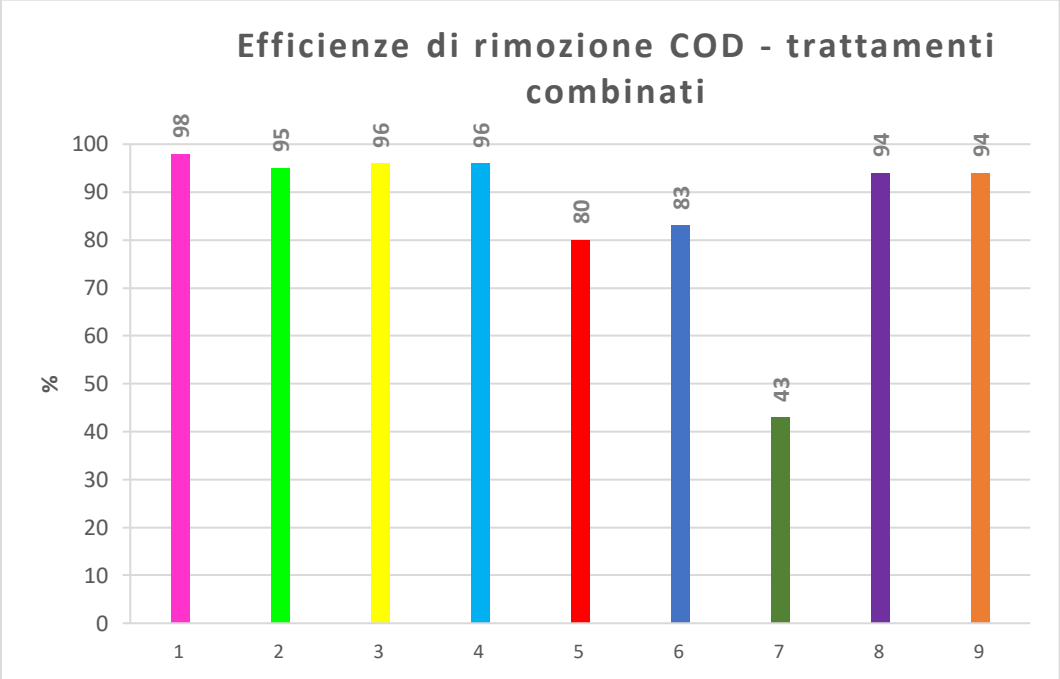


Figura 10 Efficienze di rimozione COD - trattamenti combinati

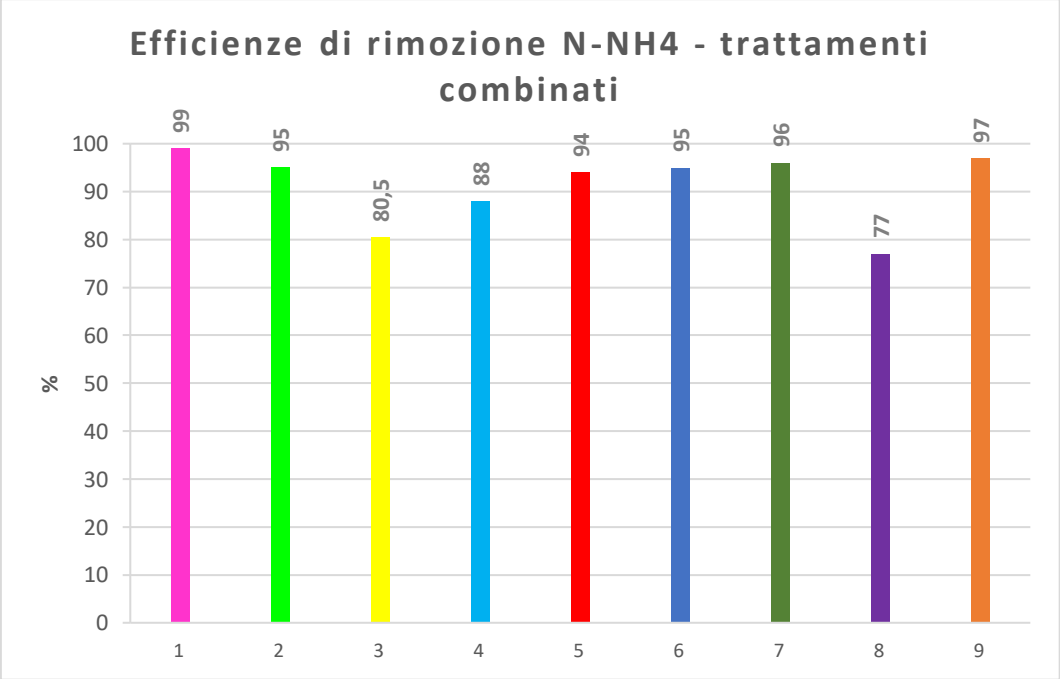


Figura 11 Efficienze di rimozione NH4-N - trattamenti combinati

La combinazione di due o più tecnologie di trattamento è stata dimostrata essere più efficiente ed efficace rispetto ad un trattamento individuale per il percolato di discarica. Questo può essere attribuito al fatto che

un trattamento in due o tre fasi è in grado di sinergizzare i vantaggi dei trattamenti individuali, superando le rispettive limitazioni. I trattamenti combinati permettono di rimuovere inquinanti e contaminanti recalcitranti con rendimenti elevati e in modo affidabile, rispondendo all'età del percolato di discarica (giovane, medio e vecchio). È ben noto che efficienza di trattamento, costo del sistema di trattamento, impatti ambientali del sistema di trattamento sono i tre criteri principali che dovrebbero essere presi in considerazione per raccomandare una tecnologia di trattamento sostenibile o una combinazione di tecnologie di trattamento per il percolato di discarica (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016) (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020).

Per riassumere, è necessario identificare l'appropriata combinazione di trattamenti biochimici e fisico-chimici per lo smaltimento del percolato di discarica, al fine di raggiungere i limiti regolamentari per il rilascio ai corpi idrici tenendo presente che ogni caso specifico deve essere studiato, così da valutare la tecnologia più adeguata da sviluppare. Inoltre, massimizzare il potenziale del processo di trattamento biochimico, migliorare il tasso di rimozione dell'azoto totale e ridurre i costi totali sono le principali sfide associate allo sviluppo dei processi di trattamento del percolato (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016) (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020).

In conclusione, considerando che la discarica è ancora la soluzione preferita per la fine vita dei rifiuti solidi urbani in tutto il mondo, in particolare nei paesi in via di sviluppo, il percolato da esse generato rappresenta un onere che colpisce anche la salute della popolazione, oltre che quella dell'ambiente (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020)

Nei paesi in via di sviluppo, una mancanza di regolamentazione pubblica, di know-how, di fondi economici e di consapevolezza dell'inquinamento ambientale fungono da barriere che bloccano soluzioni adeguate e che incentivano discariche a cielo aperto (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016).

Migliorare il trattamento del percolato, in particolare nelle discariche costruite per grandi aree urbane, è necessario per proteggere i corpi idrici e i terreni circostanti. Ad ogni modo, gli sforzi devono essere indirizzati per lo sviluppo di metodi di trattamento efficaci nei paesi a basso e medio reddito, di soluzioni sostenibili ed economiche per garantire la protezione dell'ambiente in tutto il mondo (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016) (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020).

Nelle due figure che seguono si riporta una sintesi di tutta l'analisi fatta, mostrando le efficienze di rimozione ottenute nei diversi studi in funzione della tipologia di processo applicato considerando sia processi biologici aerobici e anaerobici, che processi chimico-fisici, che processi di tipo combinato.

Legenda:

Processi aerobici 1 - 18	Processi anaerobici 19 -27	Processi chimico – fisici 28 -74	Processi combinati 75 -83

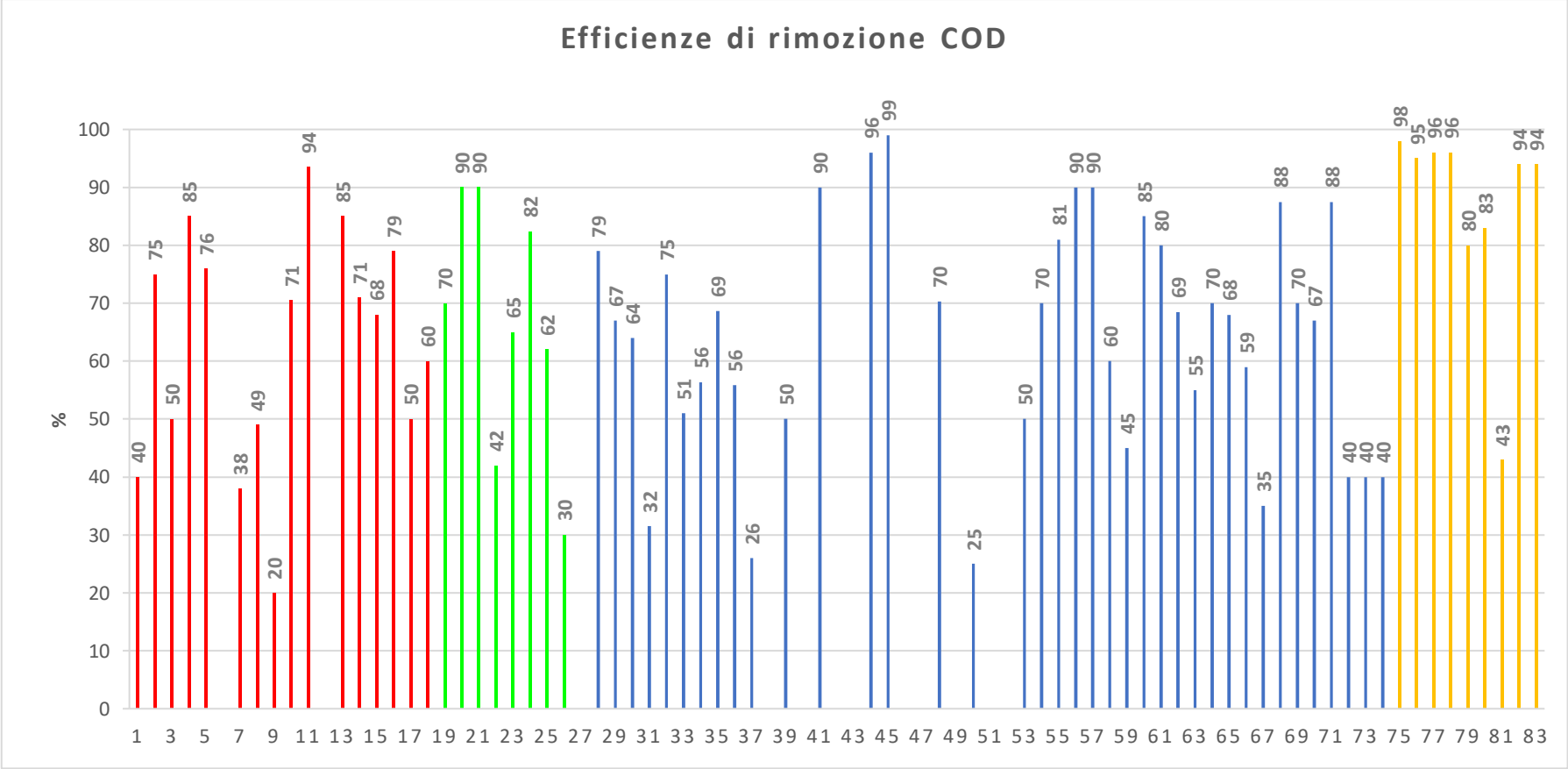


Figura 12 Efficienze di rimozione COD

Legenda:

Processi aerobici 1 - 18	Processi anaerobici 19 -27	Processi chimico – fisici 28 -74	Processi combinati 75 -83

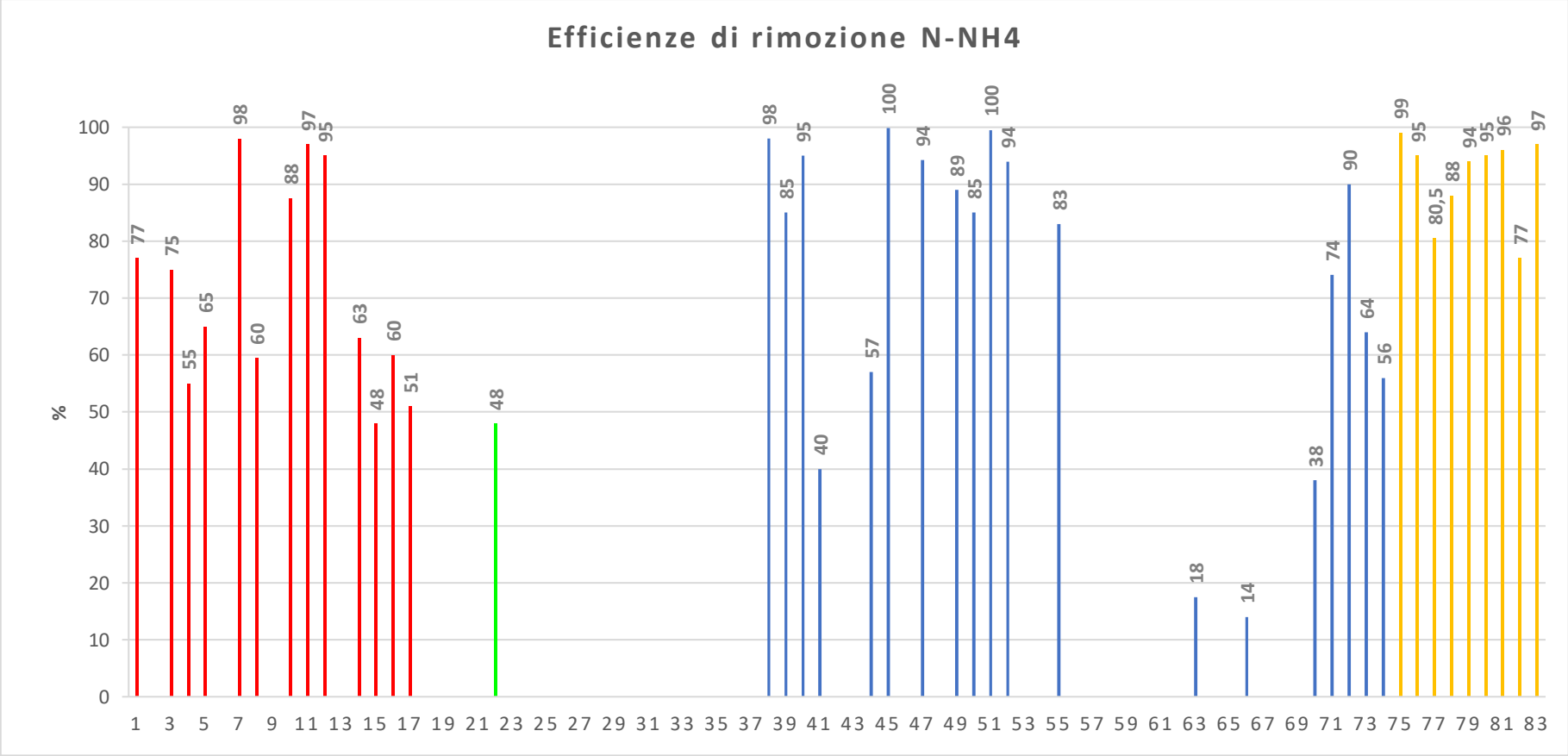


Figura 13 Efficienze di rimozione N-NH4

2 Materiali e metodi

2.1 Impianto in scala reale: Paese

2.1.1 Generalità d'impianto

L'impianto di depurazione e trattamento dei rifiuti liquidi, è posizionato in via Brondi 3, nel comune di Paese, provincia di Treviso. L'area occupata dal depuratore è posta ai confini orientali del territorio comunale che confina con il comune di Quinto di Treviso (Figura 14).

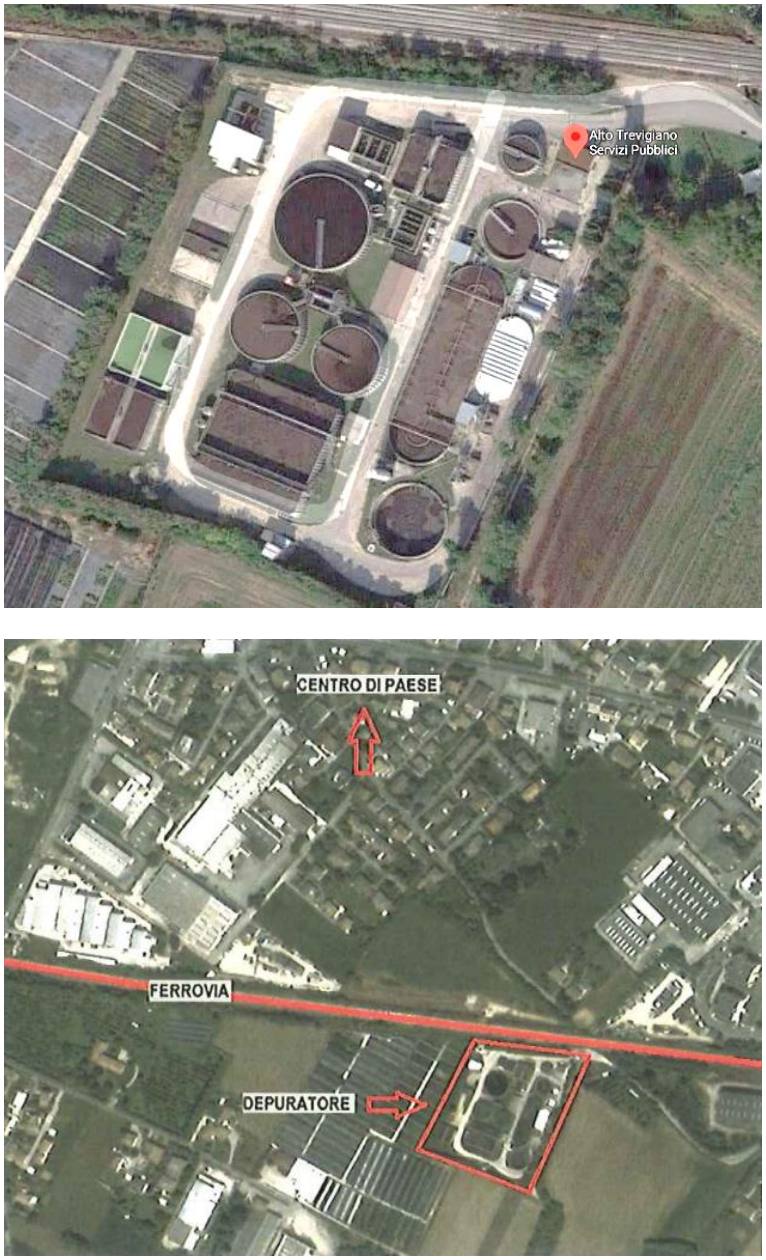


Figura 14 Localizzazione impianto di Paese (TV)

L'impianto è gestito da Alto Trevigiano Servizi Sri (ATS Srl), gestore del Servizio Idrico Integrato di una parte del territorio dell'ATO Veneto Orientale, è autorizzata alla depurazione e al trattamento dei rifiuti, secondo quando descritto nel decreto di autorizzazione del 24 dicembre 2012.

Prima del 1990 l'impianto di Paese era configurato per trattare i soli reflui civili provenienti dalla fognatura comunale, per una potenzialità complessiva di circa 16.000 abitanti equivalenti (AE). Dopo gli interventi di adeguamento e potenziamento, approvati con decreto n. 176 del 19 aprile 2001 del Dirigente della Direzione Geologia e Ciclo dell'Acqua (Parere CTRA n.3021 del 22/03/2001), l'impianto ha una potenzialità di 45.000 abitanti equivalenti (AE) contestualmente al trattamento dei reflui e ammette anche il trattamento di rifiuti extrafognari, nei limiti della capacità residua di trattamento dell'impianto. L'impianto risulta configurato in tre linee: linea rifiuti speciali, linea liquami e linea fanghi.

2.1.2 Aspetti autorizzativi – decreto AIA n°116 24/12/2012

I principali aspetti autorizzativi sono riassunti in Tabella 54.

DATI di AUTORIZZAZIONE		
Potenzialità	AE	45000
Attività autorizzate	limitatamente ai codici CER specificati in Allegato C	smaltimento D 8
		trattamento biologico D 9
		trattamento chimico-fisico D 15
		deposito preliminare R 13
		messa in riserva
Rifiuto massimo conferibile	ton/anno	150000
Quantitativo massimo giornaliero	ton/d	600

Tabella 54 Dati di autorizzazione

3. *"L'Autorizzazione Integrata Ambientale risulta comprensiva delle seguenti autorizzazioni ambientali di settore:*

   - ***Autorizzazione all'esercizio dell'impianto di depurazione di acque reflue urbane classificato di I^ Categoria con potenzialità di progetto pari 45.000 A.E.***
   - *Autorizzazione allo scarico terminale nel corso d'acqua canale Brandi, ai sensi dell'art. 44, VIO° comma della L.R. 33/85.*
   - ***Autorizzazione all'esercizio del trattamento rifiuti liquidi, ai sensi degli art. 110 e art. 208 del D.Lgs 152/06 e dell'art. 26 della L.R. 3/2000, relativamente all'attività di smaltimento, denominazione D 8 - trattamento biologico, D 9 - trattamento chimico-fisico, D 15 - deposito preliminare, R 13 - messa in riserva*** *di cui agli allegati B e C, parte IV, del D.Lgs.*

*152/2006 limitatamente ai codici CER specificati in **Allegato** C al presente provvedimento di cui costituisce parte integrante e sostanziale."* (AIA, 24/12/2012)

CER AUTORIZZATI

9. *"Presso l'impianto di depurazione acque reflue urbane di Paese, in via Brondi n. 3, è ammesso il trattamento dei rifiuti, ai sensi dell'art. 110, comma 2, del D.Lgs. 152/2006 e ss.mm.ii., nei limiti della capacità residua dell'impianto, determinata sulla base della differenza tra la massima capacità produttiva e la quantità di refluo convogliata tramite condotta, valutata sia in termini di capacità idraulica che in termini di carico organico. L'attività non deve comunque pregiudicare la capacità di trattamento di reflui conferiti tramite condotta.*
Devono essere inoltre rispettate le seguenti prescrizioni:

   - ***I rifiuti conferibili all'impianto sono riportati nell'Allegato C al presente provvedimento di cui costituisce parte integrante e sostanziale, e sono individuati dai codici CER codificati secondo quanto stabilito dalla Decisione della Comunità Europea n. 2000/532/CE e s.m.i.."*** (AIA, 24/12/2012)

I codici CER dell'allegato C sono riportati in Tabella 55.

CATEGORIA		CODICI CER RIPORTATI IN ALLEGATO C	
02 01	Rifiuti prodotti da agricoltura, orticoltura, acquacoltura, selvicoltura, caccia e pesca	**02 01 01**	Fanghi da operazioni di lavaggio e pulizia
		02 01 06	Feci animali, urine e letame (comprese le lettiere usate), effluenti, raccolti separatamente e trattati fuori sito
02 02	Rifiuti della preparazione e del trattamento di carne, pesce ed atri alimenti di origine animale	**02 02 01**	Fanghi da operazioni di lavaggio e pulizia
		02 02 04	Fanghi prodotti dal trattamento in loco degli effluenti
02 03	Rifiuti della preparazione e del trattamento di frutta, verdura, cereali, oli alimentari, cacao, caffè, tè e tabacco; della produzione di conserve alimentari; della produzione di lievito ed estratto di lievito; della preparazione e fermentazione di melassa	**02 03 01**	Fanghi prodotti da operazioni di lavaggio, pulizia, sbucciatura, centrifugazione e separazione di componenti
		02 03 05	Fanghi prodotti dal trattamento in loco degli effluenti
02 05	Rifiuti dell'industria lattiero-casearia	**02 05 01**	Scarti inutilizzabili per il consumo o la trasformazione
		02 05 02	Fanghi prodotti dal trattamento in loco degli effluenti
02 06	Rifiuti dell'industria dolciaria e della panificazione	**02 06 03**	Fanghi dal trattamento in loco degli effluenti
02 07	Rifiuti della produzione di bevande alcoliche ed analcoliche (tranne caffè, tè e cacao)	**02 07 01**	Rifiuti prodotti dalle operazioni di lavaggio, pulizia e macinazione della materia prima
		02 07 02	Rifiuti prodotti dalla distillazione di bevande alcoliche

		02 07 04	Scarti inutilizzabili per il consumo e la trasformazione
		02 07 05	Fanghi prodotti dal trattamento in loco degli effluenti
08 01	Rifiuti della produzione, formulazione, fornitura ed uso e della rimozione di pitture e vernici	**08 01 20**	Sospensioni acquose contenenti pitture e vernici, diverse da quelle di cui alla voce 08 01 19
16 10	Rifiuti liquidi acquosi destinati ad essere trattati fuori sito	**16 10 02**	soluzioni acquose di scarto, diverse da quelle di cui alla voce 16 10 01
19 05	Rifiuti prodotti dal trattamento aerobico dei rifiuti solidi	**19 05 99**	Rifiuti non specificati altrimenti
19 07	Percolato di discarica	**19 07 03**	Percolato di discarica, diverso da quello di cui alla voce 19 07 02
19 08	Rifiuti prodotti dagli impianti per il trattamento delle acque reflue, non specificate altrimenti	**19 08 02**	Rifiuti dell'eliminazione della sabbia
		19 08 05	Fanghi prodotti dal trattamento delle acque retlue urbane
		19 08 09	Miscele di oli e grassi prodotte dalla separazione olio/acqua, contenenti esclusivamente oli e grassi commestibili
		19 08 12	Fanghi prodotti dal trattamento biologico delle acque reflue industriali, diversi da quelli di cui alla voce 19 08 11
		19 08 14	Fanghi prodotti da altri trattamenti delle acque reflue industriali, diversi da quelli di cui alla voce 19 08 13
		19 08 99	Rifiuti non specificati altrimenti
20 03	Altri rifiuti urbani	**20 03 03**	Residui della pulizia stradale
		20 03 04	Fanghi delle fosse settiche
		20 03 06	Rifiuti della pulizia delle fognature

Tabella 55 Codici CER riportati in allegato C

9.2. *"**Presso l'impianto di depurazione possono essere conferite al massimo 150.000 tonnellate/annodi rifiuti per un quantitativo massimo giornaliero non superiore a 600 tonnellate.** Tale quantitativo massimo annuo autorizzato è subordinato alla verifica della capacità residua dell'impianto con la frequenza riportata nel PMC, in ragione anche dei nuovi eventuali allacciamenti fognari.*

- *9.3.* ***Si autorizza il conferimento anche nel comparto di digestione aerobica dei rifiuti identificati da codici CER: 190805, 190812, 190814, 020101, 020201, 020204, 020502, 02070."*** (AIA, 24/12/2012)

I rifiuti ammessi in digestione sono elencati in Tabella 56.

RIFIUTI AMMESSI IN DIGESTIONE			
19 08	Rifiuti prodotti dagli impianti per il trattamento delle acque reflue, non specificate altrimenti	**19 08 05**	Fanghi prodotti dal trattamento delle acque reflue urbane
		19 08 12	Fanghi prodotti dal trattamento biologico delle acque reflue industriali, diversi da quelli di cui alla voce 19 08 11
		19 08 14	Fanghi prodotti da altri trattamenti delle acque reflue industriali, diversi da quelli di cui alla voce 19 08 13
02 01	Rifiuti prodotti da agricoltura, orticoltura, acquacoltura, selvicoltura, caccia e pesca	**02 01 01**	Fanghi da operazioni di lavaggio e pulizia
02 02	Rifiuti della preparazione e del trattamento di carne, pesce ed atri alimenti di origine animale	**02 02 01**	Fanghi da operazioni di lavaggio e pulizia
		02 02 04	Fanghi prodotti dal trattamento in loco degli effluenti
02 05	Rifiuti dell'industria lattiero-casearia	**02 05 02**	Fanghi prodotti dal trattamento in loco degli effluenti
02 07	Rifiuti della produzione di bevande alcoliche ed analcoliche (tranne caffè, tè e cacao)	**02 07 05**	Fanghi prodotti dal trattamento in loco degli effluenti

Tabella 56 Rifiuti ammessi in digestione

ATTIVITÀ AUTORIZZATE

- *"**Alto Trevigiano Servizi s.r.l. è autorizzata ad effettuare**, esclusivamente nelle apposite aree, come individuate nella planimetria riportata in Allegato D al presente decreto, di cui costituisce parte integrante e sostanziale, le **operazioni D 15 - deposito preliminare ed R 13 - messa in riserva** di cui agli allegati B e C, parte IV, del D.Lgs. 152/2006 ss.mm.ii. In particolare, le aree adibite a tali operazioni (con riferimento alla summenzionata planimetria, Allegato D), la capacità di stoccaggio, la superficie occupata, le caratteristiche costruttive del bacino di stoccaggio e (solo per ciò che riguarda l'operazione R 13) la tipologia di rifiuti stoccati, sono identificate nelle tabelle riportata di seguito. In tali aree, per la loro chiara identificazione, deve essere posizionata e mantenuta idonea cartellonistica."* (AIA, 24/12/2012)

Le Aree adibite a operazioni D 15 e R 13 sono descritte in Tabella 57 e in Tabella 58.

OPERAZIONE D 15 (allegato B, parte IV, del D.Lgs. 152/2006 ss.mm.ii)				
N° area	**Identificazione area**	**Capacità stoccaggio ton**	**Superficie m2**	**Caratteristiche**
1	17 a	36	16,25	Serbatoio acciaio
2	17 b	36	16,25	Serbatoio acciaio
Totale stoccaggio rifiuti per *deposito preliminare* D15 = 72 ton.				

Tabella 57 Aree adibite a operazioni D 15

OPERAZIONE R 13 (allegato C, parte IV, del D.Lgs. 152/2006 ss.mm.ii)					
N° area	**Identificazione area**	**Capacità stoccaggio ton**	**Superficie m2**	**Caratteristiche**	**Tipologia rifiuti stoccati**
1	25	60	143	Piazzola cemento/cassoni a tenuta	190805
2	26 a	150	48	Vasca cemento	190802
3	26 b	150	48	Vasca cemento	190802
4	39	100	137,5	Piazzola cemento/cassoni a tenuta	190802/190805
Totale stoccaggio rifiuti per *messa in riserva* R13 = 460 ton.					

Tabella 58 Aree adibite a operazioni R 13

Successivamente con il decreto n. 74/2017 della giunta regionale si è revoca l'autorizzazione all'operazione di messa in riserva (R 13).

LIMITI ALLO SCARICO

10. ***"Lo scarico dell'impianto dovrà rispettare i limiti previsti dalla colonna C della Tabella I, allegato A, alle Norne Tecniche di Attuazione del P.T.A. (Piano Tutela Acque) approvato con DCR n. 107 del 5.11.2009, come modificate dalla DGR n. 842 del 15.05.2012.***
Devono essere inoltre rispettate le seguenti prescrizioni:

11.1 Dovrà garantirsi allo scarico il rispetto in concentrazione dei limiti per i parametri Azoto totale e Fosforo totale previsti dalla tabella dell'art. 25 delle Norne Tecniche di Attuazione del Piano di Tutela delle Acque.

11.2 ***Il rispetto dei limiti sopra evidenziati per Azoto totale e/o Fosforo totale non sarà applicato qualora a livello regionale sia verificato il raggiungimento dell'obiettivo dell'abbattimento del 75% del carico complessivo dei succitati nutrienti in ingresso a tutti gli impianti di trattamento di acque reflue urbane, analogamente a quanto stabilito dalla D.G.R. n. 551 del 10.03.2009.***

11.3 Il valore allo scarico del parametro "Escherichia Coli" non deve essere superiore a 5.000 UFC/100 ml, ai sensi dell'art. 23 delle Norne Tecniche di Attuazione del P.T.A., dal 1 aprile al 30 settembre.

- *11.4 Non sono ammessi sistemi di disinfezione che utilizzino Cloro gas o Ipoclorito."* (AIA, 24/12/2012)

I limiti allo scarico sono riportati in Tabella 59.

LIMITI ALLO SCARICO: colonna C della Tabella I, allegato A, alle Norne Tecniche di Attuazione del P.T.A. (Piano Tutela Acque) approvato con DCR n. 107 del 5.11.2009, come modificate dalla DGR n. 842 del 15.05.2012.		
Parametri	**U.M.**	**Valore limite allo scarico**
BOD_5	mg/l	25
COD	mg/l	125
Solidi Sospesi	mg/l	35
Fosforo Totale	mg/l	2
Azoto Totale	mg/l	15
Escherichi a coli	UFC/100 ml	5.000
Tutti gli altri parametri	-	Tab. 1 allegato A colonna C delle NTA del PTA

Tabella 59 Limiti allo scarico

Per quanto riguarda il comparto acque, la Regione Veneto ha provveduto a adottare, con DGR 107 del 5 novembre 2009, il Piano di Tutela delle Acque. Tale documento definisce gli obiettivi di qualità delle acque e programma gli interventi volti a raggiungerli. In particolare, le norme tecniche all'art.25 stabiliscono i limiti di concentrazione per gli scarichi in zone sensibili, limiti da rispettare obbligatoriamente entro tre anni dalla pubblicazione del Piano sul Bollettino Ufficiale della Regione Veneto (avvenuta 18/12/2009). Per quanto riguarda i limiti sui parametri azoto totale e fosforo, previsti dall'art. 25, è intervenuta prima la DGR 551 del 10/03/2009, poi la DGR 1952 del 28/10/14, che consente la loro non applicabilità, in quanto è stato dimostrato da ARPAV, con specifica relazione allegata alla delibera, che la percentuale minima di riduzione del carico complessivo in ingresso a tutti gli impianti di trattamento è pari almeno al settantacinque per cento, obiettivo di qualità fissato dal PTA.

2.1.3 Stato di fatto

LINEA DI TRATTAMENTO RIFIUTI SPECIALI

Le diverse unità che costituiscono la linea rifiuti speciali sono individuati in Figura 15.

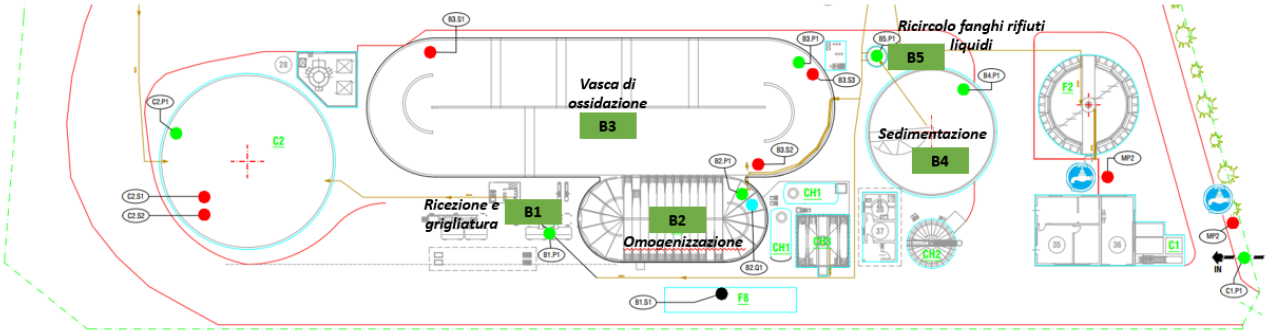


Figura 15 Linea di trattamento rifiuti speciali

I rifiuti sono conferiti all'impianto tramite autobotti che si posizionano in una piazzola di scarico (B1) e si collegano, tramite un tubo con presa rapida, alla macchina sgrigliatrice che trattiene e compatta i materiali solidi grossolani, scaricandoli in un cassone per la raccolta del materiale vagliato. La parte liquida attraversa un dissabbiatore a coclea, che scarica le sabbie in un cassone.

Il rifiuto liquido così pretrattato è quindi inviato alla vasca di accumulo - equalizzazione (B2), dalla quale viene successivamente sollevato alla vasca di ossidazione - denitrificazione "carousel" (B3) dotata di opportuni insufflatori d'aria, dove giunge anche il ricircolo dei fanghi. Per garantire le condizioni ottimali per il buon andamento del processo biologico, nel comparto di ossidazione della suddetta vasca, si insuffla ossigeno liquido, tramite appositi gruppi di depressurizzazione.

Il refluo in uscita dall'ossidazione subisce il processo di sedimentazione nel decantatore (B5) prima di essere inviato nella vasca di rilancio per poi unirsi al refluo fognario nella vasca di omogeneizzazione (C2).

Nella Tabella 60 si riportano i dati relativi a ciascun comparto.

LINEA RIFIUTI SPECIALI					
UNITÀ	**Punto**	**Superficie caduno**	**Numero unità**	**Volume caduno**	**Volume totale**
		m^2		**m^3**	**m^3**
Omogenizzazione	B2		1	400	400
Ossidazione	B3		1	1450	1450
Sedimentatore secondario	B4	200	1	500	500

Tabella 60 Linea rifiuti speciali – dati relativi a ciascuna unità

A completamento di questa linea (Figura 16), per soddisfare le esigenze di trattamento di particolari reflui che per la loro origine possono risultare particolarmente refrattari al trattamento biologico, è presente una linea di pretrattamento di tipo chimico - fisico (operazione D9). Tali reflui, conferiti sempre via autobotte, vengono scaricati in una delle due cisterne adibite all'accumulo (CH1) (operazione D15) dei reflui speciali. Il refluo viene poi inviato tramite pompe al reattore chimico-fisico miscelato (CH2), operante in modalità "batch", nel quale vengono addizionati appositi reagenti chimici. Il refluo così trattato è inviato alla vasca di accumulo, mentre il fango ottenuto è avviato all'ispessimento (CH3).

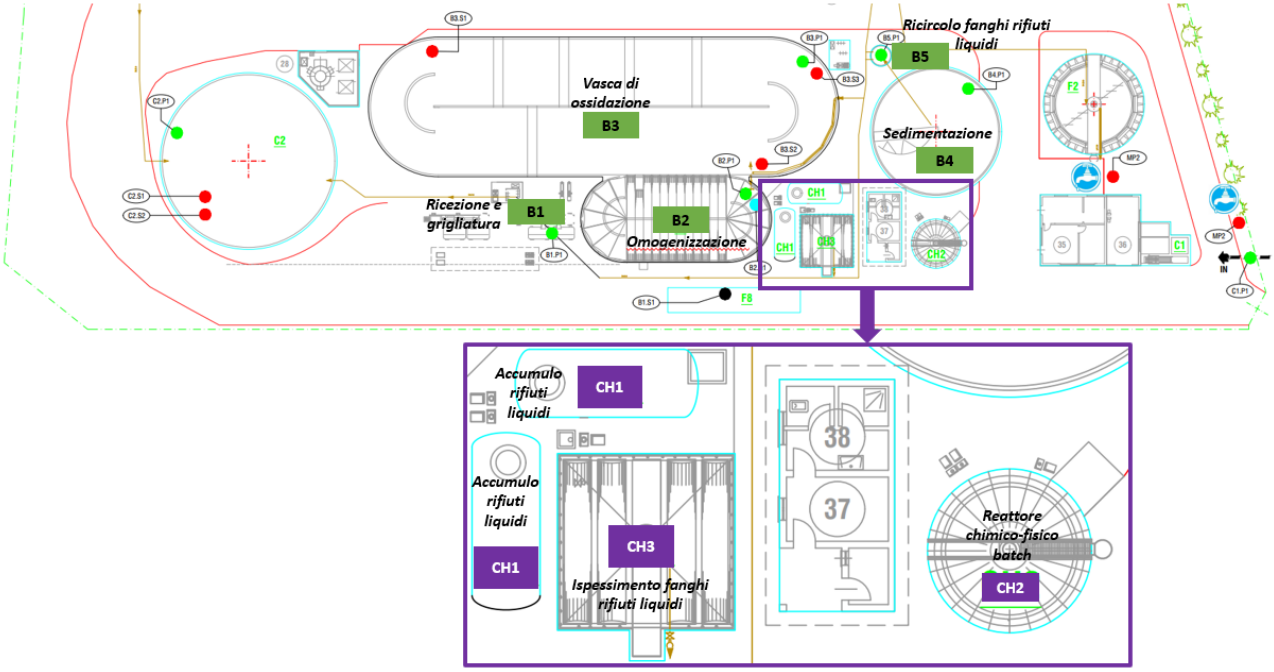


Figura 16 Linea rifiuti speciali – linea di pretrattamento di tipo chimico - fisico

LINEA DI TRATTAMENTO LIQUAMI

Le unità della linea liquami sono rappresentate in Figura 17.

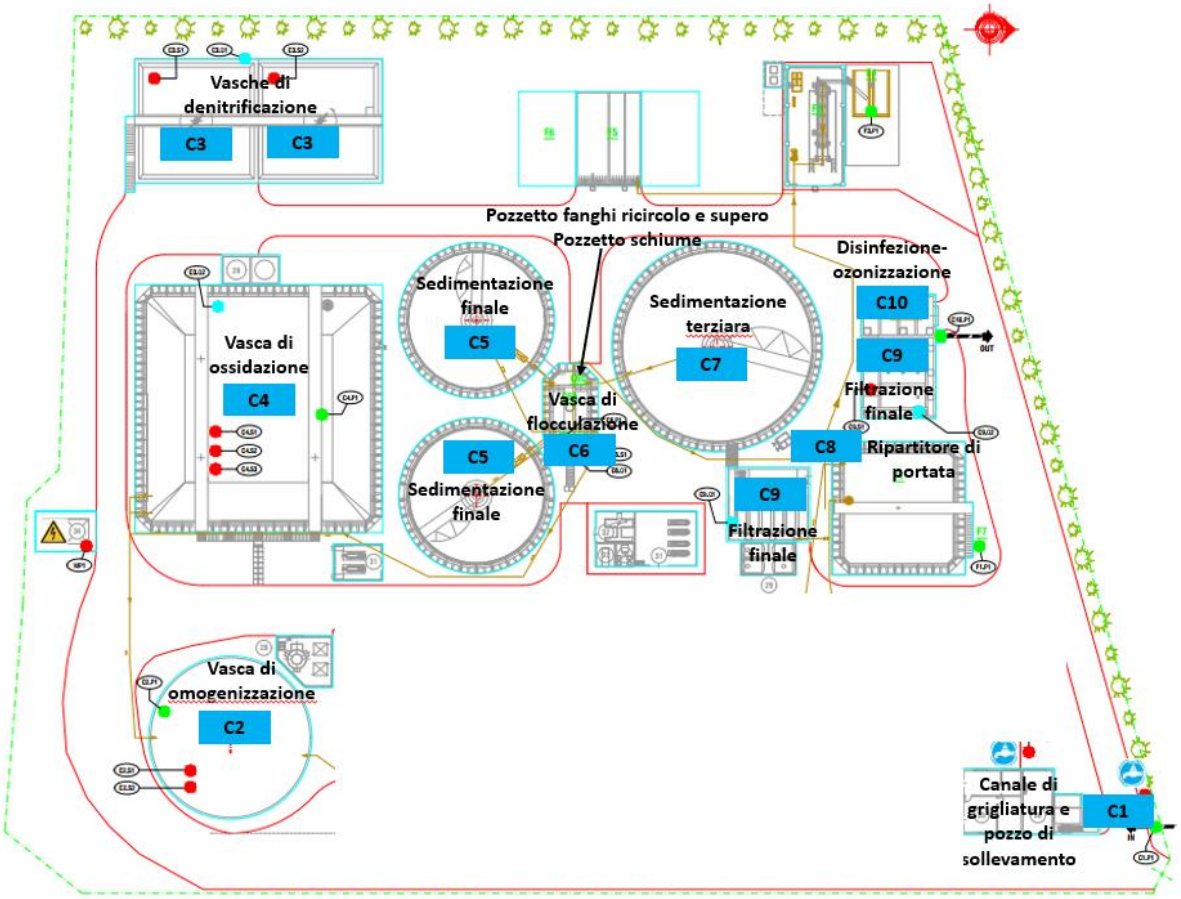


Figura 17 Linea trattamento liquami

L'acqua proveniente dalla fognatura è sottoposta a grigliatura tramite griglia a pettini con luce di 5 mm (C1) che scarica il prodotto in appositi cassonetti per rifiuti speciali assimilati agli urbani. Il refluo è successivamente sollevato al comparto di omogeneizzazione (C2), dove esso viene equalizzato congiuntamente con il refluo proveniente dalla sezione di trattamento reflui speciali liquidi non pericolosi, prima di essere inviato ai successivi comparti di pre-denitrificazione (C3) per la rimozione dei nitrati.

Successivamente, nella vasca di ossidazione (C4) avviene la rimozione del residuo carico organico e la nitrificazione dell'azoto ridotto. Vi è inoltre la possibilità di realizzare il processo di denitrificazione, alternando cicli di insufflazione di aria a cicli di fasi anossiche. In questa vasca è installata una elettropompa adibita al ricircolo della torbida aerata alla denitrificazione.

In seguito, il liquame è convogliato nei due sedimentatori secondari (C5) operanti in parallelo. Quota parte del fango attivo biologico è ricircolato assieme a una quota di refluo proveniente dal pozzetto schiume e fanghi, mentre l'acqua trattata è inviata alla successiva vasca di flocculazione (C6) in cui avviene, al bisogno, il dosaggio e la miscelazione con i reagenti chimici e quindi al chiarifloculatore.

L'acqua in uscita dal chiariflocculatore viene ripartita (C8) nelle due batterie di filtri a sabbia poste in parallelo (C9), costituite da tre unità filtranti ciascuna, per una superficie complessiva di filtraggio pari a 97 m^2. L'acqua di lavaggio viene raccolta in apposito pozzetto e trasferita, tramite pompe sommergibili, in testa all'impianto.

Successivamente viene avviata alla disinfezione finale (C10), per la quale viene utilizzato ozono prima di essere scaricata nel recettore finale, canale Brandi, con recapito in bacino drenante in area sensibile, secondo la classificazione di cui al vigente Piano di Tutela delle Acque della Regione Veneto.

Nella Tabella 61 si riportano i dati relativi a ciascuna unità.

LINEA LIQUAMI = FOGNATURA + EFFLUENTE DELLE LINEA RIFIUtI SPECIALI					
UNITÀ	**Punto**	**Superficie caduno**	**Numero unità**	**Volume caduno**	**Volume totale**
		m^2		**m^3**	**m^3**
Omogeneizzazione	C2		1	1380	1380
Denitrificazione	C3		2 (solo 1 è in funzione)	1125	2250
Ossidazione/nitrificazione	C4		1	4700	4700
Sedimentatore secondario	C5	254	2	875	1750
Vasca di flocculazione	C6		1	70	70
Sedimentatore terziario (chiariflocculatore)	C7	490	1	1620	1620
Filtrazione	C9	97	2	127	254
Disinfezione	C10		1	160	160

Tabella 61 Linea liquami – dati relativi a ciascuna unità

LINEA DI TRATTAMENTO FANGHI

In Figura 18 sono rappresentate le unità che compongono la linea fanghi.

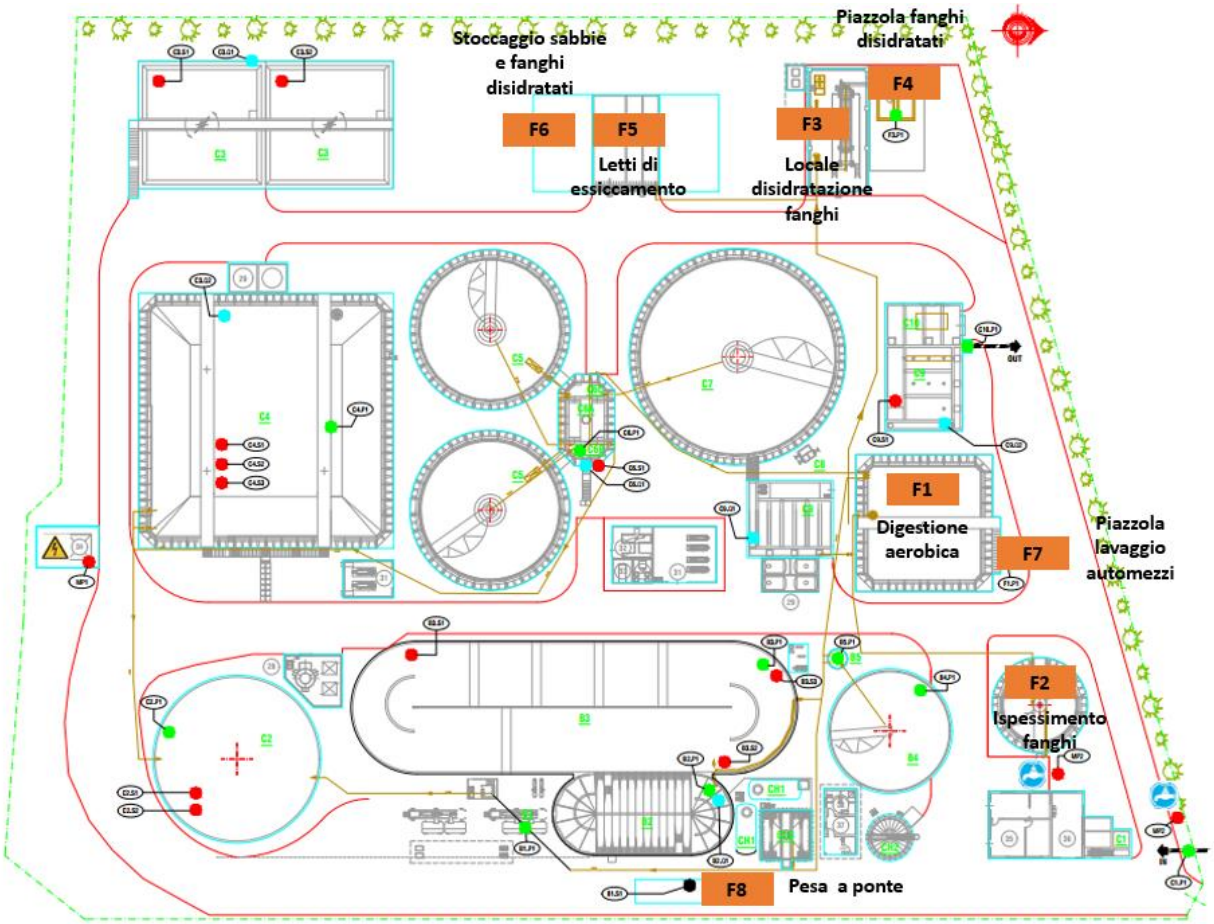


Figura 18 Linea trattamento fanghi

Alla linea fanghi (presentata in Figura 18) perviene il fango di supero del comparto biologico della linea acque reflue urbane e del comparto di pre-trattamento rifiuti, esclusi i fanghi provenienti dalla sezione di trattamento chimico-fisico (operazione D9), i quali sono avviati alla dedicata filiera di trattamento, prima di essere smaltiti in idoneo sito autorizzato.

I flussi confluiscono alla sezione di digestione aerobica (F1) dove si ottiene la stabilizzazione del fango, per poi essere trasferiti all'ispessitore meccanizzato (F2) in cui si ha un ulteriore ispessimento dei fanghi stessi, che verranno disidratati (F3) con la filtropressa a piastre. Il fango palabile viene scaricato nei cassoni scarrabili (F4).

Questa linea è in grado, come specificato in note ATS Sri n.1868 del 3/12/2009 e nota protocollo 33380 del 16/11/2012, di trattare direttamente i fanghi di supero provenienti da impianti di depurazione ed addotti con autobotte "con significativo risparmio energetico dovuto al fatto che si evitano i sollevamenti preliminari presenti nell'impianto a monte" e "migliorando le varie fasi di ricezione e scarico".

Nella Tabella 62 si riportano i dati relativi a ciascun comparto.

LINEA FANGHI					
UNITÀ	Punto	Superficie caduno	Numero unità	Volume caduno	Volume totale
		m^2		m^3	m^3
Digestione	F1		1	1010	1010
Ispessitore	F2	78	1	314	314
Letti di essiccamento	F5	48	2	75	150

Tabella 62 Linea fanghi – dati relativi a ciascuna unità

Di seguito, in Figura 20 e in Figura 21, sono schematizzati i diagrammi di flusso delle tre linee, linea rifiuti speciali, linea fanghi, linea liquami e sono indicati i punti di caratterizzazione dei flussi.

Legenda Figura 20 e in Figura 21:

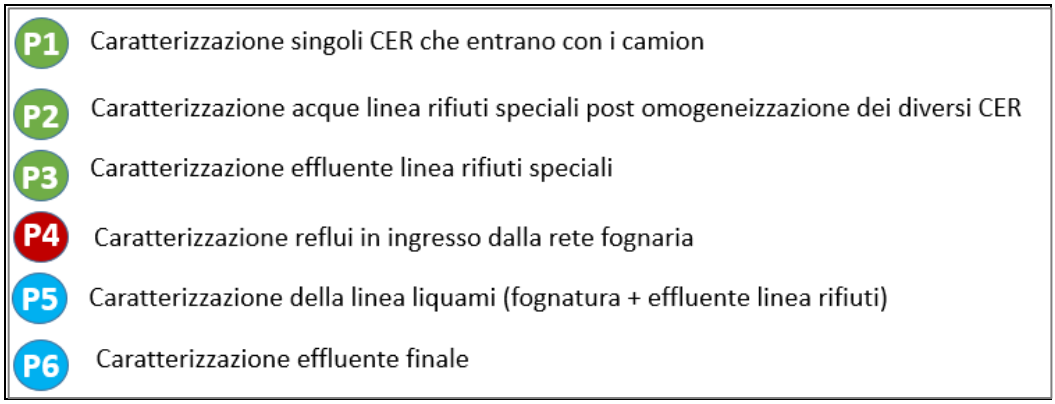


Figura 19 Legenda punti di caratterizzazione flussi

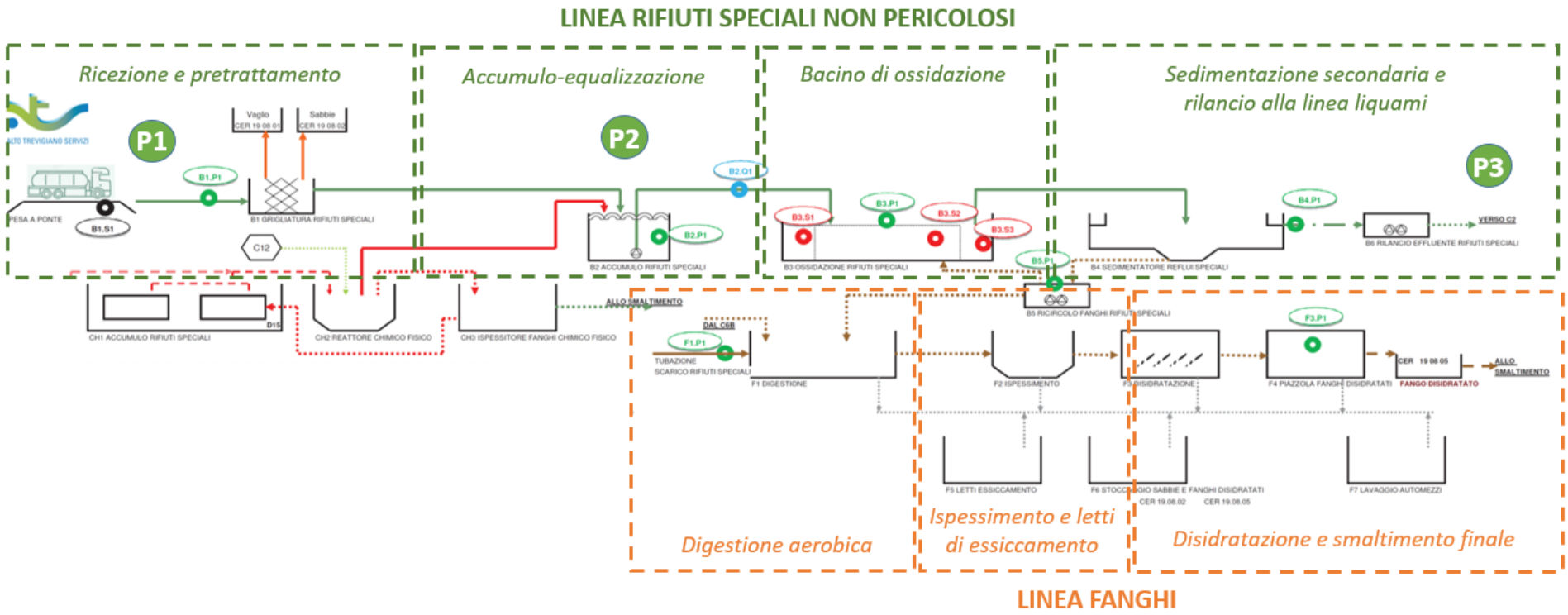


Figura 20 Schema di flusso linea rifiuti speciali e linea fanghi

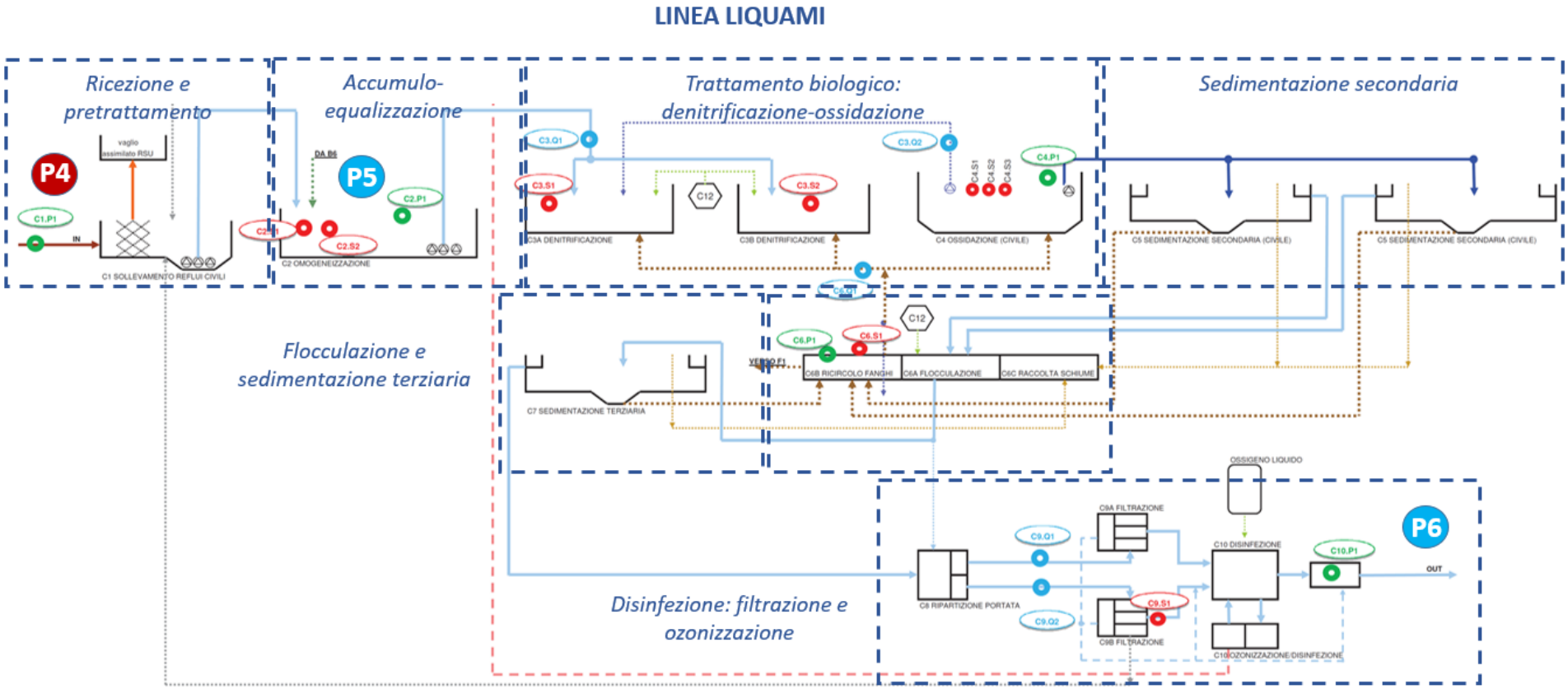


Figura 21 Schema di flusso linea liquami

2.1.4 Elaborazioni per l'impianto di Paese

CER IN INGRESSO – QUANTITÀ e QUALITÀ

A partire dal dato di kg di rifiuti conferiti in impianto ogni mese, relativi a ciascun CER, è stato calcolato il valore di portata espresso in m^3/d. In questo modo, per ogni singolo CER in ingresso all'impianto è stato graficato l'andamento della portata nel tempo. Infine, è stata fatta una media di tutti questi valori di portata ottenuti per ogni singolo mese, ricavando un unico valore di portata per ogni tipologia di rifiuto.

Sono stati forniti anche i dati relativi ai rifiuti conferiti in impianto suddivisi per produttore e CER, con l'indicazione anche del BOD e dell'azoto (se ne riporta uno stralcio in Figura 22).

Ragione Sociale Produttore	Indirizzo Unita' Locale Produttore	C.E.I.	P.Netto	BOD mg/L	BOD gr.	N mg/L	N gr.
UNIONE MONTANA DELLA VALLE DEL BOITE	LOC. PIES DE RA MOGNES	190703	29300	245	7179	1670	48931
FRIULJULIA APPALTI SRL	LOC. COSSANA	190703	29990	1500	44985	5200	155948
COMUNE DI BELLUNO	VIA BOSCON	190703	31970	618	19757	1218	38939
UNIONE MONTANA DELLA VALLE DEL BOITE	LOC. PIES DE RA MOGNES	190703	30610	245	7499	1670	51119
COMUNE DI BELLUNO	VIA BOSCON	190703	29360	618	18144	1218	35760

Figura 22 Stralcio dei dati forniti relativi ai rifiuti in ingresso

Questi dati sono stati elaborati in maniera tale da individuare, relativamente a ciascun CER in ingresso nel periodo di interesse, i kg, i mg/l di BOD_5 e mg/l di N. Pertanto, si è ottenuto un dato medio di concentrazione per ogni singolo CER.

Moltiplicando il valore della concentrazione per la portata, è stato calcolato il carico di massa dell'azoto totale, stessa cosa è stata fatta per il BOD_5; considerando la portata destinata al digestore, sono state nuovamente calcolate le portate e i carichi di massa per ogni CER.

Questa elaborazione ha riguardato il 2018, 2019 e fino ad aprile 2020.

ANALISI DEI DATI STORICI E BILANCI DI MASSA

A partire dai dati storici forniti del 2018, 2019, 2020 (fino a febbraio), è stata costruita una tabella di marcia per la linea rifiuti speciali e una per la linea liquami, per poterne approfondire l'analisi.

Si è partiti dai dati relativi alla pioggia, alle portate, alla caratterizzazione dei rifiuti liquidi in ingresso, alla caratterizzazione dei rifiuti liquidi in uscita, ai dati relativi ai fluidi di processo (mixed-liquor comparto di ossidazione, mixed-liquor comparto di ricircolo) e ai fanghi di supero.

Grazie ai dati messi a disposizione, tra cui le concentrazioni per i principali macroinquinanti quali TSS, COD, BOD_5, azoto totale, fosforo totale e cloruri, sono state fatte le seguenti elaborazioni, andando a calcolare:

1. carichi di massa in ingresso $= Concentrazione\ in\ \times\ Q_{in}$ [kg/d];
2. carichi di massa in uscita $= Concentrazione\ out\ \times\ Q_{out}$ [kg/d];
3. efficienze di rimozione $= \frac{L_{in} - L_{out}}{L_{in}} \times 100$;
4. macroinquinanti rimossi $= L_{in} - L_{out}$;

ed anche alcuni parametri tipici o aspetti gestionali di riferimento

- rapporti caratteristici;
- $\mathrm{SRT} = \frac{Concentrazione\ MLSS_{ossisazione} \times Volume}{Q_{fango\ di\ supero} \times Concentrazione\ MLSS_{ricircolo}}$, [d];
- Free Ammonia (ammoniaca libera) $[NH_3] = \frac{[NH_4^+] \times 10^{pH}}{\exp\left(\frac{6344}{273+T}\right) + 10^{pH}}$ (Metcalf & Eddy, 2014).

Di seguito viene riportata l'impostazione della tabella di marcia per la linea rifiuti speciali (Tabella 63) e per la linea liquami (Tabella 64); nelle tabelle di marcia sono presenti tutti i parametri, forniti a calcolati, presi in esame, che sono stati poi graficati al fine di analizzarne l'andamento nel tempo.

LINEA RIFIUTI SPECIALI		
data		GG/MM/AA
PIOGGIA		mm
PORTATE	Fognatura	mc/d
	Bottini	mc/d
	Bottini senza sab. e dom.	mc/d
	Portata tot	mc/d
	% bottini/totale	%
	By-pass	mc/d
CARATTERIZZAZIONI CHIMICO/FISICHE INGRESSO MACRO RIFIUTI	pH	
	Conducibilità	µS/cm
	SST	mg/l
	BOD5	mg/l
	COD	mg/l
	Azoto Totale	mg/l
	P tot	mg/l
	Cl	mg/l
	NH4 (HP) 80%Ntot	mg/l
CARICHI DI MASSA IN INGRESSO DA CALCOLO MACRO RIFIUTI	SST	kg/d
	BOD5	kg/d
	COD	kg/d
	Azoto Totale	kg/d
	P tot	kg/d
	Cl	kg/d
RAPPORTI CARATTERISTICI INGRESSO MACRO RIFIUTI	COD/SST	
	BOD5/COD	
	COD/Ntot	
CARATTERIZZAZIONI CHIMICO/FISICHE USCITA MACRO RIFIUTI	pH	
	Conducibilità	mS/cm
	SST	mg/l
	BOD5	mg/l

	COD	mg/l
	Azoto Totale	mg/l
	P tot	mg/l
	Cl	mg/l
CARICHI DI MASSA IN USCITA DA CALCOLO MACRO RIFIUTI	SST	kg/d
	BOD5	kg/d
	COD	kg/d
	Azoto Totale	kg/d
	P tot	kg/d
	Cl	kg/d
RIMOSSO MACRO RIFIUTI	COD rimosso	kg/d
	Ntot rimosso	kg/d
	Ntot rimosso	kg/d
E% DI RIMOZIONE MACRO RIFIUTI	SST	%
	BOD5	%
	COD	%
	Azoto Totale	%
	P tot	%
FANGO SUPERO CIVILE		m3/d
FANGO SUPERO BOTTINI		m3/d
SRT		d
F SUPERO TOT		m3/d
SMALTITO		tonn
MIXED LIQUOR OSSIDAZIONE RIFIUTI	MLSS	mg/l
	MLVSS	mg/l
	MLVSS/MLSS	
MIXED LIQUOR RICIRCOLO RIFIUTI	MLSS	mg/l
	MLVSS	mg/l
	MLVSS/MLSS	
	TSS portati via	kg/d

Tabella 63 Impostazione tabella di marcia per la linea rifiuti speciali

LINEA LIQUAMI		
data		GG/MM/AA
PIOGGIA		mm
PORTATE	Fognatura pioggia	
	Fognatura no pioggia	
	Fognatura	mc/d
	Bottini	mc/d
	Bottini + tot	
	Portata tot	mc/d
	% bottini/fognatura	%
	% bottini/portata tot	
	By-pass	mc/d
TEMPERATURA	Ingresso fognatura	°C
	Uscita fognatura + rifiuti	°C

CARATTERIZZAZIONI CHIMICO/FISICHE INGRESSO MACRO FOGNATURA	pH	
	Conducibilità	µS/cm
	BOD5	mg/l
	COD	mg/l
	SST	mg/l
	TKN	mg/l
	Azoto tot	mg/l
	P tot	mg/l
	Cl	mg/l
	SO4	mg/l
	Escher. Coli	UFC/ml
	Zn	mg/l
	Solventi Clorurati	mg/l
	Tensioattivi totali	mg/l
CARICHI DI MASSA IN INGRESSO DA CALCOLO MACRO FOGNATURA	BOD5	kg/d
	COD	kg/d
	SST	kg/d
	TKN	kg/d
	Azoto tot	kg/d
	P tot	kg/d
	Cl	kg/d
	SO4	kg/d
	Escher. Coli	UFC/d
	Zn	kg/d
	Solventi Clorurati	kg/d
	Tensioattivi totali	kg/d
RAPPORTI CARATTERISTICI INGRESSO MACRO FOGNATURA	COD/SST	
	COD/TSS (teorico)	
	BOD5/COD	
	BOD5/COD (teorico)	
	COD/Ntot	
	COD/Ntot (teorico)	
ACQUE REFLUE OMOGENEIZZATE (FOGNATURA + RIFIUTI)	pH	vasca omog.
	SST	mg/l
	BOD5	mg/l
	COD	mg/l
	COD - TSS	mg/l
	N tot	mg/l
	P tot	mg/l
	Cloruri	mg/l
	SO4	mg/l
	E. Coli	UFC/ml
	Zn	mg/l
	Solventi Clorurati	mg/l
	Tensioattivi totali	mg/l
CARICHI DI MASSA ACQUE REFLUE OMOGENEIZZATE (FOGNATURA + RIFIUTI)	SST	kg/d
	BOD5	kg/d
	COD	kg/d
	COD - TSS	kg/d
	N tot	kg/d
	P tot	kg/d
	Cloruri	kg/d
	SO4	kg/d
	E. Coli	UFC/d
	Zn	kg/d
	Solventi Clorurati	kg/d
	Tensioattivi totali	kg/d
RAPPORTI CARATTERISTICI (FOGNATURA + RIFIUTI)	COD/TSS	
	BOD5/COD	

	COD/Ntot	
CARATTERIZZAZIONI CHIMICO/FISICHE USCITA MACRO FOGNATURA + RIFIUTI	pH	
	Conducibilità	mS/cm
	SST	mg/l
	BOD5	mg/l
	COD	mg/l
	Azoto tot	mg/l
	NH4	mg/l
	Nitriti	mg/l
	Nitrati	mg/l
	P tot	mg/l
	Cl	mg/l
	SO4	mg/l
	Tensioattivi totali	mg/l
	Solventi clorurati	mg/l
	Escher. Coli	UFC/ml
CARICHI DI MASSA IN USCITA DA CALCOLO MACRO FOGNATURA + RIFIUTI	SST	kg/d
	BOD5	kg/d
	COD	kg/d
	Azoto tot	kg/d
	NH4	kg/d
	Nitriti	kg/d
	Nitrati	kg/d
	P tot	kg/d
	Cl	kg/d
	SO4	kg/d
	Tensioattivi totali	kg/d
	Solventi clorurati	kg/d
	Escher. Coli	UFC/d
RIMOSSO MACRO RIFIUTI	P rimosso	kg/d
	COD rimosso	kg/d
	Ntot rimosso	kg/d
E% DI RIMOZIONE MACRO sull'omogeneizzato FOGNATURA + RIFIUTI	SST	%
	BOD5	%
	COD	%
	Azoto Totale	%
	P tot	%
	E. Coli	%
FANGO SUPERO CIVILE		mc/d
FANGO SUPERO BOTTINI		mc/d
SRT		d
F SUPERO TOT		mc/d
SMALTITO		ton
MIXED LIQUOR OSSIDAZIONE	MLSS	mg/l
	MLVSS	mg/l
	MLVSS/MLSS	
MIXED LIQUOR RICIRCOLO	MLSS	mg/l
	MLVSS	mg/l
	MLVSS/MLSS	
	TSS portati via	kg/d

Tabella 64 Impostazione della tabella di marcia per la linea liquami

Oltre alle tabelle di marcia, relativamente allo stato di fatto dell'impianto di Paese che è stato definito scenario 0, è stato inoltre realizzato il bilancio di massa dell'impianto.

ANALISI KPI – CONSUMO ENERGETICO SCENARIO 0

Per poter valutare il consumo energetico si è partiti da una media dei dati forniti del 2018, 2019 e 2020 relativi alla linea rifiuti più la linea liquami.

Quindi, a partire dai dati di energia elettrica consumata al mese (MWh/mese) e dai valori della portata media mensile trattata (calcolata come somma della portata media mensile trattata dalla linea rifiuti speciali e della portata media mensile trattata dalla linea liquami) è stata calcolata l'energia consumata per portata trattata:

$$\text{Energia consumata/portata trattata} = \frac{\frac{Energia\ elettrica\ consumata\ al\ mese}{n°\ dei\ giorni\ del\ mese}}{media\ della\ portata\ mensile\ trattata} \times 1000, \text{[kWh/m}^3\text{]}$$

Dai dati forniti di energia elettrica consumata al mese (MWh/mese) e calcolando i kg/d di COD rimosso totale, come somma dei kg/d di COD rimosso dalla linea rifiuti speciali e dalla linea liquami (dove il COD rimosso dalla linea rifiuti speciali è calcolato come differenza tra il carico di massa di COD in ingresso e in uscita alla linea rifiuti speciali, mentre il COD rimosso dalla linea liquami è pari alla differenza tra il carico di massa di COD in ingresso e in uscita alla linea liquami), è stata calcolata:

$$\text{Energia consumata/COD rimosso} = \frac{\frac{Energia\ elettrica\ consumata\ al\ mese}{n°\ dei\ giornid\ del\ mese}}{ton\ \ COD\ rimosso\ totale} \times 1000, \text{[kWh/tonCOD]}$$

Sempre dai dati forniti di energia elettrica consumata al mese (MWh/mese) e calcolando i kg/d di Ntot rimosso totale, come somma dei kg/d di Ntot rimosso della linea rifiuti speciali e della linea liquami (dove l'Ntot rimosso dalla linea rifiuti speciali è calcolato come differenza tra il carico di massa di Ntot in ingresso e in uscita alla linea rifiuti speciali mentre l'Ntot rimosso dalla linea liquami è pari alla differenza tra il carico di massa di Ntot in ingresso e in uscita alla linea liquami) è stata calcolata:

$$\text{Energia consumata/Ntot rimosso} = \frac{\frac{Energia\ elettrica\ consumata\ al\ mese}{n°\ dei\ giorni\ \ del\ mese}}{ton\ \ Ntot\ rimosso\ totale} \times 1000, \text{[kWh/kgNtot]}$$

L'analisi è stata compiuta per ogni mese e alla fine sono stati graficati nel tempo gli andamenti di questi KPI.

ANALISI KPI – REAGENTI SCENARIO 0

I kgPoli/tonTSprodotto sono stati calcolati come segue avendo a disposizione il dato dei kg di polielettrolita utilizzati al mese.

$$\frac{Massa\ Polielettrolita}{Massa\ TSS\ prodotto} = \frac{\frac{massa\ polielettrolita\ al\ mese}{n°\ giorni\ del\ mese}}{carico\ di\ massa\ solidi\ smaltiti}, \text{[kgPolielettrolita/tonTSprodotto]}$$

I kgDefosf/kgPrimosso sono stati calcolati avendo a disposizione il dato dei kg di defosfatante utilizzati al mese.

$$\frac{Massa\ Defosfatante}{Massa\ P\ rimosso} = \frac{\frac{massa\ defosfatante\ al\ mese}{n°\ giorni\ del\ mese}}{carico\ di\ massa\ fosforo\ rimosso}, \text{[kgDefosf/kgPrimosso]}$$

Dopo aver svolto i calcoli per ogni mese è stato anche graficato l'andamento nel tempo.

Sono stati inoltre analizzati e ripresi i dati dell'analisi del carbon footprint disponibili per l'impianto di Paese.

2.2 Sperimentazione in scala pilota di trattamento del percolato via nitrito

2.2.1 Generalità

Nella seconda parte del presente lavoro si è analizzato il trattamento del percolato nella piattaforma sperimentale dell'Università Politecnica delle Marche, a Falconara Marittima (AN) (Figura 23).

L'avviamento di questa piattaforma sperimentale è avvenuto, a seguito dell'autorizzazione da parte della Provincia di Ancona, a conclusione dei lavori, nell'aprile 2012.

In particolare, l'impianto sperimentale oggetto di studio situato nella piattaforma, prevede un Sequencing Batch Reactor (SBR) che tratta il percolato di discarica, ricevuto dall'impianto di depurazione di VivaServizi di Vallechiara a Falconara Marittima e che viene prodotto dallo smaltimento della raccolta indifferenziata in discarica. Il percolato viene captato prima del trattamento presso l'impianto principale, per poi essere reimmesso nello stesso punto di prelievo, al fine di assicurare il trattamento da parte dell'impianto principale.

Figura 23 Vista dall'alto dell'impianto di depurazione di VivaServizi di Vallechiara a Falconara Marittima (AN)

2.2.2 Impianto Sperimentale

L'impianto sperimentale (Figura 24) è costituito da:

- un serbatoio di accumulo (S – 1) del percolato in ingresso dotato di 4,5 m^3 di stoccaggio a monte;
- un reattore SBR (R – 1) con un volume complessivo di 3 m^3 anche se ne vengono utilizzati solo 2 m^3;

- un serbatoio di accumulo (S – 4) dell'effluente di 3 m^3 di stoccaggio a valle;
- un serbatoio per il dosaggio di metanolo come fonte di carbonio esterno (non utilizzato);
- un serbatoio per lo stoccaggio della soda, previsto nel progetto iniziale, per un'eventuale regolazione del pH (non utilizzata).

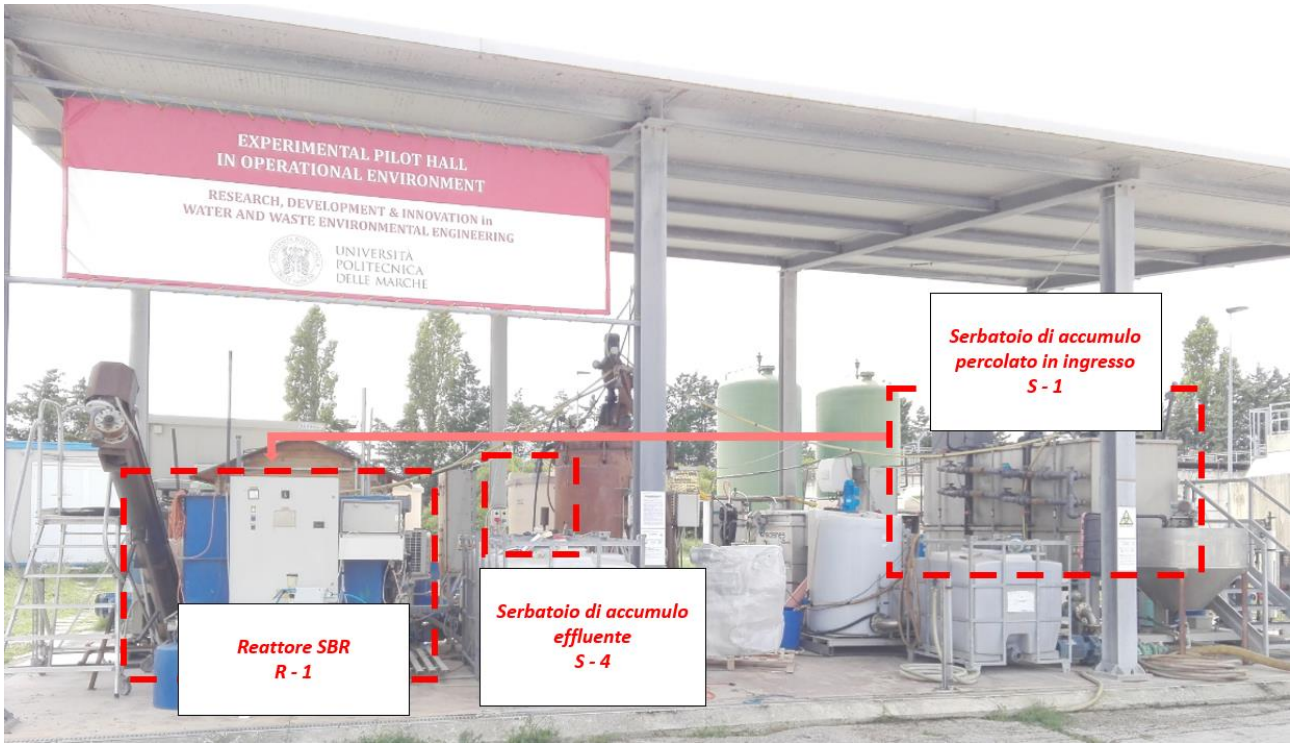


Figura 24 Piattaforma sperimentale dell'Università Politecnica delle Marche, a Falconara Marittima (AN)

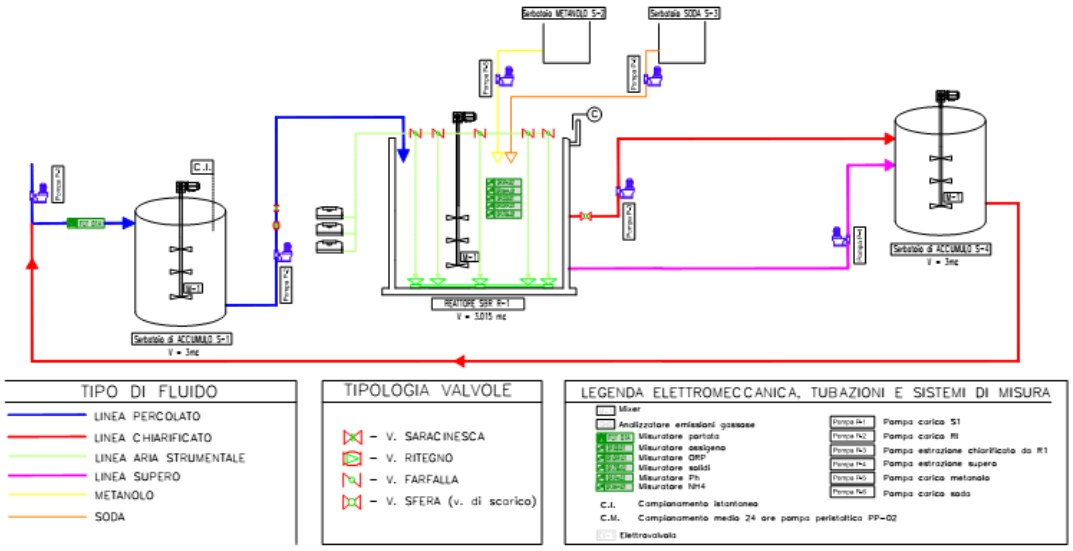


Figura 25 Schema di flusso dell'assetto sperimentale

Figura 25 è riportato il Piping and Instrumentation Diagram (P&ID) dell'impianto pilota con indicati tutti i flussi coinvolti.

Il percolato viene caricato circa ogni due settimane nel serbatoio di accumulo S – 1 che è costituito da tre tramogge, ciascuna con un miscelatore (Figura 26).

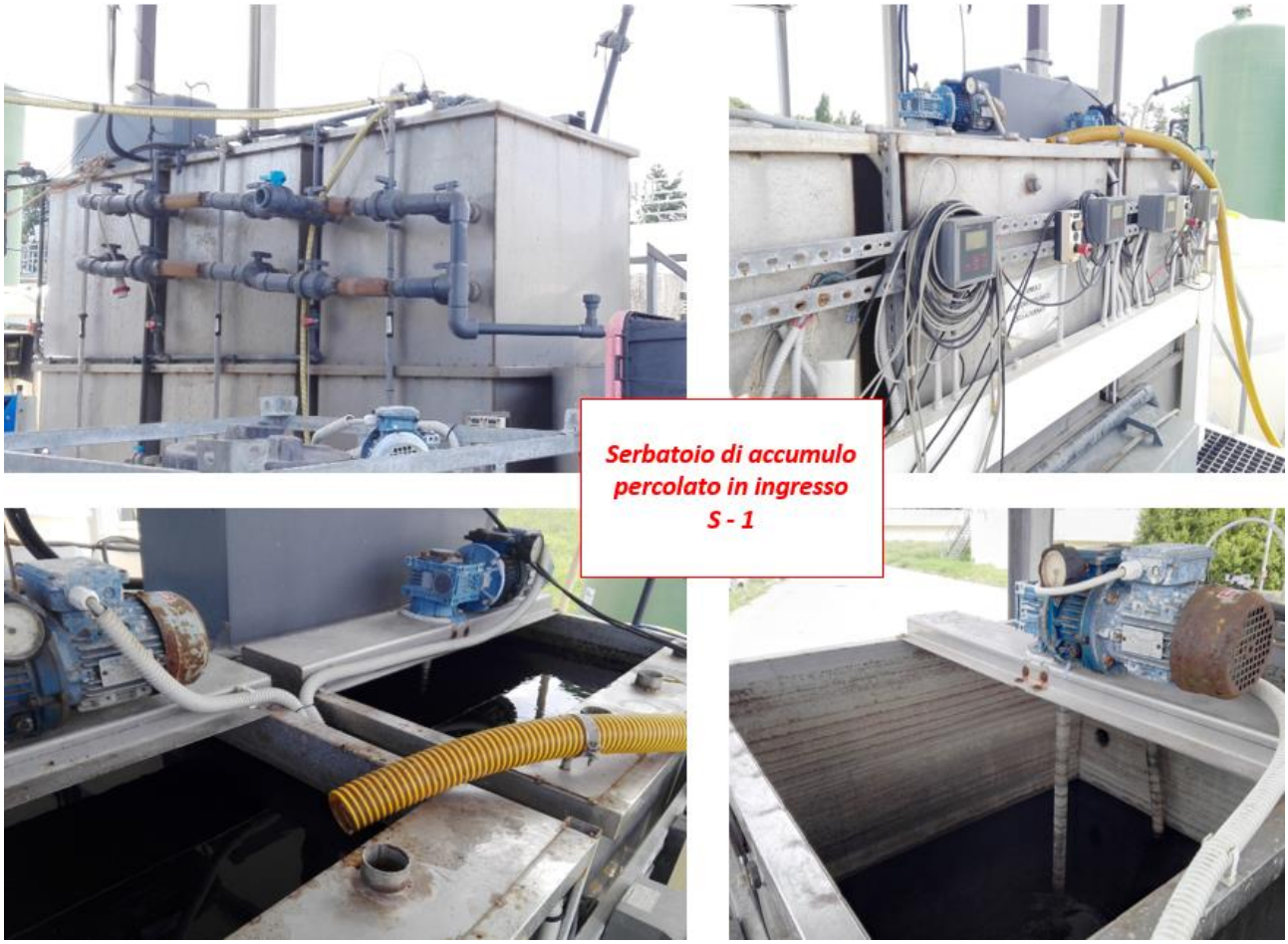


Figura 26 Serbatoio di accumulo (S – 1) del percolato in ingresso

Dal serbatoio di accumulo S – 1 il percolato alimenta il reattore SBR R – 1, dove si susseguono le diverse fasi del ciclo, per poi essere accumulato nel serbatoio S – 4 destinato all'effluente (Figura 27). Per garantire la possibilità di estrarre l'effluente, sul serbatoio di scarico è stato montato un contenitore che trattiene parte dell'ultimo scarico fatto.

Figura 27 Reattore SBR (R – 1) e serbatoio di accumulo (S – 4) dell'effluente

Sono presenti le pompe per il carico del percolato, per lo scarico del chiarificato e del supero (al momento non è prevista estrazione di supero) e per l'eventuale dosaggio del metanolo. Sia il supero che il chiarificato vengono accumulati in un unico serbatoio, da cui poi sono reimmessi nella linea di trattamento principale. La fase di carico e scarico avviene grazie alla presenza in vasca di due galleggianti (Figura 28) che permettono di attivare e disattivare le pompe sulla base del livello a cui sono fissati per consentire le due fasi.

Figura 28 Galleggianti per la regolazione delle fasi di carico e scarico

Oltre ai due galleggianti, in vasca sono presenti un miscelatore, sei diffusori a disco alimentati da tre compressori e sei sonde (Figura 29) che monitorano i seguenti parametri:

- Ossigeno Disciolto (OD);
- pH;
- Solidi;
- Conducibilità;
- ORP.

Tre centraline (Figura 30) restituiscono ogni minuto i valori dei parametri di monitoraggio.

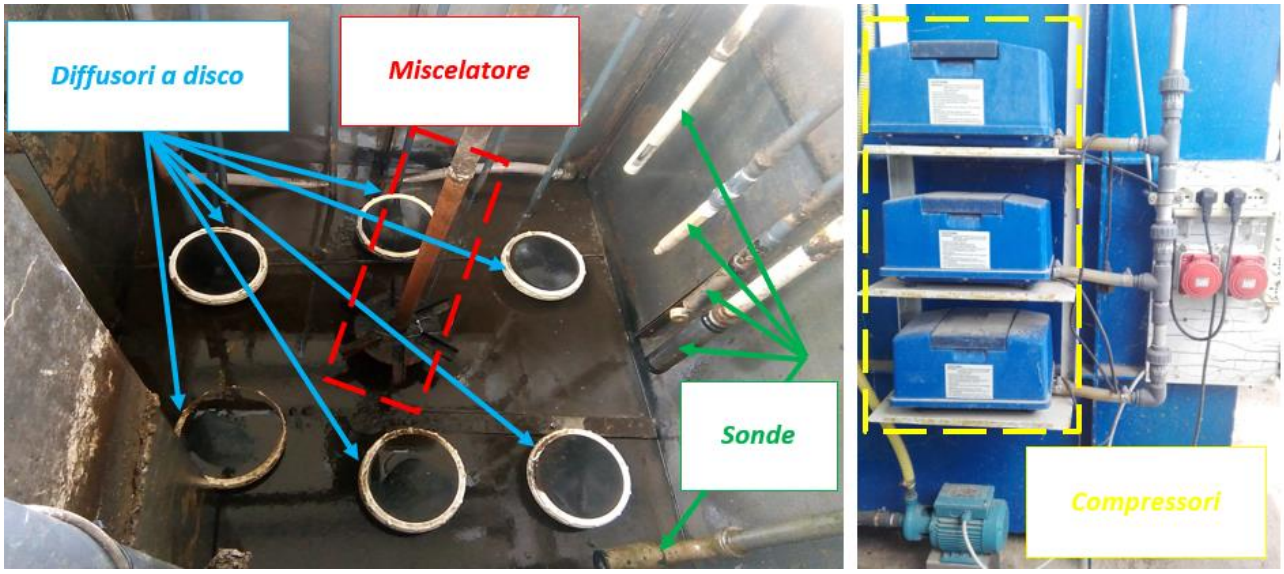


Figura 29 Compressori, miscelatore, diffusori, sonde presenti nel reattore SBR

Figura 30 Centraline presenti nel reattore SBR per il monitoraggio dei parametri

Inoltre, un Memograph Endress+Hauser, posto all'interno di un vano chiuso per proteggerlo dalle intemperie e dagli agenti atmosferici, raccoglie i dati di tutte le centraline e permette di poterli scaricare, grazie all'estrazione di una memoria, in modo che siano poi elaborati.

Per consentire il susseguirsi delle fasi dell'SBR, sono stati predisposti cinque temporizzatori in modo da fissare i tempi e l'alternanza delle fasi nei cicli di trattamento.

Nelle immagini successive (Figura 31) si può vedere dove è collocato il Memograph Endress+Hauser e il quadro elettrico, in cui sono presenti i temporizzatori.

Figura 31 Quadro elettrico dell'SBR con temporizzatori per il regolamento delle fasi

2.2.3 Il processo

La tecnologia SBR è un processo ciclico e sequenziale in cui nello stesso comparto avvengono più fasi, che sono schematizzate in Figura 32 e le cui durate temporali vengono menzionate in Tabella 65:

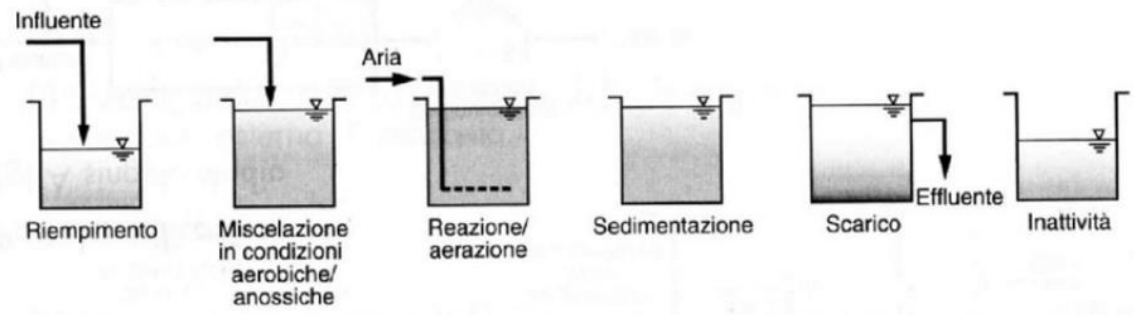


Figura 32 Schematizzazione del processo SBR

Fase	Durata
	min
Carico	6
Miscelazione	120
Aerazione	185
Sedimentazione	32
Scarico	5

Tabella 65 Durata delle singole fasi dell'impianto pilota

- **fase di carico** (Figura 33) con accensione della pompa attraverso cui si riempie il reattore;

Figura 33 Fase di carico

- **fase di miscelazione** (Figura 34) in anossia con attivazione del miscelatore;

Figura 34 Fase di miscelazione

- **fase di aerazione**, aerobica, con attivazione dei compressori e diffusori (Figura 35);

Figura 35 Fase di aerazione

- **fase di sedimentazione** (Figura 36);

Figura 36 Fase di sedimentazione

- **fase di scarico** del chiarificato, con corrispondente attivazione delle relative pompe di scarico.

DESCRIZIONE DEL PROCESSO BIOLOGICO

Nei sistemi di depurazione tradizionali l'azoto organico e/o ammoniacale in arrivo subiscono, come riportato in Figura 37, due processi:

- Nitrificazione;
- Denitrificazione.

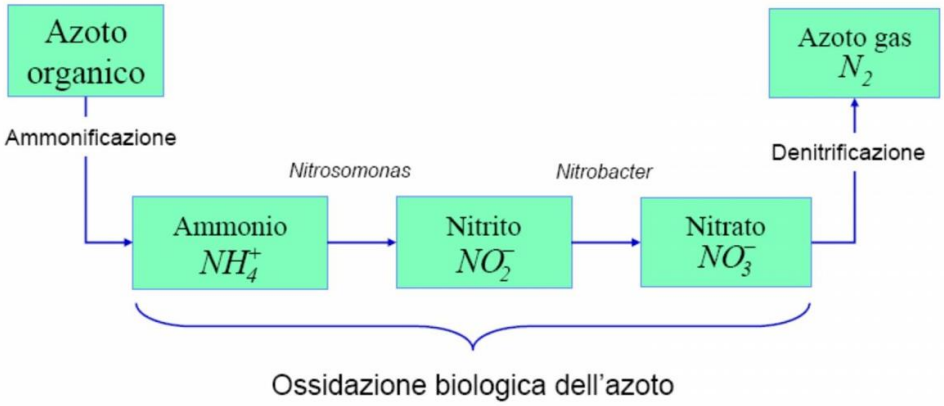


Figura 37 Schematizzazione nitrificazione e denitrificazione

NITRIFICAZIONE

La nitrificazione avviene in ambiente aerobico in cui i batteri chemio – autotrofi utilizzano come substrato il carbonio inorganico disciolto (CO_2) mentre l'ossidazione dell'ammoniaca a nitrato fornisce l'energia necessaria per l'anabolismo.

I batteri chemio – autotrofi, attraverso un metabolismo aerobico, usano come fonte di energia composti inorganici come NH_4^+, NO_2^-, Fe^{++}, H_2S. Questi composti inorganici sono ossidati per produrre ATP e potere riducente per convertire carbonio inorganico (CO_2) in costituenti cellulari (anabolismo).

Nel caso della nitrificazione, i più importanti batteri chemio – autotrofi che effettuano la nitrificazione sono: i Nitrosomonas e Nitrobacter.

L'ossidazione dell'ammoniaca si svolge secondo la seguente reazione in due stadi:

$$NH_4^+ + \frac{3}{2}O_2 \xrightarrow{Nitrosomonas} NO_2^- + 2H^+ + H_2O + \approx 66\ kcal/mole$$

$$NO_2^- + \frac{1}{2}O_2 \xrightarrow{Nitrobacter} NO_3^- + \approx 18\ kcal/mole$$

Le membrane multiple sono una caratteristica tipica dei batteri nitrificanti e sono essenziali per la conversione di ammoniaca in nitrito. L'ossidazione dell'ammonio genera relativamente poca energia, così questi batteri hanno bisogno di una grande quantità di ammonio da ossidare per poter crescere.

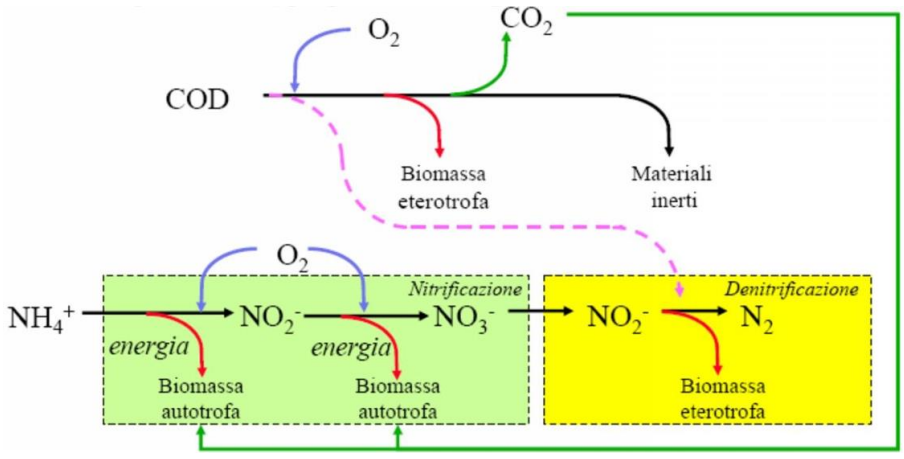


Figura 38 Schematizzazione nitrificazione e denitrificazione

Lo stadio limitante della nitrificazione (le differenti trasformazioni chimiche sono riportate in Figura 38) è la trasformazione da ammoniaca in nitrito, dunque si considerano i valori cinetici relativi a questa reazione in fase di progetto.

DENITRIFICAZIONE

La denitrificazione avviene in ambiente anossico, dove si assiste alla conversione ad azoto gas a opera dei batteri eterotrofi facoltativi che riducono il nitrato, in presenza di carbonio organico (COD) per produrre gas.

Alcuni batteri eterotrofi facoltativi possiedono un metabolismo respiratorio usando nitrato come accettore finale di elettroni. Questo processo è alla base della rimozione dell'azoto dalle acque di scarico.

$$\frac{1}{5}NO_3^- + \frac{6}{5}H^+ + e^- \rightarrow \frac{1}{2}N_2 + \frac{3}{5}H_2O + 17\ kcal/e^-$$

La denitrificazione è connessa alla normale catena respiratoria da speciali enzimi che permettono ai batteri denitrificanti di operare anche in assenza di ossigeno.

NITRITAZIONE E DENITRITAZIONE

Accanto ai processi biologici tradizionali, esistono processi avanzati, che risultano utili per trattare matrici complesse, come i percolati di discarica. In particolare, la nitritazione è un processo di nitrificazione parziale (schematizzato in Figura 39) in cui l'ammoniaca viene ossidata a NO_2, a opera della popolazione batterica dei Nitrosomonas (AOB), senza poi passare a NO_3 ad opera dei batteri Nitrobacter (NOB). Successivamente, quindi, la denitritazione determina la riduzione del nitrito (NO_2) ad azoto molecolare.

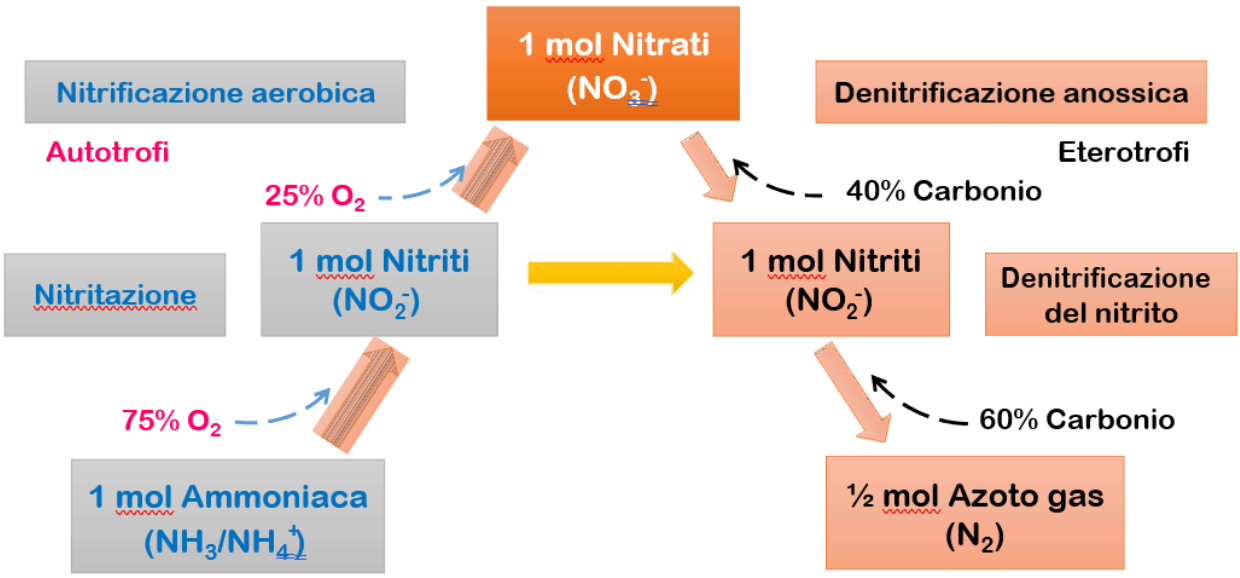


Figura 39 Schematizzazione di reazione per processi di nitritazione e denitritazione

L'impianto pilota oggetto dell'attuale studio prevede un processo di trattamento biologico avanzato con la prima fase di nitritazione.

I vantaggi di tale processo sono:

- riduzione della domanda di ossigeno del 25%;
- 40% di carbonio in meno per la denitrificazione;
- riduzione della produzione di biomasse del 40%;
- riduzione dell'emissione di CO2 (Frison, Katsou, Malamis, Bolzonella, & Fatone, 2013).

In questo sistema il punto cruciale per consentire la fase di nitritazione è la selezione della popolazione batterica degli AOB. Come già detto, infatti, la nitritazione prevede la produzione di NO_2 senza la successiva ossidazione a NO_3, questo vuol dire che la popolazione batterica prevalente all'interno della vasca durante la fase aerobica deve essere quella degli AOB, ovvero dei batteri responsabili dell'ossidazione dell'ammoniaca a nitriti. Per selezionare specificatamente tale popolazione batterica è necessario tenere sotto controllo alcuni parametri in grado di inibire gli AOB, fra cui si evidenzia:

- Concentrazione di ossigeno disciolto: se ne può tenere conto inserendo un fattore limitante nella cinetica di Monod. La concentrazione di DO è quella del biofiocco (funzione delle dimensioni del biofiocco, dell'intensità di mescolamento e della velocità di diffusione all'interno del biofiocco).

$$\frac{d[N-NH_3]}{dt} = \frac{\mu'_{m'}}{Y'} \cdot \frac{[N-NH_3]}{K'' + [N-NH_3]} \cdot \frac{[DO]}{K_0 + [DO]} \cdot X$$

  Basse concentrazioni di ossigeno disciolto favoriscono gli AOB. I valori ottimali (si veda a tal proposito la Figura 40) sono tra (0,5 - 1,5) mg/l (Frison, Katsou, Malamis, Bolzonella, & Fatone, 2013).

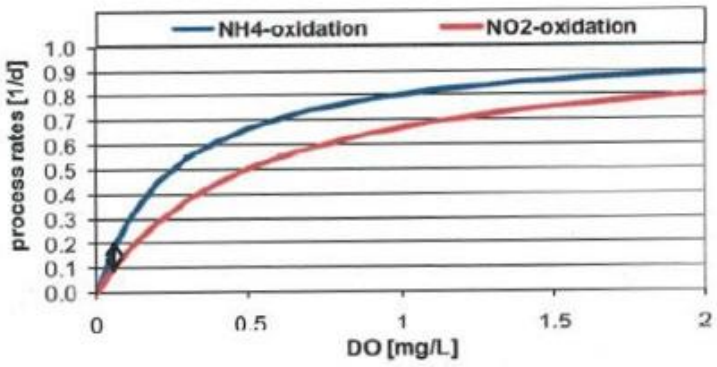


Figura 40 Effetto della concentrazione di ossigeno disciolto sulla crescita di AOB e NOB (Wett, et al., 2013)

- pH: deve essere compreso nell'intervallo 7,2 – 8,5; l'andamento della curva in Figura 41 conferma, infatti, che valori diversi potrebbero incrementare la concentrazione di ammoniaca libera con un pH più alcalino, e di acido nitroso indissociato con un pH più acido, la cui presenza inibisce i batteri nitrificanti (Stankewich and Gyger, 1978). L'inibizione diventa importante quando la curva è lineare. Il tasso massimo di crescita μ_m della biomassa nitrificante è correlato al pH secondo la seguente espressione:

$$Relative\ nitrification\ rate = \frac{NR_{pH}}{NR_{7,2}} = (0{,}0004017)e^{1{,}0946pH}$$

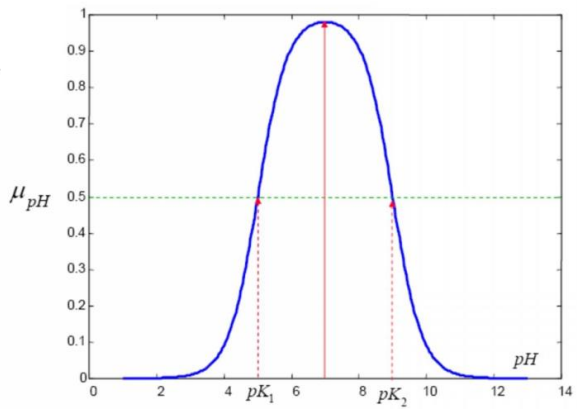


Figura 41 Influenza del pH sulla nitrificazione

Condizioni di alcalinità favoriscono gli AOB piuttosto che gli NOB; sono raccomandati quindi valori di pH compresi tra 8 e 8,8. Per evitare l'inibizione degli AOB è bene mantenere concentrazioni di Free Ammonia (FA) > 1 mg/l e di Acido Nitroso Libero (FNA) < 0.02 mg/l (Frison, Katsou, Malamis, Bolzonella, & Fatone, 2013). In generale (come suggerito da Figura 42) sono preferibili valori di FA compresi tra 3 e 8 mg/l.

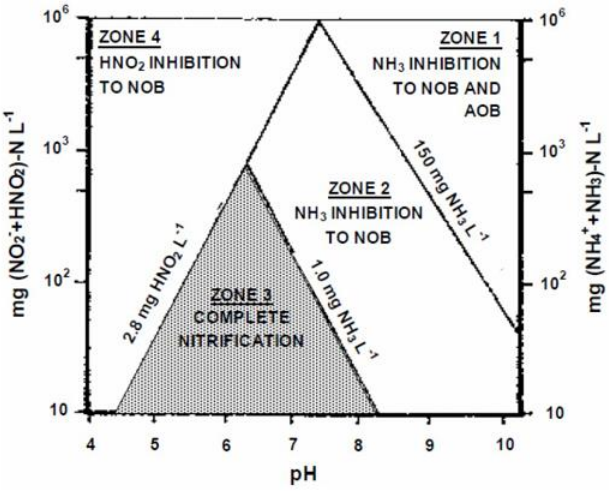


Figura 42 Effetto di pH, FA e FNA sulla crescita di batteri AOB e NOB

- Temperatura: la temperatura influisce in modo proporzionale sia sulla velocità massima di crescita della biomassa, sia sulla costante di saturazione del substrato. Nell'intervallo ΔT = 5 - 25°C un incremento di 7 - 10°C può raddoppiare il tasso di crescita dei batteri.

$$\mu_{mT} = \mu_{m15} \cdot (0{,}056 - 0{,}069)^{(T-15)}$$

$$K_T = K_{20} \cdot 1{,}123^{(T-20)}$$

Temperature maggiori di 20°C favoriscono gli AOB che crescono più rapidamente (SRT più bassi), rispetto agli NOB che sono caratterizzati da cinetiche più lente (Figura 43).

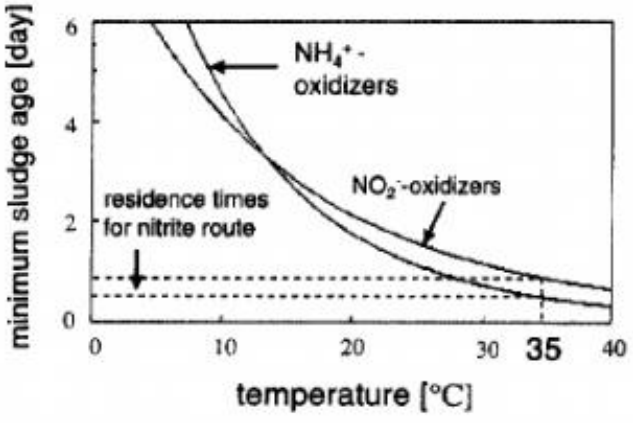


Figura 43 Effetto della temperatura sulla crescita di AOB e NOB (Hellinga, Schellen, Mulder, van Loosdrecht, & Heijnen, 1998)

- Aerazione intermittente: l'attività di AOB e NOB è interrotta nelle fasi anossiche e riprende nel momento in cui viene fornito nuovamente ossigeno (Figura 44). La popolazione batterica degli NOB ha una ripresa più lenta rispetto agli AOB.

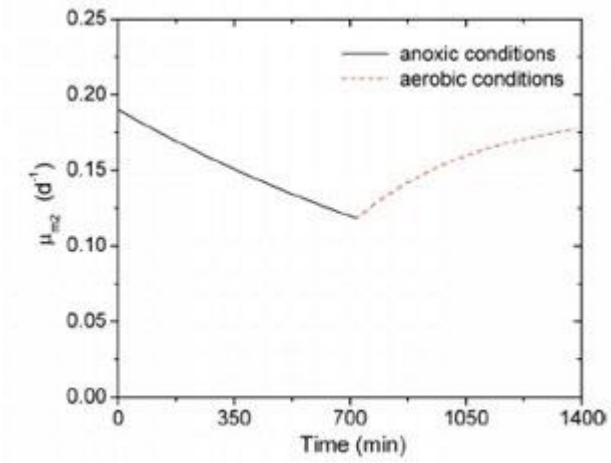


Figura 44 Effetto del metodo di aerazione sulla crescita di AOB e NOB (Kornaros, Dokianakis, & Lyberatos, s.d.)

- Oltre all'ammoniaca libera e all'acido nitroso, l'effetto inibente è funzione della concentrazione, del tempo di contatto e della capacità dei batteri di sviluppare ceppi resistenti.

2.2.4 Elaborazioni per l'impianto in scala pilota

TABELLA DI MARCIA

Il presente studio si è concentrato in particolar modo sul monitoraggio della fase di aerazione dell'SBR.

Il monitoraggio è stato eseguito nel seguente modo: sono stati prelevati campioni in vasca ogni 30 minuti dall'inizio della fase di aerazione; dal momento che la fase di aerazione ha una durata di 3 ore e 5 minuti, i campioni presi sono stati i seguenti:

1. Inizio aerazione = 0 minuti;
2. 30 minuti;
3. 60 minuti;
4. Media aerazione = 90 minuti;
5. 120 minuti;
6. 150 minuti;
7. Fine aerazione = 185 minuti.

Su tutti questi campioni è stata fatta l'analisi degli anioni, mentre solo su inizio, media e fine aerazione anche pH, conducibilità e NH_4.

Sono stati anche prelevati l'influente dalle tramogge di carico, l'effluente e un campione nell'SBR in fase di miscelazione.

Sui campioni di influente, effluente e quello in fase di miscelazione sono state condotte le seguenti analisi:

- pH,
- conducibilità,
- alcalinità
- TKN,
- N-NH4.

Solo su influente ed effluente, oltre alle analisi sopra riportate sono stati misurati anche:

- COD tal quale,
- COD solubile,
- TSS,
- Anioni (Cl, NO_2, NO_3, PO_4, SO_4),
- Cationi (Na, NH_4, K, Mg, Ca).

Nel campione in miscelazione, oltre alle analisi sopra riportate, sono stati misurati anche MLSS e MLVSS.

Le modalità di esecuzione delle prove sono descritte in Appendice.

I campioni sono stati prelevati nei giorni riportati in Tabella 66.

08/06/2020	carico e scarico
15/06/2020	carico e scarico
29/06/2020	carico e scarico
14/07/2020	carico e scarico
14/07/2020	nuovo carico e scarico
22/07/2020	carico e scarico
05/08/2020	carico e scarico
10/08/2020	carico e scarico
02/09/2020	carico e scarico
07/09/2020	carico e scarico

Tabella 66 Date di monitoraggio

A partire dai parametri determinati mediante analisi di laboratorio, come la caratterizzazione in ingresso e in uscita, si è passati al calcolo dei carichi di massa, dei rapporti caratteristici e delle efficienze di rimozione.

In Tabella 67 sono riportati i parametri presi in esame per l'influente e l'effluente dell'SBR, ricavati mediante analisi sperimentali e calcolati.

SBR		
data		
Qin		m3/d
PERCOLATO INFLUENTE	pH	-
	alk.	mg/l
	cond	mS/cm
	TSS	mg/l
	BOD5	mg/l
	COD	mg/l
	CODs	mg/l
	N-NH4	mg/l
	TKN	mg/l
	Ntot	mg/l
	N-NO2	mg/l
	N-NO3	mg/l
	Cl	mg/l
	SO4	mg/l
	P-PO4	mg/l
	Na	mg/l
	K	mg/l

	Mg	mg/l
	Ca	mg/l
CARICHI INFLUENTI	BOD5	kg/d
	COD	kg/d
	TSS	kg/d
	Ntot	kg/d
RAPPORTI CARATTERISTICI	BOD5/COD	-
	COD/TSS	-
	COD/N effettivo	-
PARAMETRI REATTORE	Temperatura inizio	°C
	Temperatura fine	°C
	Temperatura media	°C
	MLSS	mg/l
	MLVSS	mg/l
	MLVSS/MLSS	%
EFFLUENTE SBR	pH	-
	alk.	mg/l
	cond	mS/cm
	TSS	mg/l
	BOD5	mg/l
	COD	mg/l
	CODs	mg/l
	N-NH4	mg/l
	TKN	mg/l
	Ntot	mg/l
	Cl	mg/l
	N-NO2	mg/l
	N-NO3	mg/l
	P-PO4	mg/l
	SO4	mg/l
	Na	mg/l
	K	mg/l
	Mg	mg/l
	Ca	mg/l
CARICHI EFFLUENTI	BOD5	kg/d
	COD	kg/d
	TSS	kg/d
	Ntot	kg/d
EFFICIENZE DI RIMOZIONE	TSS	%
	BOD5	%
	COD	%
	N-NH4	%
	TKN	%
	Ntot	%

Tabella 67 Tabella di marcia per influente e effluente SBR

Tutti questi parametri sono stati graficati per osservare l'andamento nel tempo.

Di seguito in Tabella 68 sono raccolti i parametri determinati mediante analisi sperimentali relativi ai campioni presi in fase di miscelazione nella vasca dell'SBR.

Anche questi parametri sono stati graficati per vederne l'andamento nel tempo.

DENTRO SBR	
DATA	GG/MM/AA
pH	-
alk.	mg/l
cond	mS/cm
N-NH4	mg/l
TKN	mg/l
MLSS	mg/l
MLVSS	mg/l
MLVSS/MLSS	mg/l

Tabella 68 Parametri relativi alla fase di miscelazione

MONITORAGGIO NH4

Sui campioni di inizio, medio e fine aerazione è stata determinata N-NH_4 e quindi sono state costruite delle tabelle per ogni data di prelievo come nell'esempio in Tabella 69.

MINUTI	**DATA**	**mg/l (N-NH_4)**
0		
90		
185		

Tabella 69 Esempio di tabella per monitoraggio N-NH_4

Una volta determinati i mg/l (N-NH_4) a 0, 90 e 185 minuti della fase di aerazione, per ogni data, sono stati costruiti dei grafici con in ascissa i minuti di aerazione e in ordinata i mg/l (N-NH4), un grafico per ogni data di monitoraggio.

Avendo a disposizione i dati di N-NH4 si è passati all'AUR.

Infatti, il processo di interesse è quello di nitritazione, quindi tramite l'AUR (Ammonium Utilisation Rate) si è valutata la velocità con cui la biomassa consuma l'ammoniaca presente.

Dall'andamento dell'ammoniaca, il valore dell'AUR si ottiene a partire dalla pendenza delle curve risultanti, tramite la formula seguente:

$$AUR = \frac{pendenza\ _{retta}}{MLVSS} = \frac{kgN - NH_4}{kgMLVSSd}$$

Quindi, avendo già graficato l'andamento dell'ammoniaca in fase di aerazione per ogni data di prelievo, è stata determinata la pendenza di ciascuna curva e andando a dividere per il rispettivo MLVSS si sono ottenuti $\frac{kgN-NH_4}{kgMLVSSd}$ (Tabella 70).

GIORNO	AUR		
	mg(N-NH4)/lmin	mg(N-NH4)/mg(MLVSS)min	kg(N-NH4)/kg(MLVSS)d

Tabella 70 Calcolo dell'AUR

Al termine, è stato tracciato l'andamento dell'AUR nei giorni di monitoraggio, costruendo un grafico con in ascissa le date e in ordinata il valore dell'AUR.

MONITORAGGIO N-NHX

È stato già spiegato precedentemente che per ogni data di prelievo, durante la fase di monitoraggio, sono stati prelevati campioni ogni 30 minuti. Per ognuno di questi campioni, mediante analisi anionica, sono stati determinati gli NO_2 e gli NO_3 e, a partire da questi, si è passati ai rispettivi N-NO_2 e N-NO_3 e dalla loro somma si sono calcolati gli N-NO_X. I passaggi compiuti sono riportati in Tabella 71.

DATA							
MINUTI	**mg/l (NO2)**	**mg/l (N-NO2)**	**mg/l (NO3)**	**mg/l (N-NO3)**	**mg/l (N-NOx)**	**mg/l (N-NH4)**	**%NO2**
0							
30							
60							
90							
120							
150							
185							
Δ							

Tabella 71 Calcolo N-NO_X

Al termine delle analisi si è graficato l'andamento di ammoniaca, nitriti e nitrati nel tempo; il valore dell'AUR si ottiene a partire dalla pendenza delle curve risultanti, tramite la formula seguente:

$$AUR = \frac{pendenza\ _{retta}}{MLVSS} = \frac{kgN - NO_3}{kgMLVSSd}$$

Tale valore viene successivamente standardizzato alla temperatura di 20°:

$$\nu_{20°C} = \frac{\nu}{1{,}123^{(T-20)}}$$

Dove T è la temperatura media registrata durante la prova.

In Tabella 72 sono riportati gli step di calcolo fatti.

DATA	AUR				
	mg/lmin	mg/mg(MLVSS)min	kg/kg(MLVSS)d	mg/gh	kg/kgd (20°C)
$N\text{-}NO_3$					
$N\text{-}NO_2$					
$N\text{-}NO_X$					
$N\text{-}NH_4$					

Tabella 72 Calcolo AUR

MONITORAGGIO FREE AMMONIA

È stato anche compiuto il monitoraggio della free ammonia con la seguente formula già introdotta precedentemente.

Free Ammonia (ammoniaca libera) $[NH_3] = \frac{[NH_4^+] \times 10^{pH}}{\exp\left(\frac{6344}{273+T}\right) + 10^{pH}}$ (Metcalf & Eddy, 2014)

Avendo tutti i dati a disposizione è stata calcolata la free ammonia dentro l'SBR in fase di miscelazione (Tabella 73), all'inizio della fase di aerazione (Tabella 74) e alla fine della fase di aerazione (Tabella 75).

CALCOLO FREE AMMONIA – fase miscelazione				
DATA	pH fisso	Temp	NH4 (mg/l)	NH3 free

Tabella 73 Calcolo free ammonia in fase miscelazione

CALCOLO FREE AMMONIA - inizio aerazione				
DATA	pH fisso	Temp	NH4 (mg/l)	NH3 free

Tabella 74 Calcolo free ammonia all'inizio della fase di aerazione

CALCOLO FREE AMMONIA - fine aerazione				
DATA	pH fisso	Temp	NH4 (mg/l)	NH3 free

Tabella 75 Calcolo free ammonia alla fine della fase di aerazione

EMISSIONI GASSOSE DIRETTE E INDIRETTE (gas disciolti)

Al fine di poter valutare le emissioni dirette della configurazione sperimentale SBR sono state prese due sacche in fase di miscelazione e tre in fase di aerazione; questo è stato possibile grazie ad una cappa (Figura

45), posizionata all'interno della vasca dell'SBR, collegata attraverso un tubicino a un compressore a cui sono state attaccate le singole sacche attraverso un adattatore (Figura 46).

Figura 45 Cappa utilizzata per la valutazione delle emissioni dirette dell'SBR

Figura 46 Dettagli del sistema per prelevare le emissioni dirette con le sacche

Il carbon footprint (impronta di carbonio) è una misura che esprime il totale delle emissioni di gas a effetto serra associate direttamente o indirettamente a un prodotto, a un servizio o a una organizzazione (https://www.reteclima.it/calcolo-delle-emissioni-di-co2-carbon-footprint-impronta-di-carbonio/, s.d.).

La sua quantificazione nell'ambito di un sistema è quindi collegata alla stima dei gas ad effetto serra (GHG - Greenhouse Gases) espressi dal Protocollo di Kyoto:

- anidride carbonica (CO_2),
- metano (CH_4),

- protossido d'azoto (N_2O),
- idrofluorocarburi (HFCs),
- esafluoruro di zolfo (SF_6)
- perfluorocarburi (PFCs).

Ciascuno dei quali viene poi ponderato per il suo contributo individuale all'aumento dell'effetto serra (cioè il suo "potere climalterante", il Global Warming Potential - GWP) rispetto a quello della CO_2 (https://www.reteclima.it/calcolo-delle-emissioni-di-co2-carbon-footprint-impronta-di-carbonio/, s.d.) (https://www.reteclima.it/calcolo-delle-emissioni-di-co2-carbon-footprint-impronta-di-carbonio/, s.d.).

Quindi le tonnellate di CO_2 equivalente (CO_2eq) permettono di esprimere l'effetto serra prodotto da questi gas in riferimento all'effetto serra prodotto dalla CO_2, considerato pari a 1 (ad esempio il metano ha un potenziale serra 25 volte superiore rispetto alla CO_2 e per questo una tonnellata di metano viene contabilizzata come 25 tonnellate di CO_2 equivalente) (https://www.minambiente.it/pagina/cose-la-carbon-footprint, s.d.)

MISURA DELLE EMISSIONI GASSOSE DIRETTE

Per prima cosa è stata fatta la taratura dello spettroscopio foto-acustico, effettuata con due campioni a concentrazione nota di N_2O misurati con il filtro ottico del CO.

Da una bombola con standard di 201 ppm di N_2O sono state riempite due sacche con cui poi è stata riempita una bombola di 1,37 litri, precedentemente messa sottovuoto; in questo caso non è necessario nessun volume d'aria di diluizione in quanto il volume del campione corrisponde con quella bombola. Prima di collegare la bombola allo spettroscopio foto-acustico e di registrare i valori in ppm dei due campioni relativi a N_2O, CO_2, CH_4, H_20, sono state compiute quattro misure di aria ambiente. Anche per N_2O, CO_2, CH_4 e H_20 sono state fatte quattro misure (esempio citato in Tabella 76).

LETTURE PROGRESSIVE										
		N2O		CO2		CH4		H2O		tot
		ppm	%	ppm	%	ppm	%	ppm	%	
AMBIENTE	1 lettura	30,9	0,00%	499	0,05%	103	0,01%	21200	2,1%	2,2%
	2 lettura	30,9	0,00%	498	0,05%	104	0,01%	21300	2,1%	2,2%
	3 lettura	30,4	0,00%	497	0,05%	102	0,01%	21200	2,1%	2,2%
	4 lettura	30,4	0,00%	490	0,05%	99	0,01%	20800	2,1%	2,1%
BOMBOLA	5 lettura	63,3	0,01%	151	0,02%	92,3	0,01%	11200	1,1%	1,2%
	6 lettura	63	0,01%	153	0,02%	92,4	0,01%	11400	1,1%	1,2%
	7 lettura	63,5	0,01%	156	0,02%	93,5	0,01%	11400	1,1%	1,2%
	8 lettura	63	0,01%	156	0,02%	92,6	0,01%	11500	1,2%	1,2%
		63,5		156		93,5		11500		

Tabella 76 Esempio delle letture effettuate per una sacca di N_2O

Il fattore di taratura K si è poi ricavato attraverso la seguente formula, applicata all'esempio in Tabella 77:

$$K = \frac{media\ misure\ N_2O}{standard\ N_2O}$$

Data taratura	08/09/2020	
1°MISURA	33,1	ppm
2°MISURA	29,6	ppm
MEDIA	31,35	ppm
STANDARD	201	ppm
FATTORE DI TARATURA [K]	**6,41148**	--

Tabella 77 Calcolo per la determinazione del fattore di taratura

È stato detto in precedenza che sono state prese due sacche in miscelazione e tre in aerazione. Una bombola di volume 1,37 litri, messa in precedenza sottovuoto (Figura 47), è collegata a una delle sacche, così che parte del gas nella sacca riempia la bombola. Una volta riempita la bombola, si chiudono le valvole e poi vengono aperte per alcuni instanti per provare che sia piena.

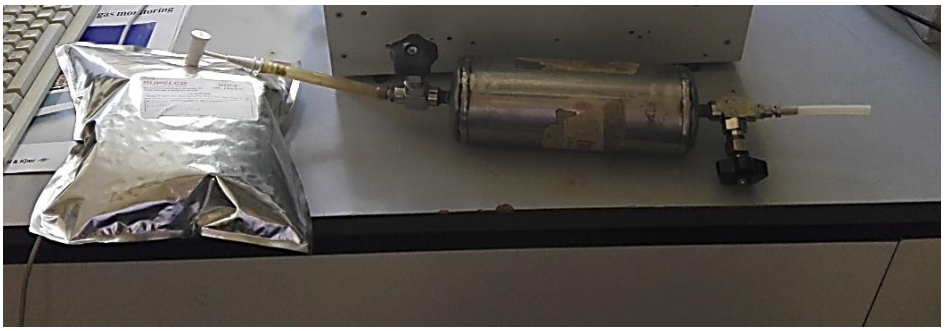


Figura 47 Bombola usata per compiere l'analisi

Prima di collegare la bombola si registrano quattro misure dell'aria dell'ambiente circostante dove si svolge la prova, necessarie per il confronto con i dati del campione. Infatti, al suo interno troviamo anche dell'aria di diluizione, entrata in precedenza proveniente dall'ambiente. Successivamente la bombola viene collegata all'apparecchio che permette di compiere l'analisi tramite spettroscopia foto-acustica (Photoacustic Spectrometry, PAS) in modo da acquisire almeno quattro misure consecutive del campione. Pertanto, l'effettiva quantità di gas è data dalla differenza tra il valore più alto registrato mentre la bombola è collegata all'apparecchio e il valore ambientale registrato poco prima di collegare la bombola.

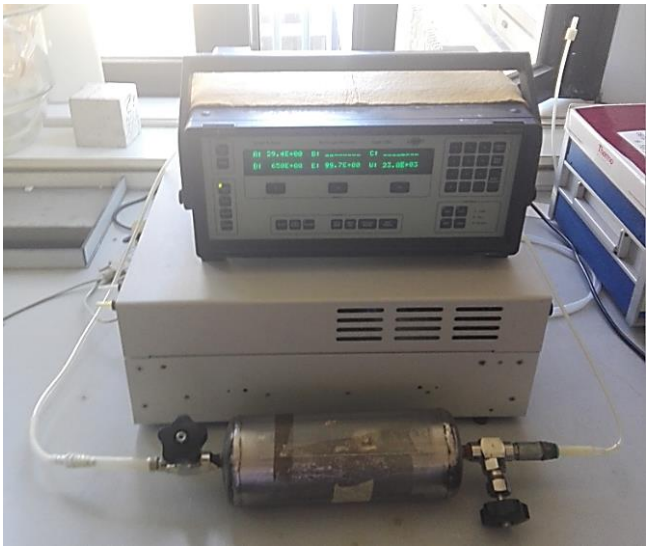


Figura 48 Strumento della Brüel & Kjaer Multi-gas Monitor Type 1302

Nel caso in esame, è stato usato uno strumento della Brüel & Kjaer Multi-gas Monitor Type 1302 (Figura 48), che si basa sul principio di rilevamento fotoacustico: il gas da misurare viene irradiato da una luce intermittente, con la lunghezza d'onda prescelta. Le molecole di gas assorbono parte dell'energia luminosa, convertendola in un segnale acustico, rilevato da un microfono. La sorgente luminosa utilizzata è un corpo nero riscaldato che emette luce infrarossa a banda larga. La lunghezza d'onda necessaria per lo scopo viene ottenuta facendo passare questa luce a banda larga attraverso un filtro. Tutti i filtri ottici sono caratterizzati da una banda, contraddistinta da un valore di picco e a elevata attenuazione al di fuori della banda passante. Ciò favorisce alta immunità alle interferenze da vapore acqueo, da CO_2 e altri gas presenti nell'atmosfera.

Lo spettroscopio fornisce come output i ppm (parti per milione) di CH_4, CO_2 e di vapore acqueo all'interno della bombola; invece non esistono filtri specifici per il N_2O. Siamo quindi dovuti risalire alla sua concentrazione tramite l'impiego del filtro del CO, il quale ha mostrato una notevole correlazione con il N2O.

- *Fase di aerazione*

  Per ogni sacca si sono ottenuti i valori di concentrazione di CH_4, CO_2 e N_2O dai dati di output forniti dallo strumento. Poiché le sacche sono tre, è stata fatta la media tra i tre valori di ciascun gas così da arrivare a un valore di concentrazione finale di CH_4, CO_2 e N_2O.

  A partire da questi valori di concentrazione si sono calcolati i carichi di massa di CH_4, CO_2 e N_2O come segue:

$$LCH_4(T°C) = Concentrazione\ CH_4(in\ aer.) \cdot\ Q_{aria}\ \text{[kg/d]},$$

$$LCO_2(T°C) = Concentrazione\ CO_2(in\ aer.) \cdot\ Q_{aria}\ \text{[kg/d]},$$

$$LN_2O(T°C) = Concentrazione\ N_2O(in\ aer.) \cdot\ Q_{aria}\ \text{[kg/d]}.$$

  Dove la Q_{aria} è pari a 288 L/min tenendo presente che l'SBR sperimentale è dotato di due compressori ciascuno da 144 L/min.

- *Fase di miscelazione*

  Per la fase di miscelazione sono state prelevate due sacche e, anche per queste sacche, come nel caso di quelle per l'aerazione, sono state determinate le concentrazioni dai valori di output misurati dello strumento; quindi, è stata fatta una media tra i due valori, relativi a ciascuna sacca per ogni gas. Prima di calcolare i carichi di massa di CH_4, CO_2 e N_2O, occorre determinare il valore della massa attraverso le seguenti formule:

$$Massa\ CH_4 = Concentrazione\ CH_4 \cdot Volume\ totale\ cappa \cdot \frac{Superficie\ SBR}{Superficie\ utile\ cappa}\ [kg];$$

$$Massa\ CO_2 = Concentrazione\ CO_2 \cdot Volume\ totale\ cappa \cdot \frac{Superficie\ SBR}{Superficie\ utile\ cappa}\ [kg];$$

$$Massa\ N_2O = Concentrazione\ N_2O \cdot Volume\ totale\ cappa \cdot \frac{Superficie\ SBR}{Superficie\ utile\ cappa}\ [kg];$$

  Dove:

  - la concentrazione è quella ottenuta come media dai valori delle due sacche [mg/L];
  - il volume totale della cappa è il volume calcolato come somma del volume della semisfera e il volume del tubo assimilato ad un cilindro:

$$Volume\ totale\ cappa = Volume\ semisfera + volume\ tubo\ [m^3];$$

  - $Superficie\ utile\ cappa = Superficie\ semisfera - Superficie\ di\ base\ tubo + superficie\ latarerale\ tubo$ [m^2];
  - la superficie dell'SBR è pari a 2,25 m^2.

  I valori necessari ai calcoli sono riassunti nella Tabella 78.

CAPPA	**U.d.m.**	**Valore**
Diametro sfera	cm	25,8
Diametro tubo	cm	3,8
Altezza tubo	cm	38,0
Superficie semisfera	cm^2	1045,1
Superficie di base tubo	cm^2	11,3
Superficie laterale tubo	cm^2	453,4
Superficie utile totale	cm^2	1487,1
Volume semisfera	m^3	0,0045
Volume tubo	m^3	0,0004
Volume totale	m^3	0,0049
VASCA SBR	**U.d.m.**	**Valore**
profondità	m	1,5
lunghezza	m	1,5
superficie SBR	m^2	2,25

Tabella 78 Dati geometrici necessari per i calcoli

Dividendo la massa per il tempo, espresso in giorni, impiegato per il riempimento della sacca, si sono determinati i carichi di massa per CH_4, CO_2 e N_2O [kg/d].

Si è poi calcolato il carico di massa a 20°C di ciascun gas come riportato di seguito:

$$LCH_4(20°C) = LCH_4(T°C) \cdot H(20°C)_CH_4/H(T°C) \text{ [kg/d], dove } H(T°C) = 10^{-\frac{A_CH_4}{T}+B_CH_4};$$

$$LCO_2(20°C) = LCO_2(T°C) \cdot H(20°C)_CO_2/H(T°C) \text{[kg/d], dove } H(T°C) = 10^{-\frac{A_CO_2}{T}+B_CO_2};$$

$$LN_2O(20°C) = LN_2O(T°C) \cdot Kh(20°C)/Kh(T°C) \text{[kg/d],}$$

$$\text{dove } K_h(20°C) = K_{h0} \cdot e^{(cost \cdot (\frac{1}{T}-\frac{1}{298,15})}, \; K_h(T°C) = K_{h0} \cdot e^{(cost \cdot (\frac{1}{T}-\frac{1}{298,15})}.$$

Nella Tabella 79 sono riportati i valori per lo svolgimento dei calcoli relativi ai parametri che compaiono nelle formule sopra citate.

Temp. vasca	C°	23,8	Temp. vasca	C°	23,8	Temp. vasca	C°	23,8
H(20°C)_CH4	atm	37575,11	H(20°C)_CO2	atm	1421	T	°K	298
A _CH4	-	675,74	A _CO2	-	1012	Kh0 N2O	M/atm	0,03
B_CH4	-	6,9	B_CO2	-	6,6	cost	-	2700

Tabella 79 Parametri necessari per svolgere i calcoli

Dopo aver calcolato i tre valori dei carichi di massa a 20°C di CH_4, CO_2 e N_2O si determinano i carichi di massa equivalenti di CO_2 come segue:

$$LCO_2eq._CH_4(20°C) = LCH_4(20°C) \cdot \frac{CO_2eq.}{CH_4}, \text{ dove } \frac{CO_2eq.}{CH_4} = 28 \; \frac{kg\ CO_2}{kg\ CH_4};$$

$$LCO_2eq._CO_2(20°C) = LCO_2(20°C) \cdot \frac{CO_2eq.}{CO_2}, \text{ dove } \frac{CO_2eq.}{CO_2} = 1 \; \frac{kg\ CO_2}{kg\ \text{CO2}}$$

$$LCO_2eq._N_2O(20°C) = LN_2O(20°C) \cdot \frac{CO_2eq.}{N_2O}, \text{ dove } \frac{CO_2eq.}{N_2O} = 265 \; \frac{kg\ CO_2}{kg\ N_2O}.$$

Dividendo i carichi di massa dei tre gas a 20°C per carichi di massa in ingresso all'SBR si ottengono i tre Emission Factors relativi all'SBR sperimentale: tre in fase di aerazione e tre in fase di aerazione. Poi è stata fatta la media di ciascun Emission Factors ottenuto in fase di aerazione e miscelazione.

$$EF_{CH_4} = \frac{L_{CH_4(20°C)}}{L_{COD\ inSBR}} \left[\frac{kg\ CH_4}{kg\ COD\ in}\right];$$

$$EF_{CO_2} = \frac{LCO_2(20°C)}{L_{COD\ inSBR}} \left[\frac{kg\ CO_2}{kg\ COD\ in}\right];$$

$$EF_{N_2O} = \frac{LN_2O(20°C)}{L_{Ntot\ inSBR}} \left[\frac{kg\ N_2O}{kg\ Ntot\ in}\right].$$

MISURA DELLE EMISSIONI GASSOSE INDIRETTE (gas disciolti)

Per calcolare la quantità dei tre principali gas serra disciolti si utilizza una procedura che consiste nel porre 25 ml di campione effluente dall'SBR in una beuta da vuoto ben sigillata, per evitare la fuoriuscita di gas durante lo strippaggio. Una volta preparato il campione, si inserisce la beuta in un sonicatore (come quello in Figura 49) a immersione e a ultrasuoni.

Figura 49 Sonicatore con beuta

Dopo 15 minuti di sonificazione, si cambia l'acqua della vaschetta. Questo poiché è necessario controllare la temperatura, che deve essere la più costante possibile, visto che è un parametro correlato allo strippaggio del gas. Dopo questi 15 minuti si toglie la beuta dal sonicatore e si estrae dalla beuta stessa, con l'ausilio della bombola di volume 1,37 litri messa in precedenza sottovuoto, tutto il gas contenuto nello spazio di testa. Poi vengono aperte le valvole della bombola per alcuni instanti: così facendo entra un volume di aria di diluizione dall'ambiente circostante; questo è necessario poiché la depressione residua all'interno della bombola può danneggiare lo strumento che si utilizzerà successivamente.

Così facendo non si stripperà tutto il gas disciolto presente e, di conseguenza, servirà ripetere la procedura 3 - 4 volte, fino a evidenziare un plateau nell'andamento dei gas serra in funzione delle prove, che indicherà l'inutilità di strippare oltre. Si avrà così la certezza di aver strippato tutto il possibile in laboratorio. Occorre rilevare che in impianto non si raggiungeranno mai queste concentrazioni di emissioni, in quanto nel reattore le acque reflue non subiscono un evento paragonabile alla sonificazione che possa strippare i gas serra completamente: l'aerazione utilizzata nella fase di nitrificazione in impianto, infatti, è comunque troppo blanda per poter strippare tutto il gas disciolto presente in quel grande volume. In definitiva, la misurazione rappresenta la massima concentrazione di emissione possibile.

Successivamente la bombola verrà collegata all'apparecchio come descritto precedentemente nel caso delle emissioni dirette. L'effettiva quantità di gas strippato durante la sonificazione è data dalla differenza tra il valore più alto registrato mentre la bombola è collegata all'apparecchio e il valore ambientale registrato poco prima di collegare la bombola.

A partire dalle concentrazioni ottenute con l'ausilio dell'analisi tramite spettroscopia foto-acustica, si sono calcolati i carichi di massa:

$$LCH_4(T°C) = Concentrazione\ CH_4 \cdot \text{ Q [kg/d]},$$

$$LCO_2(T°C) = Concentrazione\ CO_2 \cdot Q \text{ [kg/d]},$$

$$LN_2O(T°C) = Concentrazione\ N_2O \cdot Q \text{ [kg/d]}.$$

Poi, i carichi di massa a 20°C con le stesse formule utilizzate nel caso delle emissioni dirette.

$$LCH_4(20°C) = LCH_4(T°C) \cdot H(20°C)_CH_4/H(T°C), \text{ dove } H(T°C) = 10^{-\frac{A_CH_4}{T}+B_CH_4};$$

$$LCO_2(20°C) = LCO_2(T°C) \cdot H(20°C)_CO_2/H(T°C), \text{ dove } H(T°C) = 10^{-\frac{A_CO_2}{T}+B_CO_2};$$

$$LN_2O(20°C) = LN_2O(T°C) \cdot Kh(20°C)/Kh(T°C),$$

$$\text{dove } Kh(20°C) = K_{h0} \cdot e^{(cost \cdot (\frac{1}{T}-\frac{1}{298,15})}, \ Kh(T°C) = K_{h0} \cdot e^{(cost \cdot (\frac{1}{T}-\frac{1}{298,15})}.$$

Nella Tabella 80 di seguito sono riportati i valori per lo svolgimento dei calcoli.

Temp. vasca	C°	23,8	Temp. vasca	C°	23,8	Temp. vasca	C°	23,8
H(20°C)_CH4	atm	37575,11	H(20°C)_CO2	atm	1421	T	°K	298
A _CH4	-	675,74	A _CO2	-	1012	Kh0 N2O	M/atm	0,03
B_CH4	-	6,9	B_CO2	-	6,6	cost	-	2700

Tabella 80 Parametri necessari per lo svolgimento dei calcoli

Dopo aver calcolato i tre valori dei carichi di massa a 20°C di CH_4, CO_2 e N_2O si determinano i carichi di massa equivalenti di CO_2 come segue:

$$LCO_2eq._CH_4(20°C) = LCH_4(20°C) \cdot \frac{CO_2eq.}{CH_4}, \text{ dove } \frac{CO_2eq.}{CH_4} = 28\ \frac{kg\ CO_2}{kg\ CH_4};$$

$$LCO_2eq._CO_2(20°C) = LCO_2(20°C) \cdot \frac{CO_2eq.}{CO_2}, \text{ dove } \frac{CO_2eq.}{CO_2} = 1\ \frac{kg\ CO_2}{kg\ \text{CO2}}$$

$$LCO_2eq._N_2O(20°C) = LN_2O(20°C) \cdot \frac{CO_2eq.}{N_2O}, \text{ dove } \frac{CO_2eq.}{N_2O} = 265\ \frac{kg\ CO_2}{kg\ N_2O}.$$

Dividendo i carichi di massa dei tre gas a 20°C per i carichi di COD ed azoto in uscita all'SBR sperimentale si ottengono gli Emission factors dell'SBR.

$$EF_{CH_4} = \frac{L_{CH_4(20°C)}}{L_{COD\ outSBR}}\ \left[\frac{kg\ CH_4}{kg\ COD\ out}\right];$$

$$EF_{CO_2} = \frac{LCO_2(20°C)}{L_{COD\ outSBR}}\ \left[\frac{kg\ CO_2}{kg\ COD\ out}\right];$$

$$EF_{N_2O} = \frac{LN_2O(20°C)}{L_{Ntot\ outSBR}}\ \left[\frac{kg\ N_2O}{kg\ Ntot\ out}\right].$$

2.3 Scale up dell'SBR sperimentale all'impianto in piena scala di Paese

Al termine dell'elaborazione dei dati per i due sistemi impiantistici, in scala reale di Paese e in scale pilota, si è valutato uno scenario alternativo applicato all'impianto di Paese, chiamato Scenario 1, in cui si è ipotizzato di trattare il percolato in ingresso all'impianto tramite una configurazione reattoristica SBR e non inviandolo alla linea rifiuti speciali come invece accade nello Scenario 0.

A tal fine sono stati fatti i bilanci di massa nel nuovo scenario, ma prima è stata scorporata la portata di percolato in ingresso alla linea rifiuti speciali dell'impianto pilota della piattaforma dell'Università Politecnica delle Marche, per inviarla all'SBR dove sono state applicate le efficienze di rimozione, individuate nella fase sperimentale di questo lavoro di tesi.

Sono stati quindi confrontati anche gli scenari emissivi relativi ai due casi.

Le emissioni gassose nello Scenario 0 sono state fornite mentre quelle per lo Scenario 1 sono calcolate, come descritto nel seguito.

2.3.1 EMISSIONI GASSOSE DIRETTE - SCENARIO 1

Sulla base degli Emission Factors relativi all'SBR sperimentale, si è passati allo Scenario 1, ipotizzando che il percolato influente all'impianto di Paese venga trattato da un SBR.

Sono state calcolate le t CH_4/y, le t CO_2/y, le t N_2O/y, le t CO_2eq/y attraverso gli emission factors dell'SBR sperimentale e i carichi di massa del COD e dell'azoto totale in ingresso all'SBR dell'impianto di Paese.

Il carico di azoto relativo al percolato in ingresso (CER 190703) all'SBR è stato determinato a partire dal valore di portata e di concentrazione del percolato. Il dato di portata espresso in m^3/d è stato calcolato dai kg di rifiuti conferiti in impianto ogni mese, dai kg si è passati ai m^3/d ed infine è stata fatta una media di tutti questi valori di portata ottenuti per ogni singolo mese, ricavando un unico valore di portata. Per le concentrazioni invece si aveva a disposizione un dato medio espresso in mg/l; moltiplicando questo valore per la portata, ottenuta come media (come descritto precedentemente), è stato calcolato il carico di massa dell'azoto totale, stessa cosa è stata fatta per il BOD_5. Relativamente al COD, invece, non si avevano informazioni, quindi si è proceduto in questo modo passando attraverso il dato il BOD_5 e andando a reperire in letteratura i tipici rapporti caratteristici. Grazie alle informazioni ricavate da Figura 50 e *Figura 51* si è deciso di adottare un rapporto BOD_5/COD uguale a 0,15, considerando che il percolato in ingresso all'impianto di Paese può considerarsi maturo. A questo punto, conoscendo il rapporto BOD_5/COD e il valore di concentrazione del BOD_5, è stato possibile determinare il valore di concentrazione del COD e da questo è stato calcolato il carico di massa.

Leachate type	Early	Medium-term	Old
Landfill useful life (years)	<5	5–10	>10
pH (–)	6.5–7.5 (7.0)	7.0–8.0 (7.5)	7.5–8.5 (8)
COD (g/L)	10–30 (15)	3–10 (5)	<3 (2)
BOD/COD (–)	0.5–0.7 (0.6)	0.3–0.5 (0.4)	<0.3 (0.2)
NH_4^+-N (mg/L)	500–1000 (700)	800–2000 (1000)	1000–3000 (2000)
COD/NH_4^+-N	5–10 (6)	3-4 (3)	<3 (1.5)

*The values in parentheses are typical values.

Figura 50 Caratteristiche del percolato in base all'età (Wang K. , Li, Tan, & Wu, 2018)

Type of leachate	Young	Intermediate	Stabilized
Age (years)	<5	5–10	>10
pH	<6.5	6.5–7.5	>7.5
Biodegradability	Important	Medium	Low
Kjeldahl nitrogen (g/L)	0.1–0.2	–	–
Ammonia nitrogen (mg/L)	<400	–	>400
TOC/COD	<0.3	0.3–0.5	>0.5
Heavy metals (mg/L)	Low to medium	Low	Low
BOD_5/COD	0.5–1.0	0.1–0.5	<0.1
COD (mg/L)	>10,000	4,000–10,000	<4000

Figura 51 Caratteristiche del percolato in base all'età (Peng, 2013)

Avendo calcolato i carichi di massa del COD e dell'azoto totale in ingresso e gli emission factors dell'SBR sperimentale, sono state determinate le tonnellate annue come segue:

$$\frac{tCH_4}{y} = EF_{CH_4} \cdot L_{COD\ in_SBRPaese};$$

$$\frac{tCO_2}{y} = EF_{CO_2} \cdot L_{COD\ in_SBRPaese};$$

$$\frac{tN_2O}{y} = EF_{N_2O} \cdot L_{N\ in_SBRPaese}.$$

$$\frac{tCO_2eq.}{y} = \frac{tCH_4}{y} \cdot \frac{CO_2eq.}{CH_4} + \frac{tCO_2}{y} \cdot \frac{CO_2eq.}{CO_2} + \frac{tN_2O}{y} \cdot \frac{CO_2eq.}{N_2O},$$

dove $\frac{CO_2eq.}{CH_4} = 28\ \frac{kg\ CO_2}{kg\ CH_4}$, $\frac{CO_2eq.}{CO_2} = 1\ \frac{kg\ CO_2}{kg\ \mathrm{CO2}}$, $\frac{CO_2eq.}{N_2O} = 265\ \frac{kg\ CO_2}{kg\ N_2O}$.

2.3.2 EMISSIONI GASSOSE INDIRETTE (gas disciolti) - SCENARIO 1

Per determinare le tCH4/y, tCO_2/y, tN_2O/y e conseguentemente, come somma, le tCO_2/y sono stati consideranti i carichi di COD ed azoto totale in uscita dall'SBR di Paese nello scenario 1.

Una volta noti i carichi di massa di COD e di azoto totale in ingresso all'SBR di Paese, i carichi in uscita sono stati calcolati andando ad applicare le efficienze di rimozione ottenute dall'elaborazione dei dati dell'SBR sperimentale (vedi Capitolo 3).

$$\frac{tCH_4}{y} = EF_{CH_4} \cdot L_{COD\ out_SBRPaese};$$

$$\frac{tCO_2}{y} = EF_{CO_2} \cdot L_{COD\ out_SBRPaese};$$

$$\frac{tN_2O}{y} = EF_{N_2O} \cdot L_{N\ out_SBRPaese}.$$

$$\frac{tCO_2eq.}{y} = \frac{tCH_4}{y} \cdot \frac{CO_2eq.}{CH_4} + \frac{tCO_2}{y} \cdot \frac{CO_2eq.}{CO_2} + \frac{tN_2O}{y} \cdot \frac{CO_2eq.}{N_2O},$$

dove $\frac{CO_2eq.}{CH_4} = 28\ \frac{kg\ CO_2}{kg\ CH_4}$, $\frac{CO_2eq.}{CO_2} = 1\ \frac{kg\ CO_2}{kg\ \mathrm{CO2}}$, $\frac{CO_2eq.}{N_2O} = 265\ \frac{kg\ CO_2}{kg\ N_2O}$.

2.3.3 CONSUMO ENERGETICO SCENARIO 1

Per lo scenario 0 il consumo è stato ricavato dai dati forniti di energia elettrica consumata al mese (MWh/mese) è stata fatta lo somma di tali valori ottenendo un unico dato di energia elettrica consumata (kWh/d). Successivamente tale valore è stato reso specifico sulla base dell'azoto rimosso.

Avendo determinato il consumo energetico totale dell'impianto, per ricavare il consumo della singola linea, i dati sono stati riproporzionati sul dato specifico di azoto rimosso.

$$[kWh/d]_{ln\ rifiuti\ Scenerio\ 0} = [\text{kWh/kgNrimosso}]_{ln\ rifiuti\ +ln\ liquami} \cdot kgNrimosso/d_{\ln rifiuti}$$

$$[kWh/d]_{ln\ liquami\ Scanerio\ 0} = [\text{kWh/kgNrimosso}]_{ln\ rifiuti\ +ln\ liquami} \cdot kgNrimosso/d_{\ln liquami}$$

Per individuare il consumo energetico relativo allo scenario 1, specificando il contributo dell'SBR, della linea rifiuti e della linea liquami si è partiti da un caso noto, quello dell'SBR dell'impianto di Carbonera nel quale è applicato il processo SCENA (Short-Cut Enhanced Nutrients Abatment). Per tale impianto è noto il consumo energetico specifico per azoto rimosso, pari a 4,21 kWh/kgNrimosso (Longo, Frison, Renzi, Fatone, & Hospido, 2017)

È stato, quindi, ricavato il consumo energetico dell'SBR applicato a Paese nello scenario 1 moltiplicando i kg di azoto rimosso per il consumo specifico di SCENA.

$$[kWh/d]_{SBR\ Scenario\ 1} = [\text{kWh/kgNrimosso}]_{SBR\ Carbonera} \cdot kgNrimosso/d_{\text{SBR Scenario 1}}$$

Sulla base dei consumi dello Scenario 0, si sono potuti ricavare i consumi nello Scenario 1 della linea liquami e della linea rifiuti speciali, andando a riproporzionare sulla base dell'azoto rimosso nello scenario 1, calcolato a partire dai bilanci di massa.

$$[kWh/d]_{ln\ rifiuti\ Scenario1} = [\text{kWh/kgNrimosso}]_{ln\ rifiuti\ +ln\ liquami} \cdot kgNrimosso/d_{\ln rifiuti_{scenario}1}$$

$$[\text{kWh/d}]_{ln\ liquami\ Scenario1} = [\text{kWh/kgNrimosso}]_{ln\ rifiuti\ +ln\ liquami} \cdot kgNrimosso/d_{\ln liquami_{scenario}1}$$

Introducendo un fattore di conversione in CO_2 equivalente (Tabella 81) fornito dall'Ispra 2017 (dato riferito al 2015 come produzione termoelettrica media) e applicandolo al consumo energetico totale annuale dei due scenari, sono state ricavate le emissioni da consumo energetico espresse in ton CO_2eq/y.

Fattore di conversione in CO2eq	
488,9	ton/GWh
4,89E-04	ton/kWh

Tabella 81 Fattore conversione Ispra 2017

Il confronto relativo alle emissioni è stato effettuato sul dato di CO_2 equivalente emessa.

3 Risultati

3.1 Risultati delle elaborazioni fatte sull'impianto di Paese

Nel seguito si analizzano gli andamenti dei principali parametri quali-quantitativi sia relativi ai CER scaricati in impianto che alle due linee di trattamento dell'impianto di Paese.

3.1.1 Analisi dei dati relativi ai CER scaricati in impianto tramite autobotte

Per quanto riguarda l'analisi dei rifiuti in ingresso all'impianto di Paese, si sono analizzati prima gli andamenti quantitativi e, successivamente, le caratterizzazioni qualitative in termini di BOD_5 e Ntot.

CER IN INGRESSO – QUANTITÀ

In Figura 52 sono rappresentate le portate in ingresso suddivise per i singoli CER, andando a individuare i CER con il contributo maggiore. Il percolato di discarica (190703) raggiunge la percentuale maggiore sul totale pari al 41 %.

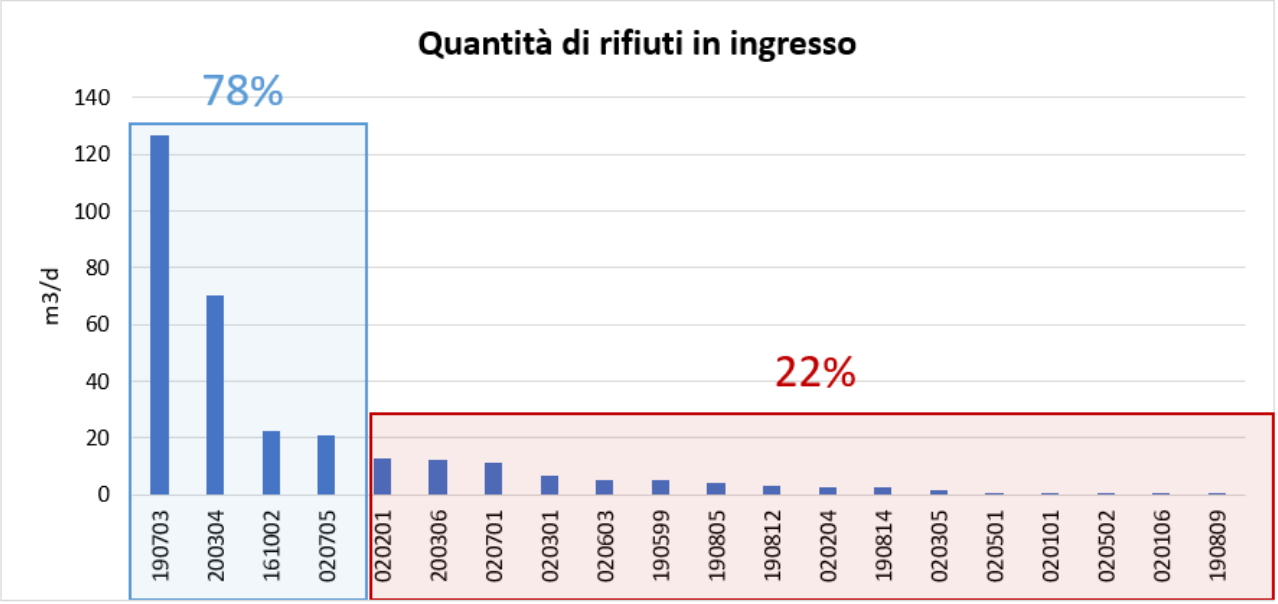


Figura 52 Andamento rifiuti in ingresso

QUANTITÀ	CODICI CER AUTORIZZATI	
7 %	**02 07 05**	Fanghi prodotti dal trattamento in loco degli effluenti
7 %	**16 10 02**	Soluzioni acquose di scarto, diverse da quelle di cui alla voce 16 10 01
41 %	**19 07 03**	Percolato di discarica, diverso da quello di cui alla voce 19 07 02
23 %	**20 03 04**	Fanghi delle fosse settiche

Tabella 82 Quantità dei CER in ingresso

In figura di seguito si evince l'andamento dei CER che in quantità sono i più consistenti ed è visibile, in particolare, il decremento dei fanghi da fosse settiche (CER 200304) tra la fine del 2019 e l'inizio del 2020, a favore dei percolati di discarica (CER 190703).

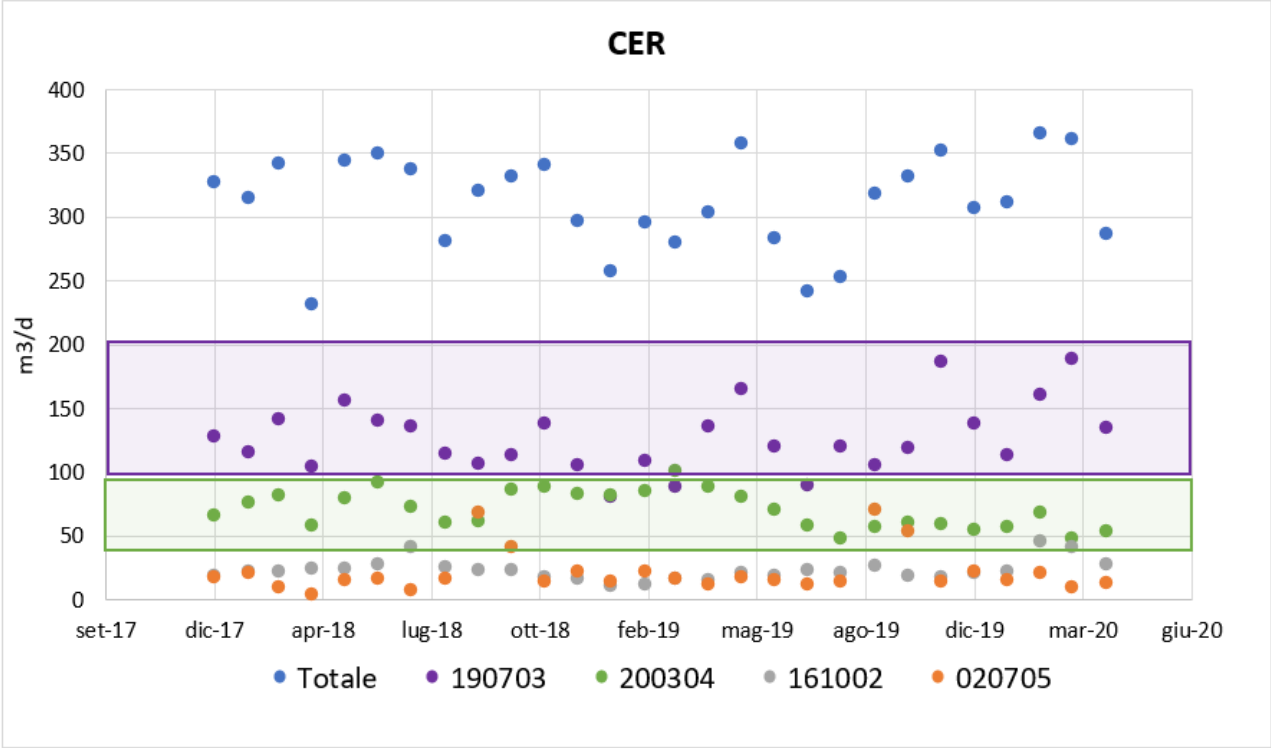


Figura 53 Andamento CER

02 07 05	Fanghi prodotti dal trattamento in loco degli effluenti
16 10 02	Soluzioni acquose di scarto, diverse da quelle di cui alla voce 16 10 01
19 07 03	Percolato di discarica, diverso da quello di cui alla voce 19 07 02
20 03 04	Fanghi delle fosse settiche

Tabella 83 CER principiali in ingresso

CER IN INGRESSO – QUALITÀ

In Figura 54, Figura 55 e Figura 56 sono messe in evidenza:

- la variabilità per le diverse tipologie di CER in ingresso, contributi maggiori sia in termini di BOD_5 che di Ntot sono associati ai CER 020705 (fanghi prodotti dal trattamento in loco degli effluenti produzione di bevande alcoliche ed analcoliche), 190703 (percolato di discarica) e 200304 (fanghi delle fosse settiche);
- i rapporti C/N più elevati si sono ricavati per i rifiuti non specificati altrimenti (CER 190599) per i quali si ha un valore pari ad 8 e per i fanghi prodotti dal trattamento in loco degli

effluenti dell'industria lattiero casearia (CER 020502) per i quali si è ottenuto un rapporto pari a 4. In tutti gli altri casi il rapporto è vicino ad 1.

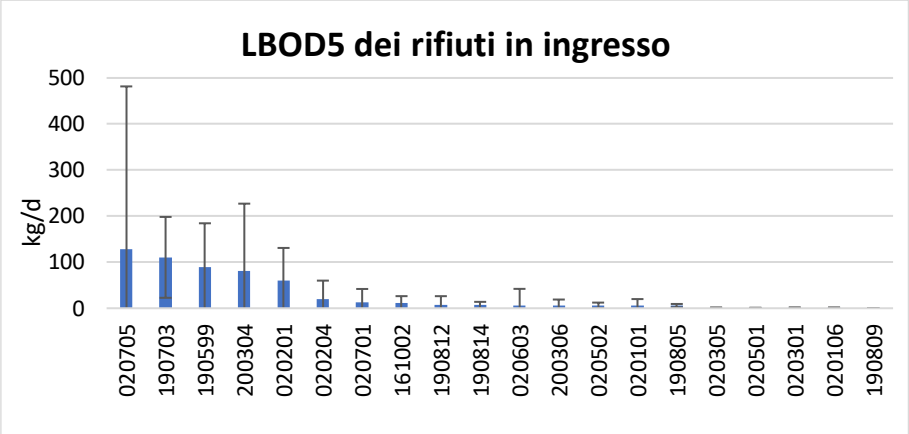


Figura 54 LBOD$_5$ dei rifiuti in ingresso

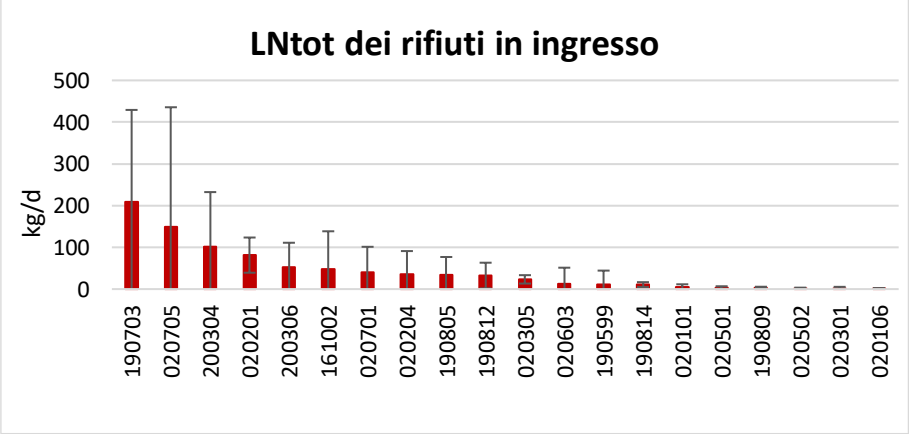


Figura 55 LNtot dei rifiuti in ingresso

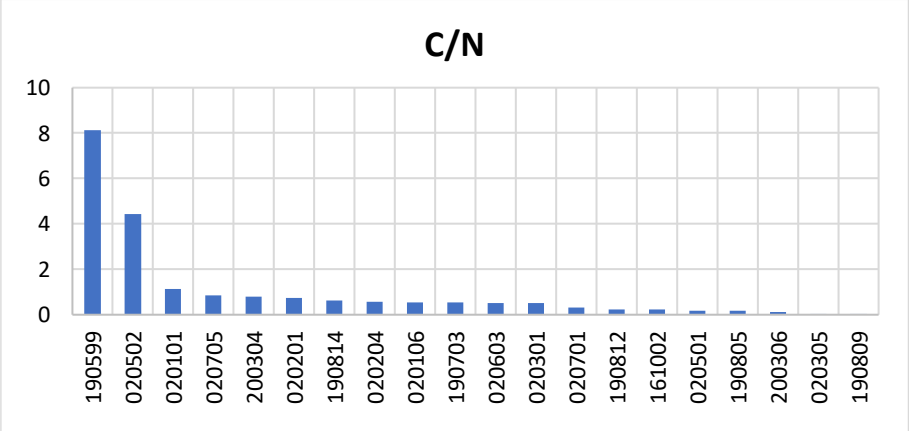


Figura 56 Rapporto C/N

In Tabella 84 si riportano le percentuali relative al carico di BOD_5 e Ntot dei rifiuti in ingresso.

QUANTITÀ	CODICI CER AUTORIZZATI	
9 %, 11 %	02 02 01	Fanghi da operazioni di lavaggio e pulizia
17 %, 23 %	02 07 05	Fanghi prodotti dal trattamento in loco degli effluenti
16 %	19 05 99	Rifiuti non specificati altrimenti
24 %, 20%	19 07 03	Percolato di discarica, diverso da quello di cui alla voce 19 07 02
12 %, 14 %	20 03 04	Fanghi delle fosse settiche
6 %	20 03 06	Rifiuti della pulizia delle fognature

Tabella 84 Quantità di CER in ingresso

3.1.2 Analisi dei dati storici e bilanci di massa

Nel seguito si riportano i risultati delle elaborazioni svolte sulla linea rifiuti speciali, sui reflui provenienti dalla fognatura e sulla linea principale dell'impianto.

LINEA RIFIUTI SPECIALI

PORTATE INFLUENTI

Dal grafico in Figura 57 si può notare una notevole variazione dei valori delle portate misurate. I valori più bassi si registrano nei sabati e nelle domeniche, perché i rifiuti sono conferiti all'impianto tramite autobotti.

Tenendo presente che i valori bassi si verificano nel fine settimana e che la misura della portata è a valle dell'equalizzazione, l'equalizzatore non accumula abbastanza.

L'equalizzatore funziona accumulando e scaricando, ma nel fine settimana, anche se l'equalizzatore ha un volume sufficiente, alimenta di meno andando sotto carico, situazione classica degli impianti che trattano rifiuti.

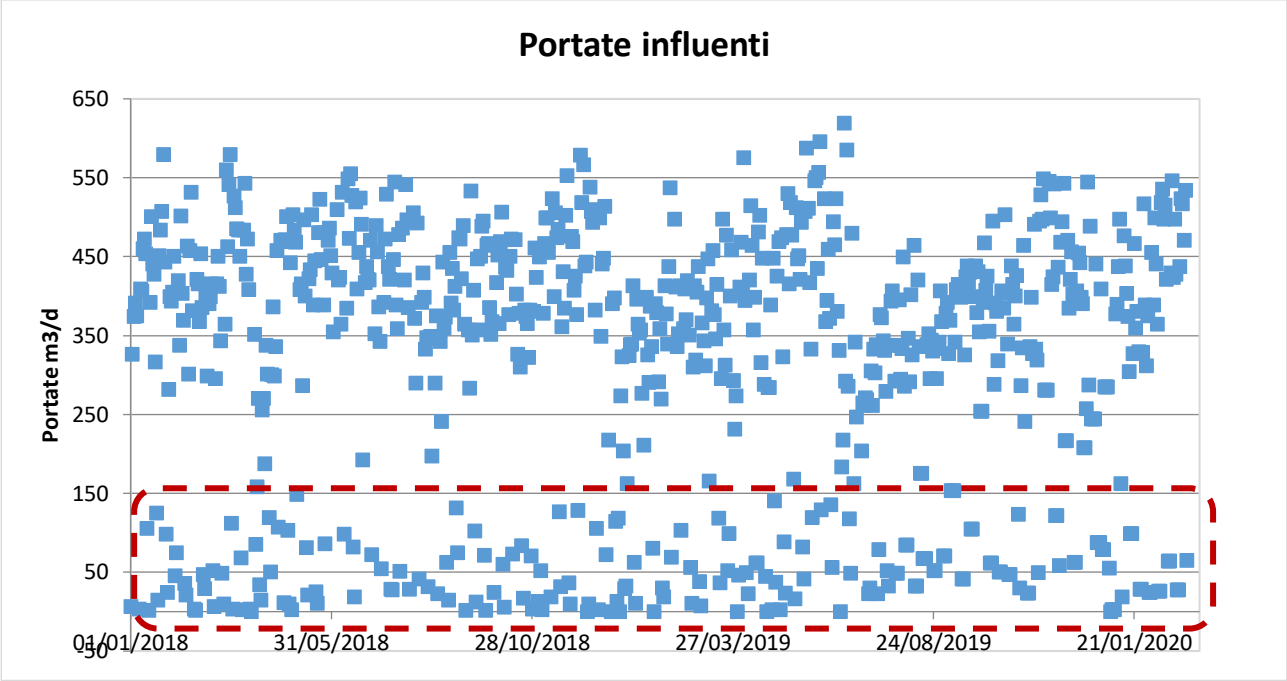


Figura 57 Andamento portate influenti linea rifiuti

CONDUCIBILITÀ

L'incremento della conducibilità a partire da maggio - giugno 2019 (Figura 58) non sembra essere associato a un aumento complessivo della portata totale in ingresso alla linea rifiuti, ma è probabilmente correlato:

- all'incremento della portata dei percolati da discarica (CER 190703) in ingresso;
- alla contemporanea diminuzione dei fanghi da fosse settiche (CER 200304).

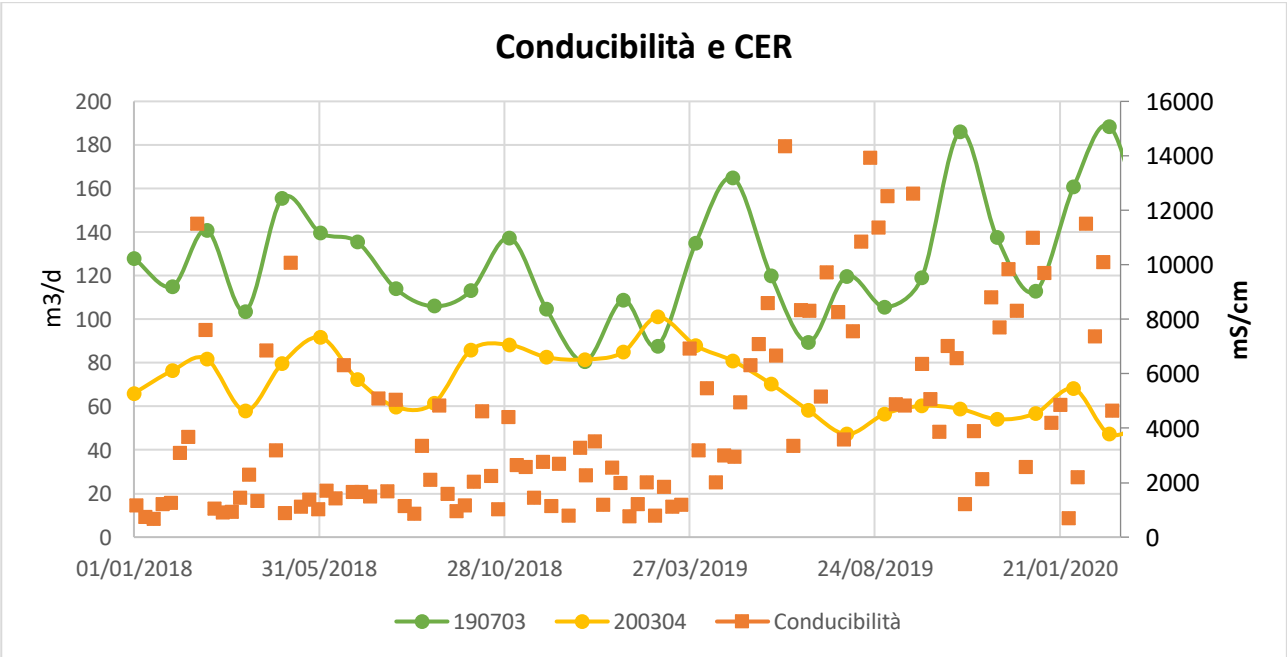


Figura 58 Andamento conducibilità, portata in ingresso CER 190703 e CER 200304

AZOTO TOTALE E CLORURI

Come si osserva in Figura 59,

Figura 60 e Figura 61 l'incremento dell'azoto totale e dei cloruri a partire dal periodo maggio - giugno 2019, potrebbe essere correlato, come detto in precedenza per la conducibilità:

- all'incremento della quantità dei percolati di discarica (CER 190703) in ingresso alla linea rifiuti speciali;
- alla contemporanea diminuzione dei fanghi da fosse settiche (CER 200304).

Inoltre, si specifica che i cloruri del percolato di discarica sono sempre maggiori di quelli delle fosse settiche. In Figura 61 si notano picchi fino a quasi 1200 mg/l.

Nei suddetti grafici è stato messo in evidenza l'incremento percentuale dell'ingresso e il conseguente peggioramento dell'uscita.

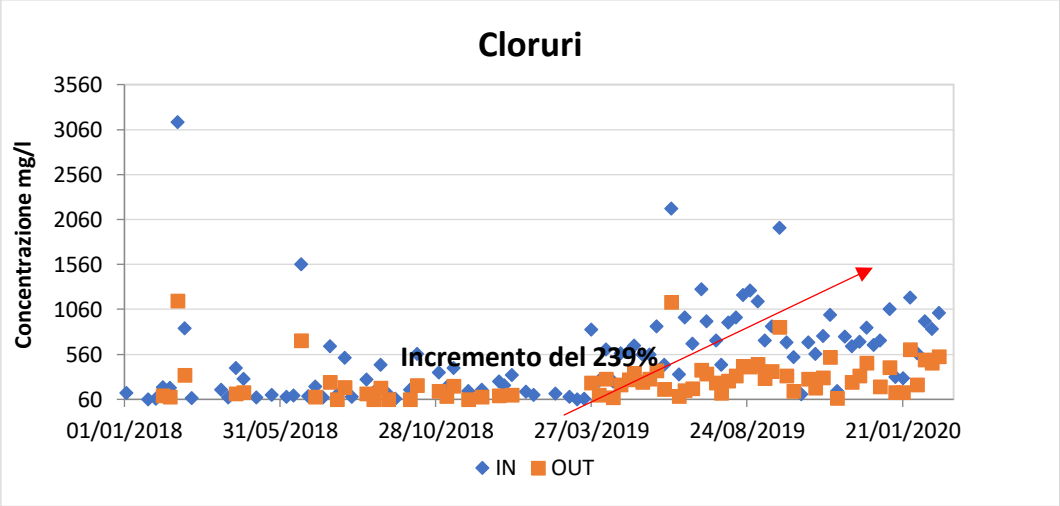


Figura 59 Andamento cloruri linea rifiuti speciali

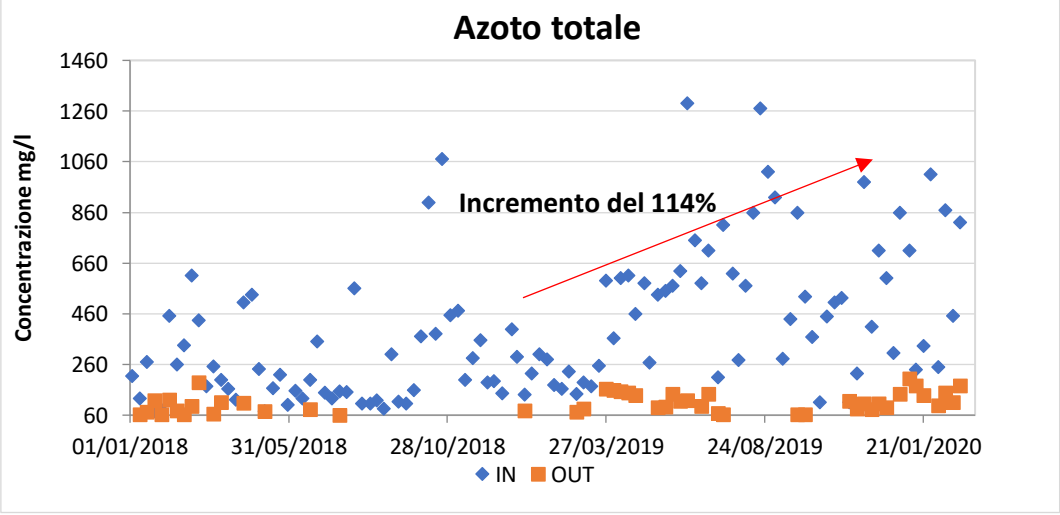


Figura 60 Andamento azoto totale linea rifiuti speciali

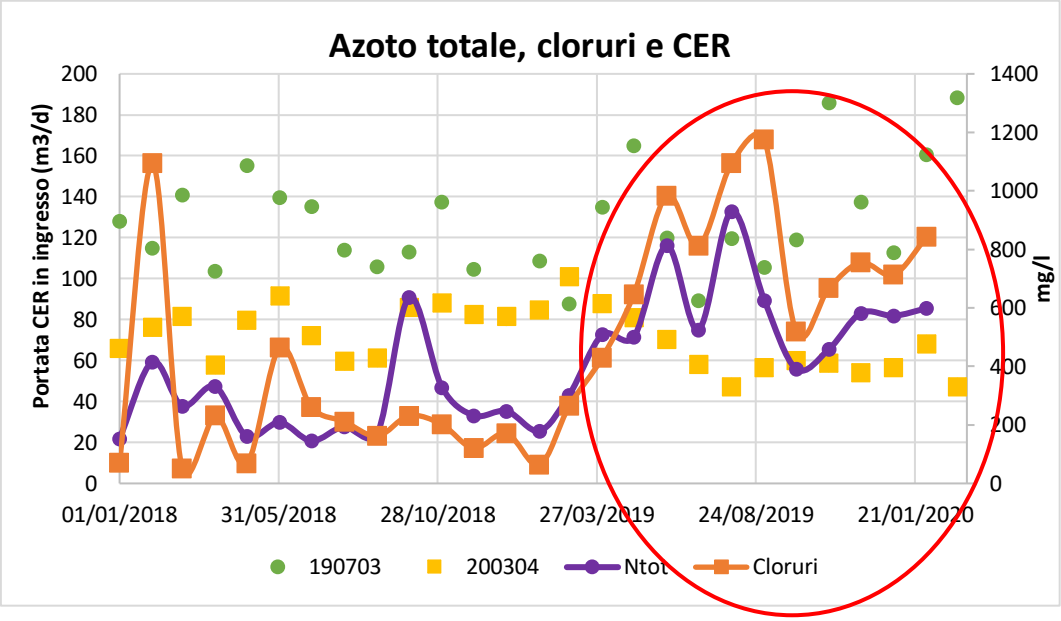


Figura 61 Andamento azoto totale, cloruri e portata in ingresso CER 190703, CER 200304

FOSFORO TOTALE

Dal grafico in Figura 62 è possibile notare dei picchi isolati con concentrazioni in ingresso superiori ai 100 mg/l.

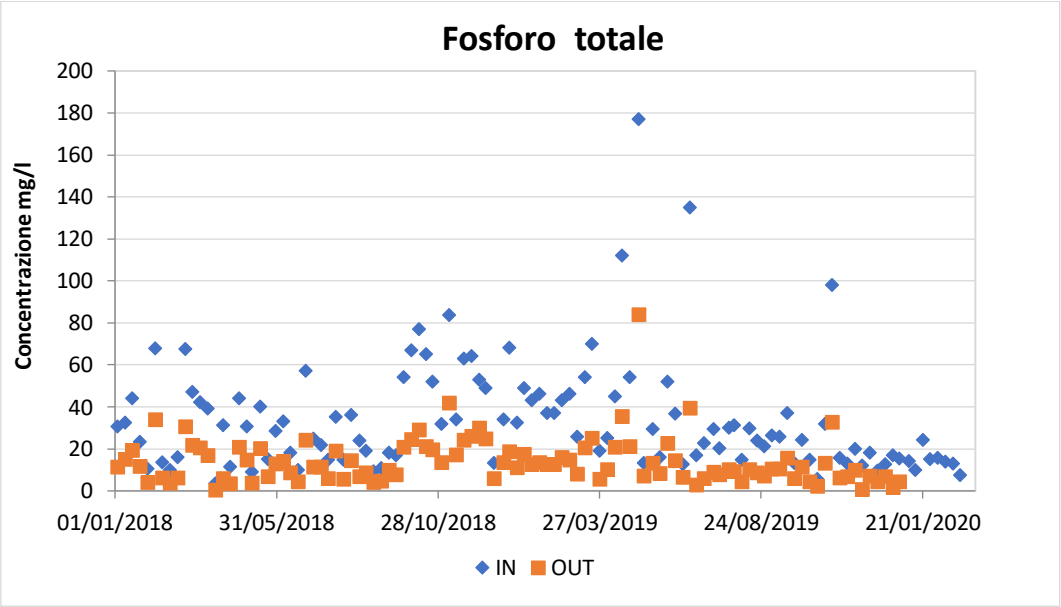


Figura 62 Andamento fosforo totale in ingresso e uscita alla linea rifiuti speciali

FREE AMMONIA

In media la free ammonia assume un valore pari a 11,6 con una deviazione standard del 34,7 (Figura 63).

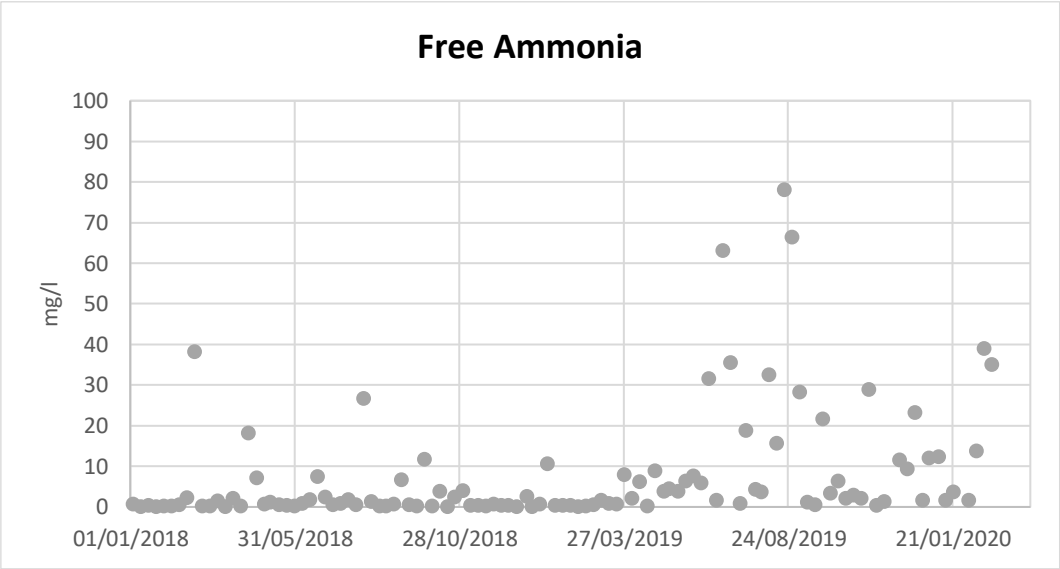


Figura 63 Andamento free ammonia linea rifiuti speciali

Solidi (TSS), BOD5 e COD

Come è possibile osservare in Figura 64, Figura 65 e Figura 66 l'incremento del COD e dei TSS nel periodo compreso tra ottobre 2018 e giugno 2019, può essere correlato alla variazione in ingresso impianto del CER 200304, cioè fanghi da fosse settiche, infatti con l'aumento della portata del CER 200304 si ha anche l'aumento del COD e dei TSS in ingresso alla linea rifiuti.

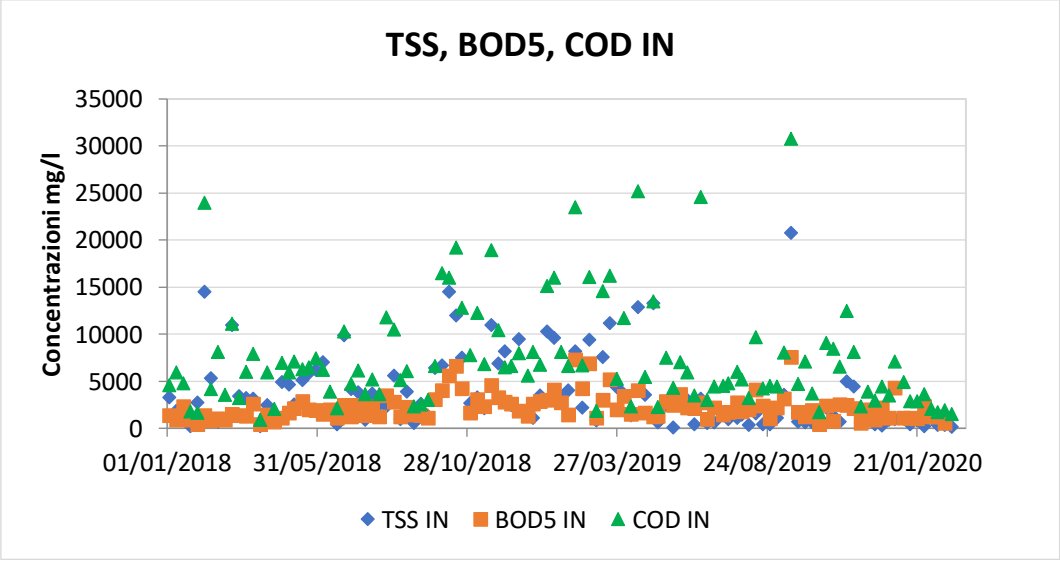


Figura 64 Andamento TSS, BOD5, COD in ingresso alla linea rifiuti speciali

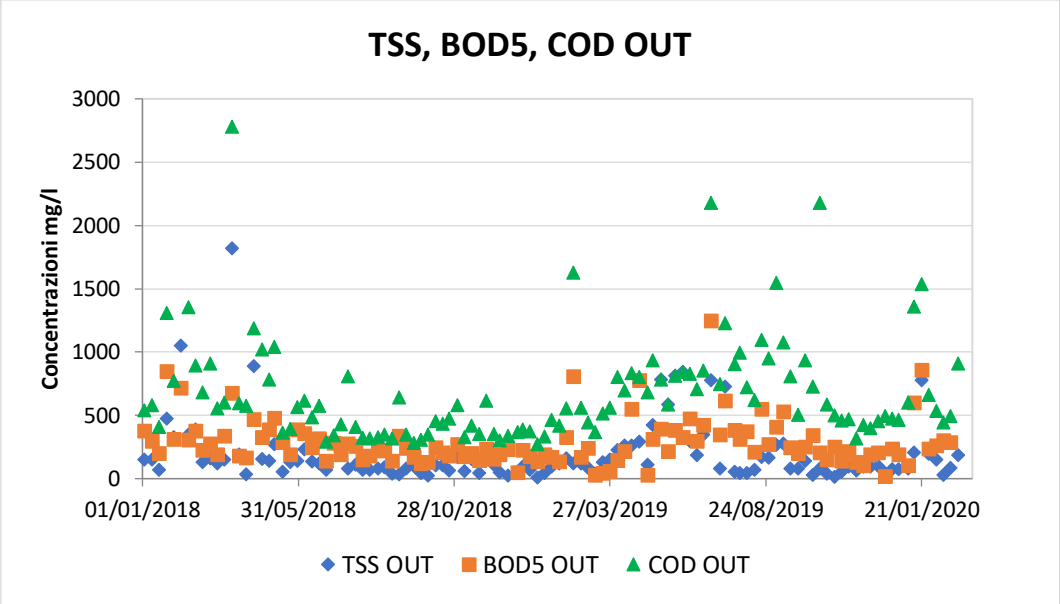


Figura 65 Andamento TSS, BOD5, COD in uscita alla linea rifiuti speciali

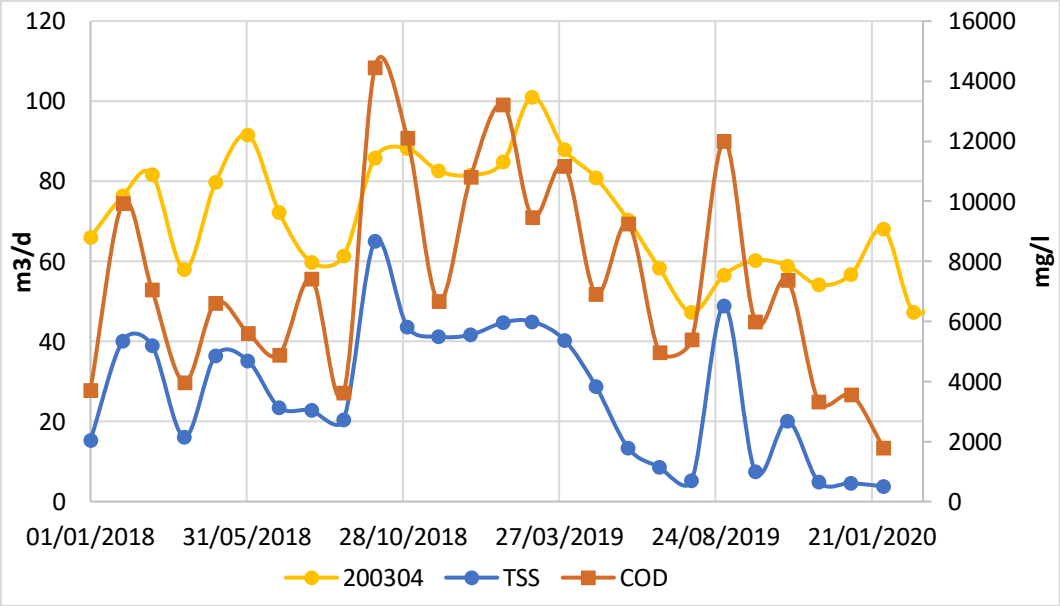


Figura 66 Andamento concentrazioni TSS, COD e portata in ingresso 200304

RAPPORTI CARATTERISTICI

Dalla Figura 67, Figura 68 e Figura 69 si può osservare che i rapporti caratteristici sono variabili e generalmente superiori (nel caso di COD/Ntot e COD/TSS) o inferiori (nel caso di BOD_5/COD) ai valori tipici delle acque reflue.

In Figura 69 si possono notare dei picchi del rapporto COD/Ntot dovuti all'aumento dei percolati (CER 190703) da luglio 2019.

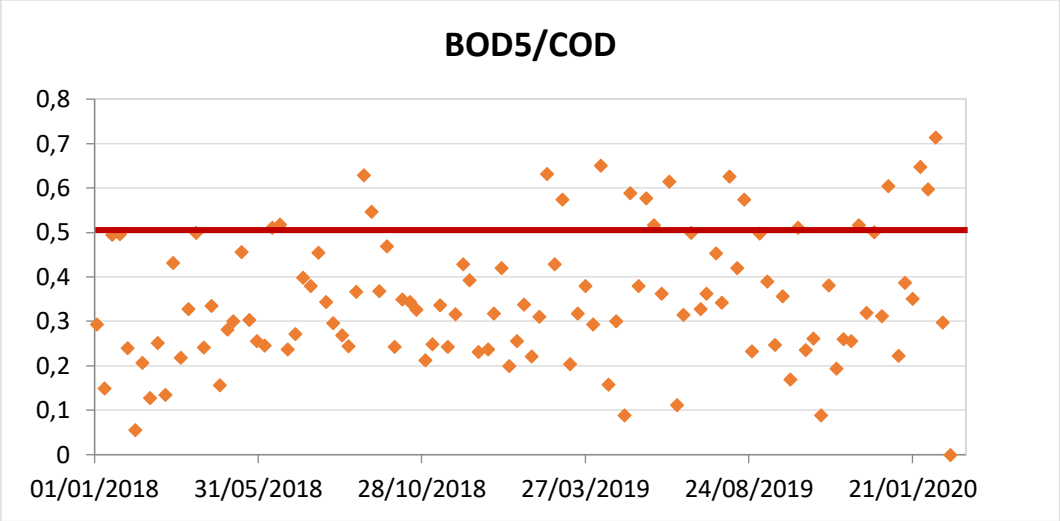


Figura 67 BOD_5/COD linea rifiuti speciali

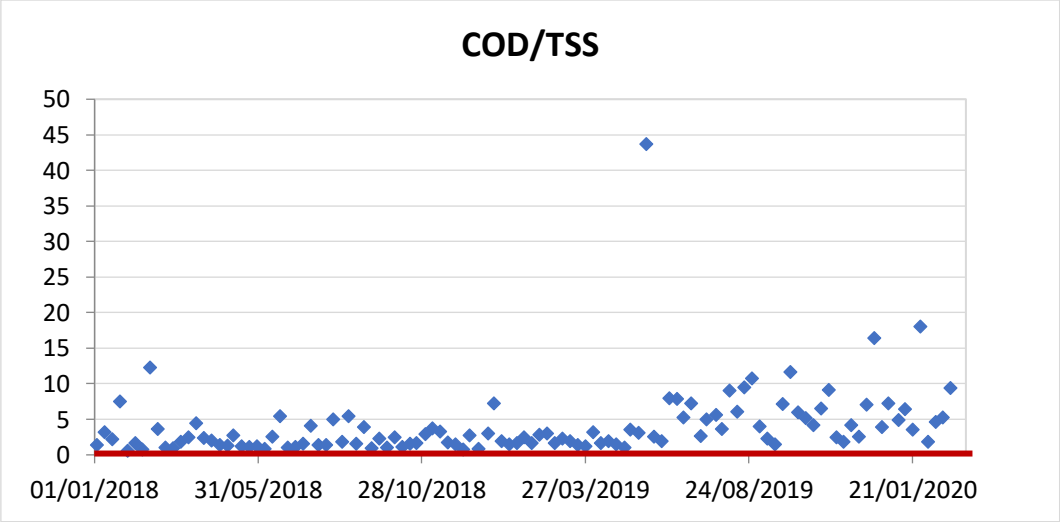


Figura 68 COD/TSS linea rifiuti speciali

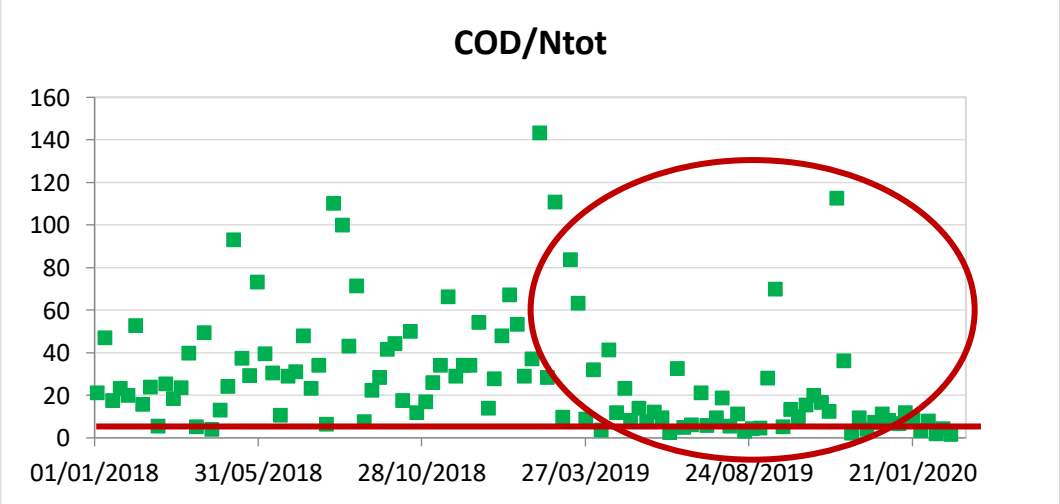


Figura 69 COD/Ntot linea rifiuti speciali

EFFICIENZE DI RIMOZIONE

Nei grafici in Figura 70 e Figura 71, sono riportate le efficienze di rimozione. È evidente una notevole variazione di tali parametri, con valori molto bassi spesso in corrispondenza di alte concentrazioni di azoto totale dei rifiuti in ingresso (come si vede dal grafico in Figura 61) e alte conducibilità (come riportato nel grafico in Figura 58). Infatti, è possibile notare che le efficienze sono alte nella parte centrale dei grafici, cioè da novembre 2018 fino a febbraio 2019 e corrispondono a bassi valori di concentrazioni di azoto totale, mentre nei mesi precedenti e in quelli successivi si vedono delle efficienze basse riconducibili a picchi di azoto in ingresso dovuti per lo più ai percolati da discarica (CER 190703) in ingresso impianto.

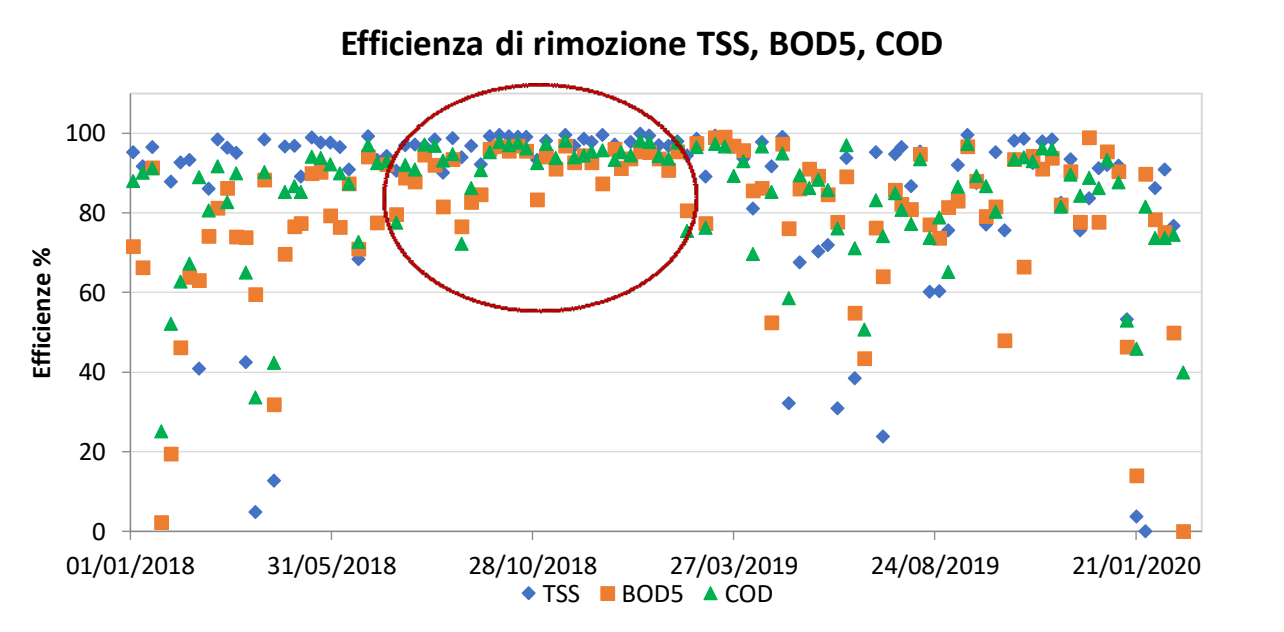


Figura 70 Efficienze di rimozione TSS, BOD5, COD linea rifiuti speciali

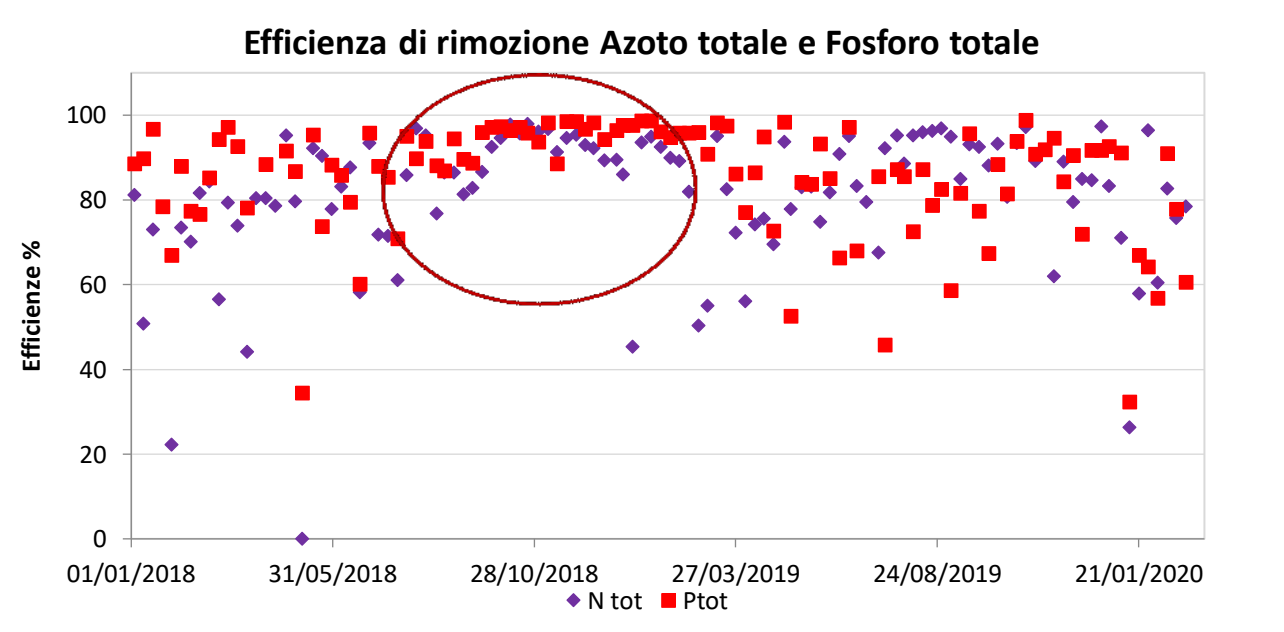


Figura 71 Efficienze di rimozione azoto totale e fosforo totale linea rifiuti speciali

MLSS, MLVSS e SRT

Si sono analizzati gli andamenti dei solidi in vasca biologica e nei flussi di ricircolo (Figura 72 e Figura 73). Si osserva in particolare che gli MLSS del ricircolo sono quasi corrispondenti a quelli in vasca di ossidazione (Figura 74) ad indicazione di una bassa capacità di sedimentazione. Dall'andamento dell'SRT (Figura 75) si osserva che i valori sono generalmente compresi tra 7 e 20 giorni, ad eccezione dei primi mesi del 2018 dove si sono avuti SRT massimi anche pari a 33 giorni.

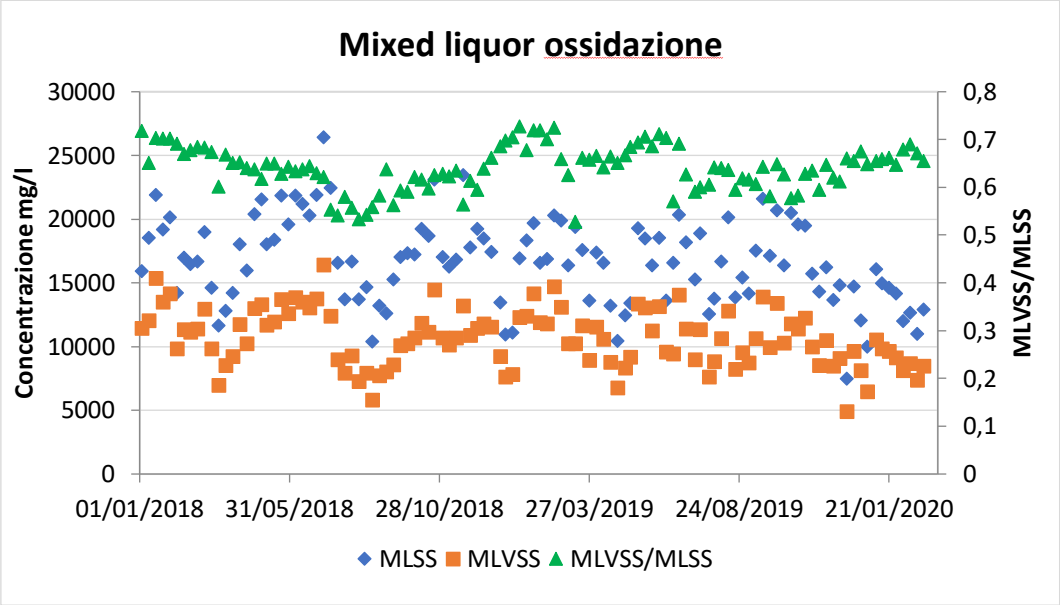


Figura 72 Mixed liquor ossidazione

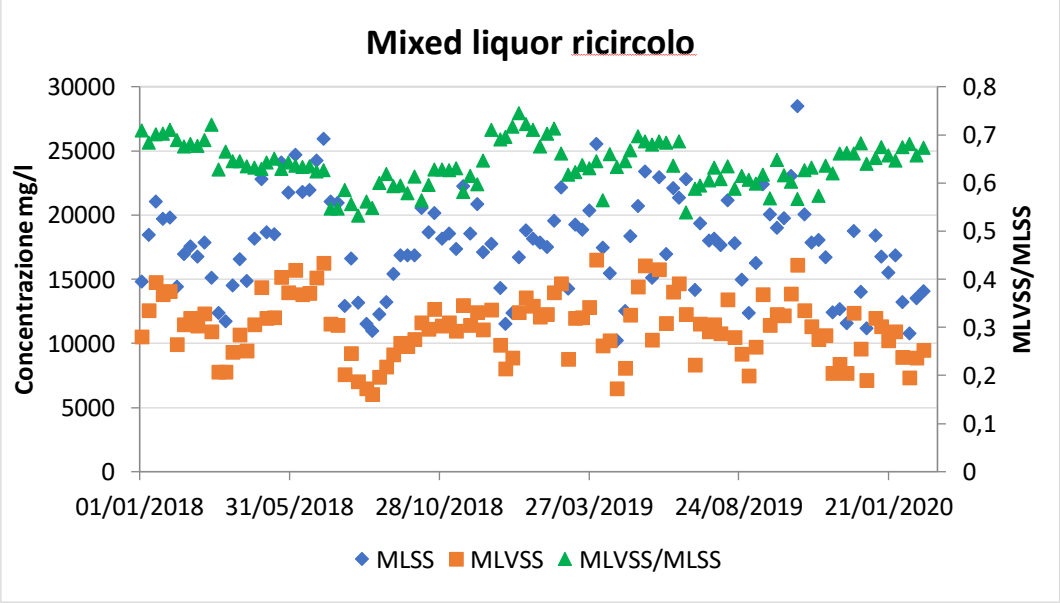


Figura 73 *Mixed liquor ricircolo*

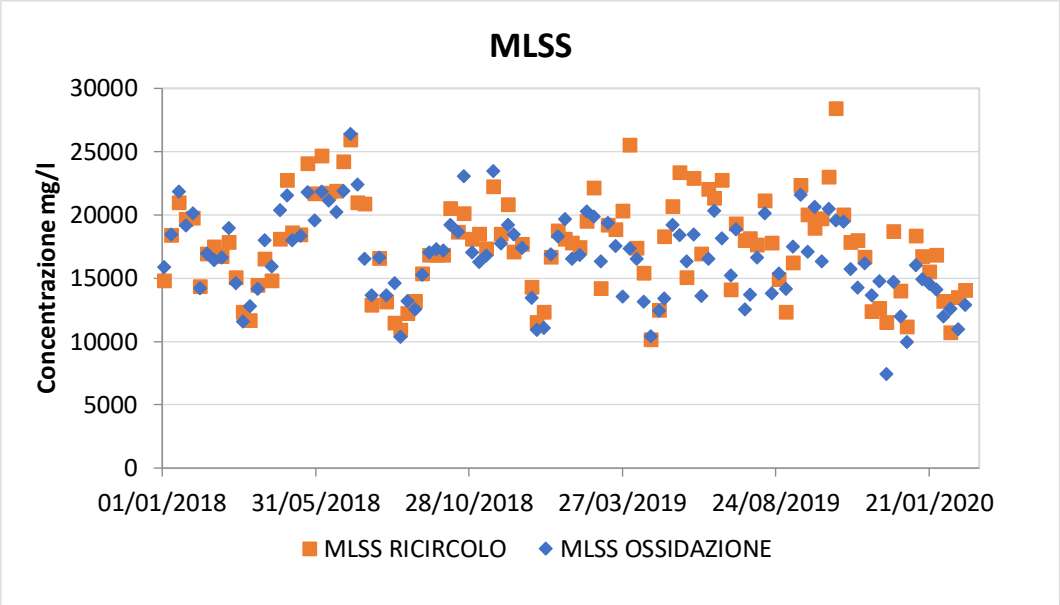


Figura 74 MLSS ossidazione e MLSS ricircolo

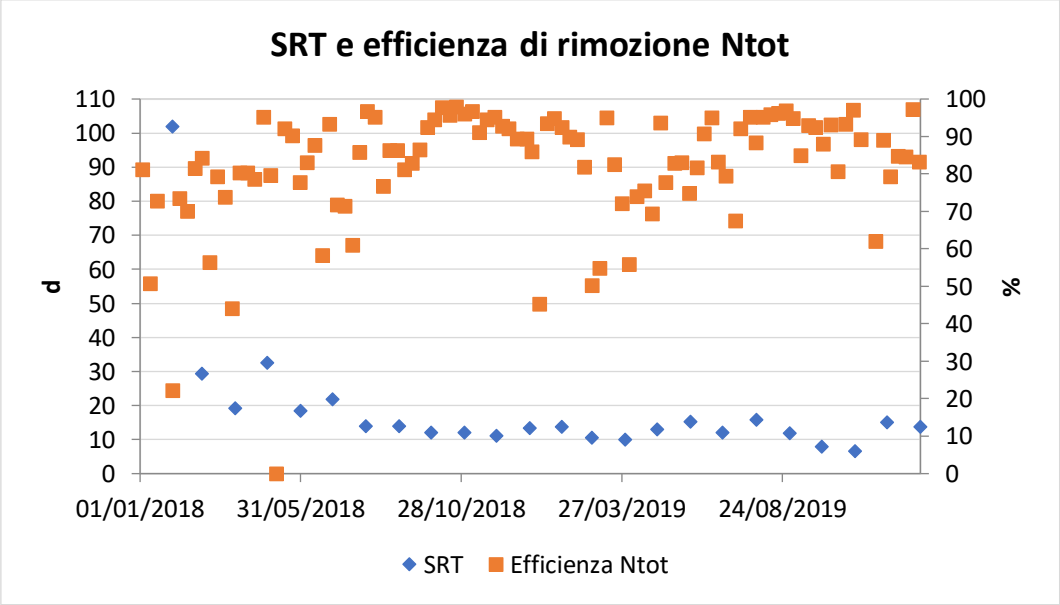


Figura 75 SRT e efficienza di rimozione Ntot

REFLUI IN INGRESSO DALLA RETE FOGNARIA

PORTATE INFLUENTI

L'oscillazione delle portate in ingresso dalla rete fognaria è dovuta sia all'influenza delle precipitazioni che ad un effetto stagionale visibile nei periodi maggio 2018 – novembre 2018 e da marzo 2019 come si può evincere dalla Figura 76, Figura 77 e Figura 78.

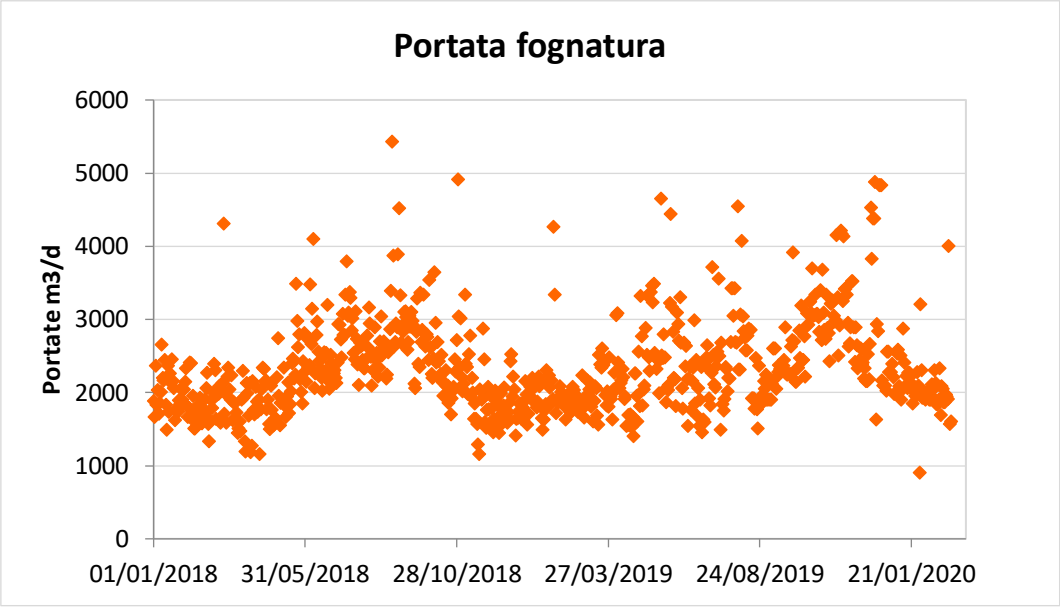


Figura 76 Andamento portata fognatura

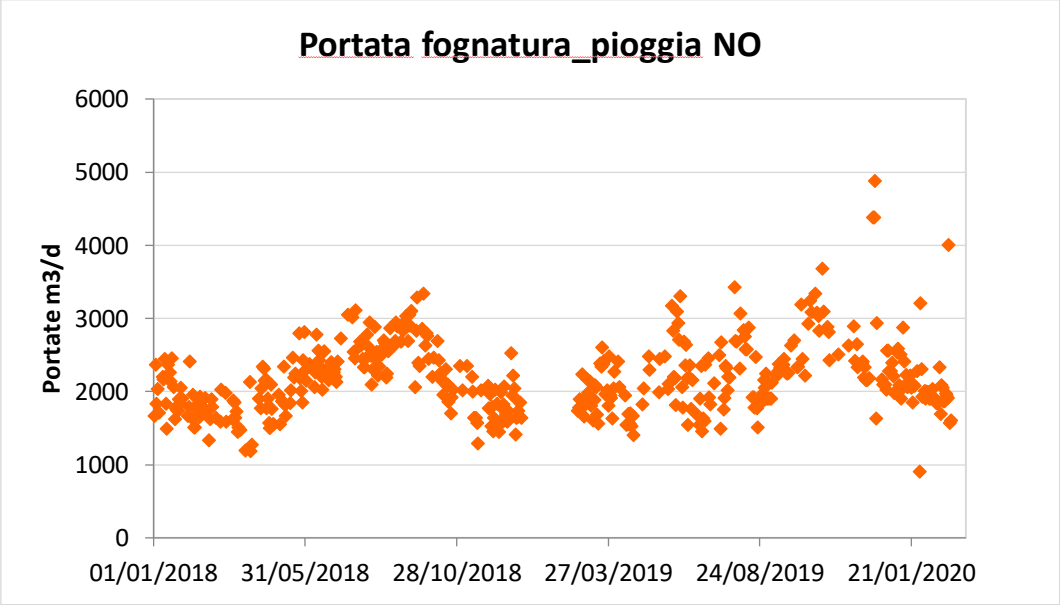


Figura 77 Andamento portata fognatura_pioggia NO

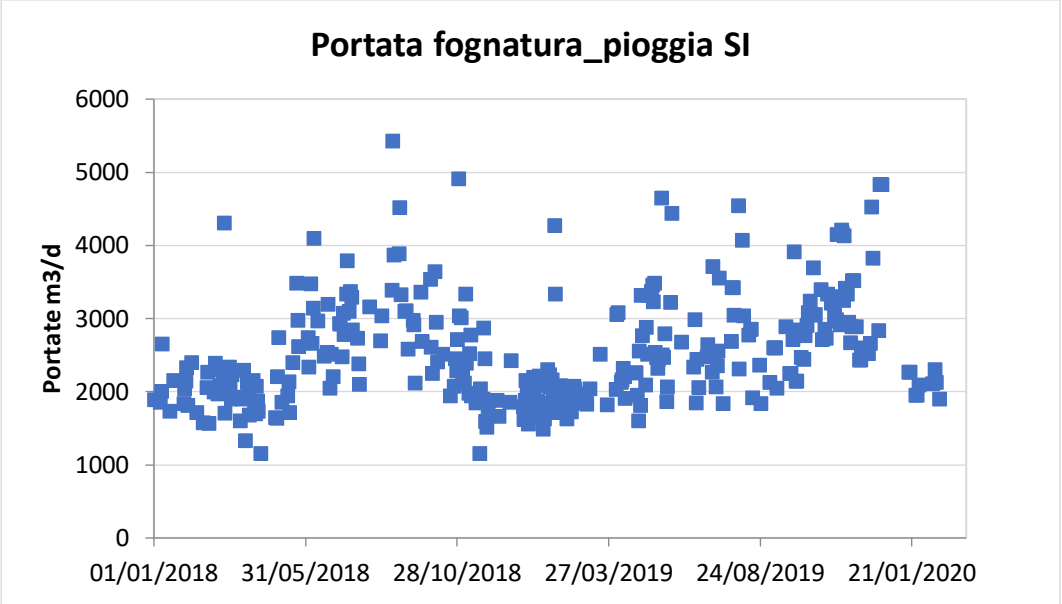


Figura 78 Andamento portata fognatura_pioggia SÌ

AZOTO TOTALE E FOSFORO TOTALE

In Figura 79 e Figura 80 si riportano gli andamenti dell'azoto e del fosforo in ingresso all'impianto dalla rete fognaria. Si osserva un andamento discordante tra la concentrazione di azoto e la portata (Figura 79).

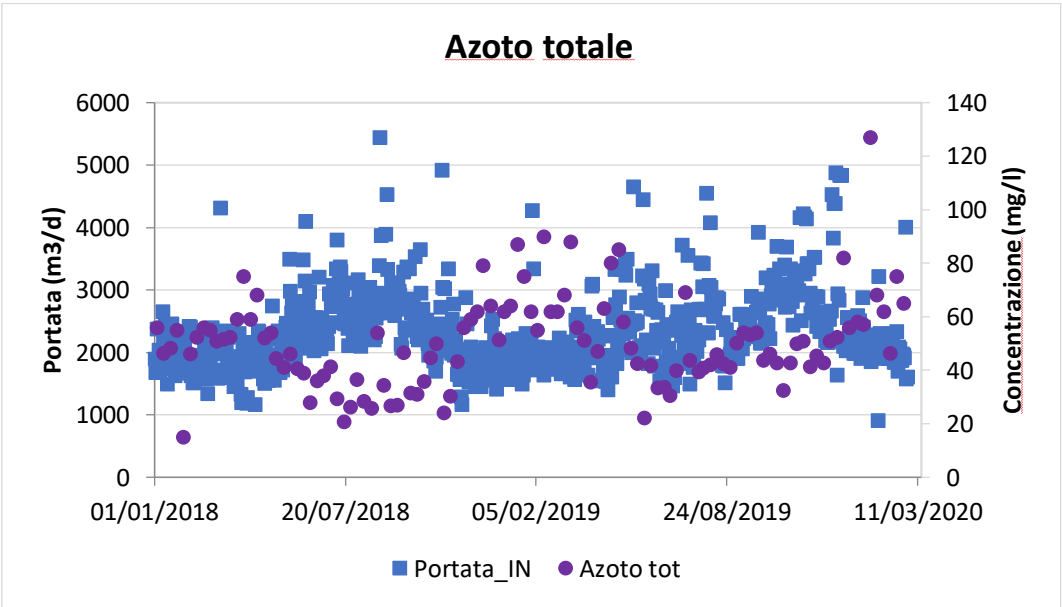


Figura 79 Andamento portata reflui fognari e azoto totale

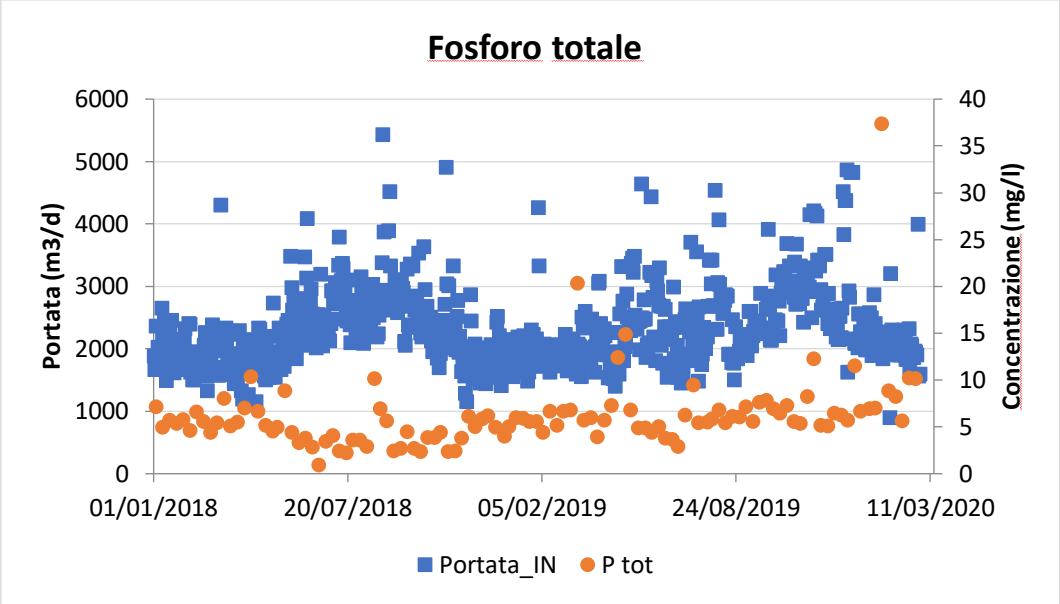


Figura 80 Andamento portata reflui fognari e fosforo totale

Solidi, BOD5, COD

Da Figura 81 si osserva un leggero incremento dei parametri a partire dalla fine del 2019. In particolare, in tale periodo si sono registrati valori medi pari a 561 mg/l per COD, 245 mg/l per BOD5 e 174 mg/l per TSS, rispetto a valori medi nel periodo precedente rispettivamente pari a 295 mg/l, 156 mg/l e 82 mg/l.

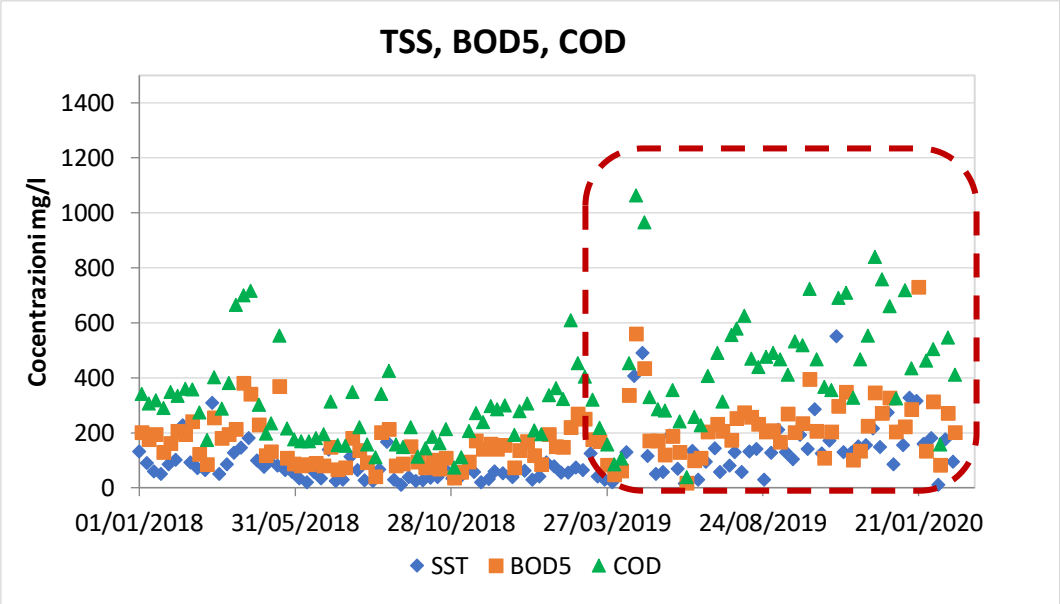


Figura 81 Andamento TSS, BOD5, COD

pH e Conducibilità

Un andamento anomalo della conducibilità con un decremento nella prima parte del 2018 e un notevole incremento a febbraio 2020 è osservabile in Figura 82 e Figura 83. Sembrerebbero non essere presenti influenze da parte dei flussi industriali

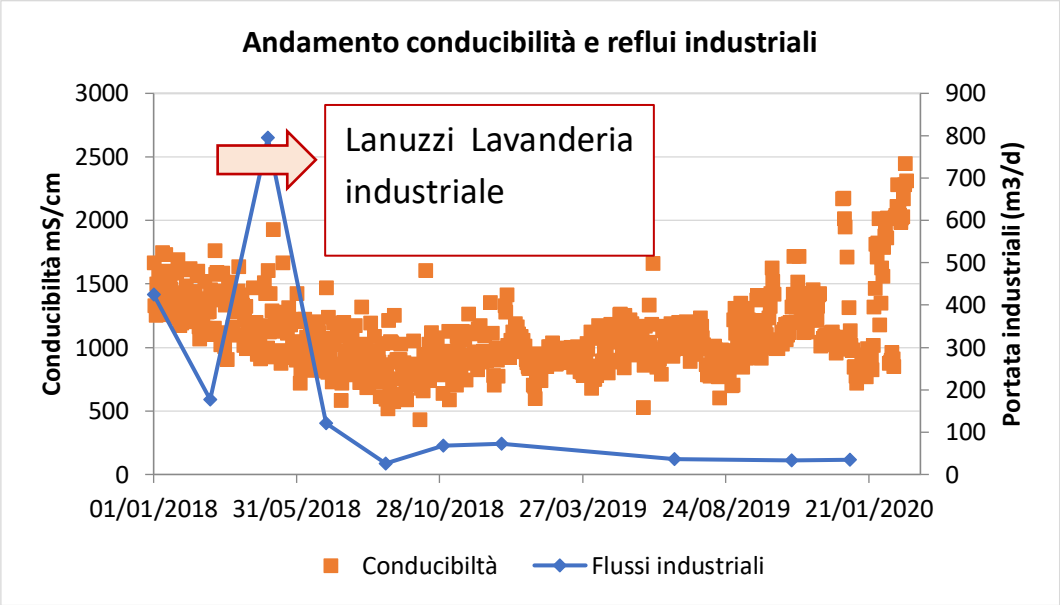


Figura 82 Andamento conducibilità e reflui industriali

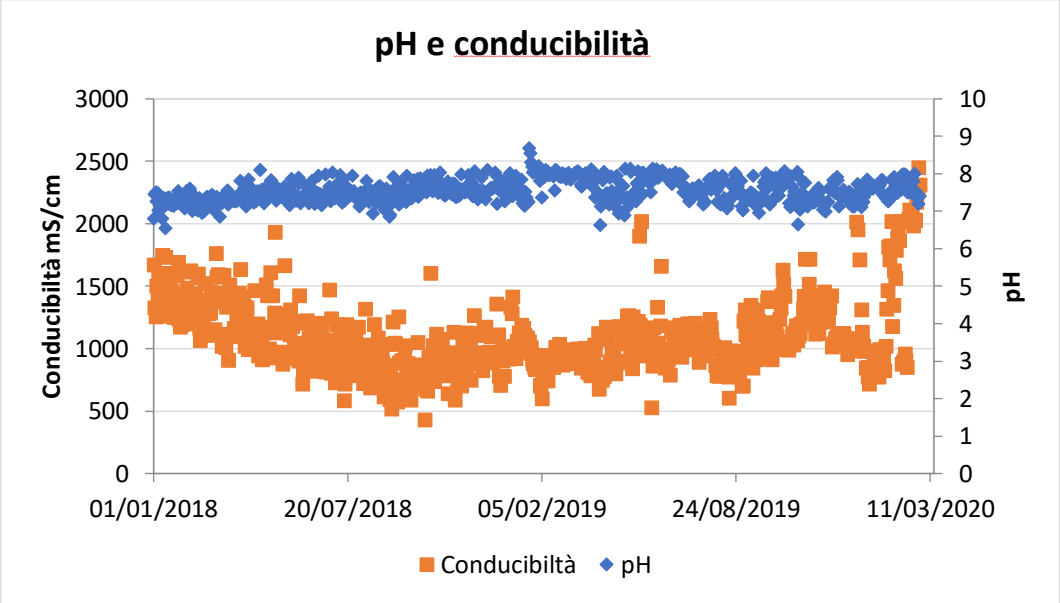


Figura 83 Andamento conducibilità e pH

RAPPORTI CARATTERISTICI

Dai grafici in

Figura 84, Figura 85 e Figura 86 è evidente una forte variabilità dei rapporti caratteristici:

- BOD_5/COD: i valori oscillano attorno al valore tipico con numerosi punti sia sopra che sotto;
- COD/Ntot: il rapporto risulta essere molto basso fino alla prima metà del 2019, poi, dalla seconda metà del 2019 si assiste ad un incremento associato all'incremento del COD;
- COD/TSS: i valori sono sempre molto elevati e superiori al valore tipico.

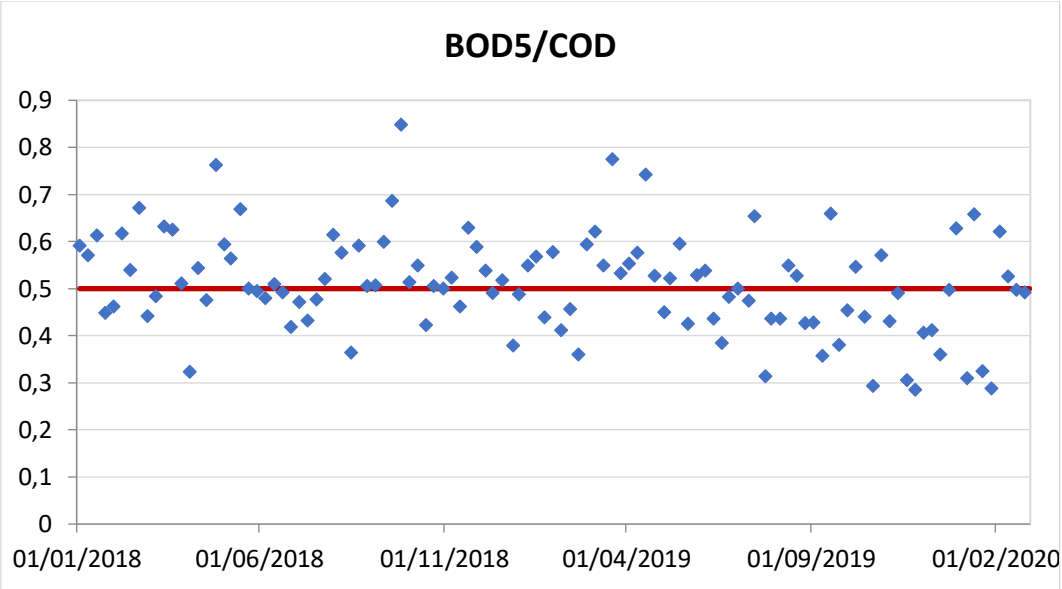


Figura 84 Andamento BOD_5/COD

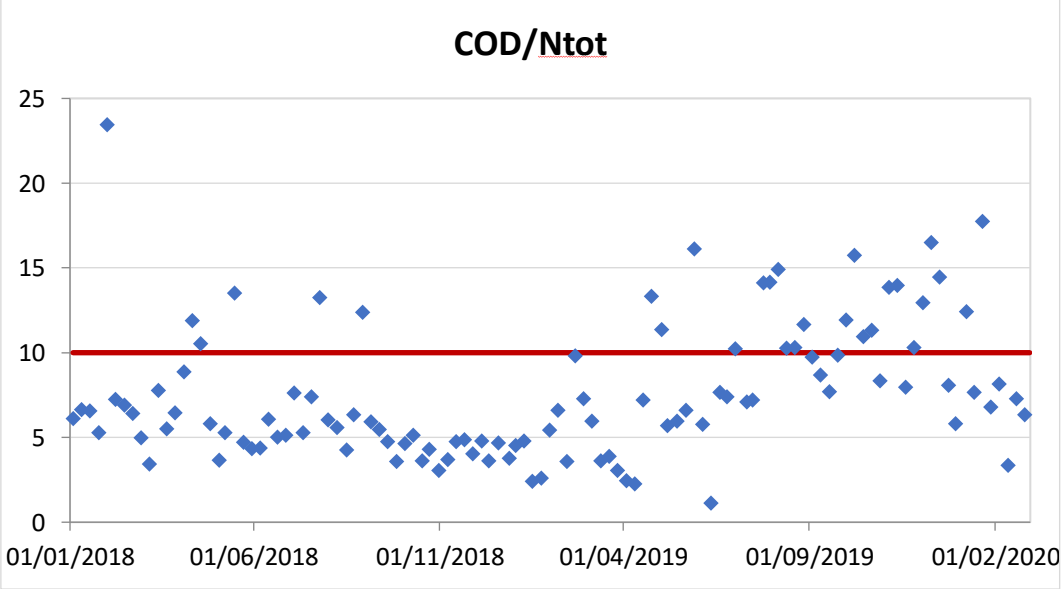


Figura 85 Andamento COD/Ntot

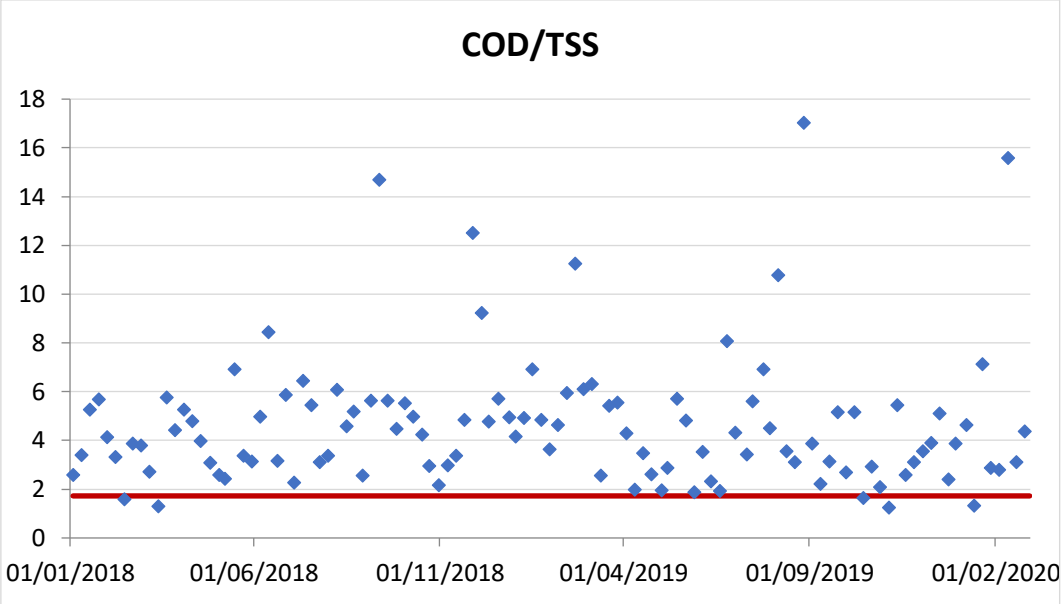


Figura 86 Andamento COD/TSS

LINEA LIQUAMI: REFLUI FOGNARI + EFFLUENTE LINEA RIFIUTI SPECIALI

PORTATE INFLUENTI

Dati i grafici riportati in Figura 87 e Figura 88 è possibile mettere in evidenza che la portata della linea rifiuti speciali incide al massimo per un 30 % sulla portata totale in ingresso alla linea liquami.

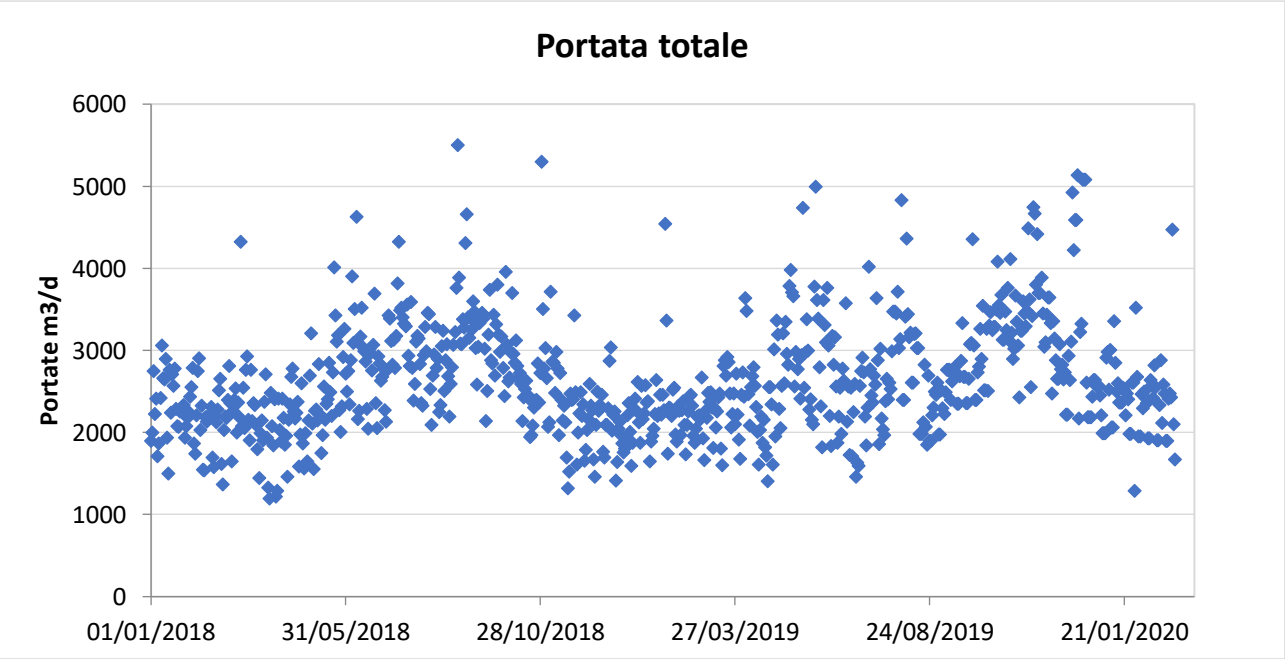


Figura 87 Andamento portata totale

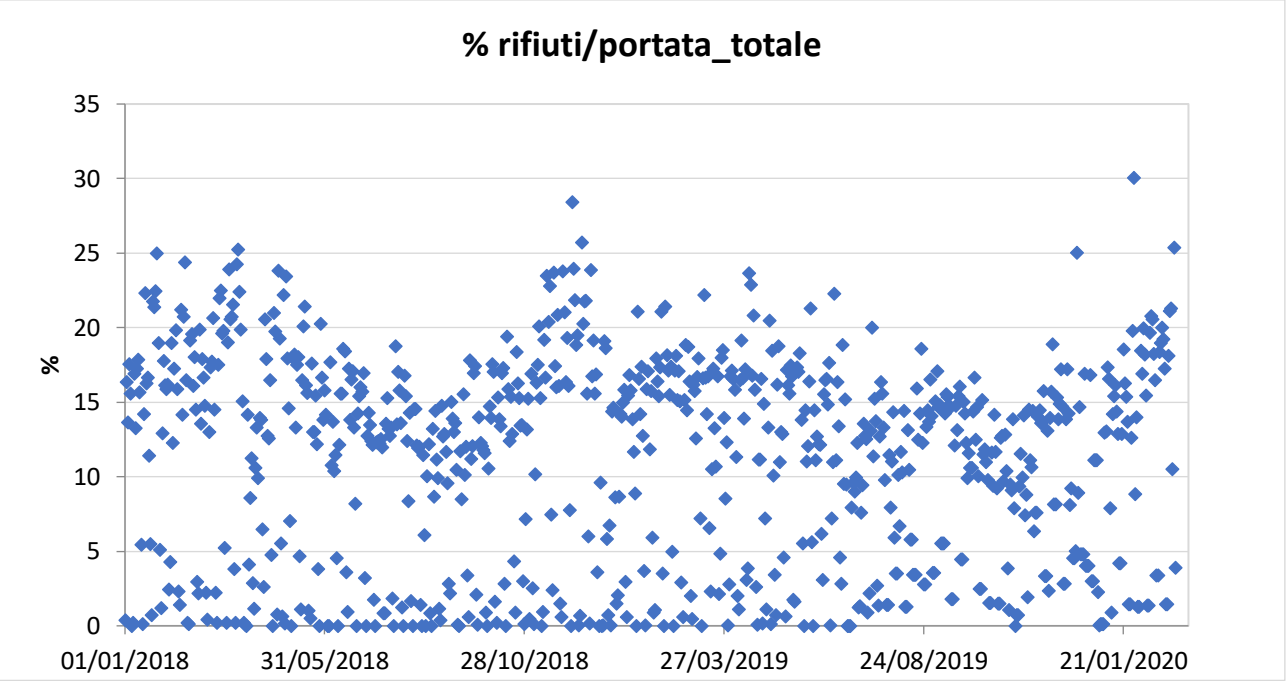


Figura 88 Andamento della % rifiuti sulla portata totale

CONDUCIBILITÀ E pH

Dalla Figura 89 e Figura 90 si possono ricavare le seguenti evidenze:

- maggiore variabilità del pH proveniente dalla linea rifiuti, con valori mediamente più bassi (media pari a 7,0 ± 0,7 dalla linea rifiuti e 7,6 ± 0,3 dai reflui fognari);
- conducibilità dei reflui provenienti dalla fognatura (media pari a 1092 µS/cm) molto minore di quella proveniente dalla linea rifiuti speciali (media pari a 4332 µS /cm).

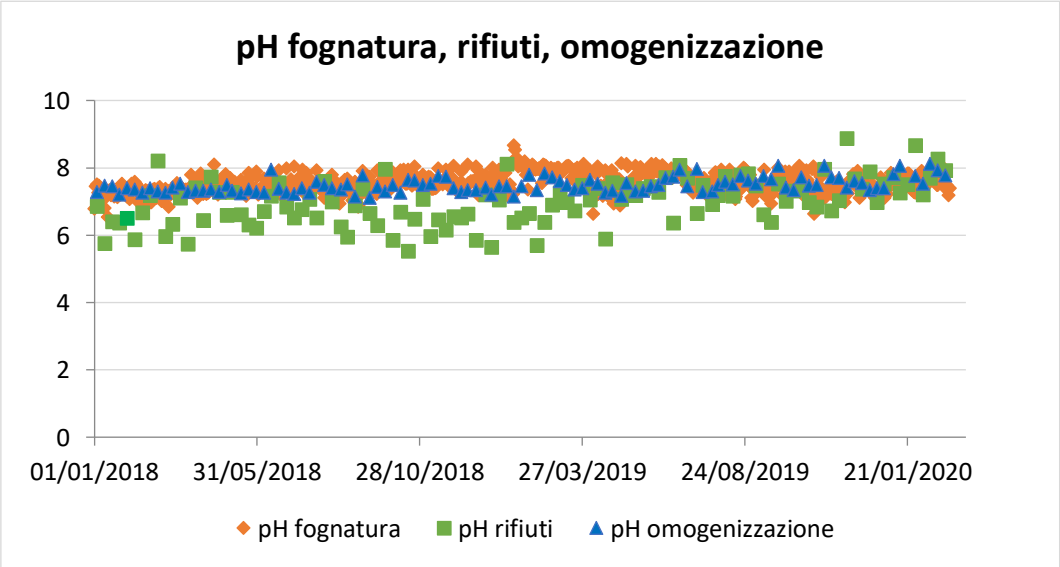


Figura 89 Andamento pH fognatura, rifiuti e omogenizzazione

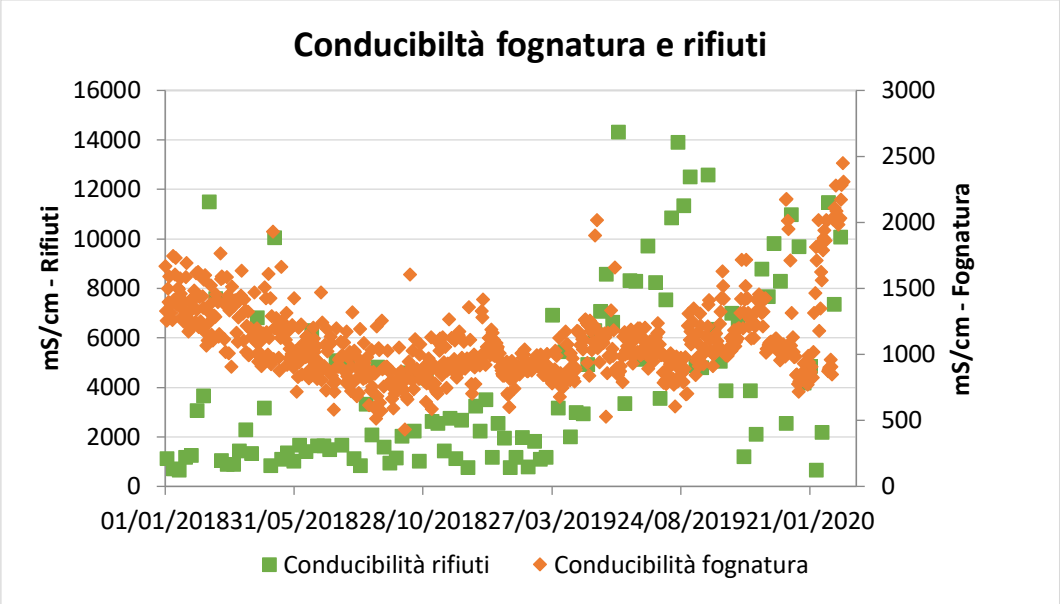


Figura 90 Andamento conducibilità fognatura e rifiuti

CARATTERIZZAZIONE INFLUENTE – CONCENTRAZIONI

In Figura 91, Figura 92, Figura 93, Figura 94 e Figura 95 sono graficati gli andamenti dei principali macroinquinanti, rispettivamente TSS, COD, BOD5, azoto totale e fosforo totale. Si osserva come le concentrazioni presenti nell'influente della linea liquami seguano, principalmente, l'andamento di quelle dei reflui fognari ad indicazione di una maggiore influenza di tali rispetto al flusso in uscita dalla linea rifiuti.

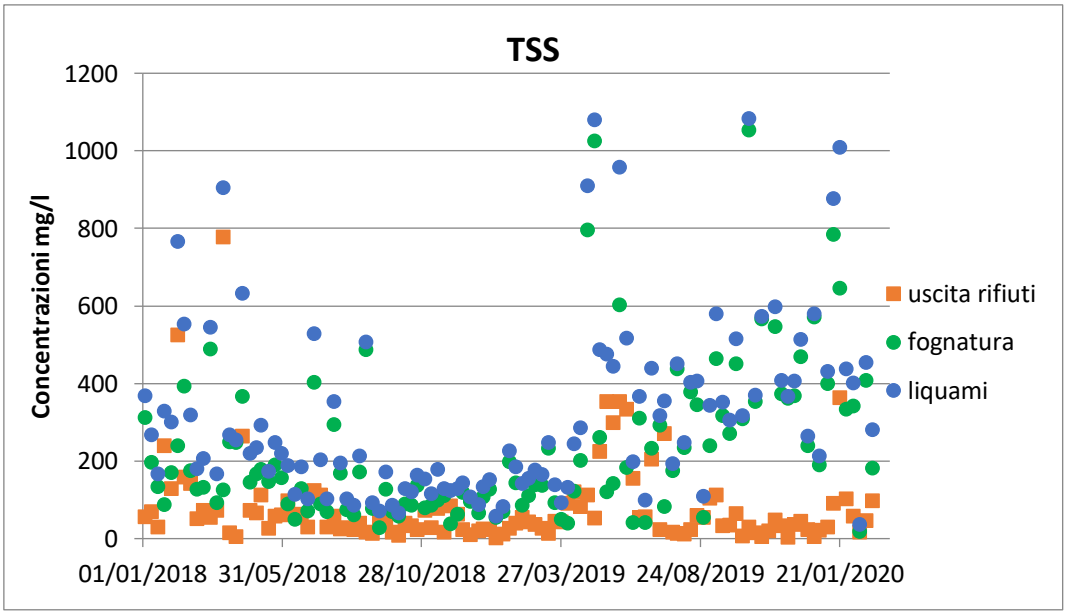


Figura 91 Andamento TSS uscita rifiuti, fognatura, liquami

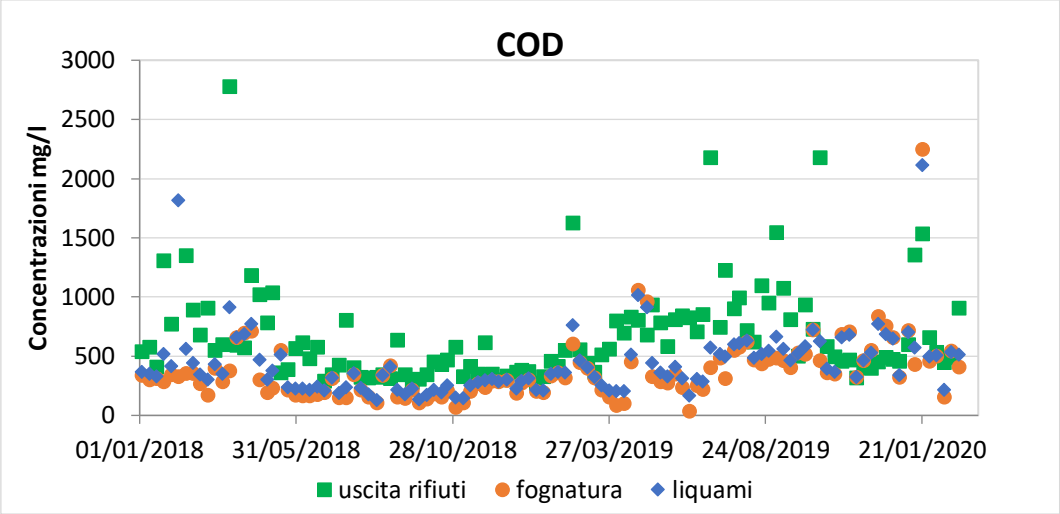


Figura 92 Andamento COD uscita rifiuti, fognatura, liquami

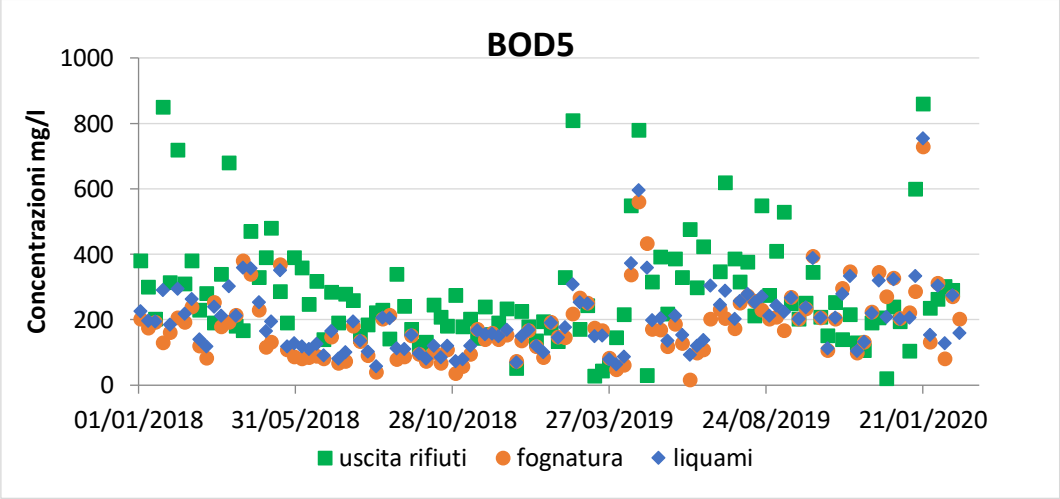


Figura 93 Andamento BOD5 uscita rifiuti, fognatura, liquami

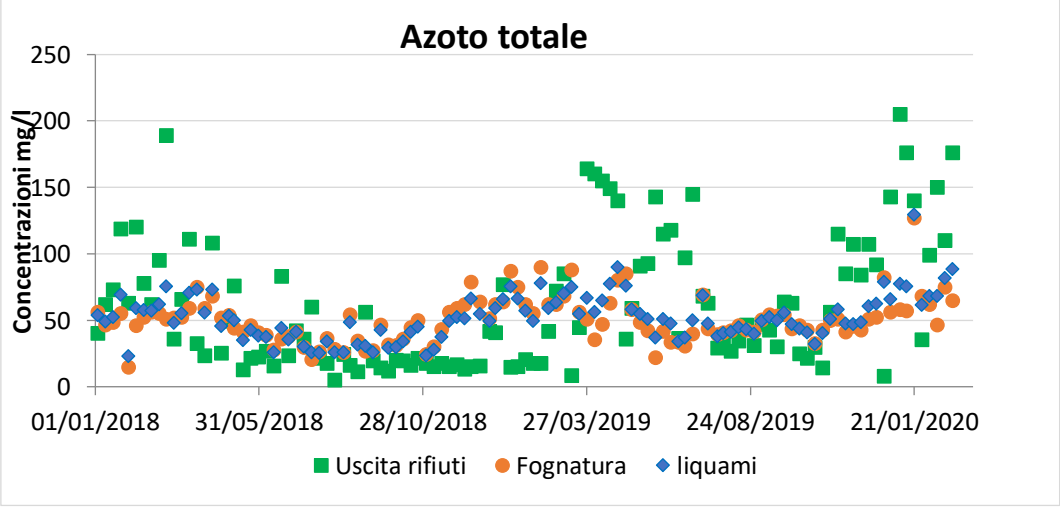


Figura 94 Andamento azoto totale uscita rifiuti, fognatura, liquami

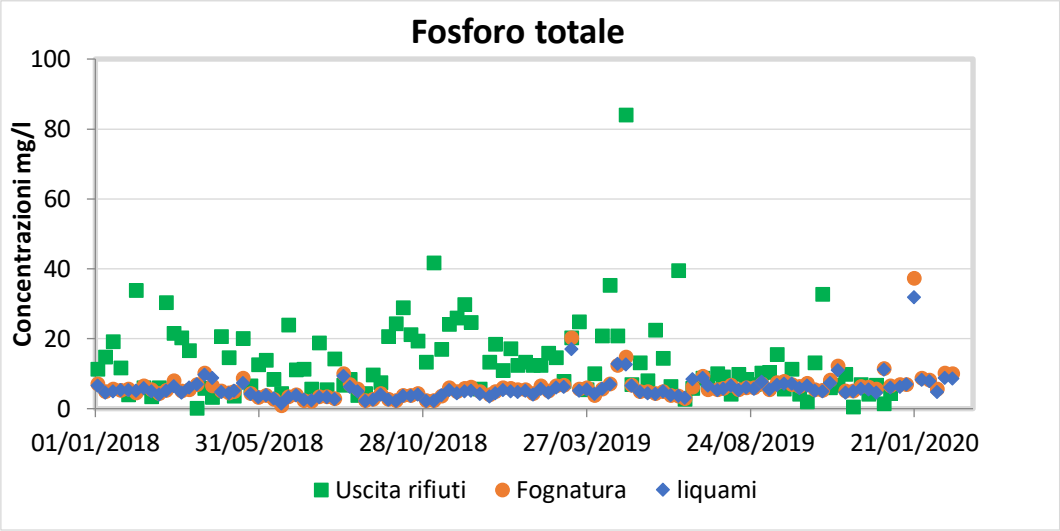


Figura 95 Andamento fosforo totale uscita rifiuti, fognatura, liquami

CARATTERIZZAZIONE INFLUENTE – CLORURI

Dai grafici in

Figura 96 si nota che, differentemente rispetto ai macroinquinanti osservati nei grafici precedenti, l'incremento dei cloruri in ingresso alla linea liquami è influenzato dall'elevata concentrazione di cloruri in uscita dalla linea rifiuti speciali, correlato all'aumento del percolato di discarica trattato (come già discusso in precedenza e riportato in Figura 61).

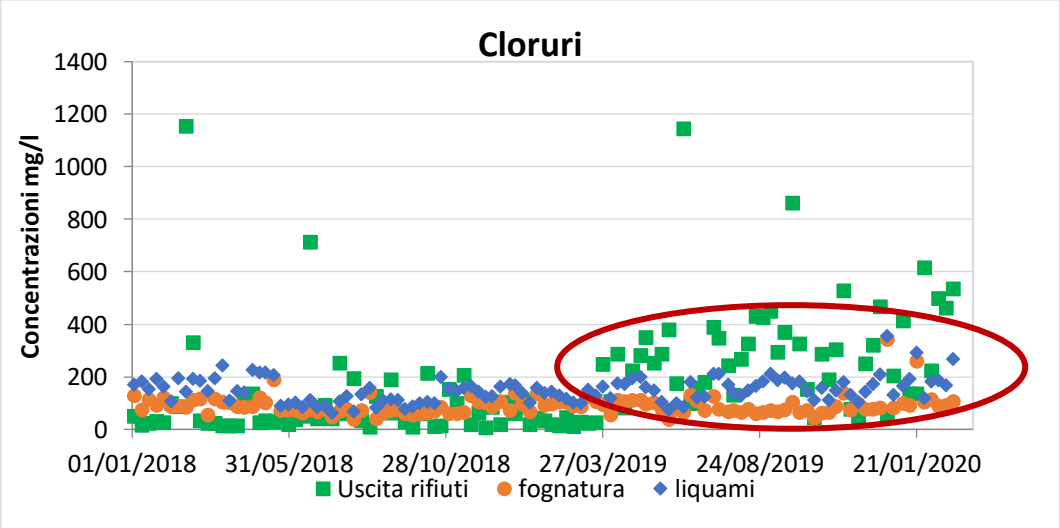


Figura 96 Andamento concentrazioni cloruri uscita rifiuti, fognatura, liquami

RAPPORTI CARATTERISTICI

Nei grafici in Figura 97, Figura 98 e Figura 99 sono rappresentati gli andamenti dei rapporti caratteristici che seguono quelli della sola linea fognaria, pertanto, non risultano influenzati dall'apporto della linea rifiuti.

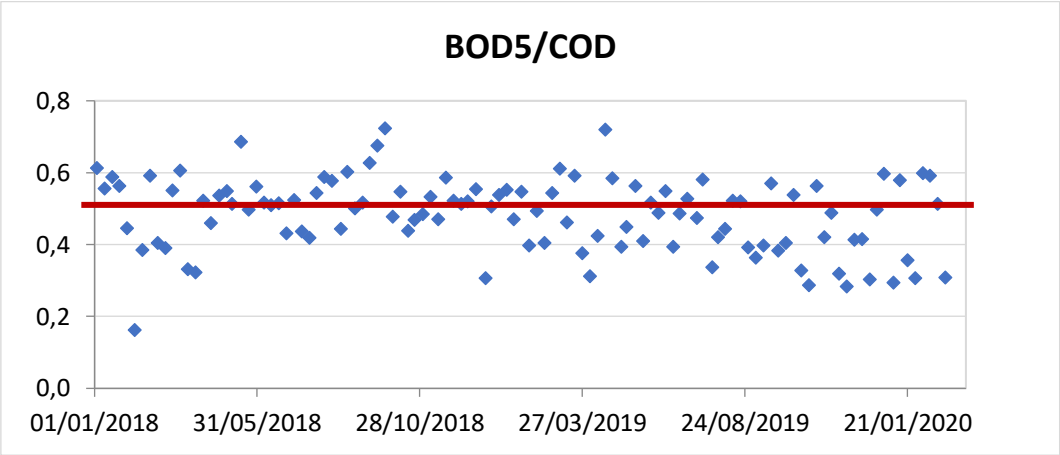


Figura 97 Andamento BOD_5/COD

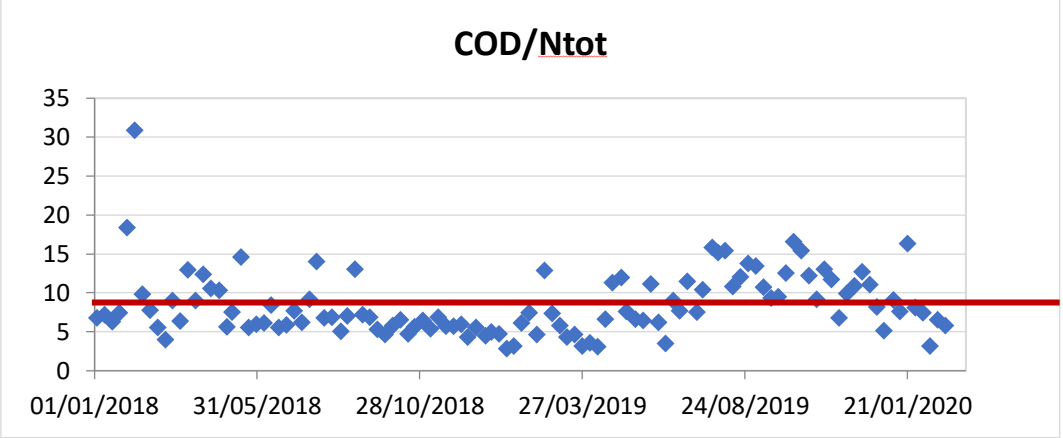


Figura 98 Andamento COD/Ntot

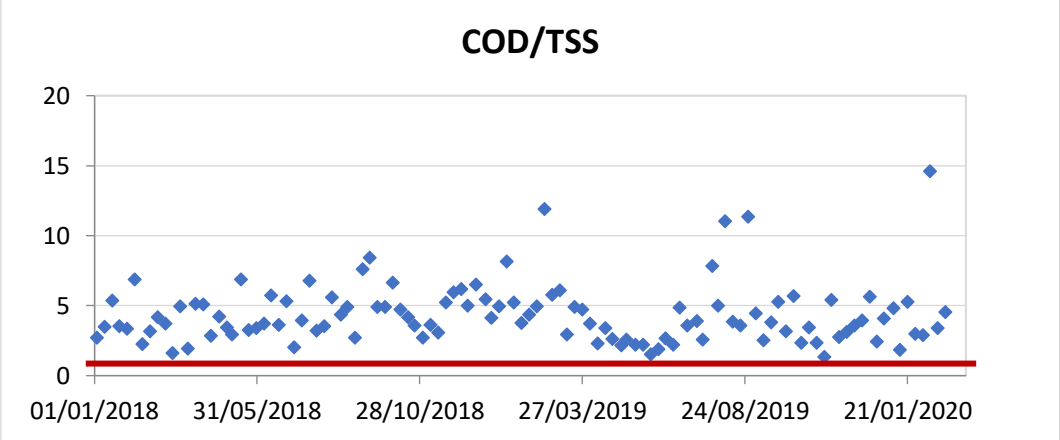


Figura 99 Andamento COD/TSS

CARATTERIZZAZIONE EFFLUENTE

Dagli andamenti in Figura 100 e Figura 101 non si evidenziano criticità per quanto riguarda le concentrazioni effluenti di COD, TSS e BOD_5. L'azoto totale e il fosforo totale presentano alcuni punti isolati superiori ai limiti di emissione della Tabella I, allegato A, alle Norme Tecniche di Attuazione del P.T.A. (Piano Tutela Acque).

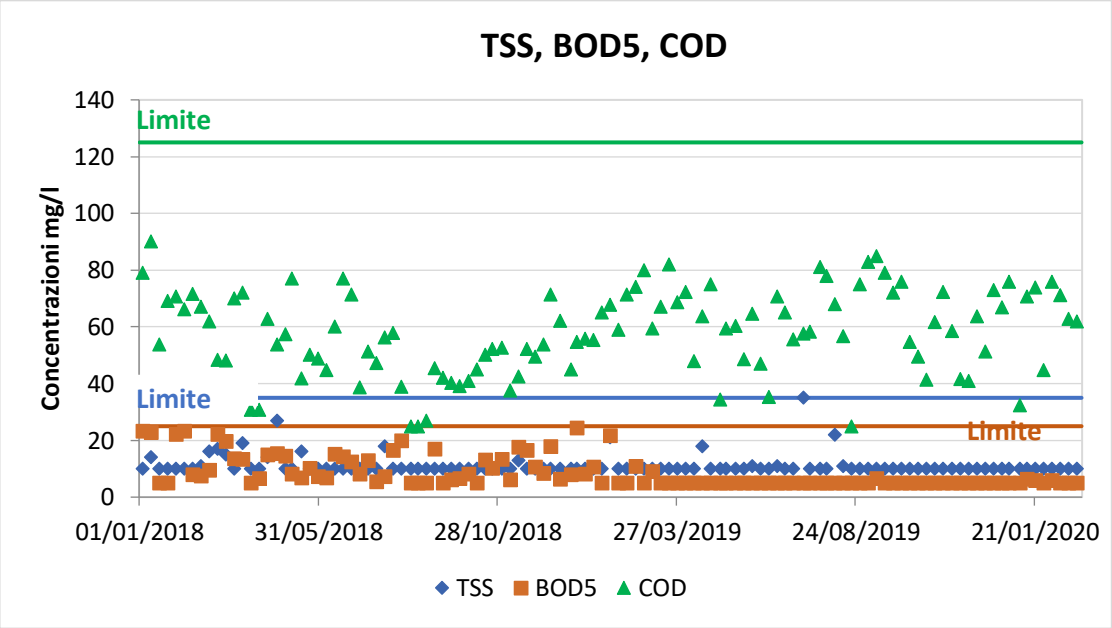


Figura 100 Andamento concentrazioni effluente TSS, BOD_5, COD

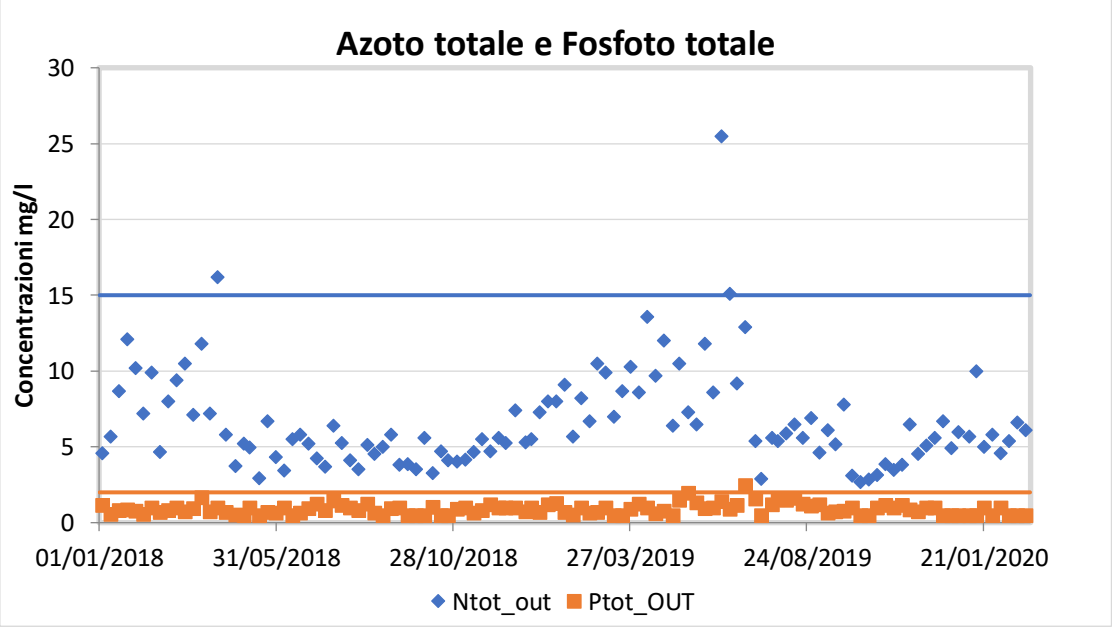


Figura 101 Andamento concentrazioni effluente azoto totale e fosforo totale

Dalla Figura 102 e dalla Figura 103 si può notare che i cloruri e tensioattivi totali sono nettamente inferiori dei limiti di emissione della Tabella I, allegato A, alle Norme Tecniche di Attuazione del P.T.A. (Piano Tutela Acque).

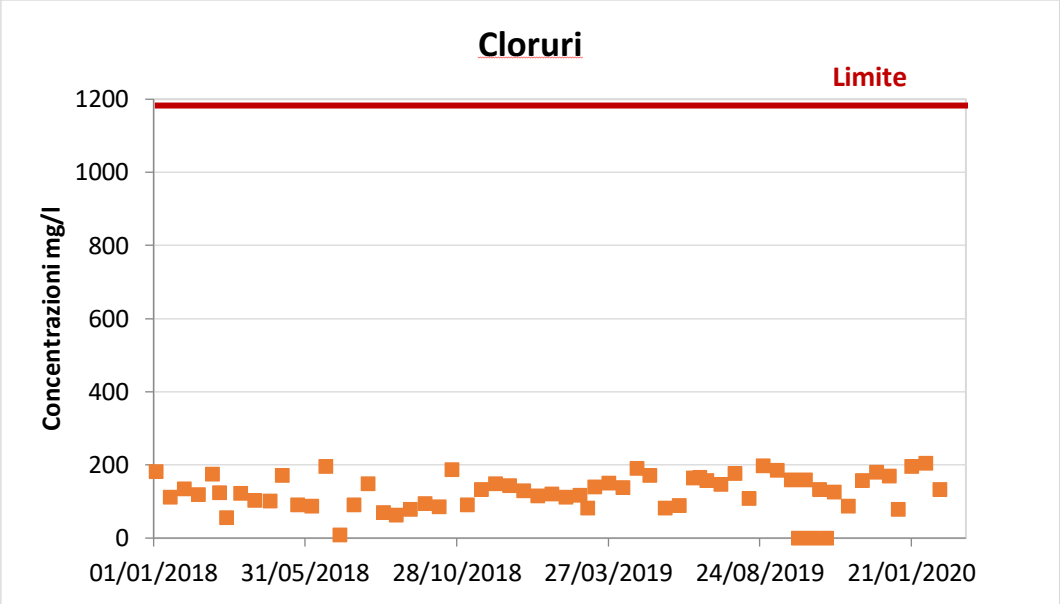


Figura 102 Andamento cloruri effluente

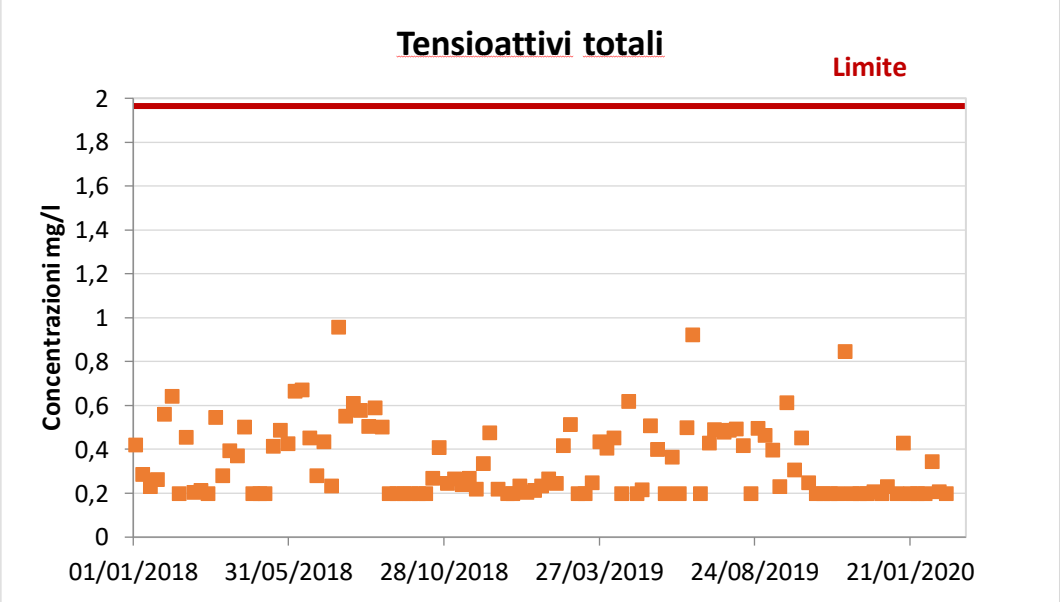


Figura 103 Andamento tensioattivi totali effluente

MLSS – MLVSS

Anche per la linea principale si sono analizzati gli andamenti dei solidi in vasca biologica e nei flussi di ricircolo (Figura 104 e

Figura 105). Si osserva nuovamente che gli MLSS del ricircolo non risultano di molto superiori a quelli in vasca di ossidazione (Figura 106) ad indicazione, anche in questo caso, di possibili difficoltà di sedimentazione. Dall'andamento dell'SRT (Figura 107) si osserva una notevole variabilità tra i dati che oscillano da SRT di 18 giorni a massimi pari a circa 70 giorni.

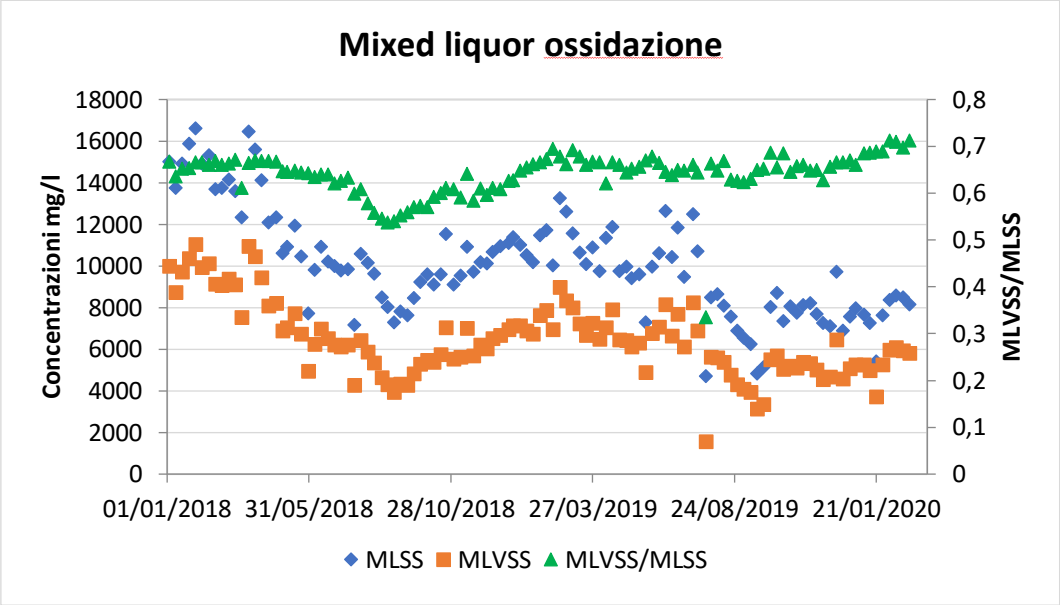


Figura 104 Mixed liquor ossidazione

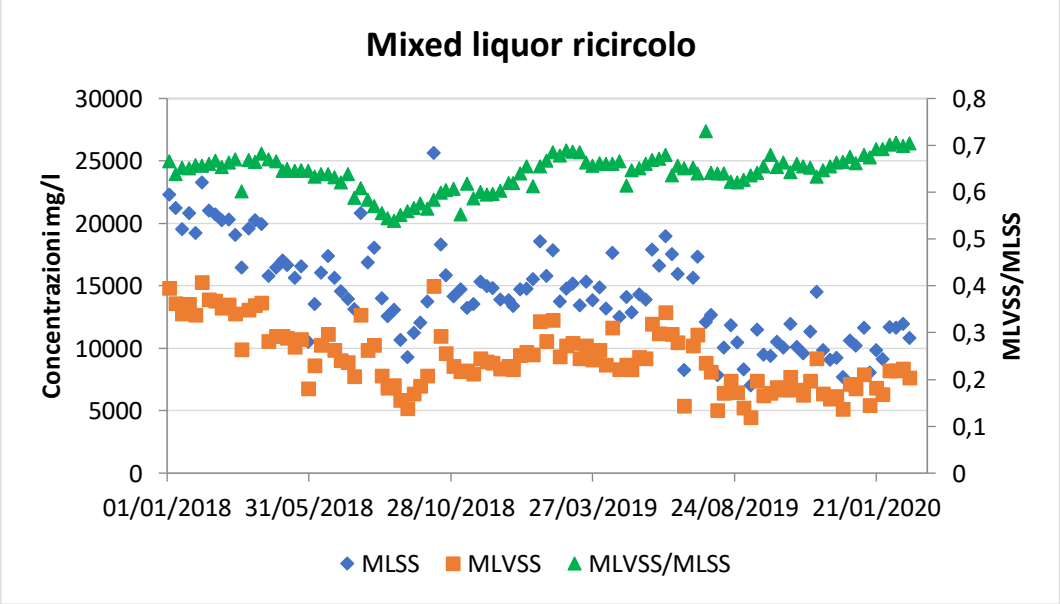


Figura 105 Mixed liquor ricircolo

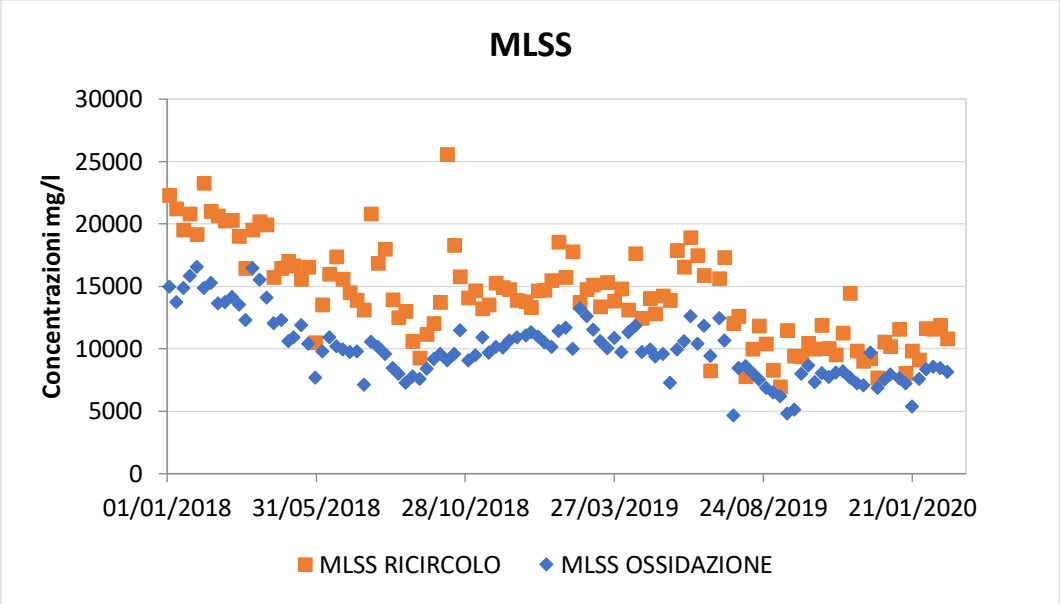


Figura 106 MLSS ricircolo e MLSS ossidazione

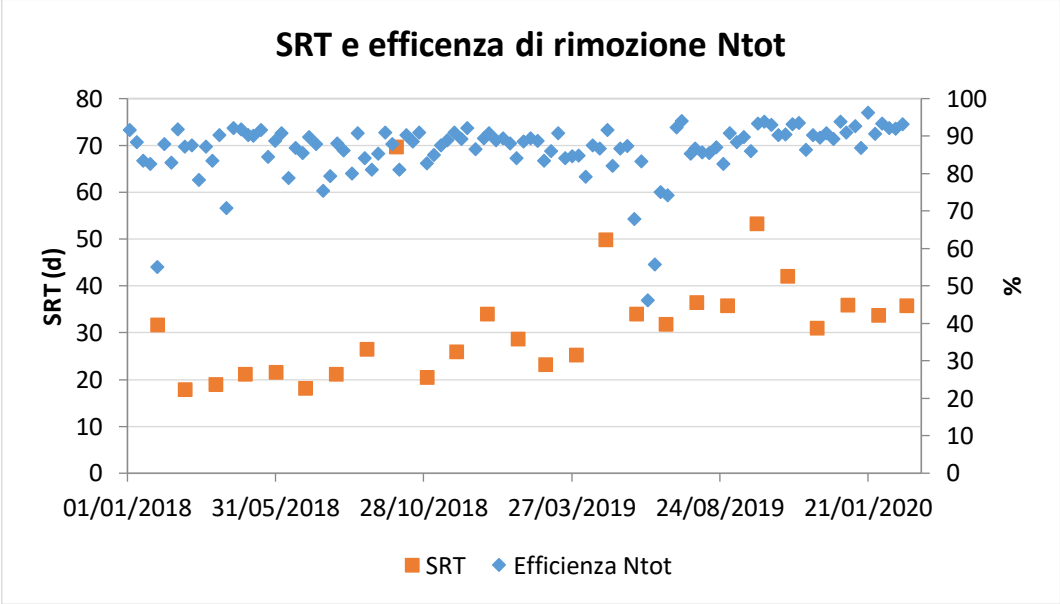


Figura 107 SRT e efficienza Ntot

EFFICIENZE DI RIMOZIONE

In Figura 108 e Figura 109 si ha:

- un andamento variabile delle efficienze di rimozione con picchi di minimo nel periodo di agosto 2018 – febbraio 2019 per TSS, BOD_5 e COD;
- efficienze di rimozione del fosforo totale inferiori al 60 % nel periodo di giugno – novembre 2018;

- picco di minimo delle efficienze di rimozione dell'azoto totale (minore del 60 %) nel mese di giugno 2019 più un punto isolato a gennaio 2018.

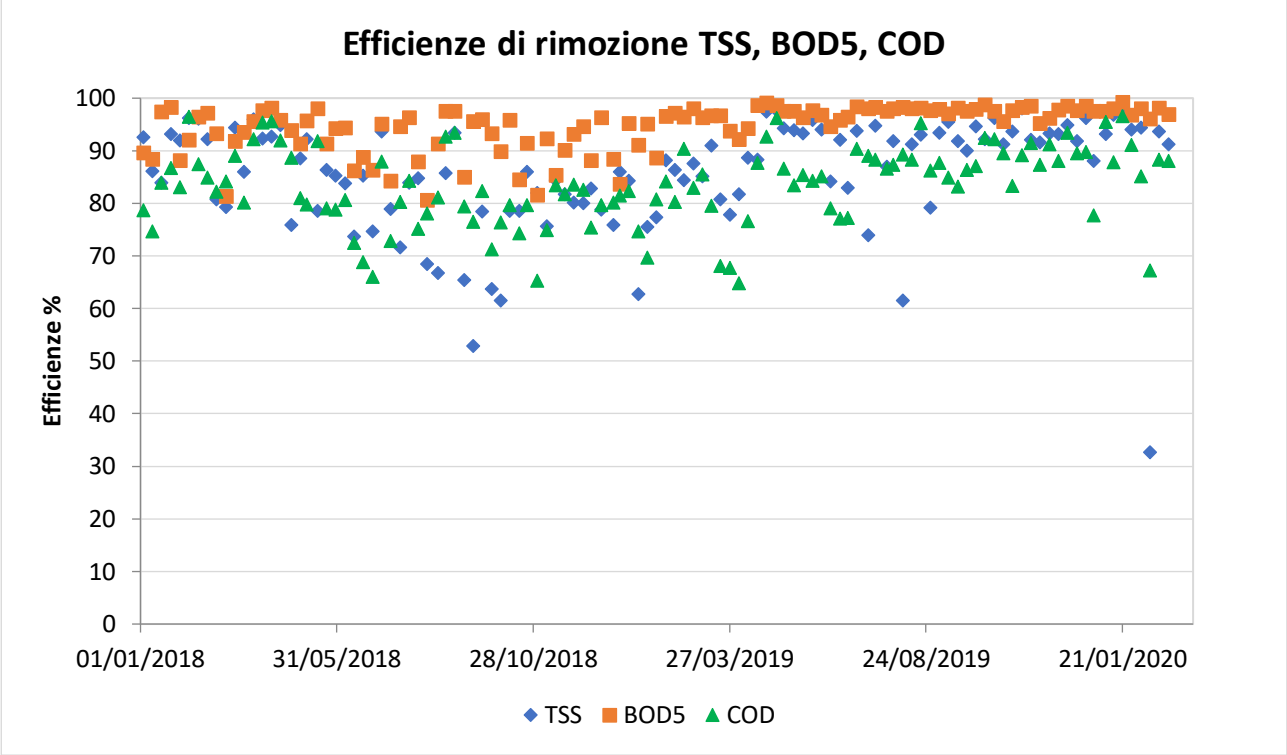


Figura 108 Efficienze di rimozione TSS, BOD_5, COD

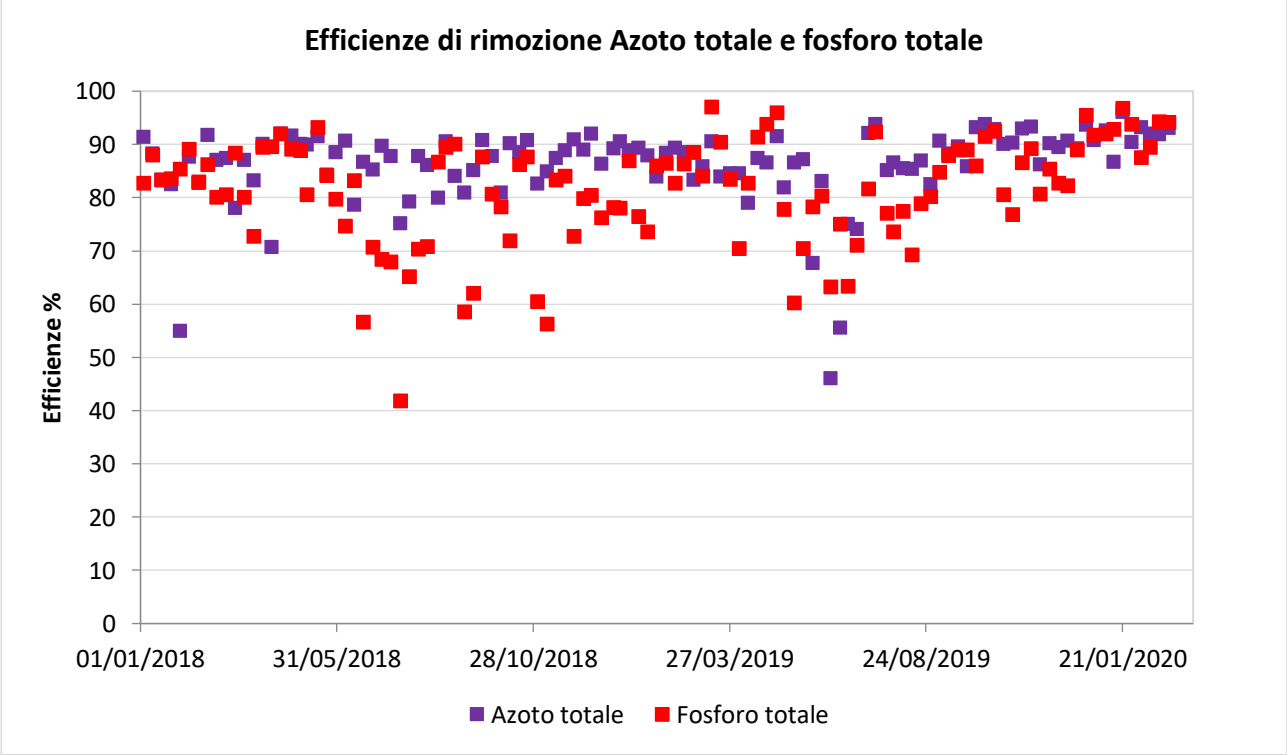
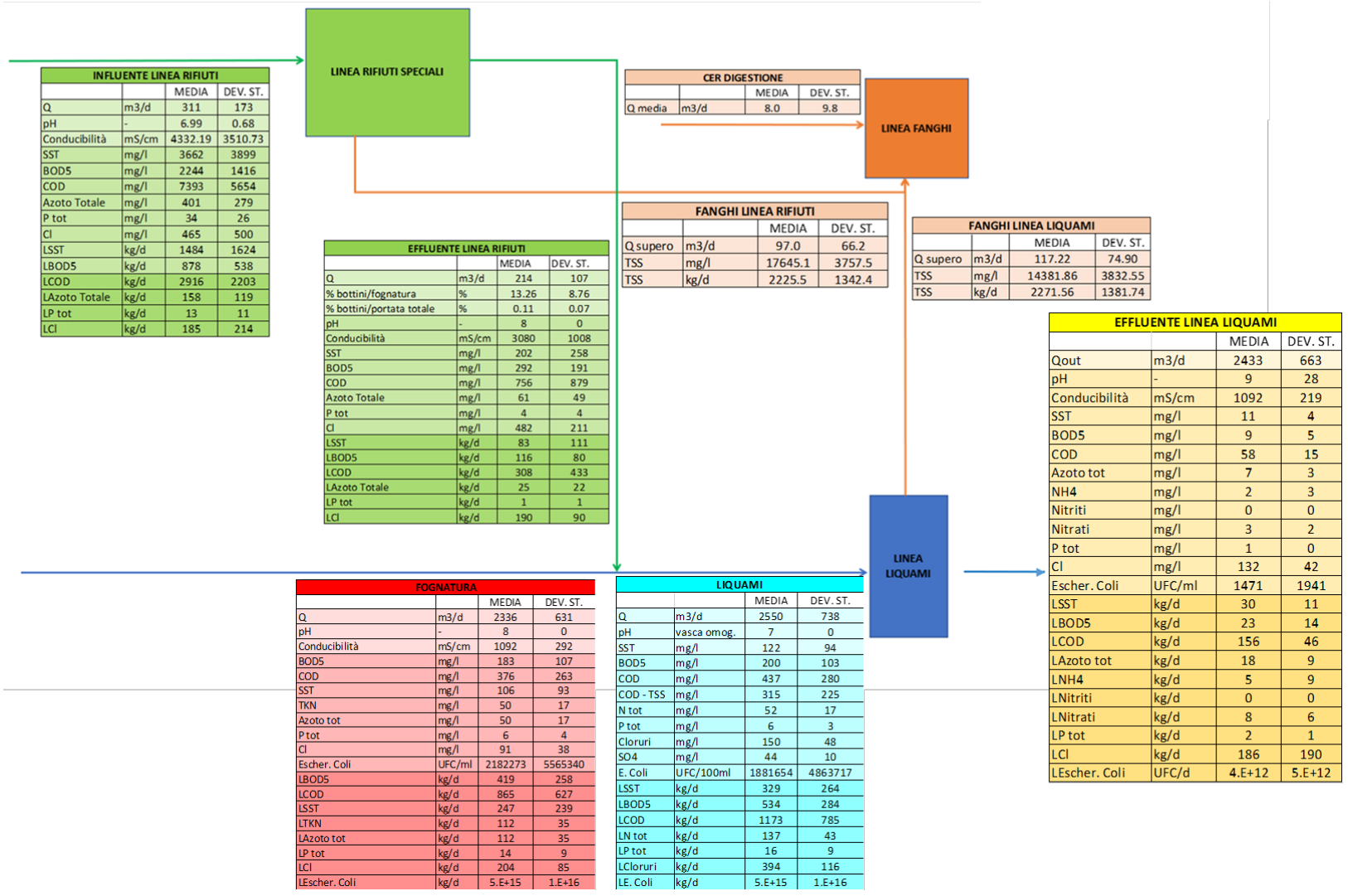


Figura 109 Efficienze di rimozione azoto totale e fosforo totale

BILANCI DI MASSA

A valle dell'elaborazione effettuata sui dati storici dell'impianto e riportata precedentemente, si è realizzato un bilancio di massa relativo ai flussi principali dell'impianto. In tale bilancio si sono riportati carichi e concentrazioni in ingresso e uscita dalle linee di trattamento per i principali macroinquinanti. Un'immagine del bilancio finale è riportata in Figura 110.

Inoltre, ai fini del confronto tra lo scenario 0 e lo scenario 1, si è realizzato anche un bilancio specifico per l'azoto (Figura 111).



INFLUENTE LINEA RIFIUTI		MEDIA	DEV. ST.
Q	m3/d	311	173
pH	-	6.99	0.68
Conducibilità	mS/cm	4332.19	3510.73
SST	mg/l	3662	3899
BOD5	mg/l	2244	1416
COD	mg/l	7393	5654
Azoto Totale	mg/l	401	279
P tot	mg/l	34	26
Cl	mg/l	465	500
LSST	kg/d	1484	1624
LBOD5	kg/d	878	538
LCOD	kg/d	2916	2203
LAzoto Totale	kg/d	158	119
LP tot	kg/d	13	11
LCl	kg/d	185	214

CER DIGESTIONE		MEDIA	DEV. ST.
Q media	m3/d	8.0	9.8

FANGHI LINEA RIFIUTI		MEDIA	DEV. ST.
Q supero	m3/d	97.0	66.2
TSS	mg/l	17645.1	3757.5
TSS	kg/d	2225.5	1342.4

FANGHI LINEA LIQUAMI		MEDIA	DEV. ST.
Q supero	m3/d	117.22	74.90
TSS	mg/l	14381.86	3832.55
TSS	kg/d	2271.56	1381.74

EFFLUENTE LINEA RIFIUTI		MEDIA	DEV. ST.
Q	m3/d	214	107
% bottini/fognatura	%	13.26	8.76
% bottini/portata totale	%	0.11	0.07
pH	-	8	0
Conducibilità	mS/cm	3080	1008
SST	mg/l	202	258
BOD5	mg/l	292	191
COD	mg/l	756	879
Azoto Totale	mg/l	61	49
P tot	mg/l	4	4
Cl	mg/l	482	211
LSST	kg/d	83	111
LBOD5	kg/d	116	80
LCOD	kg/d	308	433
LAzoto Totale	kg/d	25	22
LP tot	kg/d	1	1
LCl	kg/d	190	90

EFFLUENTE LINEA LIQUAMI		MEDIA	DEV. ST.
Qout	m3/d	2433	663
pH	-	9	28
Conducibilità	mS/cm	1092	219
SST	mg/l	11	4
BOD5	mg/l	9	5
COD	mg/l	58	15
Azoto tot	mg/l	7	3
NH4	mg/l	2	3
Nitriti	mg/l	0	0
Nitrati	mg/l	3	2
P tot	mg/l	1	0
Cl	mg/l	132	42
Escher. Coli	UFC/ml	1471	1941
LSST	kg/d	30	11
LBOD5	kg/d	23	14
LCOD	kg/d	156	46
LAzoto tot	kg/d	18	9
LNH4	kg/d	5	9
LNitriti	kg/d	0	0
LNitrati	kg/d	8	6
LP tot	kg/d	2	1
LCl	kg/d	186	190
LEscher. Coli	UFC/d	4.E+12	5.E+12

FOGNATURA		MEDIA	DEV. ST.
Q	m3/d	2336	631
pH	-	8	0
Conducibilità	mS/cm	1092	292
BOD5	mg/l	183	107
COD	mg/l	376	263
SST	mg/l	106	93
TKN	mg/l	50	17
Azoto tot	mg/l	50	17
P tot	mg/l	6	4
Cl	mg/l	91	38
Escher. Coli	UFC/ml	2182273	5565340
LBOD5	kg/d	419	258
LCOD	kg/d	865	627
LSST	kg/d	247	239
LTKN	kg/d	112	35
LAzoto tot	kg/d	112	35
LP tot	kg/d	14	9
LCl	kg/d	204	85
LEscher. Coli	kg/d	5.E+15	1.E+16

LIQUAMI		MEDIA	DEV. ST.
Q	m3/d	2550	738
pH	vasca omog.	7	0
SST	mg/l	122	94
BOD5	mg/l	200	103
COD	mg/l	437	280
COD - TSS	mg/l	315	225
N tot	mg/l	52	17
P tot	mg/l	6	3
Cloruri	mg/l	150	48
SO4	mg/l	44	10
E. Coli	UFC/100ml	1881654	4863717
LSST	kg/d	329	264
LBOD5	kg/d	534	284
LCOD	kg/d	1173	785
LN tot	kg/d	137	43
LP tot	kg/d	16	9
LCloruri	kg/d	394	116
LE. Coli	kg/d	5.E+15	1.E+16

Figura 110 Bilancio di massa SCENARIO 0

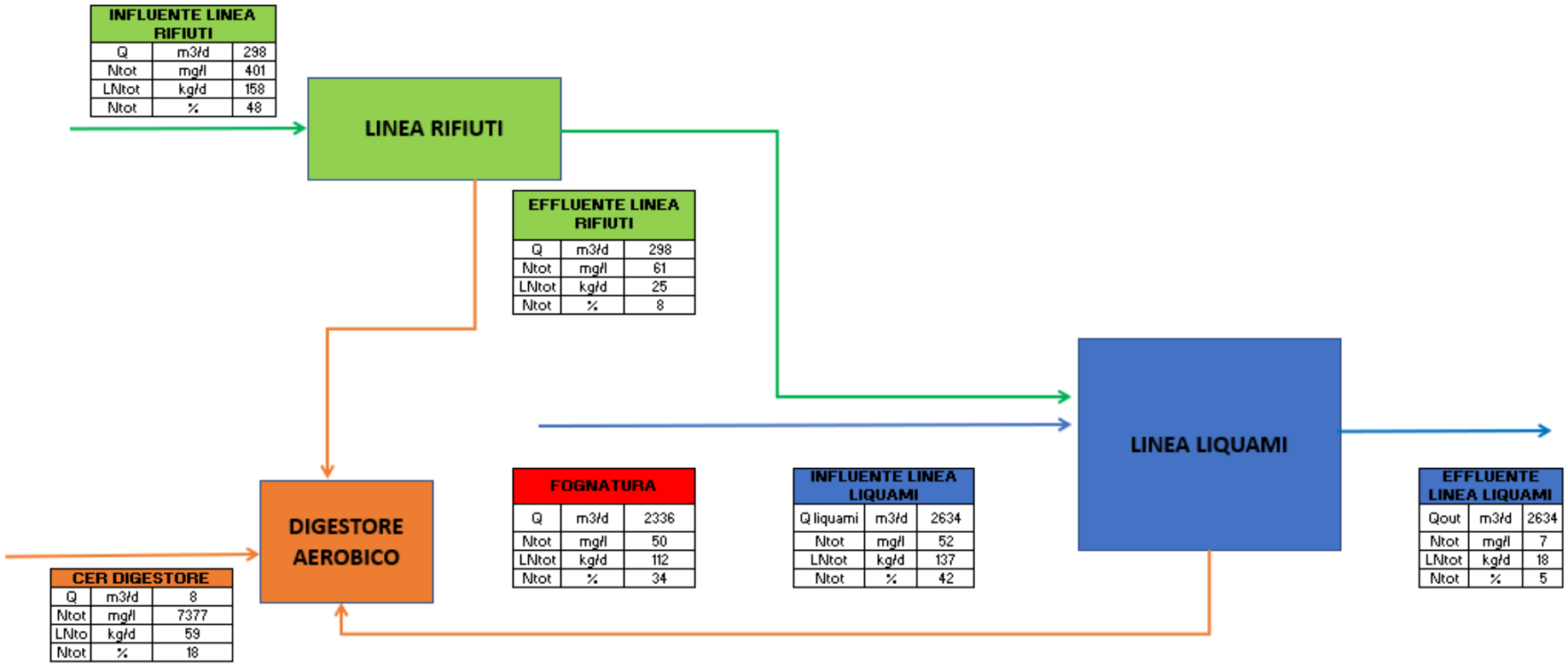


Figura 111 Bilancio di massa su base azoto SCENARIO 0

3.1.3 Analisi dei dati relativi alle emissioni

A completamento dell'analisi relativa all'impianto di Paese, si sono analizzati i dati relativi alle emissioni gassose dirette e indirette (Tabella 85).

SCENARIO 0			
Emissioni gassose DIRETTE			
		LINEA LIQUAMI	**LINEA RIFIUTI**
EF_CH4	kgCH4/kgCOD IN	1,3E-05	4,8E-08
EF_CO2	kgCO2/kgCOD IN	4,0E-02	4,1E-05
EF_N2O	kgN2O/kgNtot IN	1,9E-05	6,7E-08
CH4	tCH4/y	4,32E-08	3,80E-10
CO2	tCO2/y	1,27E-04	3,26E-07
N2O	tN2O/y	7,15E-09	2,88E-11
CO2eq	tCO2eq/y	1,31E-04	3,45E-07
Emissioni gassose INDIRETTE			
		LINEA LIQUAMI	**LINEA RIFIUTI**
EF_CH4	kgCH4/kgCOD IN	8,4E-02	
EF_CO2	kgCO2/kgCOD IN	4,5E+00	
EF_N2O	kgN2O/kgNtot IN	2,1E-01	
CH4	tCH4/y	3,56E-05	
CO2	tCO2/y	1,91E-03	
N2O	tN2O/y	1,00E-05	
CO2eq	tCO2eq/y	5,57E-03	

Tabella 85 Emissioni dirette e indirette scenario 0

Per quanto riguarda lo scenario 0, le informazioni circa le emissioni sono state fornite e di seguito sono state graficate attraverso degli istogrammi in Figura 112 e Figura 113.

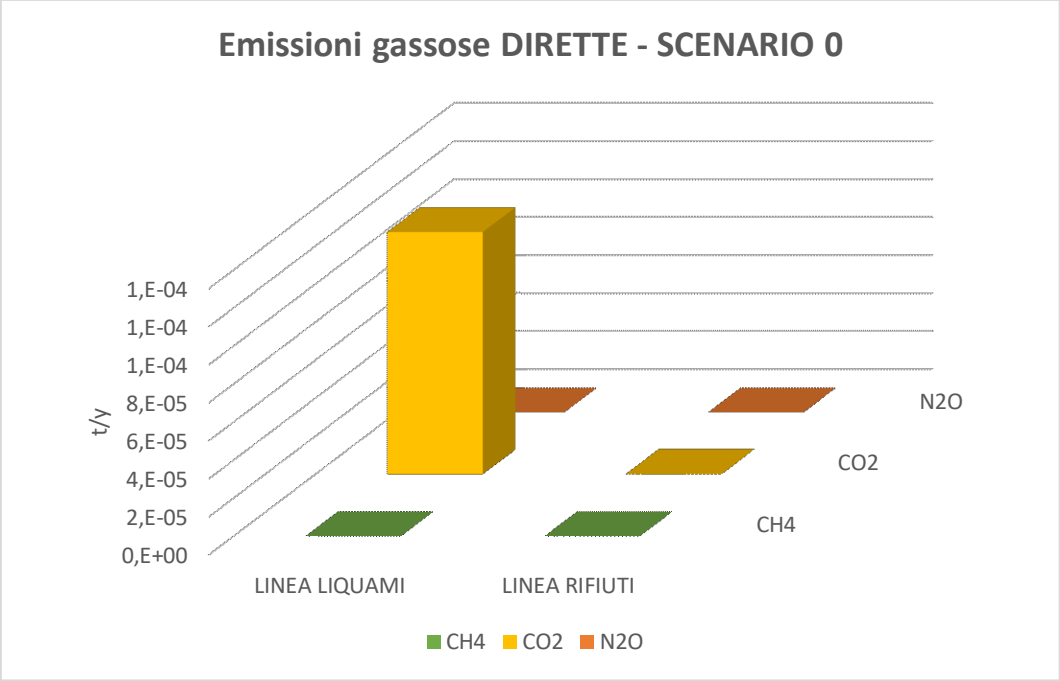


Figura 112 *t/y* CH_4, CO_2 e N_2O emissioni gassose dirette - SCENARIO 0

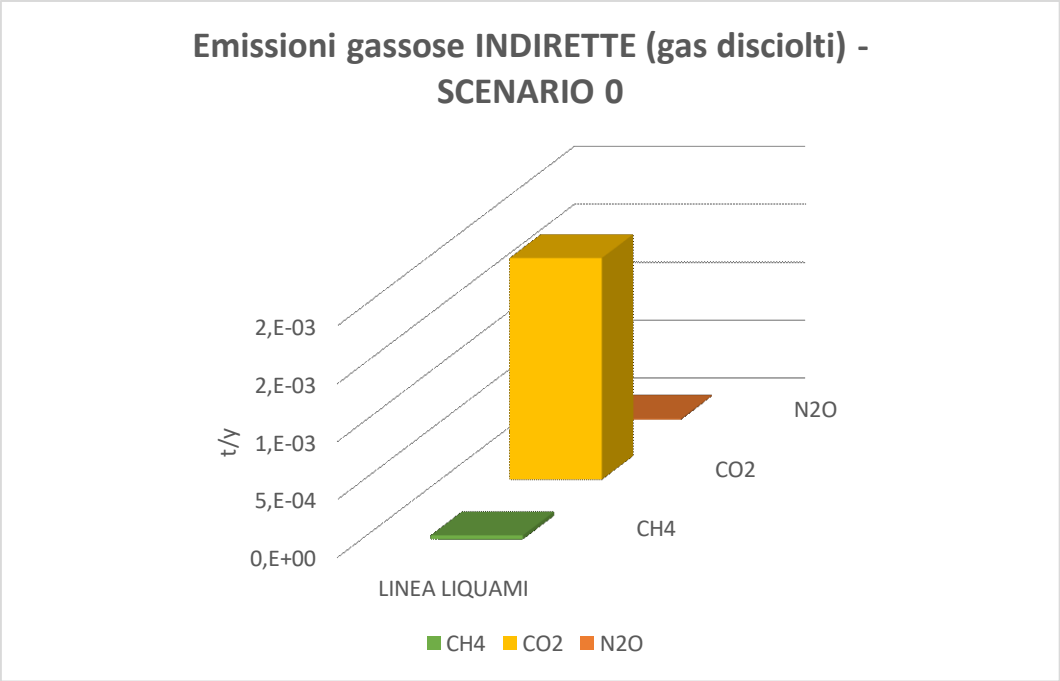


Figura 113 t/y CH_4, CO_2 e N_2O emissioni gassose indirette - SCENARIO 0

A partire da tali emissioni si è potuta calcolare la CO_2 equivalente emessa per lo scenario 0, pari a $1{,}31*10^{-4}$ t/y per le emissioni dirette e $5{,}57*10^{-3}$ t/y per le emissioni indirette.

ANALISI KPI – ENERGIA e REAGENTI

Dall'analisi dell'energia e dei reagenti è emerso un andamento variabile e che rispecchia l'andamento della portata influente e dei macroinquinanti influenti nel tempo (Figura 114, Figura 115, Figura 116, Figura 117, Figura 118,).

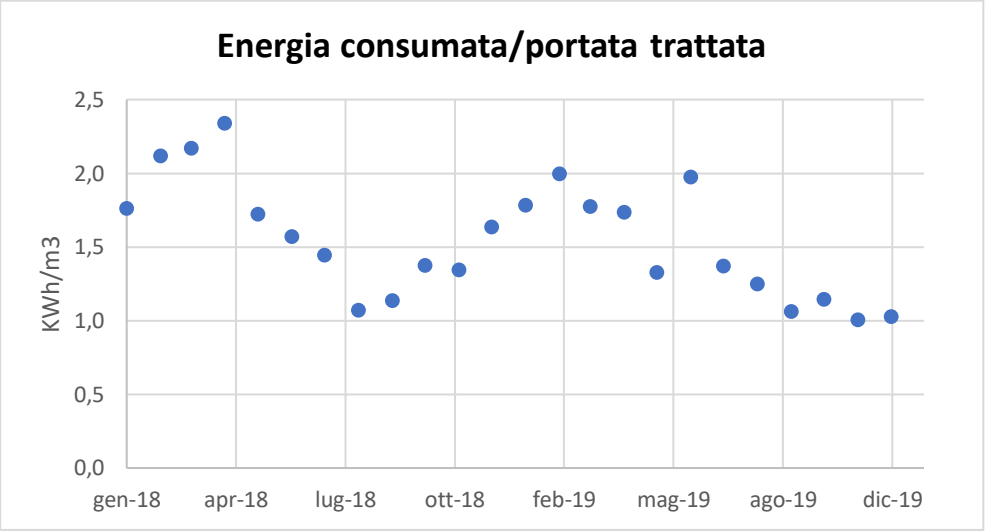


Figura 114 Andamento energia consumata/portata trattata

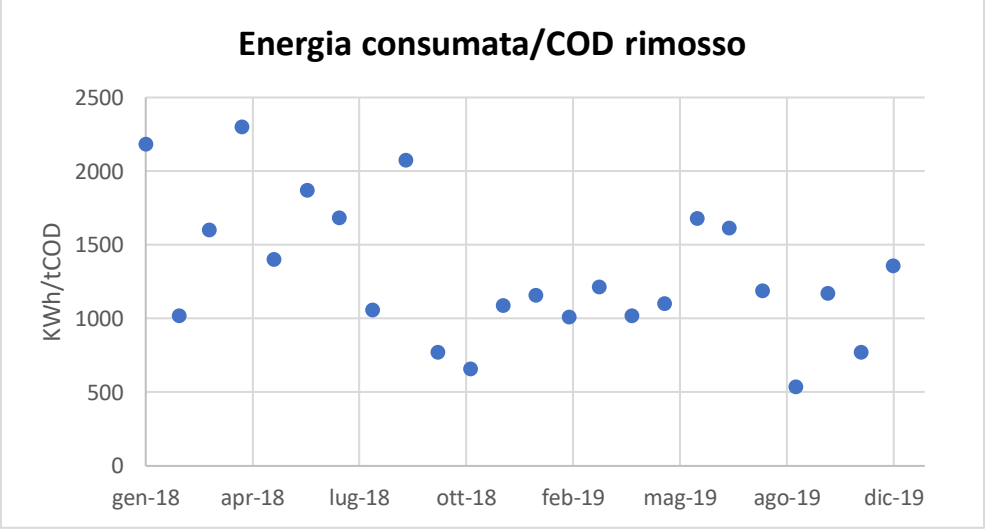


Figura 115 Andamento energia consumata/COD rimosso

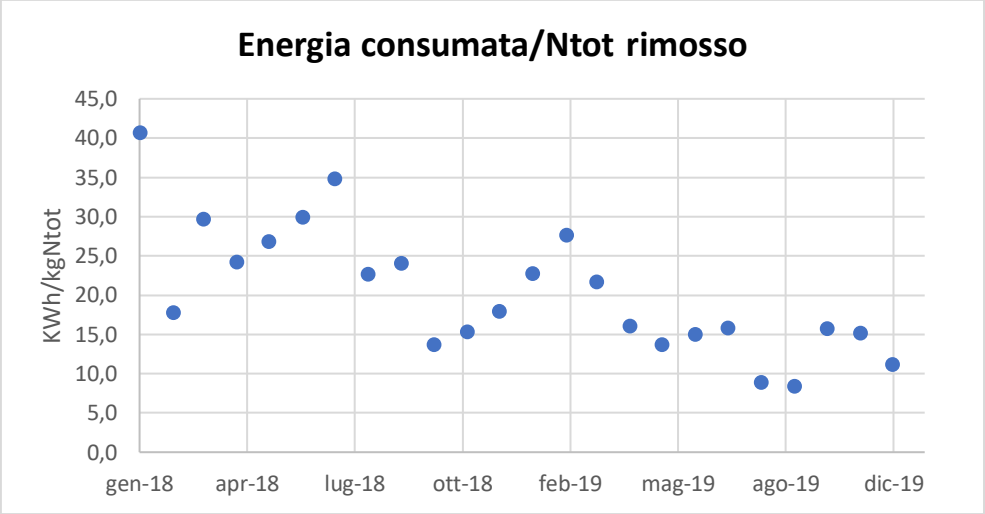


Figura 116 Andamento energia consumata/Ntot rimosso

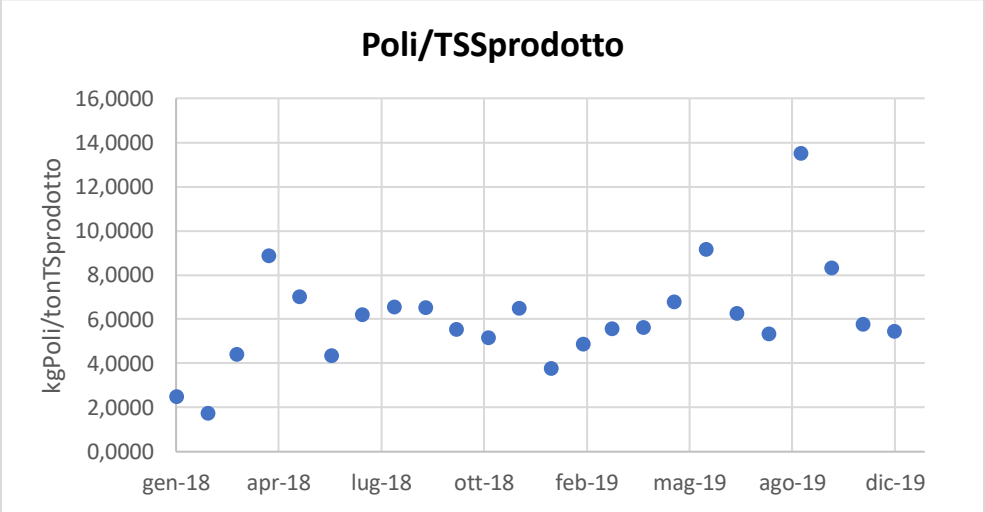


Figura 117 Andamento Poli/TSSprodotto

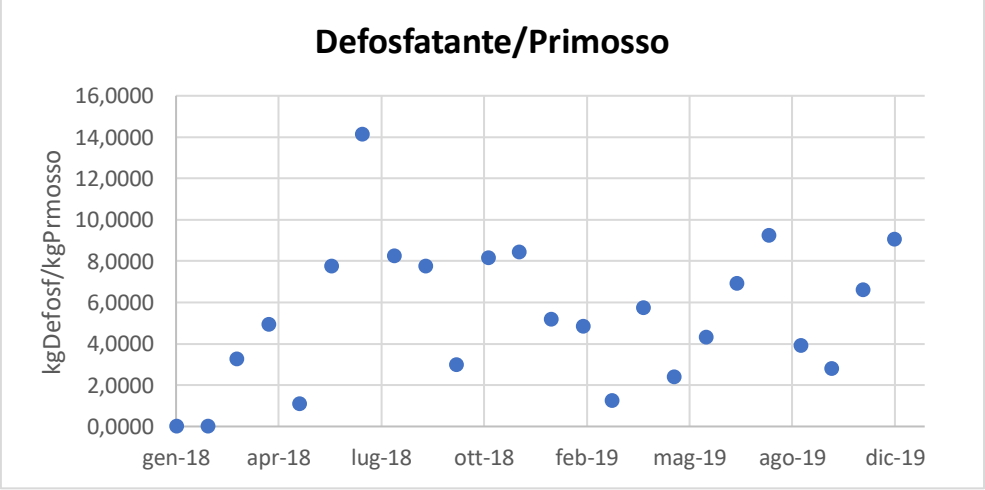


Figura 118 Defosfatante/Primosso

3.2 Risultati delle elaborazioni fatte sull'impianto a scala pilota

3.2.1 TABELLA DI MARCIA

Analizzando l'elaborazione nelle tabelle ottenute (Tabella 86 e Tabella 87) si può notare che:

- il ph tende a rimanere abbastanza costante;
- l'alcalinità è estremamente variabile con una deviazione standard alta;
- si è notato che all'aumentare della conducibilità aumenta anche l'N-NH_4, infatti: nei giorni 02/09/2020 e 07/09/2020 sono state registrate le conducibilità maggiori con valori che raggiungono 13,82 e 15,53 mentre nelle altre data la conducibilità ha una media di 11,25 con una deviazione standard di 0,24;
- i TSS in ingresso tendono a diminuire drasticamente nel tempo mentre quelli in uscita ad aumentare;
- il COD e CODs tendono ad aumentare nel corso dei monitoraggi;
- i parametri relativi all'azoto aumentano considerevolmente anche raddoppiando.

Tale notevole variabilità dei parametri è associata alla diversa qualità che anche una stessa tipologia di percolato può avere a seconda, principalmente, delle condizioni atmosferiche, come già discusso nel primo capitolo.

Confrontando i dati influenti con quanto ottenuto dalla letteratura, infine, si osserva come il percolato proviene probabilmente da una discarica di età avanzata. La sua caratterizzazione, infatti, si avvicina maggiormente a quella di un percolato maturo (Figura 50, *Figura 51* Capitolo 2).

PERCOLATO INFLUENTE

Parametri percolato influente		data										media	dev. standard
		08/06/2020	15/06/2020	29/06/2020	14/07/2020	14/07/2020	22/07/2020	05/08/2020	10/08/2020	02/09/2020	07/09/2020		
pH	-	8,4	8,4	8,3	8,7	8,3	8,5	8,4	8,3	8,3	8,2	8,4	0,14
alk.	mg/l	7268	4369	7311	8232	9367	8423	6824	6434	8162	8552	7494	1410
cond	mS/cm	13,2	9,8	13,7	18,1	18,3	17,1	15,5	15,1	19,1	21,6	16	3
TSS	mg/l	720	360	1320	1000	720	360	160	216	492	312	566	372
COD	mg/l	2894	2043	4430	3957	4264	3824	4394	3896	3855	4250	3781	754
CODs	mg/l	2723	1979	2817	4000	3473	3121	2777	3026	3316	3917	3115	601
N-NH4	mg/l	1449	999	1289	1610	1856	1631	1414	1211	1729	1988	1518	304
TKN	mg/l	1462	1061	1462	1713	1947	1612	1487	1312	1928	2173	1616	332
Ntot	mg/l	1462	1064	1462	1713	1947	1612	1487	1312	1932	2173	1616	332
N-NO2	mg/l	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	4,07		0,45	1,4
N-NO3	mg/l	0,00	2,70	0,00	0,25	0,00	0,00	0,03	0,43			0,43	0,9
Cl	mg/l	1763	1187	1735	3838	3280	2756	2155	2146	3087	3091	2504	834
SO4	mg/l	86	0	15	93	100	96	43	139	107	110	79	45
P-PO4	mg/l	0	0	17	379	0	6	144	296	5		94	147
Na	mg/l	1588	1599		1544	2328	2169		1778	2297	2219	1940	345
K	mg/l	330	476		401	1005	1248		476	874	813	703	330
Mg	mg/l	77	101		20	170	129	162	132	139	134	118	47
Ca	mg/l	108	127			190	127		240	161	169	160	45

Tabella 86 Caratterizzazione percolato influente

EFFLUENTE

Parametri effluente		data										media	dev. standard
		08/06/2020	15/06/2020	29/06/2020	14/07/2020	14/07/2020	22/07/2020	05/08/2020	10/08/2020	02/09/2020	07/09/2020		
pH	-	8,2	6,8	8,2	8,1	8,0	8,3	7,7	6,8	8,0	8,3	7,8	0,58
alk.	mg/l	2557	554	2014	2159	1945	2376	1081	652	2248	3077	1866	835
cond	mS/cm	8,5	8,0	7,8	13,1	12,3	12,1	11,1	11,6	14,2	16,1	11	3
TSS	mg/l	584	760	1388	1320	1200	1160	1436	1156	932	680	1062	304
COD	mg/l	2894	2638	2624	4340	3692	3604	4518	3440	3606	3667	3502	642
CODs	mg/l	3213	3468	2172	3234	3385	4043	2819	2653	3233	3417	3164	511
N-NH4	mg/l	291	121	120	214	307	276	98	123	487	639	268	178
TKN	mg/l	398	182	220	416	405	396	180	189	555	729	367	181
Ntot	mg/l	726	940	398	1015	812	829	694	863	1297	1268	884	267
Cl	mg/l	3087	21699	1943	3278	2789	4644	2265	2196	2978	3323	4820	5979
N-NO2	mg/l	327	753	172	598	406	432	512	672	739	537	515	186
N-NO3	mg/l	1,34	4,80	6,75	0,86	0,69	1,07	1,62	2,08	2,54	2,05	2,38	1,93
P-PO4	mg/l	16	0	0	137	0,43	5,8	21	209	7	4	40	73
SO4	mg/l	202	0	231	128	168	286	220	176	199	168	178	76
Na	mg/l	2479	2191		1997	1898	3184		1865	2264	234	2014	835
K	mg/l	551	779		901	852	1465		567	805	91	751	389
Mg	mg/l	136	134		130	129	167	147	117	136	35	126	37
Ca	mg/l	334	241		145	146	309		272	174	46	217	102

Tabella 87 Caratterizzazione effluente

Le efficienze di rimozione dell'N-NH_4, del TKN e dell'azoto totale sono riportate in Figura 119 e hanno un valore medio dell'83 % per N-NH_4, 78 % per TKN e 44 % per Ntot. Quindi si riscontra una buona rimozione dell'ammoniaca ma non dell'azoto totale, in linea con quanto anticipato nel capitolo 1 che conferma il fatto che sarebbe necessaria una combinazione di tecnologie per arrivare a dei buoni risultati per quanto riguarda l'azoto totale. Tale aspetto è anche collegato al fatto che al momento all'interno dell'SBR è implementata la sola fase di nitritazione, conseguentemente, come atteso, si registrano in uscita elevate concentrazioni di N-NO_2 che riducono le efficienze di rimozione dell'azoto totale.

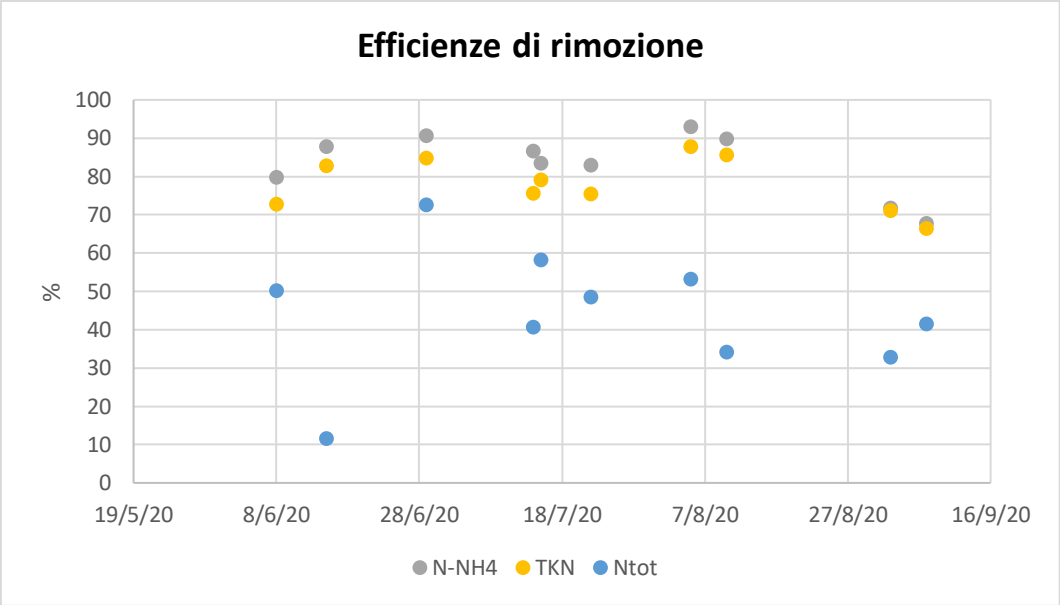


Figura 119 Andamento efficienze di rimozione dell'impianto pilota

Per quanto riguarda i parametri ottenuti analizzando i campioni prelevati all'interno dell'SBR (Tabella 88):

- si registrano dei pH sotto il valore ottimale che è 8;
- l'alcalinità e la conducibilità degli ultimi due monitoraggi sono aumentate molto;
- i parametri relativi all'azoto aumentano nelle ultime due date;
- il rapporto MLVSS/MLSS tende ad assumere un valore costante.

DATA	pH	alk.	cond	N-NH4	TKN	MLSS	MLVSS	MLVSS/MLSS
	-	mg/l	mS/cm	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l
08/06/2020	8,3	3657	8,3	400	1021	11480	7668	0,67
15/06/2020	7,2	1167	8,0	221	782	10380	8436	0,81
29/06/2020	8,2	3088	7,3	229	762	13900	8720	0,63
14/07/2020	7,9	559	12,6	318	407	15040	9600	0,64
22/07/2020	8,6	3804	11,5	414	1081	17500	11280	0,64
05/08/2020	7,6	3658	10,7	168	746	21038	11198	0,53
10/08/2020	7,5	3194	11,2	238	950	22164	12138	0,55
02/09/2020	8,2	5910	13,8	616	1311	15870	8466	0,53
07/09/2020	8,2	6241	16,0	753	1367	17800	9618	0,53

Tabella 88 Parametri dentro SBR in fase di miscelazione

In conclusione, si osserva come gli ultimi due campionamenti sono risultati particolarmente carichi, probabilmente a causa della scarsa piovosità che ha caratterizzato il periodo precedente.

MONITORAGGIO N-NH4

Tutti i monitoraggi dell'N-NH_4 hanno messo in evidenza un andamento decrescente nel tempo come in effetti deve essere in quanto l'ammoniaca viene convertita in nitriti dai batteri AOB nella fase di nitritazione, Tabella 89 e Figura 120.

MINUTI	GIORNI	mg/l (N-NH_4)
0	14/07/2020	454
90	14/07/2020	401
185	14/07/2020	342
0	44034,000	401,389
90	44034,000	372,989
185	44034,000	356,722
0	06/08/2020	307
90	06/08/2020	234
185	06/08/2020	209
0	10/08/2020	317,04
90	10/08/2020	252,24
185	10/08/2020	230,64
0	02/09/2020	853,44
90	02/09/2020	785,04
185	02/09/2020	756,24
0	07/09/2020	950,64
90	07/09/2020	900,24
185	07/09/2020	878,64

Tabella 89 Valori di N-NH_4 a 0, 90, 185 minuti dall'inizio dell'aerazione

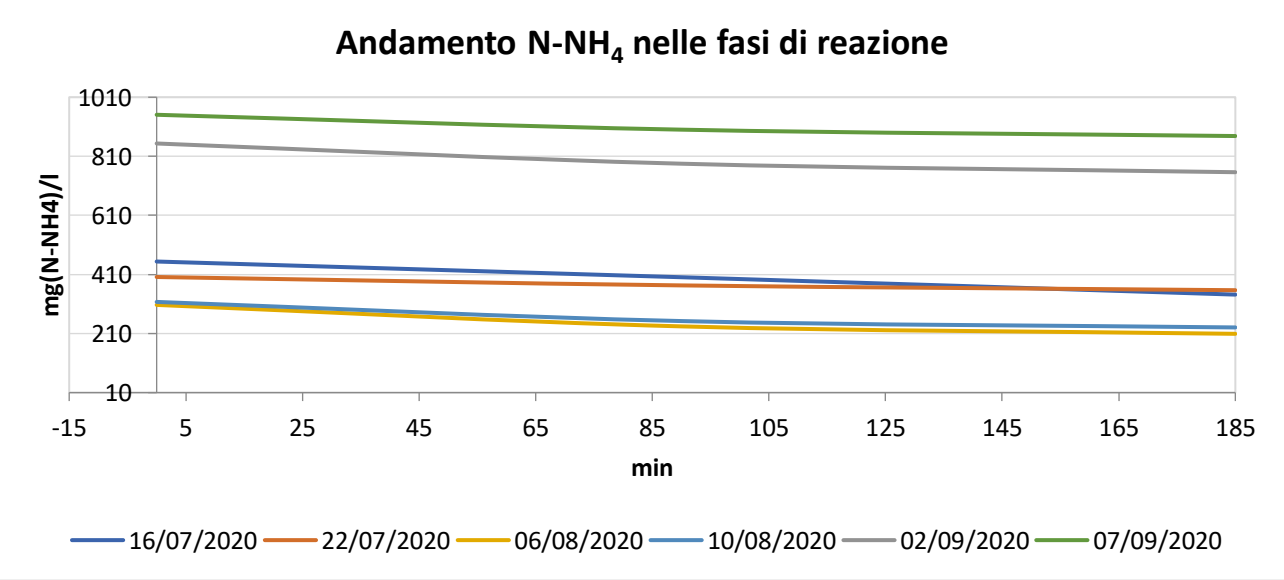


Figura 120 Andamento N-NH_4 nel tempo

In Tabella 90 e nel grafico in Figura 121 si riportano gli andamenti misurati della velocità di consumo dell'ammoniaca (AUR). Si osservano valori generalmente attorno a 0,5 mg(N-NH4)/lmin, con un unico picco di minimo, registrato per il monitoraggio del 22/07/2020. Tale condizione potrebbe essere dovuta al cambiamento del carico di percolato, avvenuto il giorno 14/07/2020 (a seguito del monitoraggio avvenuto nello stesso giorno).

DAY	AUR		
	mg(N-NH4)/lmin	mg(N-NH4)/mg(MLVSS)min	kg(N-NH4)/kg(MLVSS)d
14/07/2020	0,606	6,31E-05	0,091
22/07/2020	0,241	2,13E-05	0,031
06/08/2020	0,527	4,70E-05	0,068
10/08/2020	0,465	3,83E-05	0,055
02/09/2020	0,523	6,18E-05	0,089
07/09/2020	0,388	4,03E-05	0,058

Tabella 90 Calcolo AUR

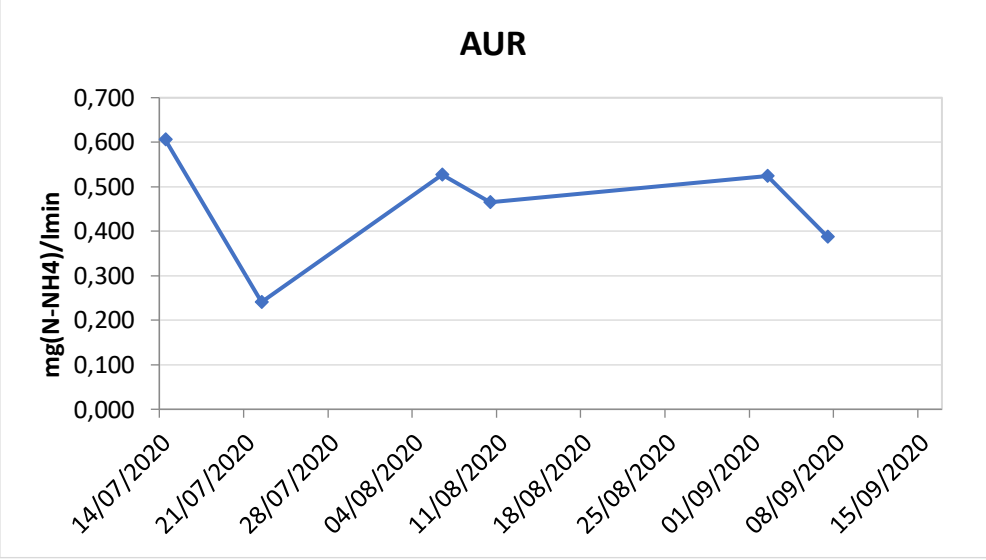


Figura 121 Andamento AUR

In Tabella 91 si riporta il calcolo della Free Ammonia e si può evidenziare che:

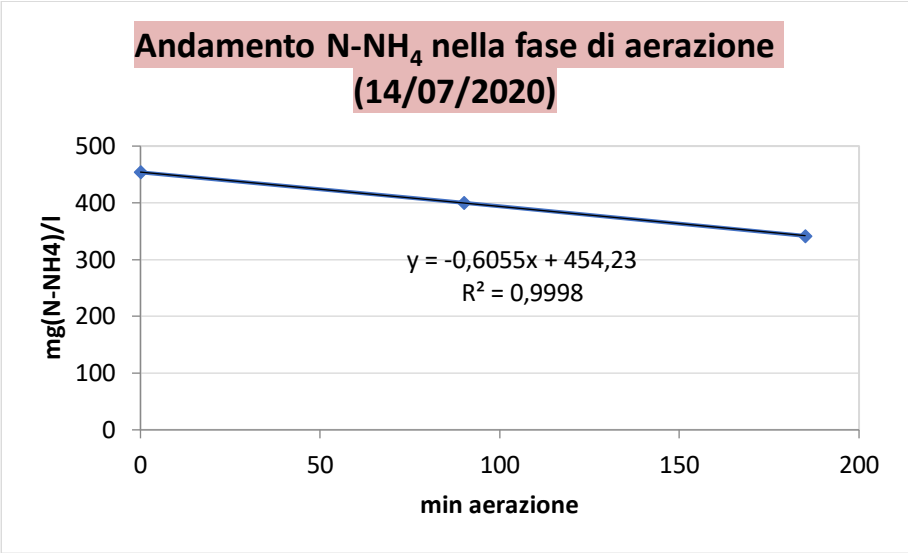
- il pH nel giorno 06/08/2020 e 10/08/2020 risulta essere ad inizio aerazione pari rispettivamente a 7,9 e 7,5 e a fine aerazione di 7,2 e 6,7; a questo proposito si ricorda che le condizioni ottimali, infatti, prevedono pH superiori ad 8 (Frison, Katsou, Malamis, Bolzonella, & Fatone, 2013));
- la temperatura è sempre maggiore di 20°C che è il limite tale per cui gli AOB crescono più velocemente degli NOB (Frison, Lampis, Bolzonella, Pavan, & Fatone, 2012*);*
- in corrispondenza delle date di monitoraggio sopra citate, cioè 06/08/2020 e 10/08/2020 si registrano i valori più bassi di FA. Valori così bassi di pH potrebbero anche impedire la formazione

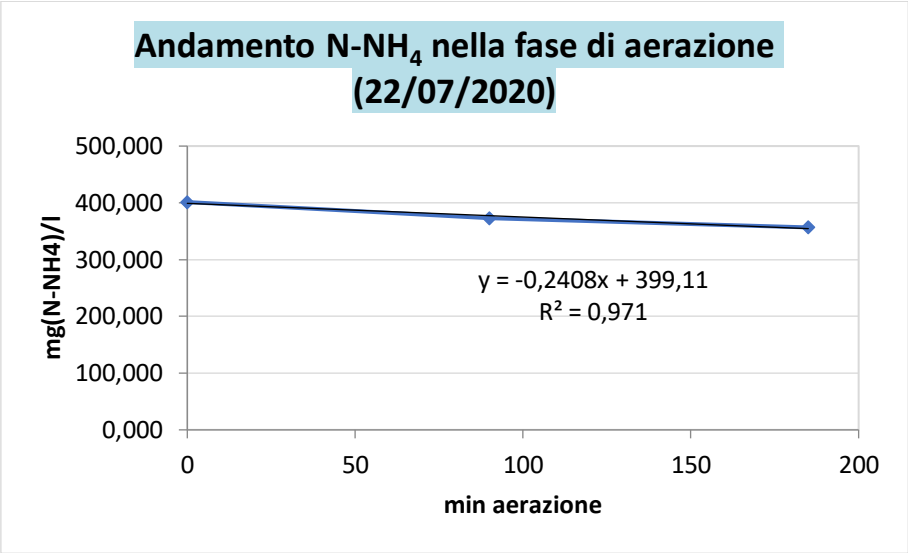
di FA che, conseguentemente, non si trova oltre il valore limite di 1 mg/l nel giorno 10/09/2020 in cui è pari a 0,8;

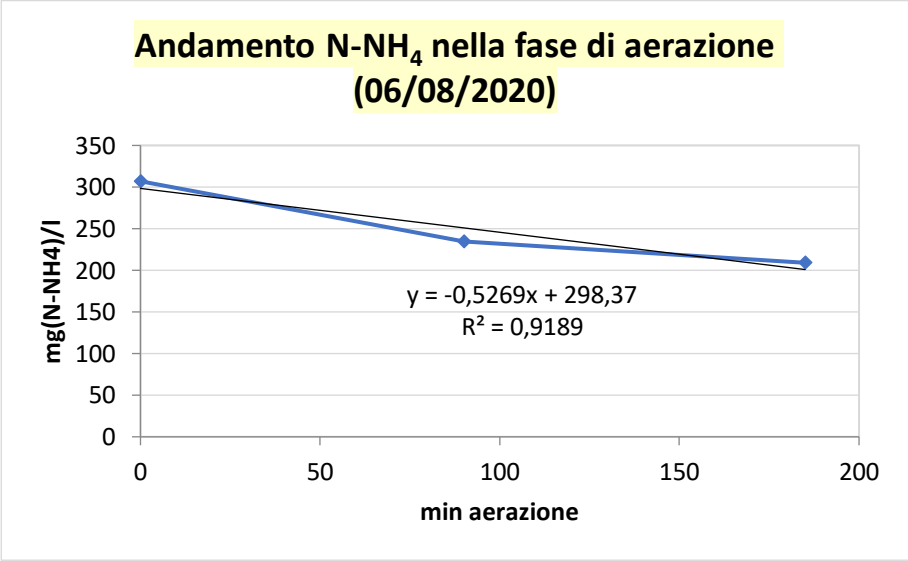
- valori molto elevati registrati per le ultime due fasi di monitoraggio potrebbero essere associati all'elevato carico di ammoniaca in ingresso, osservato dai dati sul percolato influente.

CALCOLO FREE AMMONIA				
DATA	pH fisso	Temp	NH4 (mg/l)	NH3 free
14/07/2020	7,9	25,0	409,3	20,1
22/07/2020	8,6	25,0	532,3	128,4
06/08/2020	7,6	25,0	216,2	6,0
10/08/2020	7,5	26,1	306,2	7,6
02/09/2020	8,2	21,2	792,2	61,5
07/09/2020	8,2	25,6	968,6	109,3
CALCOLO FREE AMMONIA - inizio aerazione				
DATA	pH fisso	Temp	NH4 (mg/l)	NH3 free
14/07/2020	9,2	22,0	583,4	297,8
22/07/2020	8,6	23,0	516,1	104,6
06/08/2020	7,9	23,0	307,0	13,9
10/08/2020	7,5	26,4	317,0	7,3
02/09/2020	8,2	21,4	853,4	67,6
07/09/2020	8,3	24,0	950,6	103,5
CALCOLO FREE AMMONIA - fine aerazione				
DATA	pH fisso	Temp	NH4 (mg/l)	NH3 free
14/07/2020	8,9	23,0	439,4	160,1
22/07/2020	8,5	25,0	458,6	83,2
06/08/2020	7,2	24,0	209,0	1,9
10/08/2020	6,7	26,8	230,6	0,8
02/09/2020	8,0	22,1	756,2	39,8
07/09/2020	8,2	25,2	878,6	92,6

Tabella 91 Calcolo Free Ammonia







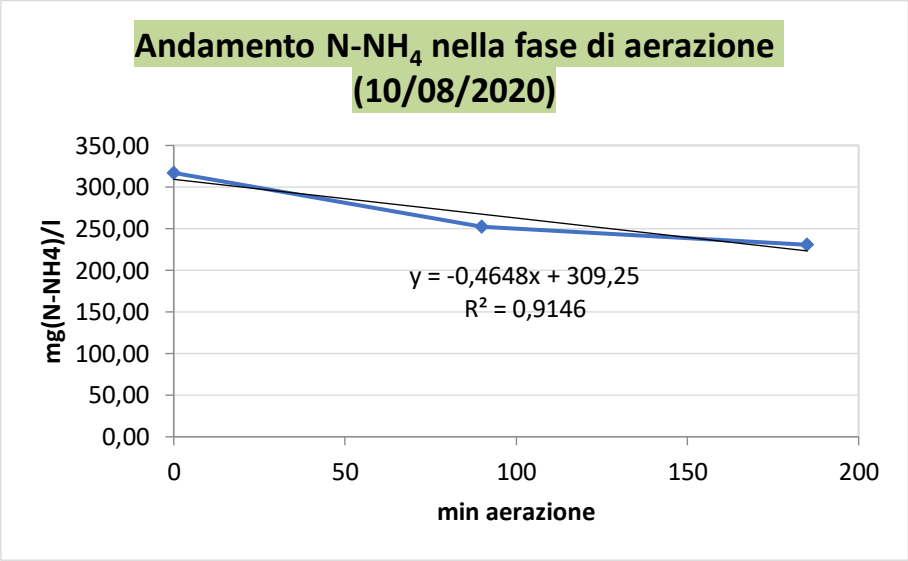
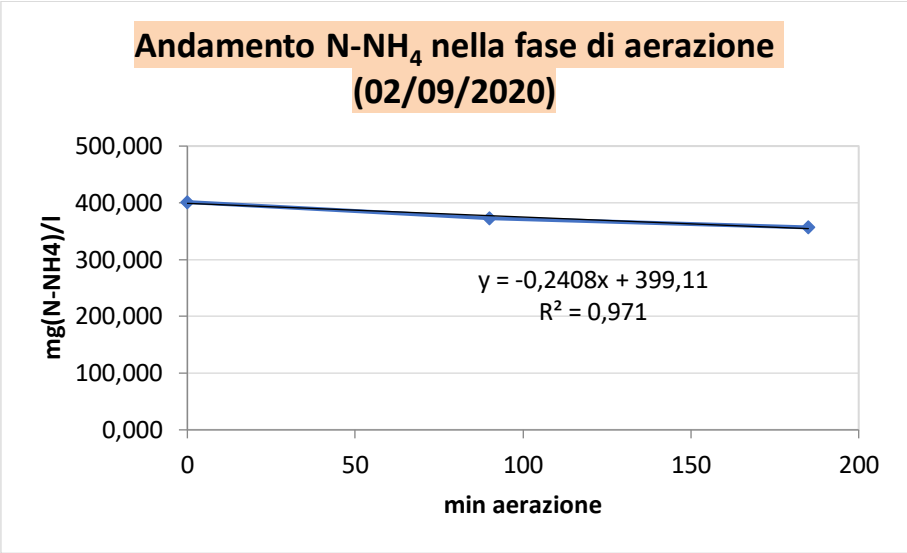


Figura 122 Andamento N-NH₄ in fase di aerazione 14/07/2020, 22/07/2020, 06/08/2020, 10/08/2020



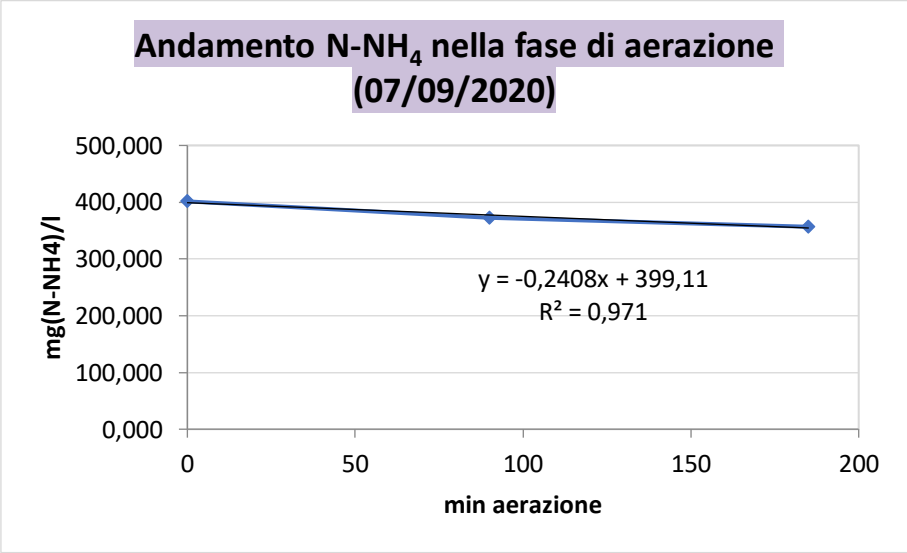


Figura 123 Andamento N-NH_4 in fase di aerazione 02/09/2020 e 07/09/2020

MONITORAGGIO N-NO_X

Di seguito vengono illustrati i valori N-NO_2, N-NO_3, N-NO_X, N-NH_4 nel tempo durante la fase di aerazione per ogni data di monitoraggio.

Si può osservare che in tutte le date gli andamenti presentano lo stesso sviluppo: l'ammoniaca nel corso del tempo diminuisce e contemporaneamente aumentano i nitriti coerentemente alla reazione di nitritazione mentre i nitrati si mantengono sempre molto bassi arrivando solo in un'occasione a 3 mg/l il 02/09/2020.

Nelle tabelle sono anche raccolti i dati di AUR, da cui risultano buone cinetiche di crescita degli N-NO_2, pari in media a 0,44 mg/lmin. Anche in questo caso si conferma un valore più basso (0,24 mg/lmin) per il monitoraggio del giorno 22/07/2020, probabilmente associato alle specifiche caratteristiche del carico di percolato presente in quel periodo. I valori negativi ottenuti per le cinetiche di produzione degli N-NO_3 sono dovuti alla scarsa presenza di nitrati, legata allo specifico processo biologico implementato. La presenza di cinetiche di questo tipo sono sintomatiche del fatto che il sistema è a regime.

Nelle tabelle e grafici che seguono, quindi, per ogni monitoraggio, si riportano:

- Andamento N-NO_2, N-NO_3, N-NO_X, N-NH_4 in fase di aerazione;
- Cinetiche.

REAZIONE 14/07/2020							
MINUTI	mg/l (NO2)	mg/l (N-NO2)	mg/l (NO3)	mg/l (N-NO3)	mg/l (N-NOx)	mg/l (N-NH4)	%NO2
0	2158	657	16	3,7	660	454	99,44%
30	2240	682	11	2,6	684		99,62%
60	2281	694	13	2,9	697		99,58%
90	2344	713	30	6,8	720	401	99,06%
120	2410	734	9	2,0	736		99,73%
150	2472	752	7	1,7	754		99,78%
180	2472	752	1	0,2	753	342	99,97%
210	2685	817	2	0,5	818		99,93%
Δ		**96**		**-3,5**	**92**	**112**	**99,60%**

Tabella 92 Calcolo $N\text{-}NO_2$, $N\text{-}NO_3$, $N\text{-}NO_x$, $N\text{-}NH_4$ in fase di aerazione

14/07/2020	AUR				
	mg/lmin	mg/mg(MLVSS)min	kg/kg(MLVSS)d	mg/gh	kg/kgd (20°C)
N-NO3	-0,02	-1,76E-06	-0,003	-0,11	-0,004
N-NO2	0,66	6,91E-05	0,099	4,14	0,160
N-Nox	0,65	6,73E-05	0,097	4,04	0,156
N-NH4	0,61	6,31E-05	0,091	3,78	0,146

Tabella 93 Calcolo AUR

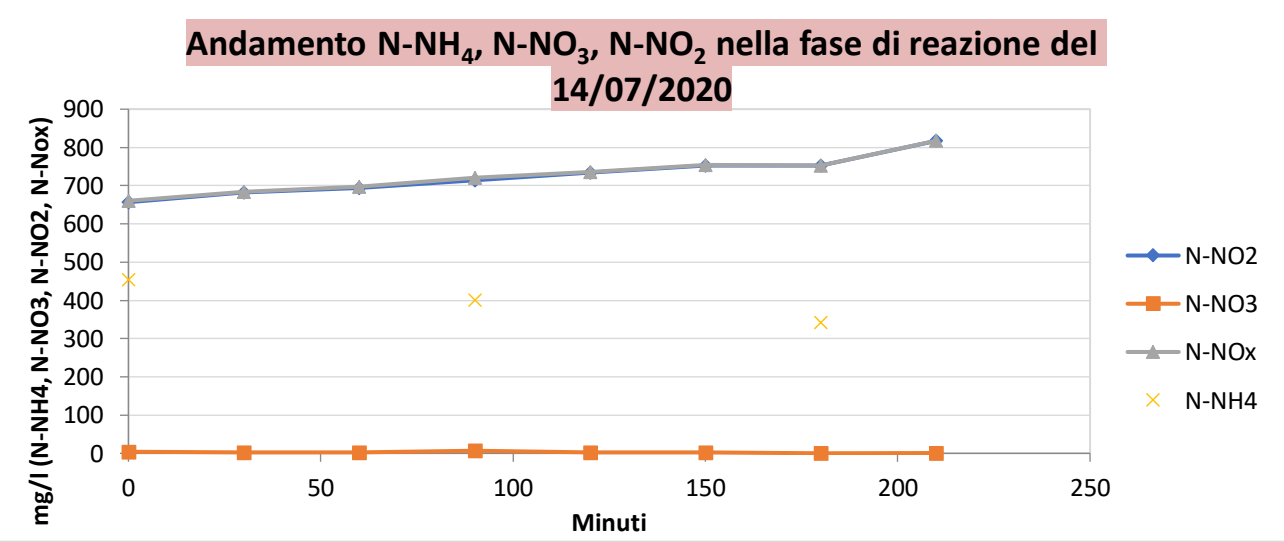


Figura 124 Andamento $N\text{-}NO_2$, $N\text{-}NO_3$, $N\text{-}NO_x$, $N\text{-}NH_4$ in fase di aerazione

REAZIONE 22/07/2020							
MINUTI	mg/l (NO2)	mg/l (N-NO2)	mg/l (NO3)	mg/l (N-NO3)	mg/l (N-NOx)	mg/l (N-NH4)	%NO2
0	828	252	1,80	0,406	252	401	99,84%
30	827	252	2,22	0,501	252		99,80%
60	866	263	2,28	0,514	264		99,81%
90	897	273	1,74	0,393	273	373	99,86%
120	891	271	0,00	0,000	271		100,00%
150	959	292	2,00	0,452	292		99,85%
180	959	292	0,01	0,003	292	357	100,00%
Δ		**40**		**-0,403**	**39**	**45**	**99,88%**

Tabella 94 Calcolo N-NO_2, N-NO_3, N-NO_x, N-NH_4 in fase di aerazione

22/07/2020	AUR				
	mg/lmin	mg/mg(MLVSS)min	kg/kg(MLVSS)d	mg/gh	kg/kgd (20°C)
N-NO3	0,00	-1,91E-07	0,000	-0,01	-0,006
N-NO2	0,24	2,15E-05	0,031	1,29	0,650
N-Nox	0,24	2,13E-05	0,031	1,28	0,644
N-NH4	0,24	2,13E-05	0,031	1,28	0,647

Tabella 95 Calcolo AUR

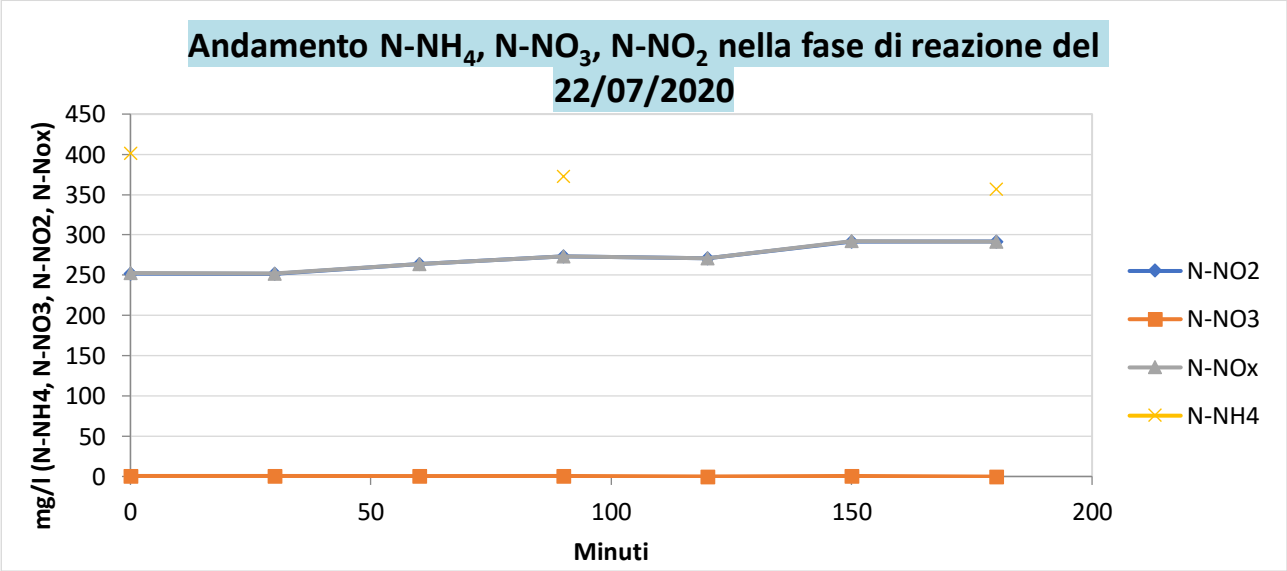


Figura 125 Andamento N-NO_2, N-NO_3, N-NO_x, N-NH_4 in fase di aerazione

REAZIONE 06/08/2020							
MINUTI	mg/l (NO2)	mg/l (N-NO2)	mg/l (NO3)	mg/l (N-NO3)	mg/l (N-NOx)	mg/l (N-NH4)	%NO2
0	1855	564	3,32	0,749	565	307	99,87%
30	1804	549	5,83	1,316	550		99,76%
60	1900	578	2,75	0,621	579		99,89%
90	1949	593	5,04	1,137	594	234	99,81%
120	2014	613	4,56	1,030	614		99,83%
150	2038	620	3,37	0,761	621		99,88%
180	2095	637	3,92	0,885	638	209	99,86%
184	2083	634	2,88	0,650	634		
Δ		**73**		**0,136**	**73**	**98**	**99,84%**

Tabella 96 Calcolo $N\text{-}NO_2$, $N\text{-}NO_3$, $N\text{-}NO_x$, $N\text{-}NH_4$ in fase di aerazione

06/08/2020	AUR				
	mg/lmin	mg/mg(MLVSS)min	kg/kg(MLVSS)d	mg/gh	kg/kgd (20°C)
N-NO3	0,00	-8,64E-08	0,000	-0,01	0,000
N-NO2	0,46	4,11E-05	0,059	2,47	0,068
N-Nox	0,46	4,10E-05	0,059	2,46	0,068
N-NH4	0,53	4,70E-05	0,068	2,82	0,078

Tabella 97 Calcolo AUR

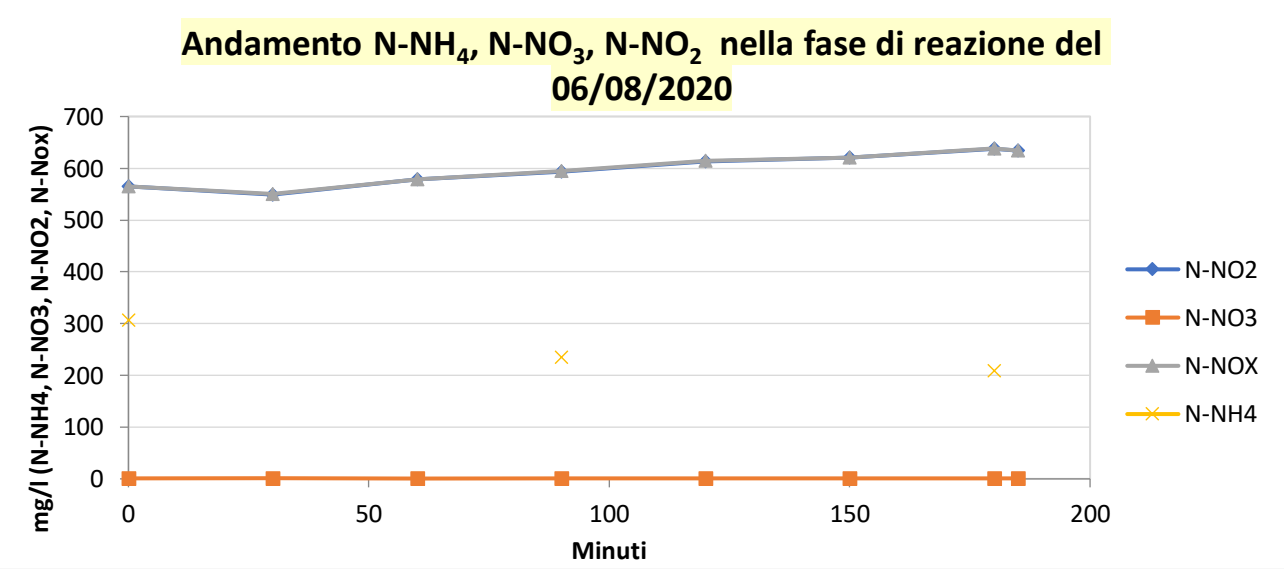


Figura 126 Andamento $N\text{-}NO_2$, $N\text{-}NO_3$, $N\text{-}NO_x$, $N\text{-}NH_4$ in fase di aerazione

REAZIONE 10/08/2020							
MINUTI	mg/l (NO2)	mg/l (N-NO2)	mg/l (NO3)	mg/l (N-NO3)	mg/l (N-NOx)	mg/l (N-NH4)	%NO2
0	1941	591	3,76	0,850	591	317	99,86%
30	2068	629	3,90	0,880	630		99,86%
60	2072	631	1,26	0,284	631		99,95%
90	2066	629	3,29	0,744	630	252	99,88%
120	2102	640	4,19	0,947	641		99,85%
150	2154	656	5,31	1,199	657		99,82%
180	2201	670	4,81	1,086	671	231	99,84%
Δ		**79**		**0,236**	**79**	**86**	**99,87%**

Tabella 98 Calcolo N-NO_2, N-NO_3, N-NO_x, N-NH_4 in fase di aerazione

10/08/2020	AUR				
	mg/lmin	mg/mg(MLVSS)min	kg/kg(MLVSS)d	mg/gh	kg/kgd (20°C)
N-NO3	0,00	2,08E-07	0,000	0,01	0,000
N-NO2	0,35	2,88E-05	0,042	1,73	0,050
N-Nox	0,35	2,90E-05	0,042	1,74	0,050
N-NH4	0,46	3,83E-05	0,055	2,30	0,066

Tabella 99 Calcolo AUR

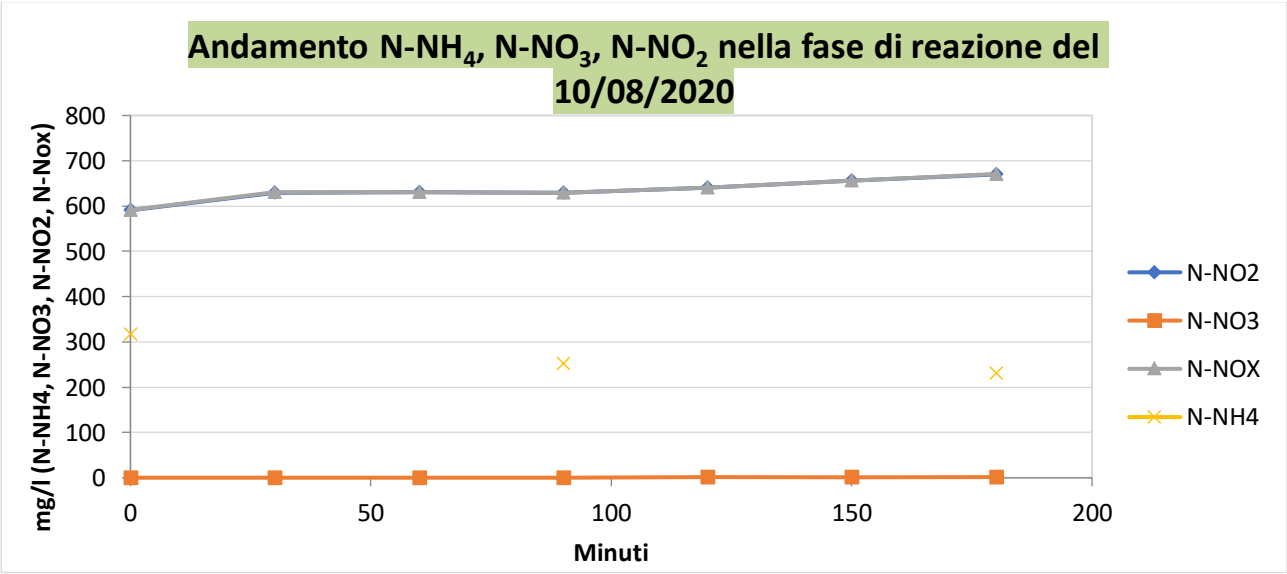


Figura 127 Andamento N-NO_2, N-NO_3, N-NO_x, N-NH_4 in fase di aerazione

REAZIONE 02/09/2020							
MINUTI	mg/l (NO2)	mg/l (N-NO2)	mg/l (NO3)	mg/l (N-NO3)	mg/l (N-NOx)	mg/l (N-NH4)	%NO2
0	1939	590	6,20	1,400	591	853	99,76%
30	2008	611	3,63	0,820	612		99,87%
60	2040	621	17,34	3,916	625		99,37%
90	2128	648	7,57	1,710	649	785	99,74%
120	2181	664	11,84	2,673	667		99,60%
150	2291	697	13,78	3,111	700		99,56%
180	2256	687	n.a.			756	
Δ		**96**		**-1,400**	**-591**	**97**	**99,65%**

Tabella 100 Calcolo N-NO_2, N-NO_3, N-NO_x, N-NH_4 in fase di aerazione

02/09/2020	AUR				
	mg/lmin	mg/mg(MLVSS)min	kg/kg(MLVSS)d	mg/gh	kg/kgd (20°C)
N-NO3	0,01	1,34E-06	0,002	0,08	0,008
N-NO2	0,59	6,94E-05	0,100	4,16	0,429
N-Nox	0,70	8,25E-05	0,119	4,95	0,510
N-NH4	0,52	6,18E-05	0,089	3,71	0,382

Tabella 101 Calcolo AUR

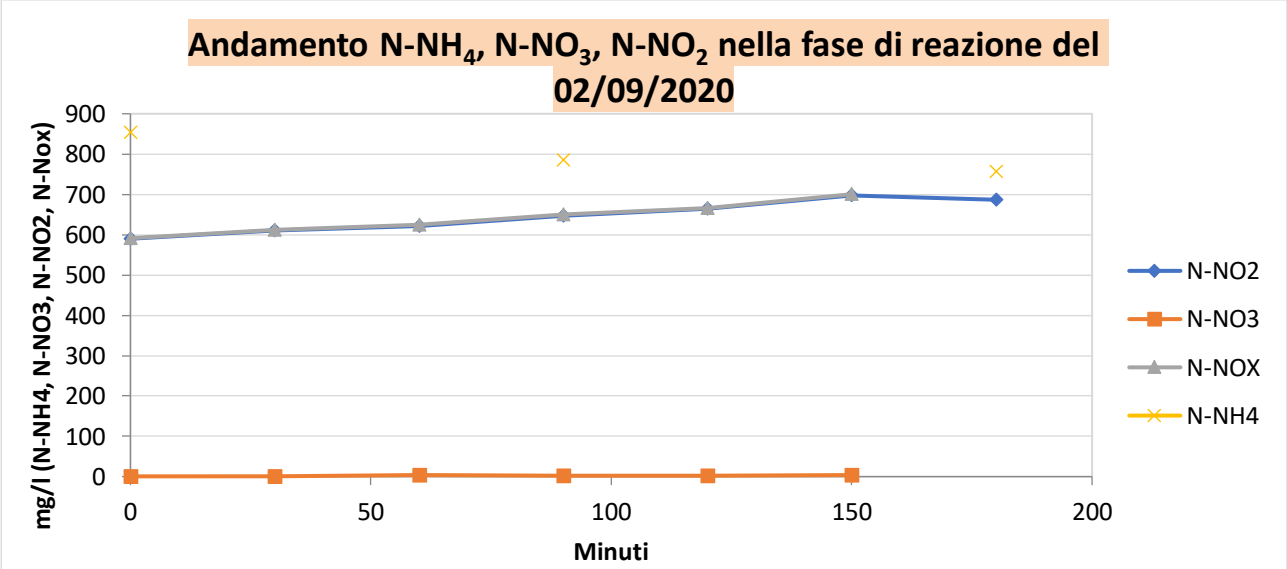


Figura 128 Andamento N-NO_2, N-NO_3, N-NO_x, N-NH_4 in fase di aerazione

REAZIONE 07/09/2020							
MINUTI	mg/l (NO2)	mg/l (N-NO2)	mg/l (NO3)	mg/l (N-NO3)	mg/l (N-NOx)	mg/l (N-NH4)	%NO2
0	1647	501	11,15	2,519	504	951	99,50%
60	1717	522	8,94	2,018	524		99,62%
120	1810	551	7,73	1,746	553		99,68%
185	1835	559	5,44	1,229	560	879	99,78%
Δ		**57**		**-1,290**	**56**	**72**	**99,64%**

Tabella 102 Calcolo N-NO_2, N-NO_3, N-NO_X, N-NH_4 in fase di aerazione

07/09/2020	AUR				
	mg/lmin	mg/mg(MLVSS)min	kg/kg(MLVSS)d	mg/gh	kg/kgd (20°C)
N-NO3	-0,01	-7,01E-07	-0,001	-0,04	-0,013
N-NO2	0,32	3,38E-05	0,049	2,03	0,650
N-Nox	0,32	3,31E-05	0,048	1,98	0,636
N-NH4	0,39	4,03E-05	0,058	2,42	0,776

Tabella 103 Calcolo AUR

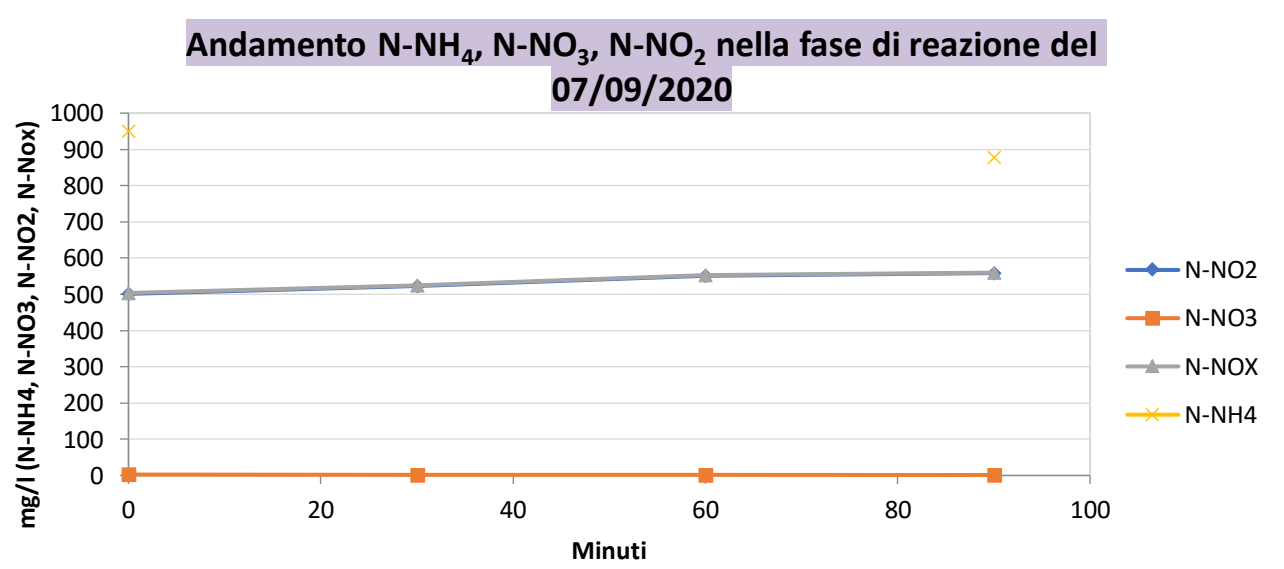


Figura 129 Andamento N-NO_2, N-NO_3, N-NO_X, N-NH_4 in fase di aerazione

Si riporta, infine, una tabella di sintesi della % di nitriti prodotti per ogni data di monitoraggio (Tabella 92).

DAY	NO2	AUR	NH3 free
	%	mg/lmin	
14/07/2020	99,60%	0,65	228,94
22/07/2020	99,88%	0,24	93,91
06/08/2020	99,84%	0,46	7,90
10/08/2020	99,87%	0,35	4,06
02/09/2020	99,65%	0,70	53,65
07/09/2020	99,64%	0,32	98,02

Tabella 104 Sintesi della % di nitriti prodotti, AUR e free ammonia per ogni data di monitoraggio

Inoltre, si riportano le cinetiche di denitritazione ottenute facendo delle brevi prove con dosaggio di carbonio esterno. Tali prove sono state realizzate al fine di ottenere delle cinetiche ed efficienze di denitritazione da applicare per lo scenario 1. Il valore ottenuto è pari a 0.39 mgN-Nox/l/min.

3.2.2 Misura delle emissioni dirette e indirette dell'SBR

Ai fini di ottenere un confronto tra lo scenario 0 e lo scenario 1, comprensivo anche dell'impatto in atmosfera, si sono misurate le emissioni sia dirette che indirette nell'SBR.

EMISSIONI GASSOSE DIRETTE

Applicando la metodologia descritta del Capitolo 2 per l'impianto sperimentale, vengono riportati i diversi step di calcolo per le emissioni gassose dirette partendo dalle concentrazioni ottenute attraverso lo strumento Brüel & Kjaer Multi-gas Monitor Type 1302. In Tabella 105 sono riportate le concentrazioni e in Tabella 106 i carichi misurati in fase di aerazione.

FASE DI AERAZIONE		
CH4	CO2	N2O
mg/L	mg/l	mg/l
0,0034	10,16	0,035
0,0019	10,61	0,036
0,0022	10,86	0,039
0,0025	**10,55**	**0,037**

Tabella 105 Concentrazione di CH_4, CO_2 e N_2O in fase di aerazione determinati dai dati di output forniti dall'analisi tramite spettroscopia

CALCOLO L_CH4			CALCOLO L_CO2			CALCOLO L_N2O		
Concentrazione CH4_AER.	mg/l	0,0025	Concentrazione CO2_AER.	mg/l	10,5	Concentrazione N2O_AER.	mg/l	0,037
Q aria	L/min	288	Q aria	L/min	288	Q aria	L/min	288
L_CH4	**Kg/d**	**5,01E-10**	**L_CO2**	**Kg/d**	**2,11E-06**	**L_N2O**	**Kg/d**	**7,32E-09**

Tabella 106 Calcolo carichi di massa di CH_4, CO_2 e N_2O in fase di aerazione

Lo stesso procedimento è stato adottato per le misure in fase di miscelazione.

FASE DI MISCELAZIONE		
CH4	**CO2**	**N2O**
mg/L	mg/l	mg/l
0,0027	0,31	0,030
0,0025	0,31	0,075
0,0026	**0,31**	**0,053**

Tabella 107 Concentrazione di CH_4, CO_2 e N_2O in fase di miscelazione determinati dai dati di output forniti dall'analisi tramite spettroscopia

CALCOLO L_CH4			CALCOLO L_CO2			CALCOLO L_N2O		
Concentrazione N2O_MISC.	mg/l	0,0026	Concentrazione N2O_MISC.	mg/l	0,31	Concentrazione N2O_MISC.	mg/l	0,053
Volume totale cappa	m^3	0,0049	Volume totale cappa	m^3	0,0049	Volume totale cappa	m^3	0,0049
Superficie utile cappa	m^2	0,15	Superficie utile cappa	m^2	0,15	Superficie utile cappa	m^2	0,15
Superficie SBR	m^2	2,25	Superficie SBR	m^2	2,25	Superficie SBR	m^2	2,25
Massa CH4	kg	1,93E-10	Massa CO2	kg	2,30E-08	Massa N2O	kg	3,93E-09
Durata	d	1,04E-03	Durata	d	1,04E-03	Durata	d	1,04E-03
L_CH4	**Kg/d**	**1,86E-07**	**L_CO2**	**Kg/d**	**2,20E-05**	**L_N2O**	**Kg/d**	**3,77E-06**

Tabella 108 Calcolo carichi di massa di CH_4, CO_2 e N_2O in fase di miscelazione

FASE	LCH4 disciolto	LCH4 20°C	LCO2eq_CH4 20°C	LCO2 disciolta	LCO2 20°C	LCO2eq_CO2 20°C	LN2O disciolta	LN2O 20°C	LCO2eq_N2O 20°C
	kg/d	kg/d	kg/d	kg/d	kg/d	kg/d	kg/d	kg/d	kg/d
AER.	5,01E-10	4,69E-10	1,31E-08	2,11E-06	1,91E-06	1,91E-06	7,32E-09	8,23E-09	2,18E-06
MISC.	1,86E-07	1,74E-07	4,86E-06	2,20E-05	1,99E-05	5,58E-04	3,77E-06	4,24E-06	1,12E-03

Tabella 109 Calcolo carichi di massa di CH_4, CO_2 e N_2O a 20°C e carichi CO_2 equivalente in fase di aerazione e miscelazione

A partire dai carichi si sono, quindi, calcolati gli emission factors (Tabella 110 e Tabella 111).

Emissioni gassose DIRETTE				
SBR SPERIMENTALE				
LCOD IN	**LNtot IN**	**EF_CH4**	**EF_CO2**	**EF_N2O**
kg/d	kg/d	kgCH4/kgCOD IN	kgCO2/kgCOD IN	kgN2O/kgNtot IN
1,6	0,7	2,89E-10	1,18E-06	1,18E-08
1,6	0,7	1,07E-07	1,23E-05	6,11E-06

Tabella 110 Calcolo Emission factors CH_4, CO_2 e N_2O in fase di aerazione e miscelazione - SBR sperimentale

	EF_CH4	EF_CO2	EF_N2O
	kgCH4/kgCOD IN	kgCO2/kgCOD IN	kgN2O/kgNtot IN
MEDIA	5,4E-08	6,7E-06	3,1E-06

Tabella 111 Media Emission factors CH_4, CO_2 e N_2O - SBR sperimentale

Come si osserva si sono ottenuti dei fattori emissivi abbastanza bassi per le emissioni gassose dirette, in particolare per quanto riguarda le emissioni di CH_4 (valore pari a $5{,}4*10^{-8}$ kgCH4/kgCODin).

EMISSIONI GASSOSE INDIRETTE (gas disciolti)

Anche per quanto riguarda le emissioni gassose indirette dell'SBR della piattaforma sperimentale vengono riportati i diversi step di calcolo partendo dalle concentrazioni ottenute grazie al Brüel & Kjaer Multi-gas Monitor Type 1302. Dalle concentrazioni (Tabella 112), si sono calcolati i rispettivi carichi di massa, correggendoli poi a 20°C e successivamente è stato calcolato il carico di massa di CO_2 equivalente (Tabella 113), per finire gli emission factors (Tabella 114) conoscendo il carico di massa in uscita di COD e azoto totale dall'impianto pilota.

CH4 disciolto	CO2 disciolta	N2O disciolta
mg/L	mg/L	mg/L
0,5	259,2	7,9

Tabella 112 Concentrazione di CH_4, CO_2 e N_2O determinati dai dati di output forniti dall'analisi tramite spettroscopia

CH4 disciolto	LCH4 disciolto	LCH4 disciolto 20°C	LCO2eq_CH4	CO2 disciolta	LCO2 disciolta	LCO2 disciolta 20°C	LCO2eq_CO2	N2O disciolta	LN2O disciolta	LN2O disciolta 20°C	LCO2eq_N2O
mg/L	kg/d	kg/d	kg/d	mg/L	kg/d	kg/d	kg/d	mg/L	kg/d	kg/d	kg/d
0,47	0,0002	0,0002	0,01	259,2	0,11	0,12	0,12	7,9	0,003	0,003	1

Tabella 113 Calcolo carichi di massa di CH_4, CO_2 e N_2O a 20°C e carichi CO_2 equivalente

Emissioni gassose INDIRETTE				
SBR SPERIMENTALE				
LCOD OUT	**LNtot OUT**	**EF_CH4**	**EF_CO2**	**EF_N2O**
kg/d	kg/d	kgCH4/kgCOD OUT	kgCO2/kgCOD IN	kgN2O/kgNtot IN
1,5	0,4	1,45E-04	8,22E-02	7,56E-03

Tabella 114 Calcolo Emission factors CH_4, CO_2 e N_2O - SBR sperimentale

Rispetto ai fattori emissivi ottenuti per le emissioni dirette, quelli delle indirette risultano più elevati, anche in questo caso il valore più basso ($1,45*10^{-4}$ $kgCH_4/kgCODout$) si è riscontrato per il metano.

3.3 Applicazione dell'SBR all'impianto di Paese - SCENARIO 1

3.3.1 BILANCIO DI MASSA AZOTO

Nello scenario 1 il percolato in ingresso viene indirizzato ad un SBR, pertanto nella linea rifiuti speciali si assiste ad una riduzione della portata che passa da 298 m^3/d a 171 m^3/d, essendo la portata influente all'SBR pari a 127 m^3/d. Di conseguenza, diminuisce anche il carico di azoto in ingresso alla linea rifiuti a causa del fatto che una parte viene destinata al nuovo SBR (da 158 kg/d a 116 kg/d).

Nello scenario 1 in uscita dalla linea rifiuti, si sono applicate percentuali di rimozione del 79 % (pari a quelle misurate per lo scenario 0), ottenendo carichi di massa in uscita pari a 24 kg/d, di poco inferiori a quelli osservati nello scenario 0 (25 kg/d).

L'SBR, invece, tratta una portata di 127 m^3/d con una concentrazione di azoto di 1650 mg/l e un carico di massa di 209 kg/d. Si sono applicate le efficienze di rimozione ottenute dall'analisi sperimentale, ipotizzando, però, la possibile denitritazione degli $N\text{-}NO_2$ prodotti, in questo modo si sono ottenute percentuali di rimozione pari al 93 % e carichi in uscita pari a 14 kg/d.

Proseguendo con il bilancio della linea liquami, si ottiene un carico di massa in ingresso leggermente superiore a quello ottenuto per lo scenario 0 (151 kg/d nello scenario 1, rispetto 137 kg/d nello scenario 0).

A conclusione del bilancio, si è ottenuto un effluente finale dello scenario 1 con valori al di sotto dei limiti, pari ad 8 mg/l, corrispondente a quanto osservato per lo scenario 0 (7 mg/l).

Il bilancio di massa su base azoto dello scenario 1 è illustrato in Figura 130 Bilancio di massa azoto SCENARIO .

EFFLUENTE LINEA LIQUAMI				
		SCENARIO 0	**SCENARIO 1**	**LIMITI**
Qout	m3/d	2634	2634	
Ntot	mg/l	**7**	**8**	**15**
Lntot	kg/d	18	21	

Tabella 115 Effluente SCENARIO 0 e SCENARIO 1 confrontati con i limiti di scarico

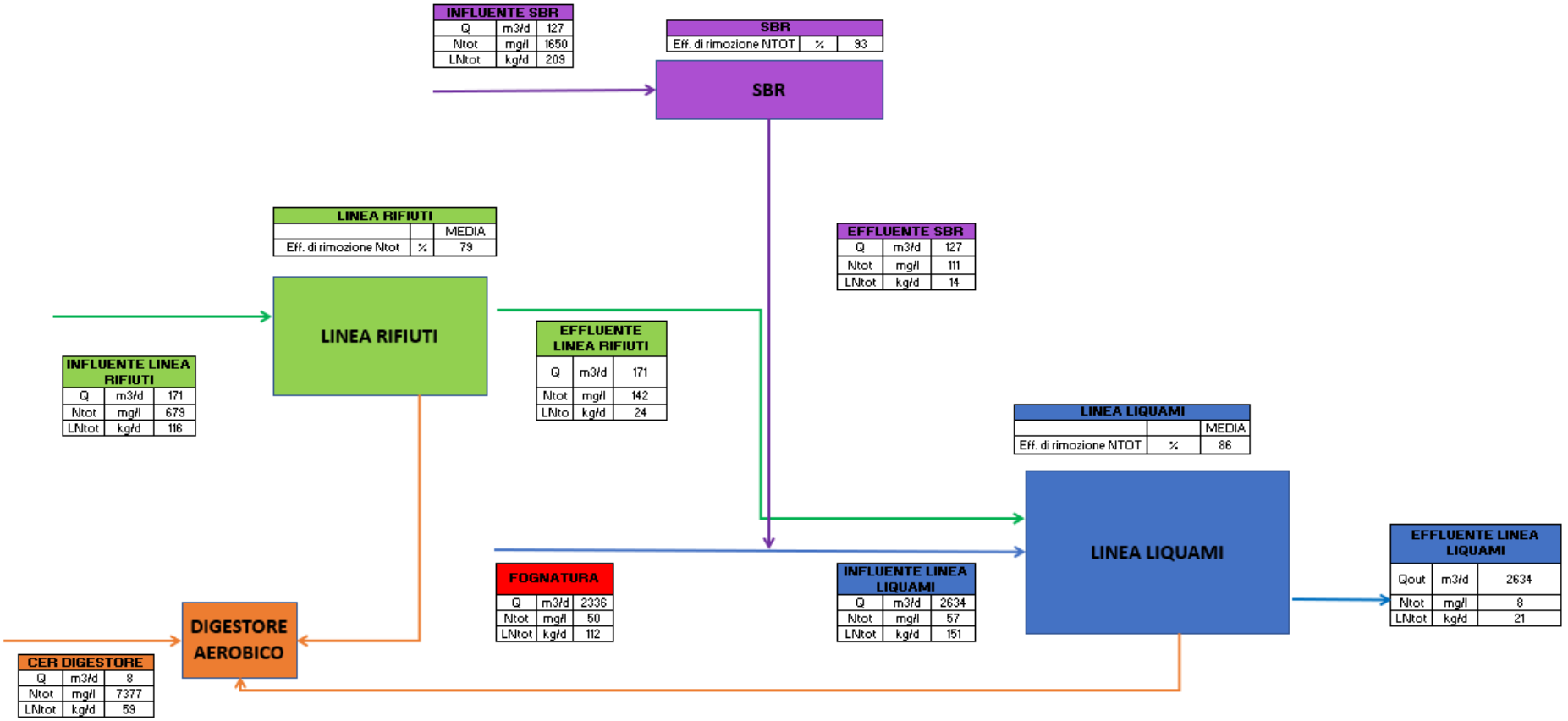


Figura 130 Bilancio di massa azoto SCENARIO 1

3.3.2 EMISSIONI DIRETTE E INDIRETTE

Calcolo delle emissioni gassose dirette

Come spiegato nel Capitolo 2, sulla base dei risultati ottenuti dalle elaborazioni dell'impianto a scala reale e scala pilota, è stato possibile ipotizzare un nuovo scenario e ricavarne le emissioni gassose dirette e indirette, attraverso gli emission factors dell'SBR sperimentale e i carichi di massa in ingresso e uscita all'SBR di Paese relativo al nuovo scenario (scenario 1).

Nella tabella sottostante sono raccolte le emissioni gassose dirette dell'SBR applicato a Paese e in Figura 131 si nota la loro rappresentazione.

Emissioni gassose DIRETTE					
SBR PAESE SCENARIO 1					
LCOD IN	**LNTOT IN**	**CH4**	**CO2**	**N2O**	**CO2eq**
kg/d	kg/d	tCH4/y	tCO2/y	tN2O/y	tCO2eq/y
736	209	1,08E-10	1,36E-08	1,75E-09	4,80E-07

Tabella 116 Calcolo t/y CH_4, CO_2 e N_2O e tCO_2eq/y – SBR PAESE SCENARIO 1

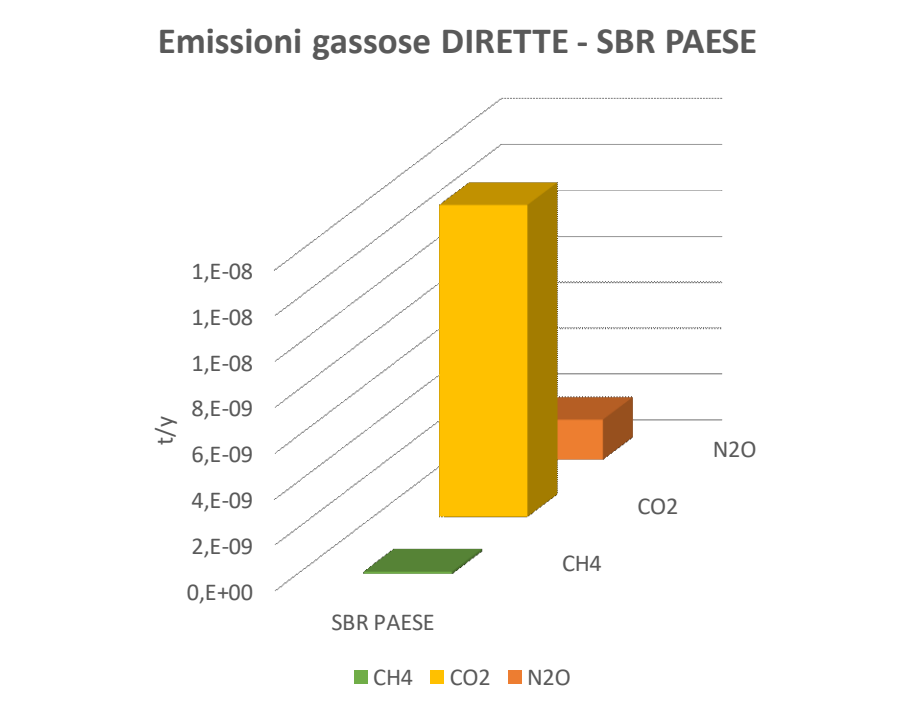


Figura 131 t/y CH_4, CO_2 e N_2O - SBR Paese SCENARIO 1

Come si osserva, quindi, le emissioni massime ottenute dal solo step di trattamento del percolato sono principalmente in termini di CO_2 che presenta carichi emessi pari a $1{,}36*10^{-8}$ t/y. La CO_2equivalente totale associata alle emissioni dirette risulta pari a $4{,}8*10^{-7}$ t/y.

In Tabella 117 sono illustrati gli emission factors e le emissioni gassose dirette delle due linee dello scenario 1. Le emissioni gassose dirette sono rappresentate in Figura 132.

Emissioni gassose DIRETTE			
SCENARIO 1			
		LINEA LIQUAMI	LINEA RIFIUTI
CH4	kgCH4/kgCOD IN	2,1E-05	2,7E-08
CO2	kgCO2/kgCOD IN	6,2E-02	2,3E-05
N2O	kgN2O/kgNtot IN	2,1E-05	4,9E-08
CH4	tCH4/y	1,06E-07	1,23E-10
CO2	tCO2/y	3,13E-04	1,06E-07
N2O	tN2O/y	8,61E-09	1,57E-11
CO2eq	tCO2eq/y	3,18E-04	1,14E-07

Tabella 117 Calcolo Emission factors CH4, CO2 e N2O e tCO2eq/y – SCENARIO 1

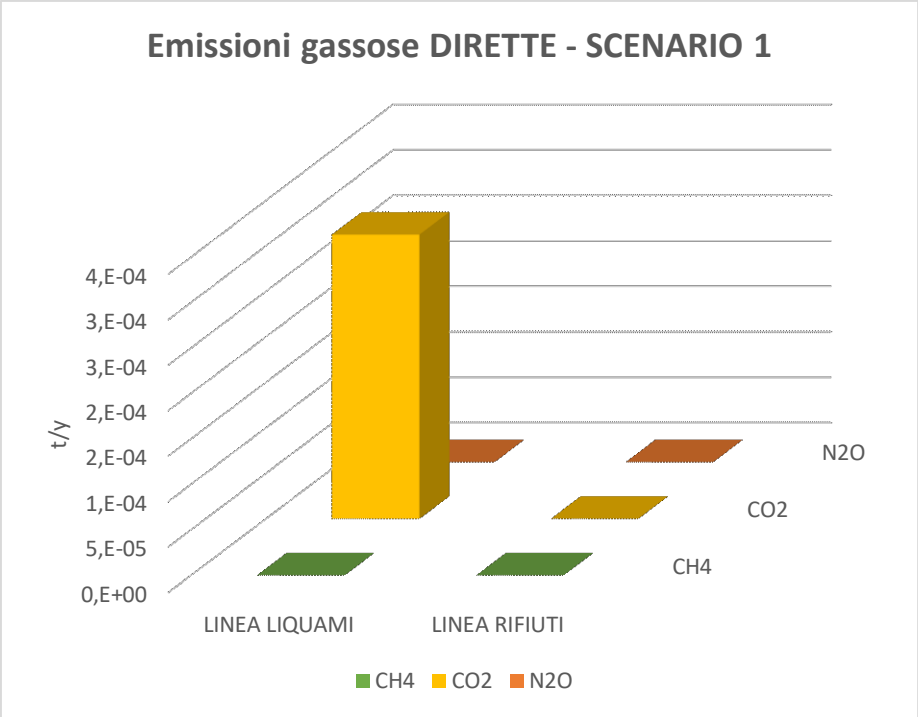


Figura 132 t/y CH_4, CO_2 e N_2O - SCENARIO 1

Considerando le due linee di trattamento dell'impianto configurazione dello scenario 1, si osserva che le emissioni massime si hanno in termini di CH_4 e sono associate alla linea liquami.

In conclusione, quindi, la CO_2 equivalente emessa nello scenario 1, data dalla somma dei tre contributi sopra riportati (SBR applicato all'impianto di Paese, linea rifiuti e linea liquami) è pari a $3{,}18*10^{-4}$ t/y.

Calcolo delle emissioni gassose indirette (gas disciolti)

Di seguito sono mostrate le emissioni gassose indirette per l'SBR dello scenario 1 in Tabella 118 e in Figura 133.

Emissioni gassose INDIRETTE (gas disciolti)					
SBR PAESE solo percolato (190703)					
LCOD OUT	**LNTOT OUT**	**CH4**	**CO2**	**N2O**	**CO2eq**
kg/d	kg/d	tCH4/y	tCO2/y	tN2O/y	tCO2eq/y
700	14	2,79E-07	1,58E-04	2,90E-07	2,42E-04

Tabella 118 Calcolo t/y CH_4, CO_2 e N_2O e tCO_2eq/y – SBR PAESE SCENARIO 1

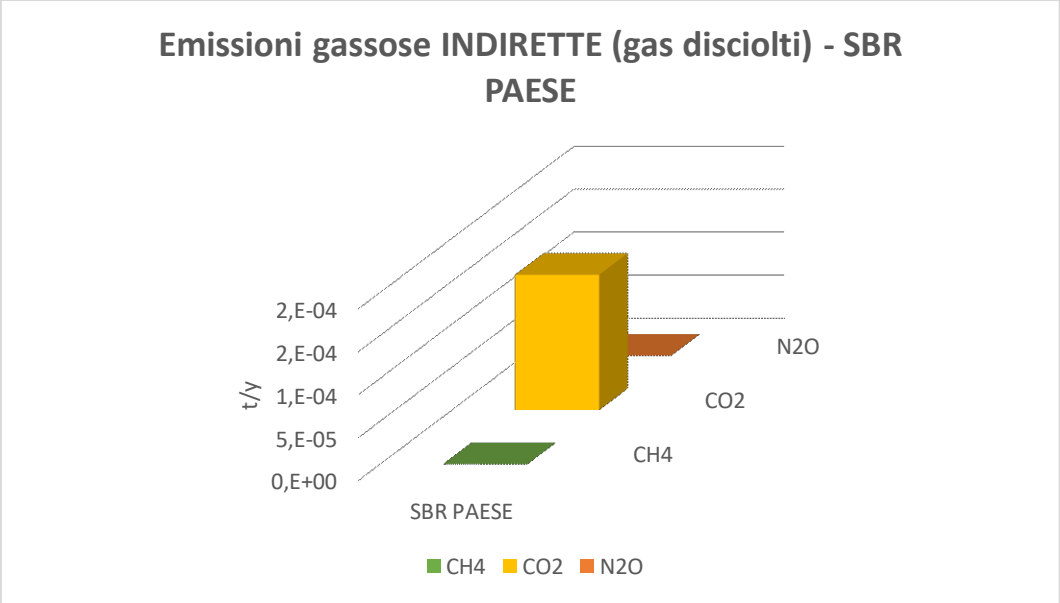


Figura 133 *t/y CH_4, CO_2 e N_2O – SBR PAESE SCENARIO 1*

Anche per quanto riguarda le emissioni indirette, si evidenzia come il contributo principale dell'SBR applicato all'impianto di Paese sia associato alla CO_2 con un carico pari a $1{,}58*10^{-4}$ t/y.

Le emissioni gassose indirette dello scenario 1 sono riportate in Tabella 119 e Figura 134.

Emissioni gassose INDIRETTE (gas disciolti)		
SCENARIO 1		
LINEA LIQUAMI		
CH4	kgCH4/kgCOD IN	1,6E-01
CO2	kgCO2/kgCOD IN	8,8E+00
N2O	kgN2O/kgNtot IN	2,4E-01
CH4	tCH4/y	1,36E-04
CO2	tCO2/y	7,31E-03
N2O	tN2O/y	1,37E-05
CO2eq	tCO2eq/y	1,47E-02

Tabella 119 Calcolo Emission factors CH_4, CO_2 e N_2O e tCO_2eq/y – SCENARIO 1

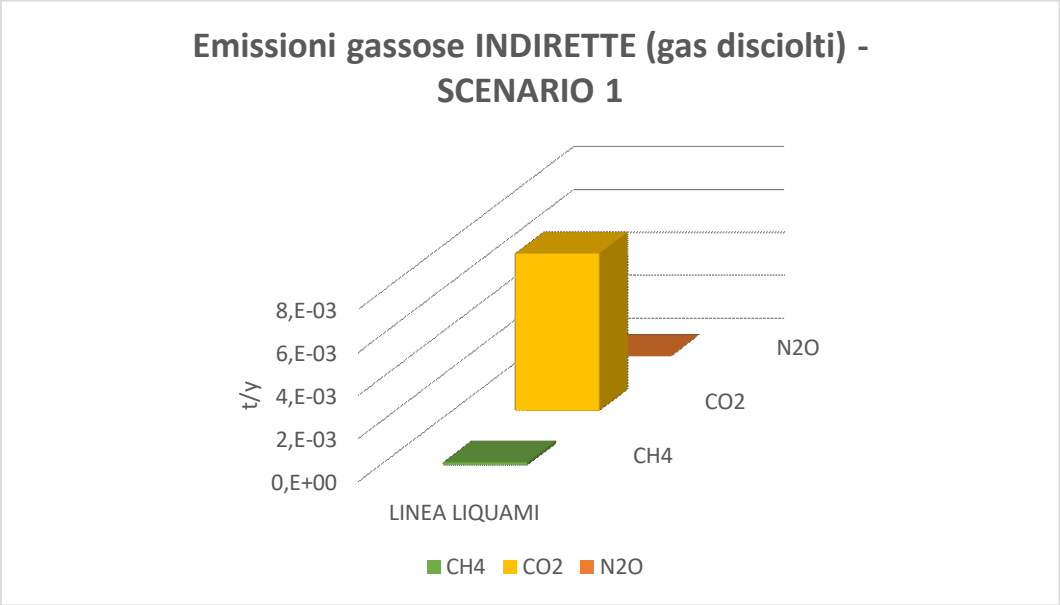


Figura 134 t/y CH_4, CO_2 e N_2O –SCENARIO 1

Per quanto riguarda le emissioni indirette ottenute sull'effluente di Paese nella configurazione dello scenario 1, si osserva un contributo massimo associato alla CO_2, con un carico pari a $7{,}31*10^{-3}$ t/y.

In conclusione, quindi, la CO_2 equivalente emessa nello scenario 1, data dalla somma dei due contributi sopra riportati (SBR applicato all'impianto di Paese e linea liquami) è pari a $1{,}47*10^{-2}$ t/y.

Totale emissioni gassose SCENARIO 0 e SCENARIO 1

Di seguito vengono messe a confronto le emissioni gassose dirette, indirette e quelle totali dei due scenari ed è evidente che nel caso dello scenario 1 sia i singoli contributi che il totale siano superiori rispetto allo scenario 0 (Tabella 120 e Figura 135).

		SCENARIO 0	SCENARIO 1	% di riduzione
SBR (dirette)	tCO2eq/y		4,80E-07	
LINEA RIFIUTI (dirette)	tCO2eq/y	3,45E-07	1,14E-07	67
LINEA LIQUAMI (dirette)	tCO2eq/y	1,31E-04	3,18E-04	-144
SBR (indirette)	tCO2eq/y	EMISSIONI INDIRETTE CONSIDERATE SOLO SU EFF.FINALE		
LINEA LIQUAMI (indirette)	tCO2eq/y	5,57E-03	1,47E-02	-165
TOTALE EMISSIONI DIRETTE	tCO2eq/y	1,31E-04	3,19E-04	-143
TOTALE EMISSIONI INDIRETTE	tCO2eq/y	5,57E-03	1,47E-02	-165
TOTALE	**tCO2eq/y**	**5,70E-03**	**1,51E-02**	**-164**

Tabella 120 Totale emissioni gassose dirette, emissioni gassose indirette e totale emissioni gassose

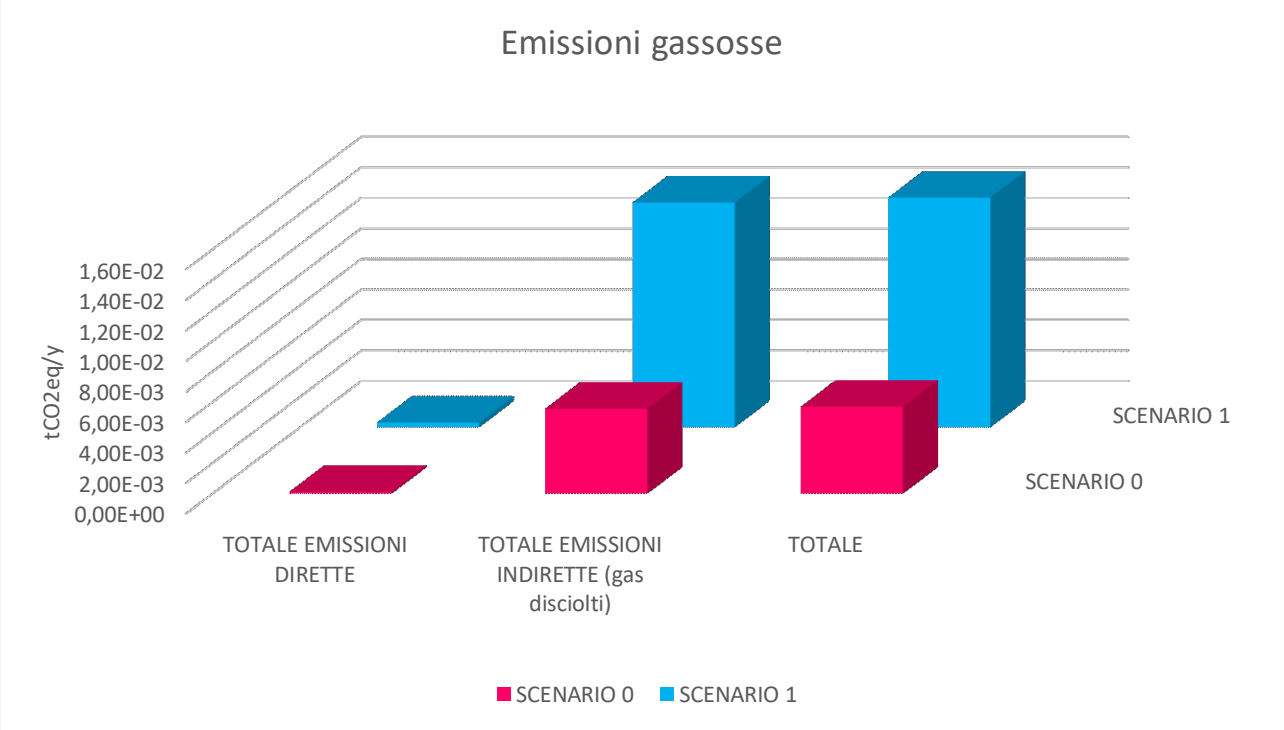


Figura 135 Totale emissioni gassose dirette, emissioni gassose indirette e totale emissioni gassose

Come evidenziato dal grafico, quindi, la CO_2 equivalente totale associata alle emissioni dirette e indirette (gas disciolti) dello scenario 1 ($1,51*10^{-2}$ t/y) risulta superiore a quella associata allo scenario 0 ($5,70*10^{-3}$ t/y).

3.3.3 CONSUMO ENERGETICO SBR

Per poter determinare il consumo energetico dell'SBR si è proceduto come illustrato nel Capitolo 2. Nella Tabella 121 sono riportati i consumi specifici su base azoto rimosso, sia dell'impianto di Paese (scenario 0), che dell'SBR di Carbonera.

kWh/kgNrimosso	RIFERIMENTO
3,21	SBR Carbonera
4,95	Impianto Paese_ scenario 0

Tabella 121 Consumo energetico su base azoto – SBR SCENARIO 1

Nelle due tabelle che seguono, si riportano i consumi ottenuti nei due scenari:

CONSUMO ENERGETICO SCENARIO 0			
LINEA	**Nrimosso (kg/d)**	**kWh/d**	**kWh/y**
In rifiuti + In liquami	892	4420	1613193
Linea rifiuti	773	3827	1396866
Linea liquami	120	593	216327

Tabella 122 Consumo energetico – SCENARIO 0

CONSUMO ENERGETICO SCENARIO 1			
LINEA	**Nrimosso (kg/d)**	**kWh/d**	**kWh/y**
SBR	195	625	228266
Linea rifiuti	565	2796	1020560
Linea liquami	130	644	235128

Tabella 123 Consumo energetico – SCENARIO 1

A questo punto è stato possibile confrontare i consumi nelle due diverse situazioni Tabella 124 Tabella 125 e comprenderne il risparmio.

CONSUMO ENERGETICO	SCENARIO 0	SCENARIO1	Risparmio energetico pari a:
kWh/y	1613193	1483954	129239

Tabella 124 Consumo energetico totale su base azoto SCENARIO O e SCENARIO 1

Emissioni da consumo energetico	SCENARIO 0	SCENARIO1	Risparmio energetico pari a:
tonCO2 eq/y	789	726	63

Tabella 125 Emissioni da consumo energetico su base azoto SCENARIO O e SCENARIO 1

In conclusione, quindi, si osserva che per quanto riguarda il consumo energetico su base N, lo scenario 0 ha un consumo più alto (1613193 kWh/y) rispetto allo scenario 1 (1483954 kWh/y), come riportato in Figura 136.

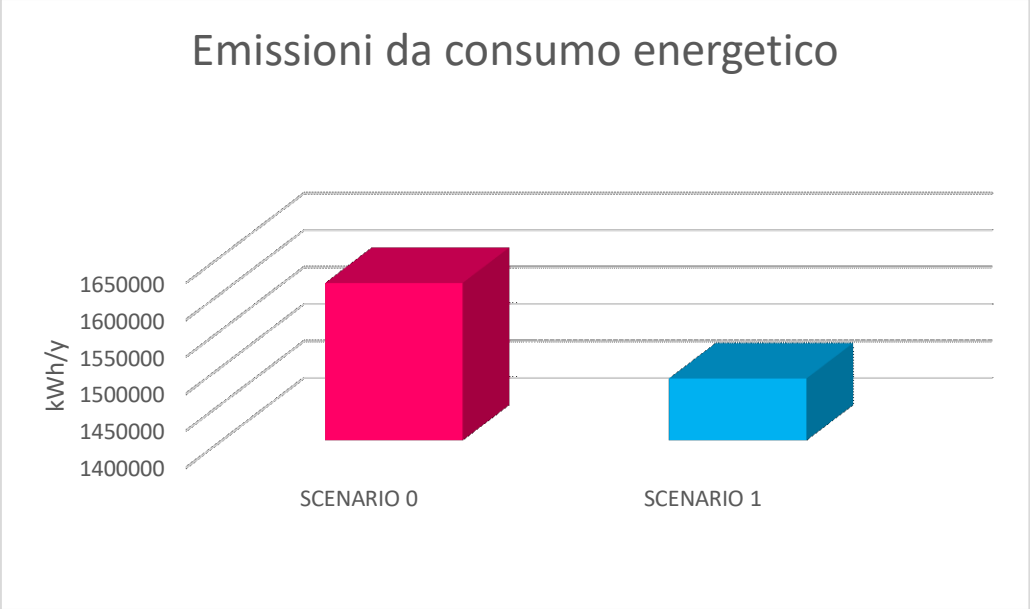


Figura 136 Consumo energetico totale su base N SCENARIO O e SCENARIO 1

CONFRONTO FINALE TRA I DUE SCENARI EMISSIVI

Nella Tabella 126 sono riassunte le emissioni per i due scenari e si può concludere che:

- nello scenario 0 il totale dato dalle emissioni dirette e indirette è inferiore rispetto allo scenario 1;
- le emissioni energetiche sono di gran lunga maggiori come ordine di grandezza rispetto alle emissioni gassose (ordine di grandezza -2, -3) quindi il contributo preponderante è dato dalle emissioni energetiche;
- nello scenario 1 le emissioni energetiche sono inferiori rispetto alla situazione dello scenario 0;
- andando a sommare le emissioni energetiche con quelle gassose lo scenario 0 registra il totale maggiore rispetto allo scenario 1.

Tutti i risultati esposti in Tabella 126 sono visibili graficamente in Figura 137.

		SCENARIO 0	SCENARIO 1	% di riduzione
TOTALE EMISSIONI DIRETTE	tCO2eq/y	1,31E-04	3,19E-04	-143
TOTALE EMISSIONI INDIRETTE	tCO2eq/y	5,57E-03	1,47E-02	-165
TOTALE	tCO2eq/y	5,70E-03	1,51E-02	-164
EMISSIONI ENERGETICHE	tCO2eq/y	789	726	8
TOTALE	**tCO2eq/y**	**789**	**726**	**8**

Tabella 126 Riassunto emissioni

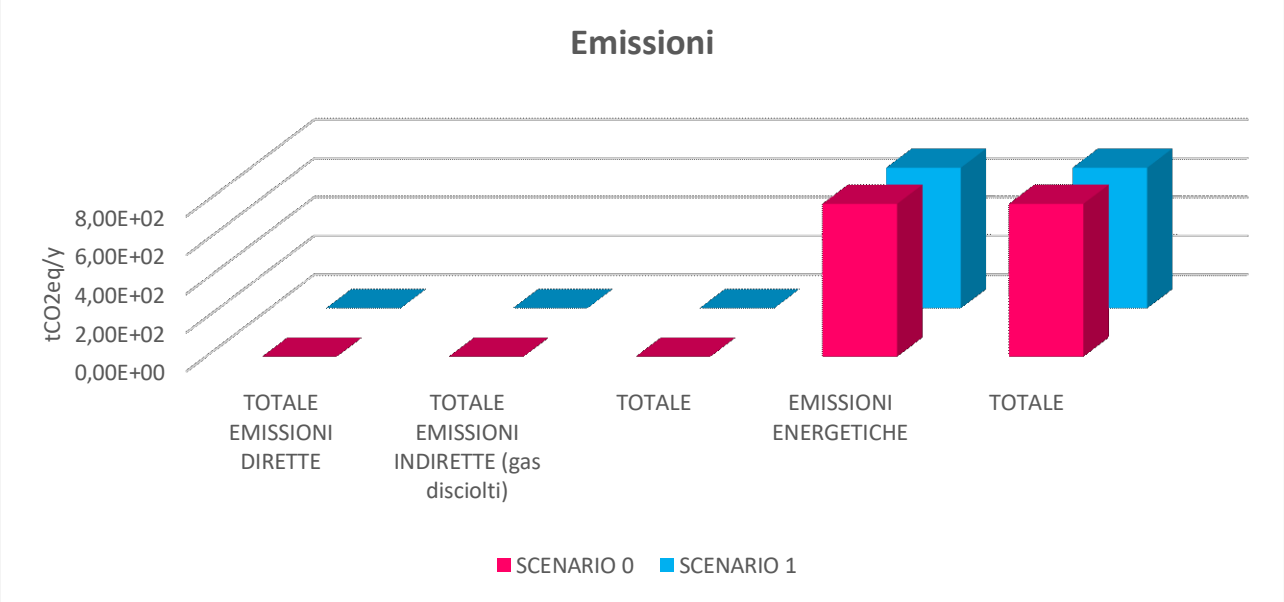


Figura 137 Riassunto emissioni

4 Conclusioni

Nel presente lavoro di tesi si è cercato di analizzare, anche attraverso applicazioni sperimentali, possibili sistemi per il trattamento del percolato da discarica.

In primo luogo, si è svolta un'analisi della letteratura tecnico-scientifica relativa ai trattamenti adottabili per il percolato. Tale flusso, infatti, è altamente inquinante e per questo motivo deve necessariamente essere trattato. Le principali caratteristiche del percolato sono qualità e quantità; a causa della sua estrema variabilità non è semplice individuare il trattamento più idoneo, inoltre, è stato constatato che un unico trattamento, sia esso di tipo biologico o chimico-fisico, non è, spesso, sufficiente a garantire delle rimozioni tali da consentire il rispetto dei limiti di scarico. Da qui, la necessità di ricorrere alla combinazione di più tecnologie che meglio si addicono al caso in esame per poter abbattere i macroinquinanti presenti ed essere anche economicamente sostenibile.

Si è, quindi, approfondito tale ambito attraverso lo studio di due applicazioni: un'elaborazione che ha riguardato un impianto in scala reale (Paese) e la sperimentazione in un impianto in scala pilota condotto nella piattaforma sperimentale, a Falconara marittima, dell'Università Politecnica delle Marche.

L'impianto di Paese (scenario 0) è costituito da tre linee di trattamento: linea rifiuti speciali, linea liquami e linea fanghi. In questa tesi ci si è concentrati in particolar modo sulla linea rifiuti speciali e sulla linea liquami, che tratta i reflui fognari e l'effluente della linea rifiuti. In primo luogo, è stata fatta un'analisi quantitativa con il fine di determinare i CER, che in ingresso all'impianto tramite autobotte, avessero il contributo preponderante dal punto di vista della portata e il percolato di discarica è stato individuato come il CER (190703) con il maggior contributo (40 %). Dall'analisi qualitativa, invece, effettuata in base al BOD_5, N e C/N è emerso che i valori maggiori sia in termini di BOD_5 che di Ntot sono associati ai CER 020705 (fanghi prodotti dal trattamento in loco degli effluenti produzione di bevande alcoliche ed analcoliche), 190703 (percolato di discarica) e 200304 (fanghi delle fosse settiche); i rapporti C/N più elevati si sono ricavati per i rifiuti non specificati altrimenti (CER 190599) per i quali si ha un valore pari ad 8 e per i fanghi prodotti dal trattamento in loco degli effluenti dell'industria lattiero casearia (CER 020502) per i quali si è ottenuto un rapporto pari a 4. In tutti gli altri casi il rapporto è vicino ad 1.

Oltre a questo, ci si è focalizzati su un'indagine dei dati storici conducendo un'approfondita analisi delle due linee principali. Nel seguito sono riassunte le principali evidenze ricavate per ciascuna delle due linee.

Linea rifiuti

- La portata varia nel tempo e i valori più bassi sono registrati nei fine settimana in quanto, probabilmente, non avviene il conferimento di tali flussi.
- Si osserva un incremento della conducibilità, dell'azoto totale e dei cloruri a partire da maggio - giugno 2019, probabilmente correlato ad un corrispondente aumento della portata dei percolati da discarica (CER 190703) in ingresso e alla contemporanea diminuzione dei fanghi da fosse settiche (CER 200304). Si evidenzia, inoltre, anche un incremento del COD e dei TSS nel periodo compreso tra ottobre 2018 e giugno 2019 che può essere correlato all'aumento in ingresso impianto del CER 200304.
- I rapporti caratteristici sono variabili e generalmente superiori (nel caso di COD/Ntot e COD/TSS) o inferiori (nel caso di BOD_5/COD) ai valori tipici delle acque reflue; i picchi del rapporto COD/Ntot (pari a 31) sono dovuti all'aumento dei percolati (CER 190703) da luglio 2019.

- Le efficienze di rimozione sono molto variabili, con valori molto bassi (anche pari al 46%) spesso in corrispondenza di alte concentrazioni di azoto totale dei rifiuti in ingresso (dovute per lo più ai percolati da discarica - CER 190703 in ingresso impianto) e alte conducibilità.

Linea liquami

- La portata della linea liquami è comprensiva dell'effluente della linea rifiuti speciali che incide al massimo per un 30 %.
- I principali macroinquinanti quali TSS, COD, BOD_5, azoto totale e fosforo totale influenti alla linea liquami provengono principalmente dai reflui fognari e l'impatto associato all'effluente della linea rifiuti risulta trascurabile. Al contrario, per quanto riguarda i cloruri, la loro concentrazione in ingresso è influenzata dall'elevata quantità di cloruri in uscita dalla linea rifiuti speciali. Questo si osserva in particolare in corrispondenza dei periodi in cui si ha un incremento del percolato di discarica trattato.
- Non si evidenziano criticità per quanto riguarda le concentrazioni effluenti di COD, TSS e BOD_5. L'azoto totale e il fosforo totale presentano alcuni punti isolati superiori ai limiti di emissione della Tabella I, allegato A, alle Norme Tecniche di Attuazione del P.T.A. (Piano Tutela Acque); cloruri e tensioattivi totali sono nettamente inferiori dei limiti di emissione.
- Le efficienze di rimozione hanno un andamento variabile con picchi di minimo nel periodo di agosto 2018 – febbraio 2019 per TSS, BOD_5 e COD; valori del fosforo totale inferiori al 60 % sono stati registrati nel periodo di giugno – novembre 2018; picco di minimo delle efficienze di rimozione dell'azoto totale (minore del 60 %) sono presenti nel mese di giugno 2019 più un punto isolato a gennaio 2018.

Sono stati inoltre realizzati i bilanci di massa in relazione ai flussi in ingresso e uscita all'impianto e sono state definite le emissioni in atmosfera dello scenario 0 date dal contributo delle emissioni gassose dirette, indirette (gas disciolti) e delle emissioni dovute al consumo energetico. Si sono considerati, rispettivamente, valori pari a $1{,}31*10^{-4}$ t/y per le emissioni dirette, $5{,}57*10^{-3}$ t/y per quelle indirette (gas disciolti) e 789 t/y per le emissioni dovute al consumo energetico.

La seconda parte di questo lavoro di tesi ha riguardato un impianto pilota che tratta percolato in un reattore a cariche sequenziali (SBR) che lavora via nitrito.

In questo caso attraverso una serie di monitoraggi è stata fatta una caratterizzazione dell'influente, dell'effluente e della fase di aerazione, in particolare, per poterne comprendere le cinetiche. È stato riscontrato che il sistema è a regime, infatti dai dati di AUR, risultano buone cinetiche di crescita degli $N\text{-}NO_2$, pari in media a 0,44 mg/lmin. Nonostante questo, la variabilità del percolato in ingresso, connesso anche alle condizioni atmosferiche, determina notevoli fluttuazioni dei parametri che lo caratterizzano e quindi anche del trattamento. Come per l'impianto di Paese anche per l'SBR sperimentale sono state valutate le emissioni gassose dirette e indirette in atmosfera, che risultano pari a $3{,}18*10^{-4}$ t/y per le dirette e $2{,}42*10^{-4}$ t/y per le indirette (gas disciolti).

A conclusione di quanto fatto fino a questo punto, è stato definito un nuovo scenario oggetto di analisi, chiamato scenario 1, dove all'impianto di Paese è stato aggiunto un SBR che tratta il solo percolato in ingresso all'impianto.

Grazie all'elaborazione condotta, sia a scala reale che in impianto pilota, è stato possibile valutare per lo scenario 1, il bilancio di massa su base azoto, considerando che l'SBR è caratterizzato da una nitritazione – denitritazione con efficienze di rimozione del 93 % dell'azoto e carico in uscita pari a 14 kgN/d. Il bilancio di

massa dello scenario 1 è stato confrontato con quello dello scenario 0 ed entrambi rispettano i limiti di scarico per l'azoto, avendo delle concentrazioni rispettivamente di 7 mg/l e 8 mg/l.

Sono state inoltre elaborate le emissioni in atmosfera andando a definire le emissioni gassose dirette, indirette e quelle connesse al consumo energetico confrontandole poi con quelle dello scenario 0 è stato concluso che:

- nello scenario 0 il totale dato dalle emissioni dirette e indirette è inferiore rispetto allo scenario 1 in cui si sono riscontrati valori pari a $3{,}18*10^{-4}$ t CO_2eq/y per le emissioni dirette e $1{,}47*10^{-2}$ t CO_2eq/y per le indirette (gas disciolti);
- le emissioni energetiche sono di gran lunga maggiori rispetto alle emissioni gassose, con differenze fino a (-2, -3) ordini di grandezza;
- nello scenario 1 le emissioni energetiche sono pari a 726 t CO_2eq/y, inferiori rispetto alla situazione dello scenario 0 (789 t CO_2eq/y);
- andando a sommare le emissioni energetiche con quelle gassose lo scenario 0 registra il totale maggiore rispetto allo scenario 1 (789 t CO_2eq/y per lo scenario 0 e 726 t CO_2eq/y per lo scenario1).

A valle di tale analisi si conclude che, come evidenziato in diversi lavori di tipo tecnico-scientifico, il trattamento del percolato presenta numerose difficoltà, principalmente a causa dell'elevata variabilità delle sue caratteristiche in funzione di condizioni meteoriche e/o dell'età della discarica. Per tale motivo si rende spesso necessaria l'applicazione di processi di trattamento a più stadi (sia biologici che chimico-fisici) o l'applicazione di processi avanzati, come il processo biologico di nitritazione. Data la particolarità di tale flusso, risulta di interesse la possibilità per l'impianto di Paese di scorporarlo e trattarlo a parte. Si è osservato come in questo modo si siano riusciti ad ottenere minori consumi energetici con efficienze di rimozione paragonabili a quelle osservate per lo scenario 0.

Analisi principali

Le prestazioni del processo sono state monitorate nel tempo mediante la caratterizzazione del refluo in ingresso e in uscita dall'SBR, tramite il prelievo di campioni che sono stati poi analizzati nel laboratorio di Ingegneria Chimica Ambientale del Dipartimento SIMAU dell'Università Politecnica delle Marche per la valutazione dei parametri più significativi:

pH

Il pH (Potential of Hydrogen) è la scala di misura dell'acidità o della basicità di una soluzione acquosa ed indica la concentrazione di ioni idrogeno H^+ in essa presenti e viene definita come

$$pH = - log10 [H^+]$$

In funzione del valore di pH si distinguono soluzioni acide e soluzioni basiche. Le prime sono tutte quelle sostanze che in acqua creano il rilascio di ioni H^+ liberi determinando valori di pH della soluzione minori di 7, mentre le seconde sono intese come quelle sostanze che in acqua rilasciano ioni OH^- determinando valori di pH della soluzione maggiori di 7. Nel caso in cui il pH risultasse pari a 7 si parla di sostanza neutra (es. l'acqua distillata). La concentrazione di ioni idrogeno è uno dei parametri fondamentali di controllo nei processi biologici.

La determinazione del pH avviene tramite piaccametro, consistente in una sonda costituita da un elettrodo combinato e da un dispositivo elettronico che raccoglie i dati delle sonda e li trasforma in valori numerici di pH.

In particolare la sonda è un elettrodo a vetro che misura la differenza di potenziale elettrico su due lati di una sottile membrana di vetro posta all'estremità dell'elettrodo. Tale differenza di potenziale è legata alla differenza tra le concentrazioni degli ioni idrogeno all'interno e all'esterno della membrana. Per l'effettiva misurazione si immerge la sonda nel liquido da testare e semplicemente con un movimento lento e rotatorio si attende la lettura che compare sul display.

ALCALINITÀ E ALCALINITÀ PARZIALE

Per alcalinità si intende la determinazione globale di tutte le basi deboli presenti nell'acqua, ossia idrossidi, carbonati e bicarbonati di elementi come calcio, magnesio, sodio, potassio. Nella pratica essa rappresenta la capacità dell'acqua di "resistere" a cambiamenti indotti del suo pH.

L'alcalinità gioca un ruolo fondamentale nei processi biologi della linea acque. Infatti si registrano consumi di alcalinità durante la fase di nitrificazione e produzione in fase di denitrificazione.

Per la determinazione dell'alcalinità si ricorre ad una titolazione pH-metrica utilizzando lo strumento di titolazione Metrohmmod. 848 con agitatore magnetico Stirrermod. 801 .

La procedura richiede una beuta da 50ml all'interno della quale si introducono 30ml di campione con un magnete, dopodiché si aggiunge acqua distillata fino a raggiungere il livello di 50ml per poter immergere con agevolezza la sonda pH, quindi si fa partire il programma per la misura dell'alcalinità.

Lo strumento esegue automaticamente la titolazione del campione dosando una soluzione standard di acido cloridrico (HCl).

In funzione della quantità di acido aggiunto si osserverà una curva, che nel tempo svilupperà due flessi, di cui uno a pH 8/8,3 e l'altro a pH 4,2/4,4. Il primo si registra nel momento in cui avviene la neutralizzazione di tutti gli ioni idrossidi e di metà dei carbonati presenti nel campione, mentre il secondo in corrispondenza della neutralizzazione di tutte le basi deboli.

A questo punto noto il volume di HCl impiegato per la titolazione, si determina l'alcalinità con la formula

$$Alcalinità\ totale(mg/l\ CaCO_3) = \frac{V_{HCL} * N * 100 * 50}{V}$$

dove

- V_{HCL} = volume di HCl dosato dal titolatore (ml)
- N = normalità dell'HCl (generalmente 0,1 N)
- V = volume del campione di refluo testato (ml) .

L'alcalinità parziale viene determinata in maniera del tutto analoga a quella totale, l'unica differenza risiede nella quantità di HCl impiegata per la titolazione. In particolare si considera il volume di acido usato fino al raggiungimento di un pH=5,75

La differenza tra l'alcalinità totale e parziale definisce l'alcalinità intermedia. Si tratta di un parametro importante perché strettamente correlato ai VFA (volatile fatty acids), che, se presenti in concentrazioni elevate, possono inibire il processo di metanogenesi riducendo quindi la produzione di metano.

Il rapporto tra l'alcalinità intermedia e quella parziale restituisce un valore α. Se tale valore risulta inferiore a 0,3 vuol dire che il processo anerobico è in buono stato.

TSS

I solidi sospesi rappresentano la frazione solida contenuta nel refluo recuperabile tramite filtrazione del campione a 0,45µm.

Inizialmente si prende il filtro con porosità 0.45µm, lo si essicca in stufa a 105°C per almeno 2h e lo si raffredda posandolo in un essiccatore a sali igroscopici. Una volta raggiunta la temperatura ambiente si pesa ottenendo il peso reale del filtro.

Il filtro così tarato viene posto al di sopra di una pietra porosa collegato inferiormente ad un apparecchio che convoglia il campione filtrato inferiormente in una beuta e superiormente ad un cilindro

metallico per evitare che il liquido da filtrare si disperda lateralmente. La beuta è collegata ad una pompa aspirante per accelerare il processo di filtrazione.

A filtrazione avvenuta il filtro viene fatto asciugare per pochi secondi su un pezzo di carta e posto su un vetrino che verrà introdotto nella stufa a 105°C per 2 ore, al termine delle quali verrà recuperato, fatto raffreddare nell'essiccatore e successivamente pesato.

Il valore ottenuto sottratto al peso iniziale del filtro fornirà il valore in mg dei TSS, che rapportati al volume di campione analizzato e moltiplicati per 1000 darà i mg TSS/l, come espresso nella formula

$$Solidi\ sospesi\ a\ 105°C(mg/l) = \frac{(P_{105} - T_{105})}{V} * 1000$$

dove

- T_{105} = tara del filtro a 105°C (mg)
- P_{105} = tara del filtro + campione essiccato a 105°C (mg)
- V = volume di campione filtrato (ml) .

Più alto sarà il volume di campione da analizzare e più preciso sarà il risultato. Nel presente studio si è analizzato un campione di 50 ml.

AMMONIACA

L'azoto totale *(Ntot)*, insieme al fosforo totale, rappresenta il nutriente di maggiore importanza per la crescita biologica ed è

presente nelle acque di scarico sotto diverse forme

- Azoto organico (Norg) (25% del totale)
- Azoto ammoniacale (N-NH_4)
- Azoto nitroso (N-NO_2)
- Azoto nitrico (N-NO_3)

La concentrazione di azoto ammoniacale nel refluo viene determinato tramite l'utilizzo del distillatore VELP SCIENTIFICA, mod.UDK 127 e del titolatore Metrohmmod. 848 con agitatore magnetico Stirrermod. 801.

50 ml di campione vengono posti all'interno di un provettone e posizionato nel vano di distillazione coperto da una protezione in plexiglass. Sotto il tubicino di raccolta del liquido distillato invece va posizionato un becker contenente 25 ml di acido borico al 4%.

Si programma il distillatore in modo che fornisca 30 ml di soluzione di NaOH e compia un ciclo di distillazione di 7 minuti, al termine del quale nel becker di raccolta del distillato avremo acido borico + ammoniaca.

A questo punto si inserisce nel becker un magnete ed il tutto viene collocato sull'agitatore magnetico del titolatore. Avviando un programma per la titolazione dell'ammoniaca lo strumento esegue automaticamente la titolazione del campione dosando una soluzione standard di acido cloridrico. Seguendo la curva della variazione del pH in funzione dell'acido aggiunto è possibile osservare un punto flesso a pH di circa 4,5, corrispondente alla neutralizzazione dell'ammoniaca. In base al volume di HCl dosato è possibile ricavare la concentrazione di ammoniaca presente utilizzando una formula matematica standard

$$Azoto\ Ammoniacale\ (mg/l\ N - NH_4) = \frac{(a-b)}{C} * N * 14 * 1000$$

dove

- a = volume di HCl normalizzato impiegati per titolare il campione (ml)
- b = volume di HCl normalizzato impiegati per titolare il bianco (ml)
- C = volume del campione di refluo testato (ml)
- N = normalità dell' HCl titolante (eq/l)
- 14 = fattore per esprimere l'azoto ammoniacale in mg/l di N- NH_4 e non in mg/l di NH_4.

A fine prova è importante far compiere un ciclo di lavaggio (NaOH=0, per 7 minuti) in modo da rimuovere tracce di ammoniaca che potrebbero influenzare negativamente analisi successive.

TKN

L'azoto Kjeldahl (TKN) è la misura complessiva dell'azoto organico e dell'azoto ammoniacale:

TKN = N-NH_4 + Norg

L'analisi del TKN può esser effettuata su campioni totali (TKN totale) e su campioni precedentemente filtrati a 0,45 µm (TKN solubile). Si inseriscono 50 ml di campione all'interno dei provettoni del distillatore insieme ad alcuni reagenti, quali

- 2 cucchiai pieni di Potassio solfato (K_2SO_4) come coadiuvante per innalzare il punto di ebollizione dell'acido solforico
- Una puntina di spatola di Mercurio ossido rosso (HgO) come catalizzatore da aggiungere obbligatoriamente sotto cappa
- 10 ml di Acido solforico (H_2SO_4) necessario per l'idrolisi acida, da aggiungere anch'esso sotto cappa.

I provettoni vanno quindi inseriti nel digestore della VELP SCIENTIFICA, mod. DK 6 e coperti in modo tale che i vapori acidi prodotti possano essere catturati e convogliati in una tanica tramite l'impiego di una pompa aspirante.

Assicuratosi che la cappa aspirante sia in funzione si avvia il programma di digestione della durata di 6 ore che permette la trasformazione dell'azoto organico in solfato di ammonio ($(NH_4)_2SO_4$) .

Al termine del programma, il campione risulta mineralizzato e si lascia raffreddare per poi proseguire con la distillazione. Come per l'ammoniaca si imposta il ciclo di distillazione della durata di 7 ore con l'aggiunta, questa volta, di 60ml di soluzione di NaOH. Al termine del ciclo, così come per l'ammoniaca, si procede con la titolazione dalla quale si ottengono i ml di HCl dosato per avere un pH 4,5 e si ricava il valore del TKN applicando la seguente formula

$$TKN\ (mg/l\ N) = \frac{(a-b)}{C} * N * 14000$$

dove

- a = volume di HCl normalizzato impiegati per titolare il campione (ml)
- b = volume di HCl normalizzato impiegati per titolare il bianco (ml)
- C = volume di campione di refluo testato (ml)
- N = normalità dell' HCl titolante (eq/l) .

COD

Quantità di ossigeno richiesta per ossidare chimicamente, con particolari modalità operative standardizzate, le sostanze ossidabili presenti nei liquami.

Si tratta di un indice che individua non solo le sostanze organiche ossidabili biologicamente, ma anche le sostanze organiche ossidabili chimicamente.

Il COD viene normalmente utilizzato come indice del contenuto di sostanze carboniose presenti nel campione, esprime quindi l'entità del carico inquinante. BOD e COD sono due parametri strettamente correlati tra loro, tanto da avere un rapporto caratteristico $rBOD_5$/ COD che per un refluo domestico si aggira tra 0,4 e 0,8.

Negli ultimi anni ed in particolare con l'utilizzo dei modelli parametrici per la simulazione dei processi biologici, il BOD è stato sostituito dal COD nella progettazione degli impianti di depurazione, che è stato ulteriormente suddiviso in sottosistemi più significativi dei quali solo alcuni sono determinabili con metodiche semplici. La ripartizione del COD nelle varie frazioni indicate varia da refluo a refluo.

In una tipica acqua reflua civile le frazioni sono così presenti

- **rbCOD:** è il COD prontamente disponibile (in soluzione) relativo a composti organici a basso peso molecolare quali VFA, zuccheri, alcoli, aldeidi, etc.. Rappresenta il 15-20% del COD totale
- **sbCOD:** è la frazione di COD lentamente biodegradabile (in sospensione o particolato) relativa a sostanze a basso peso molecolare ed in sospensione che debbono essere prima adsorbite sulla

biomassa e poi idrolizzate a RBCOD, altrimenti possono essere idrolizzati anche in soluzione. Rappresenta invece il 65-70% del COD totale

- **nbCOD:**è il COD non biodegradabile relativo a composti recalcitranti che si comportano da puri traccianti negli impianti (sia in soluzione (5% del totale) che in sospensione (10% del totale)).

L'analisi del COD è stata eseguita sul campione totale (COD totale) e sul campione precedentemente filtrato a 0,45 µm (COD solubile).

Nelle apposite provette per l'analisi del COD si inseriscono 20 ml di campione con l'aggiunta di alcuni reagenti, quali

- una puntina di spatola di Argento solfato (Ag_2SO_4) come catalizzatore
- 1/3 di cucchiaino di Mercurio solfato ($HgSO_4$) per bloccare l'ossidazione dei cloruri che altrimenti interferiscono nella misura
- 10 ml di bicromato di potassio ($K_2Cr_2O_7$) con concentrazione 0,1 N per ossidare la sostanza organica presente nei campioni
- 25 ml di acido solforico (H_2SO_4)

Le provette vengono posizionate all'interno del Reattore della VELP SCIENTIFICA ECO 6 e vengono coperte con dei condensatori per il recupero dei liquidi evaporati. Si avvia quindi il programma di riscaldamento a 150°C per 2 ore.

La concentrazione delle sostanze organiche ed inorganiche ossidabili, secondo la procedura standard, deve essere proporzionale alla quantità di bicromato di potassio consumato.

Al termine della digestione del campione, è necessario lasciare raffreddare le provette a temperatura ambiente e procedere successivamente alla titolazione del campione. Si aggiungono 3 gocce di ferroina come indicatore, le quali portano ad una colorazione blu-verde dei campioni. Ne consegue quindi la titolazione dell'eccesso di bicromato con soluzione standard di solfato ferroso ammonico $Fe(NH_4)_2(SO_4)_2$ 0,125 N, fino a viraggio del colore da blu-verde a marrone-rossastro. Una volta noti i ml di solfato ferroso necessari per la titolazione è possibile ricavare la concentrazione di COD con la formula

$$COD(mg\ O_2/l) = \frac{(A-B) * N * 8000}{V}$$

dove

- A = volume di soluzione di solfato ferroso ammonico usati per la titolazione del bianco (ml)
- B =volume di soluzione di solfato ferroso ammonico usati per la titolazione del campione (ml)
- N = normalità della soluzione di solfato ferroso ammonico (0,125 N)
- V = volume di campione usato per l'analisi (ml)

MLSS

Gli MLSS rappresentano i microrganismi e tutte le sostanze in sospensione presenti nel fango della vasca biologica e nel fango di ricircolo. Le membrane filtranti devono essere opportunamente tarate in peso, pertanto devono essere preventivamente poste nel forno a 105°C per 2 ore; successivamente lasciate a raffreddare nell'essiccatore e quindi pesate nella bilancia elettronica per ottenere la tara (T_{105}).

Per l'analisi degli MLSS, sono necessarie membrane filtranti, opportunamente tarate in peso (la taratura è identica a quella già descritta per i TSS), le quali vengono poste su un imbuto filtrante, in modo tale da aderire alle pareti dell'imbuto. Successivamente un volume di 100 ml di fango viene gradualmente versato all'interno del filtro, facendo attenzione a non superare con il fango il livello del filtro e creando il vuoto all'interno della beuta di raccolta del filtrato imponendo il moto forzato di filtrazione.

Al termine della filtrazione si estrae il filtro dall'imbuto per poi inserirlo nel forno a 105°C. Il tempo di permanenza deve esser sufficiente ad essiccare il fango e può essere mediamente quantificato in 10 ore. Si estrae quindi dal forno il filtro, lo si fa raffreddare per 20 minuti nel deumidificatore e si procedo con la pesata. (P_{105} peso lordo degli MLSS).

Analiticamente si ricava il valore degli MLSS

$$MLSS\ (mg/l) = \frac{(P_{105} - T_{105})}{ml\ di\ campione\ filtrato} * 1000$$

dove

- T_{105} = peso del filtro essiccato a 105°C (mg)
- P_{105} = peso filtro + peso campione essiccato a 105°C (mg)
- $P_{MLSS} = P_{105°} - T_{105°}$ peso netto degli MLSS nel campione filtrato (mg).

Gli MLVSS sono la parte volatile dei solidi sospesi totali e sono legati alla componente organica del fango rappresentando una stima della biomassa presente nel composto.

Per determinare gli MLVSS deve esser pesata la tara di un crogiolo di porcellana (T_{550}) dove verrà inserito e piegato all'interno il filtro contenente il campione essiccato a 105°C. Successivamente il crogiolo viene introdotto nel forno a 550°C per un tempo di permanenza di 24 ore, al termine del quale il crogiolo, con l'aiuto di una pinza viene estratto, passato al deumidificatore e pesato. In realtà la pesata è relativa alle sostanze inerti contenute nel campione in quanto a 550°C le sostanze volatili vengono eliminate. Otteniamo perciò il peso lordo degli MLFSS Mixed Liquor Fixed Suspended Solids (P550°).

La differenza fra le pesate ottenute a 105°C e 550°C permette di ottenere il peso dei solidi sospesi volatili (MLVSS)

$$MLVSS(mg/l) = \frac{(P_{105} - T_{105}) - (P_{550} - T_{550})}{ml\ di\ campione\ filtrato} * 1000$$

dove

- T_{550} = peso del crogiolo (mg)
- P_{550} = peso del crogiolo + peso campione mineralizzato a 550°C (mg)
- $P_{MLFSS} = P_{550} - T_{550}$ peso netto degli MLFSS nel campione filtrato (mg).

Peso netto degli MLVSS nel campione filtrato (mg)

$$P_{MLVSS} = P_{MLSS} - P_{MLFSS} = (P_{105} - T_{105}) - (P_{550} - T_{550})$$

ANIONI E CATIONI

Per la determinazione dei principali cationi (sodio, potassio, magnesio, calcio) ed anioni (cloruri, nitriti, nitrati, fosfati, solfati) presenti nelle matrici acquose è stata impiegata una tecnica cromatografica con l'utilizzo rispettivamente dei cromatografi ionici Dionex DX-120 e ICS-1000.

L'analisi si esegue sul permeato ottenuto dalla filtrazione a 0,45 μm dei campioni, in modo da privarli delle parti grossolane che potrebbero intasare la colonna cromatografica e falsare l'analisi. I campioni vengono inseriti dentro provette, le quali a loro volta si inseriscono in una rotaia pronte per la separazione cromatografica delle specie chimiche presenti nella miscela. La separazione cromatografica avviene sfruttando le proprietà di una fase stazionaria solida, costituita da una resina polimerica scambiatrice di ioni e contenuta all'interno della colonna, e una fase mobile liquida a base di carbonato di calcio che viene pompata dentro la colonna ed ha la funzione di convogliare il campione attraverso la fase stazionaria. Nella colonna i vari ioni sono soggetti ad essere più o meno trattenuti dalla fase stazionaria in funzione della loro affinità per la resina, che dipende dagli ioni stessi, dalla valenza e dalla concentrazione.

Dopo un certo tempo, caratteristico per ogni specie chimica, gli ioni vengono rilasciati dalla resina, tornano nell'eluente e insieme lasciano la colonna.

In questo modo la miscela iniziale subisce una suddivisione nelle sue parti costituenti e il tempo di ritenzione di ogni specie viene riportato in funzione della concentrazione dei soluti nel grafico di risposta (cromatogramma). Nel cromatogramma si individuano dei picchi per ogni componente della miscela che confrontati con quelli dati dallo standard permettono l'identificazione univoca degli ioni e la successiva valutazione quantitativa.

CONDUCIBILITÀ

È la capacità di una soluzione di condurre corrente elettrica. Viene misurata per mezzo di un conduttimetro, il quale è composto da una cella di conducibilità, una sonda di temperatura e uno strumento di misura.

Il conduttimetro misura la conducibilità elettrica degli ioni disciolti in una soluzione. Per questo motivo si applica un campo elettrico tra due elettrodi e si misura la resistenza elettrica della soluzione. Per evitare alterazioni delle sostanze o effetti di cappa sugli elettrodi, viene applicata una corrente alternata.

La misura viene espressa generalmente in µS/cm, ma esistono forme alternative che permettono di esprimere la conducibilità di una soluzione in termini di salinità o di solidi totali disciolti.

Parametro fondamentale è la temperatura poiché ha un doppio effetto sugli elettroliti e influisce sulla loro soluzione e sulla mobilità ionica, pertanto all'aumentare di questo parametro si registra anche un aumento di conducibilità.

Per definire la conducibilità del refluo influente ed effluente viene impiegato il conduttimetro portatile COND 70, il quale dopo pochi istanti dall'immersione della sonda nel campione restituisce il valore di conducibilità e della temperatura.

BOD

Il BOD esprime la quantità di ossigeno necessaria per l'ossidazione biochimica delle sostanze contenute in un'acqua. La sua determinazione tende a riprodurre le condizioni che si possono verificare normalmente nei corpi idrici e negli impianti di depurazione di tipo biologico. La richiesta di ossigeno è dovuta generalmente a composti organici i cui atomi di carbonio vengono utilizzati dai microrganismi per le varie attività vitali (accrescimento, respirazione, riproduzione), a composti ossidabili dell'azoto utilizzati come fonte energetica da batteri specifici come il Nitrosomonas e il Nitrobacter, e all'ossidazione di sostanze inorganiche come il ferro II, i solfuri e i solfiti. Nei primi due casi le sostanze consumano ossigeno attraverso meccanismi biochimici mentre quelle del terzo caso lo fanno generalmente attraverso processi chimici.

La determinazione del BOD è una tecnica che ha molte limitazioni come la necessità di utilizzare batteri attivi ben acclimatati, la necessità di pretrattamenti ad hoc nel caso di rifiuti tossici, l'interferenza da parte dei batteri nitrificanti, può essere misurato solo l'organico biodegradabile, non è possibile ipotizzare una stechiometria precisa dopo che la parte organica solubile è stata consumata, il tempo di analisi è arbitrario e normalmente più lungo rispetto alle altre analisi chimiche utilizzate. Tutte queste restrizioni influenzano la riproducibilità dell'analisi perciò la procedura viene standardizzata al massimo.

La misura si basa sulla differenza di ossigeno disciolto nella soluzione prima e dopo la digestione, a temperatura controllata di 20°C, della durata di 5 giorni. Il valore è normalmente espresso in mgO2/l.

Il prelievo e la conservazione del campione devono essere effettuati in contenitori di vetro sterili e refrigerati alla temperatura di 3-4°C per un periodo non superiore a 24 ore. Tuttavia, è raccomandabile eseguire la determinazione del parametro entro il minor tempo possibile dal prelievo del campione.

L'analisi del BOD viene eseguita sul campione tal quale ed essa si basa sul criterio di misurazione del cambiamento di pressione, che si realizza all'interno di contenitori di vetro sigillati, a causa dell'attività dei

microrganismi che utilizzano l'ossigeno presente nell'atmosfera a disposizione. Per questo motivo, il sistema è anche in grado di catturare la CO2 rilasciata dai microrganismi ed evitare di avere errori di valutazione.

Si dosa, quindi, nelle apposite bottiglie, in numero pari al numero dei campioni da analizzare, un volume di campione in base al valore atteso di BOD che può essere stimato determinando il valore del COD e moltiplicandolo per 0,5. Di seguito si riportano i volumi da dosare in riferimento a campioni di acque reflue urbane.

Volume di campione da dosare		Valore atteso di BOD	
ml	100	mg/l	999
ml	150	mg/l	600
ml	250	mg/l	250
ml	400	mg/l	90

Successivamente, in ogni bottiglia viene inserito uno stirrer magnetico e viene aggiunta dell'Alliltiurrea (ATU) al 5% (50 mg in 100 ml di acqua distillata) per inibire il processo di ammonificazione, come da tabella sottostante:

Volume di campione dosato		Volume di ATU da dosare	
ml	100	ml	0.3
ml	150	ml	0.5
ml	250	ml	0.8
ml	400	ml	1.3

Nella trappola per CO2, al di sotto del sensore elettronico, vengono inserite circa 10 scaglie di KOH all'85% w/w (in peso). Si attendono 20 minuti, prima dell'inizio effettivo della prova, collocando le bottiglie in un frigo termostatato a 20°C. Dopodiché, si settano i sensori elettronici con i dati relativi alle concentrazioni di BOD attese, come da tabella precedente, e si da inizio alla misurazione. Quest'ultima avrà una durata di 5 giorni solari e consentirà di determinare digitalmente il valore di concentrazione del BOD5 espresso in mgO2/l. La misurazione può anche essere eseguita giornalmente, durante la digestione, per consentire di ricostruire graficamente un andamento temporale. Si precisa che nel caso in cui si effettuasse la prova su campioni di effluenti ad un impianto di depurazione o su campioni di acque superficiali è necessario inoculare una biomassa aerobica al 10% rispetto al volume totale del campione.

Sitografia

(s.d.). Tratto da https://www.reteclima.it/calcolo-delle-emissioni-di-co2-carbon-footprint-impronta-di-carbonio/.

(s.d.). Tratto da https://www.frosta.it/sostenibilita/carbon-footprint-calcolo-impronta-carbonio/.

(s.d.). Tratto da https://www.minambiente.it/pagina/cose-la-carbon-footprint.

(s.d.). Tratto da http://www.progecoambiente.it/gestione-percolato.html.

Bibliografia

AIA. (24/12/2012).

Aluko, O., & Sridhar, M. (2013). Evaluation of leachate treatment by trickling filter and sequencing batch reactor processes in Ibadan, Nigeria. *Waste Manag. Res.*

Ameen, E., Muyibi, S., & Abdulkarim, M. (2011). Microfiltration of pretreated sanitary landfill leachate. *Environmentalist*.

Assou, M., Madinzi, A., Anouzla, A., Aboulhassan, M., Souabi, S., & Hafidi, M. (2014). Reducing pollution of stabilized landfill leachate by mixing of coagulants and flocculants: A comparative study. *Int. J. Eng. Innov. Technol.*

Aziz, H., Alias, S., Adlan, M., Faridah, A. A., & Zahari, M. (2007). Colour removal from landfill leachate by coagulation and flocculation processes. *Bioresour. Technol.*

Bashir, M., Aziz, H., Yusoff, M., & Adlan, M. (2010a). Application of response surface methodology (RSM) for optimization of ammoniacal nitrogen removal from semi-aerobic landfill leachate using ion exchange resin. *Desalination.*

Bashir, M., Aziz, H., Yusoff, M., Aziz, S., & Mohajeri, S. (2010b). Stabilized sanitary landfill leachate treatment using anionic resin: treatment optimization by response surface methodology. *J. Hazard. Mater.*

Bigot, V., Luck, F., Paillard, H., & Wagner, A. (1994). Landfill leachate treatment: comparison of three oxidation processes using ozone. *International Ozone Association Regional Conference.* Zurich.

Bouhezila, F., Hariti, M., Lounici, H., & Mameri, N. (2011). Treatment of the OUED SMAR town landfill leachate by an electrochemical reactor. *Desalination.*

Bulc, T. (2006). Long term performance of a constructed wetland for landfill leachate treatment. *Ecol. Eng.*

Calli, B., Mertoglu, B., & Inanc, B. (2005). Landfill leachate management in Istanbul: applications and alternatives. *Chemosphere.*

Chen, S., Sun, D., & Chung, J. (2008). Simultaneous removal of COD and ammonium from landfill leachate using an anaerobic–aerobic moving-bed biofilm reactor system. *Waste Manag.*

Chianese, A., Ranauro, R., & Verdone, N. (1999). Treatment of landfill leachate by reverse osmosis. *Water Res.*

Ching, S., Yusoff, M., Aziz, H., & Umar, M. (2011). Influence of impregnation ratio on coffee ground activated carbon as landfill leachate adsorbent for removal of total iron and orthophosphate. *Desalination.*

Del Moro, G., Prieto-Rodríguez, L., De Sanctis, M., Di Iaconi, C., Malato, S., & Mascolo, G. (2016). Landfill leachate treatment: comparison of standalone electrochemical degradation and combined with a novel biofilter. *Chem. Eng. J.*

Deng, Y., & Englehardt, J. (2006). Treatment of landfill leachate by the Fenton process. *Water Res.*

Di Iaconi, C., Pagano, M., Ramadori, R., & Lopez, A. (2010). Nitrogen recovery from a stabilized municipal landfill leachate. . *Bioresour. Technol.*

Eldyasti, A., Chowdhury, N., Nakhla, G., & Zhu, J. (2010). Biological nutrient removal from leachate using a pilot liquid–solid circulating fluidized bed bioreactor (LSCFB). *J. Hazard. Mater.*

Fernandes, A., Labiadh, L., Ciriaco, L., Pacheco, M., Gadri, A., Ammar, S., & Lopes, A. (2017). Electro-Fenton oxidation of reverse osmosis concentrate from sanitary landfill leachate: evaluation of operational parameters. *Chemosphere*.

Fernandes, A., Pacheco, M., Cirìaco, L., & Lopes, A. (2015). Review on the electrochemical processes for the treatment of sanitary landfill leachates: Present and future. *Appl. Catal. B Environ.*

Fernandes, A., Santos, D., Pacheco, M., Ciríaco, L., & Lopes, A. (2014). Nitrogen and organic load removal from sanitary landfill leachates by anodic oxidation at Ti/Pt/PbO2, Ti/ Pt/SnO2-Sb2O4 and Si/BDD. *Appl. Catal. B Environ.*

Frascari, D., Bronzini, F., Giordano, G., Tedioli, G., & Nocentini, M. (2004). Long-term characterization, lagoon treatment and migration potential of landfill leachate: a case study in an active Italian landfill. *Chemosphere*.

Frison, N., Katsou, E., Malamis, S., Bolzonella, D., & Fatone, F. (2013). Biological nutrients removal via nitrite from the supernatant of anaerobic co-digestion using a pilot-scale sequencing batch reactor operating under transient conditions. *Chemical Engineering Journal.*

Fu, F., & Wang, Q. (2011). Removal of heavy metal ions from wastewaters: a review. *J. Environ Manag.*

Gotvajn, A., Zagorc-Koncˇan, J., & Cotman, M. (2011). Fenton's oxidative treatment of municipal landfill leachate as an alternative to biological process. *Desalination.*

Haapea, P., Korhonen, S., & Tuhkanen, T. (2002). Treatment of industrial landfill leachates by chemical and biological methods: ozonation, ozonation + hydrogen peroxide, hydrogen peroxyde and biological posttreatment for ozonated water. *Ozone Sci. Eng.*

Hashisho, J., El-Fadel, M., Al-Hindi, M., Salam, D., & Alameddine, I. (2016). Hollow fiber vs. flat sheet MBR for the treatment of high strength stabilized landfill leachate. *Waste Manag.*

Hellinga, C., Schellen, A., Mulder, J., van Loosdrecht, M., & Heijnen, J. (1998). The sharon process: An innovative method for nitrogen removal from ammonium-rich waste water. *Water Science and Technology.*

Hilles, A., Amr, S., Hussein, R., El-Sebaie, O., & Arafa, A. (2016). Performance of combined sodium persulfate/H2O2 based advanced oxidation process in stabilized landfill leachate treatment. *J. Environ. Manag.*

Hoilijoki, T., Kettunen, R., & Rintala, J. (2000). Nitrification of anaerobically pretreated municipal landfill leachate at low temperature. *Water Res.*

Ilhan, F., Kurt, U., Apaydin, O., & Gonullu, M. (2008). Treatment of leachate by electrocoagulation using aluminum and iron electrodes. *J. Hazard. Mater.*

Ismail, S., & Tawfik, A. (2016). Performance of passive aerated immobilized biomass reactor coupled with Fenton process for treatment of landfill leachate. *Int. Biodeterior. Biodegrad.*

Kalcikova, G., Babic, J., Pavko, A., & Gotvajn, A. (2014). Fungal and enzymatic treatment of mature municipal landfill leachate. *Waste Manag.*

Kang, Y., & Hwang, K. (2000). Effects of reaction conditions on the oxidation efficiency in the Fenton process. *Water Resour.*

Kettunen, R., & Rintala, J. (1998). Performance of an on-site UASB reactor treating leachate at low temperature. *Water Resour.*

Klein, K., Kivi, A., Dulova, N., Zekker, I., Mölder, E., Tenno, T., . . . Tenno, T. (2016). A pilot study of three-stage biological–chemical treatment of landfill leachate applying continuous ferric sludge reuse in Fenton-like process. *Clean Technol. Environ. Policy.*

Kornaros, M., Dokianakis, S. N., & Lyberatos, G. (s.d.). Partial Nitrification/Denitrification Can Be Attributed to the Slow Response of Nitrite Oxidizing Bacteria to Periodic Anoxic Disturbances. *Environmental Science and Technology.*

Kurniawan, T., Lo, W., & Chan, G. (2006). Physico-chemical treatments for removal of recalcitrant contaminants from landfill leachate. *J. Hazard. Mater.*

Li, X., Zhao, Q., & Hao, X. (1999). Ammonium removal from landfill leachate by chemical precipitation. *Waste Manag.*

Lim, C., Seow, T., Neoh, C., Nor, M., Ibrahim, Z., Ware, I., & Sarip, S. (2016). Treatment of landfill leachate using ASBR combined with zeolite adsorption technology. *3 Biotech.*

Lin, C., Chang, F., & Chang, C. (2000). Co-digestion of leachate with septage using a UASB reactor. *Bioresur. Technol.*

Linde, K., & Jönsson, A. (1995). Nanofiltration of salt solutions and landfill leachate. *Desalination*.

Liu, X. L.-M., Shen, T.-T., Zheng, W., Luo, K., Sun, Y.-H., & Zeng, G.-M. (2012). Landfill leachate pretreatment by coagulation-flocculation process using iron-based coagulants: optimization by response surface methodology. *Chem. Eng.*

Longo, S., Frison, N., Renzi, D., Fatone, F., & Hospido, A. (2017). Is SCENA a good approach for side-stream integrated treatment from. *Water Research*.

Lopez, A., Pagano, M., Volpe, A., & Di Pinto, A. (2004). Fenton's pre-treatment of mature landfill leachate. *Chemosphere*.

Loukidou, M., & Zouboulis, A. (2001). Comparison of two biological treatment processes using attached-growth biomass for sanitary landfill leachate treatment. . *Environ. Pollut.*

Luo, H., Zeng, Y., Cheng, Y., He, D., & Pan, X. (2020). Recent advances in municipal landfill leachate: a review focusing on its characteristics, treatment, and toxicity assessment. *Elsevier. Sci. of the Total Environ.*

Mandal, P., Dubey, B., & Gupta, A. (2017). Review on landfill leachate treatment by electrochemical oxidation: drawbacks, challenges and future scope. *Waste Manag.*

Marañón, E., Castrillón, L., Fernández-Nava, Y., Fernández-Méndez, A., & Fernández- Sánchez, A. (2008). Coagulation–flocculation as a pretreatment process at a landfill leachate nitrification–denitrification plant. *J. Hazard. Mater.*

Marttinen, S., Kettunen, R., Sormunen, K., Soimasuo, R., & Rintala, J. (2002). Screening of physical–chemical methods for removal of organic material, nitrogen and toxicity from low strength landfill leachates. *Chemosphere*.

Mehmood, M., Adetutu, E., Nedwell, D., & Ball, A. (2009). In situ microbial treatment of landfill leachate using aerated lagoons. *Bioresour. Technol.*

Metcalf, & Eddy. (2014). *Wastewater Engineering.*

Miao, L., Wang, S., Cao, T., Peng, Y., Zhang, M., & Liu, Z. (2016). Advanced nitrogen removal from landfill leachate via Anammox system based on Sequencing Biofilm Batch Reactor (SBBR): effective protection of biofilm. *Bioresour. Technol.*

Miao, L., Wang, S., Li, B., Cao, T., Xue, T., & Peng, Y. (2015). Advanced nitrogen removal via nitrite using stored polymers in a modified sequencing batch reactor treating landfill leachate. *Bioresour. Technol.*

n°116, D. A. (24/12/2012).

n°116, D. A. (24/12/2012).

Nayono, S., Winter, J., & Gallert, C. (2010). Anaerobic digestion of pressed off leachate from the organic fraction of municipal solid waste. *Waste Manag.*

Neczaj, E., Okoniewska, E., & Kacprzak, M. (2005). Treatment of landfill leachate by sequencing batch reactor. *Desalination*.

Nhat, P., Biec, H., Tuyet Mai, N., Thanh, B., & Dan, N. (2014). Application of a partial nitritation and anammox system for the old landfill leachate treatment. *Int. Biodeterior. Biodegrad.*

Nivya, T., & Pieus, T. (2016). Comparison of Photo ElectroFenton Process (PEF) and combination of PEF Process and Membrane Bioreactor in the treatment of Landfill Leachate. *Procedia Technol.*

Oumar, D., Patrick, D., Gerardo, B., Rino, D., & Ihsen, B. (2016). Coupling biofiltration process and electrocoagulation using magnesium-based anode for the treatment of landfill leachate. *J. Environ. Manag.*

Ozturk, I., Altinbas, M., Koyuncu, I., Arikan, O., & Gomec-Yangin, C. (2003). Advanced physico-chemical treatment experiences on young municipal landfill leachates. *Waste Manag.*

Peng, Y. (2013). Perspectives on technology for landfill leachate treatment. *Arabian Journal of Chemistry*.

Peters, T. (1998). Purification of landfill leachate with reverse osmosis and nanofiltration. *Desalination.*

Peyravi, M., Jahanshahi, M., Alimoradi, M., & Ganjian, E. (2016). Old landfill leachate treatment through multistage process: Membrane adsorption bioreactor and nanofitration. *Bioprocess Biosyst. Eng.*

Piotrowski, R., Lewandowski, M., & Paul, A. (2019). Mixed Integer nonlinear optimization of biological processes in wastewater sequencing batch reactor. *Journal of Process Control*.

Rada, E., Istrate, I., Ragazzi, M., Andreottola, G., & Torretta, V. (2013). Analysis of electro-oxidation suitability for landfill leachate treatment through an experimental study. *Sustainability* .

Schulte, P., Bayer, A., Kuhn, F., Luy, T., & Volkmer, M. (1995). H2O2/O3, H2O2/UV and H2O2/Fe2+ processes for the oxidation of hazardous wastes. *Ozone Sci. Eng.*

Silva, A., Dezotti, M., & Sant'Anna, G. (2004). Treatment and detoxication of a sanitary landfill leachate. *Chemosphere.*

Silva, T., Fonseca, A., Saraiva, I., Boaventura, R., & Vilar, V. (2016). Scale-up and cost analysis of a photo-Fenton system for sanitary landfill leachate treatment. *Chem. Eng. J.*

Silva, T., Soares, P., Manenti, D., Fonseca, A., Saraiva, I., Boaventura, R., & Vilar, V. (2017). An innovative multistage treatment system for sanitary landfill leachate depuration: Studies at pilot-scale. *Sci. Total Environ.*

Spengel, D., & Dzombak, D. (1991). Treatment of landfill leachate with rotating biological contactors: bench-scale experiments. *Res. J. Water Pollut. Control Fed.*

Sruthi, T., Gandhimathi, R., Ramesh, S., & Nidheesh, P. (2018). Stabilized landfill leachate treatment using heterogeneous Fenton and electro-Fenton processes. *Chemosphere*.

Stankewich, M. J., & Gyger, R. F. (1978). Nitrification in oxygen-activated sludge systems. In *The Use of High-Purity Oxygen in the Activated Sludge Process.*

Tatsi, A., Zouboulis, A., Matis, K., & Samaras, P. (2003). Coagulation–flocculation pretreatment of sanitary landfill leachates. *Chemosphere.*

Torretta, V., Ferronato, N., Katsoyiannis, I., Tolkou, A., & Airoldi, M. (2016). Novel and conventional technologies for landfill leachates treatment: a review. *Sustainability.*

Verma, M., & Kumar, R. (2016). Can coagulation–flocculation be an effective pre-treatment option for landfill leachate and municipal wastewater co-treatment? *Perspect. Sci.*

Visvanathan, C., Choudhary, M., Montalboa, M., & Jegatheesan, V. (2007). Landfill leachate treatment using thermophilic membrane Bioreactor. *Desalination.*

Wable, O., Jousset, M., Courant, P., & Duguet, J. (1993). Oxidation of landfill leachates by ozone and hydrogen peroxide: A French example. *International Symposium on Ozone-Oxidation Methods for Water and Wastewater treatment.* Berlin.

Wang, K., Li, L., Tan, F., & Wu, D. (2018). Treatment of landfill leachate using activated sludge technology; a review. *Hindawi.*

Wang, Z., & Banks, C. (2007). Treatment of a high-strength sulphate-rich alkaline leachate using an anaerobic filter. *Waste Manag.*

Wang, Z., Li, J., Tan, W., Wu, X., Lin, H., & Zhang, H. (2019). Removal of COD from landfill leachate by advanced Fenton process combined with electrolysis. *Sep. Purif. Technol.*

Wang, Z., Peng, Y., Miao, L., Cao, T., Zhang, F., Wang, S., & Han, J. (2016). Continuous-flow combined process of nitritation and ANAMMOX for treatment of landfill leachate. *Bioresour. Technol.*

Welander, U., Henrysson, T., & Welander, T. (1998). Biological nitrogen removal from municipal landfill leachate in a pilot scale suspended carrier biofilm process. . *Water Resour.*

Wett, B., Omari, A., Podmirseg, S. M., Han, M., Akintayo, O., & Gómez Brandón, M. (2013). Going for mainstream deammonification from bench to full scale formaximed resource efficiency. *Water Science & Technology.*

Ye, J., Mu, Y., Cheng, X., & Sun, D. (2011). Treatment of fresh leachate with high-strength organics and calcium from municipal solid waste incineration plant using UASB reactor. *Bioresour. Technol.*

Zolfaghari, M., Jardak, K., Drogui, P., Brar, S., Buelna, G., & Dube, R. (2016). Landfill leachate treatment by sequential membrane bioreactor and electro-oxidation processes. *J. Environ. Manag.*

Indice delle tabelle

Tabella 1 Concentrazione dei macro componenti inorganici (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020) 10
Tabella 2 Caratteristiche del percolato identificate attraverso le diverse età (Wang K. , Li, Tan, & Wu, 2018) 11
Tabella 3 Trattamenti per il percolato di discarica in base all'età (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020). 13
Tabella 4 Vantaggi e svantaggi del processo aerobico (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020) 14
Tabella 5 Efficienze di rimozione lagune areate 15
Tabella 6 Vantaggi e svantaggi delle lagune areate (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016) 15
Tabella 7 Efficienze del processo a fanghi attivi aerobici 15
Tabella 8 Vantaggi e svantaggi dei processi a fanghi attivi aerobici (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020) 16
Tabella 9 Efficienze del processo SBR 17
Tabella 10 Vantaggi e svantaggi del processo SBR (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016) 17
Tabella 11 Efficienze dei processi RBC 18
Tabella 12 Vantaggi e svantaggi dei processi RBC (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016) 18
Tabella 13 Efficienze dei filtri di gocciolamento 18
Tabella 14 Efficienze dei processi MBBR 19
Tabella 15 Vantaggi e svantaggi dei processi MBBR (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016) 19
Tabella 16 Efficienze dei processi FBBR 20
Tabella 17 Vantaggi e svantaggi dei processi FBBR (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020) 20
Tabella 18 Efficienze dei processi MBR 21
Tabella 19 Vantaggi e svantaggi dei processi MBR (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016) 22
Tabella 20 Efficienze dei constructed wetlands (CW) 22
Tabella 21 Vantaggi e svantaggi dei constructed wetlands (CW) (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020) 23
Tabella 22 Efficienza del trattamento fungino 23
Tabella 23 Vantaggi e svantaggi del processo anaerobico 24
Tabella 24 Efficienza della digestione anaerobica 24
Tabella 25 Efficienza del filtro anaerobico 25
Tabella 26 Vantaggi e svantaggi del filtro anaerobico (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016) 25
Tabella 27 Efficienze dei processi UASB 26
Tabella 28 Vantaggi e svantaggi dei processi UASB (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020) 26
Tabella 29 Efficienze del processo ANAMMOX 27
Tabella 30 Vantaggi e svantaggi del processo ANAMMOX (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020) 28
Tabella 31 Efficienze della coagulazione-flocculazione 29
Tabella 32 Vantaggi e svantaggi della coagulazione-flocculazione (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020) 30
Tabella 33 Efficienze dei processi di precipitazione chimica 31
Tabella 34 Vantaggi e svantaggi dei processi di precipitazione chimica 31
Tabella 35 Efficienze del processo di adsorbimento 32

Tabella 36 Vantaggi e svantaggi del processo di adsorbimento (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016) 32
Tabella 37 Efficienze della filtrazione su membrana 34
Tabella 38 Vantaggi e svantaggi della filtrazione su membrana (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016) 34
Tabella 39 Efficienze dello scambio ionico 35
Tabella 40 Vantaggi e svantaggi dello scambio ionico (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016) 35
Tabella 41 Efficienze dello strippaggio ad aria 36
Tabella 42 Vantaggi e svantaggi dello strippaggio ad aria (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020) 36
Tabella 43 Efficienze dei processi AOP 37
Tabella 44 Vantaggi e svantaggi dei processi AOP (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016) 38
Tabella 45 Efficienze dell'ossidazione Fenton 39
Tabella 46 Vantaggi e svantaggi dell'ossidazione Fenton (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016) 39
Tabella 47 Efficienze del processo d'elettrocoagulazione 41
Tabella 48 Vantaggi e svantaggi del processo d'elettrocoagulazione (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020), (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016) 42
Tabella 49 Efficienze del processo elettro-Fenton 42
Tabella 50 Vantaggi e svantaggi del processo elettro-Fenton (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016) 43
Tabella 51 Efficienze del processo d'elettro ossidazione 43
Tabella 52 Vantaggi e svantaggi dei processi d'elettro ossidazione (Torretta, Ferronato, Katsoyiannis, Tolkou, & Airoldi, 2016) 44
Tabella 53 Efficienze di rimozione dei trattamenti combinati 51
Tabella 54 Dati di autorizzazione 57
Tabella 55 Codici CER riportati in allegato C 59
Tabella 56 Rifiuti ammessi in digestione 60
Tabella 57 Aree adibite a operazioni D 15 61
Tabella 58 Aree adibite a operazioni R 13 61
Tabella 59 Limiti allo scarico 62
Tabella 60 Linea rifiuti speciali – dati relativi a ciascuna unità 63
Tabella 61 Linea liquami – dati relativi a ciascuna unità 66
Tabella 62 Linea fanghi – dati relativi a ciascuna unità 68
Tabella 63 Impostazione tabella di marcia per la linea rifiuti speciali 73
Tabella 64 Impostazione della tabella di marcia per la linea liquami 75
Tabella 65 Durata delle singole fasi dell'impianto pilota 83
Tabella 66 Date di monitoraggio 92
Tabella 67 Tabella di marcia per influente e effluente SBR 93
Tabella 68 Parametri relativi alla fase di miscelazione 94
Tabella 69 Esempio di tabella per monitoraggio N-NH_4 94
Tabella 70 Calcolo dell'AUR 95
Tabella 71 Calcolo N-NO_X 95
Tabella 72 Calcolo AUR 96
Tabella 73 Calcolo free ammonia in fase miscelazione 96

Tabella 74 Calcolo free ammonia all'inizio della fase di aerazione 96
Tabella 75 Calcolo free ammonia alla fine della fase di aerazione....96
Tabella 76 Esempio delle letture effettuate per una sacca di N_2O....98
Tabella 77 Calcolo per la determinazione del fattore di taratura 99
Tabella 78 Dati geometrici necessari per i calcoli....101
Tabella 79 Parametri necessari per svolgere i calcoli 102
Tabella 80 Parametri necessari per lo svolgimento dei calcoli....104
Tabella 81 Fattore conversione Ispra 2017 107
Tabella 82 Quantità dei CER in ingresso 108
Tabella 83 CER principiali in ingresso....109
Tabella 84 Quantità di CER in ingresso 111
Tabella 85 Emissioni dirette e indirette scenario 0 140
Tabella 86 Caratterizzazione percolato influente....145
Tabella 87 Caratterizzazione effluente 146
Tabella 88 Parametri dentro SBR in fase di miscelazione 147
Tabella 89 Valori di $N\text{-}NH_4$ a 0, 90, 185 minuti dall'inizio dell'aerazione....148
Tabella 90 Calcolo AUR 149
Tabella 91 Calcolo Free Ammonia 150
Tabella 92 Sintesi della % di nitriti prodotti, AUR e free ammonia per ogni data di monitoraggio 160
Tabella 93 Calcolo $N\text{-}NO_2$, $N\text{-}NO_3$, $N\text{-}NO_X$, $N\text{-}NH_4$ in fase di aerazione 154
Tabella 94 Calcolo AUR 154
Tabella 95 Calcolo $N\text{-}NO_2$, $N\text{-}NO_3$, $N\text{-}NO_X$, $N\text{-}NH_4$ in fase di aerazione 155
Tabella 96 Calcolo AUR 155
Tabella 97 Calcolo $N\text{-}NO_2$, $N\text{-}NO_3$, $N\text{-}NO_X$, $N\text{-}NH_4$ in fase di aerazione 156
Tabella 98 Calcolo AUR 156
Tabella 99 Calcolo $N\text{-}NO_2$, $N\text{-}NO_3$, $N\text{-}NO_X$, $N\text{-}NH_4$ in fase di aerazione 157
Tabella 100 Calcolo AUR 157
Tabella 101 Calcolo $N\text{-}NO_2$, $N\text{-}NO_3$, $N\text{-}NO_X$, $N\text{-}NH_4$ in fase di aerazione....158
Tabella 102 Calcolo AUR 158
Tabella 103 Calcolo $N\text{-}NO_2$, $N\text{-}NO_3$, $N\text{-}NO_X$, $N\text{-}NH_4$ in fase di aerazione....159
Tabella 104 Calcolo AUR 159
Tabella 105 Concentrazione di CH_4, CO_2 e N_2O in fase di aerazione determinati dai dati di output forniti dall'analisi tramite spettroscopia 160
Tabella 106 Calcolo carichi di massa di CH_4, CO_2 e N_2O in fase di aerazione 161
Tabella 107 Concentrazione di CH_4, CO_2 e N_2O in fase di miscelazione determinati dai dati di output forniti dall'analisi tramite spettroscopia 161
Tabella 108 Calcolo carichi di massa di CH_4, CO_2 e N_2O in fase di miscelazione 161
Tabella 109 Calcolo carichi di massa di CH_4, CO_2 e N_2O a 20°C e carichi CO_2 equivalente in fase di aerazione e miscelazione....161
Tabella 110 Calcolo Emission factors CH_4, CO_2 e N_2O in fase di aerazione e miscelazione - SBR sperimentale 162
Tabella 111 Media Emission factors CH_4, CO_2 e N_2O - SBR sperimentale 162
Tabella 112 Concentrazione di CH_4, CO_2 e N_2O determinati dai dati di output forniti dall'analisi tramite spettroscopia....162
Tabella 113 Calcolo carichi di massa di CH_4, CO_2 e N_2O a 20°C e carichi CO_2 equivalente....162
Tabella 114 Calcolo Emission factors CH_4, CO_2 e N_2O - SBR sperimentale....163

Tabella 115 Effluente SCENARIO 0 e SCENARIO 1 confrontati con i limiti di scarico.....163
Tabella 116 Calcolo t/y CH_4, CO_2 e N_2O e tCO_2eq/y – SBR PAESE SCENARIO 1 165
Tabella 117 Calcolo Emission factors CH_4, CO_2 e N_2O e tCO_2eq/y – SCENARIO 1.....166
Tabella 118 Calcolo t/y CH_4, CO_2 e N_2O e tCO_2eq/y – SBR PAESE SCENARIO 1 167
Tabella 119 Calcolo Emission factors CH_4, CO_2 e N_2O e tCO_2eq/y – SCENARIO 1.....168
Tabella 120 Totale emissioni gassose dirette, emissioni gassose indirette e totale emissioni gassose 169
Tabella 121 Consumo energetico su base azoto – SBR SCENARIO 1 170
Tabella 122 Consumo energetico – SCENARIO 0.....170
Tabella 123 Consumo energetico – SCENARIO 1.....170
Tabella 124 Consumo energetico totale su base azoto SCENARIO O e SCENARIO 1.....170
Tabella 125 Emissioni da consumo energetico su base azoto SCENARIO O e SCENARIO 1 171
Tabella 126 Riassunto emissioni.....172

Indice delle figure

Figura 1 Schematizzazione di una discarica (http://www.progecoambiente.it/gestione-percolato.html, s.d.)9
Figura 2 Tipici valori di (a) pH, (b) COD e (c) BOD/COD di percolati di discarica giovani, intermedi e maturi (Luo, Zeng, Cheng, He, & Pan, 2020). 12
Figura 3 Efficienze di rimozione COD - trattamenti biologici 45
Figura 4 Efficienze di rimozione NH4-N - trattamenti biologici....45
Figura 5 Efficienze di rimozione Ntot - trattamenti biologici 46
Figura 6 Efficienze di rimozione COD - trattamenti chimico-fisici....47
Figura 7 Efficienze di rimozione N-NH4 - trattamenti chimico-fisici 47
Figura 8 Efficienze di rimozione COD in base all'età del percolato 48
Figura 9 Efficienze di rimozione N-NH4 in base all'età del percolato....49
Figura 10 Efficienze di rimozione COD - trattamenti combinati....52
Figura 11 Efficienze di rimozione NH4-N - trattamenti combinati 52
Figura 12 Efficienze di rimozione COD....54
Figura 13 Efficienze di rimozione N-NH4 55
Figura 14 Localizzazione impianto di Paese (TV) 56
Figura 15 Linea di trattamento rifiuti speciali 63
Figura 16 Linea rifiuti speciali – linea di pretrattamento di tipo chimico - fisico 64
Figura 17 Linea trattamento liquami 65
Figura 18 Linea trattamento fanghi 67
Figura 19 Legenda punti di caratterizzazione flussi....68
Figura 20 Schema di flusso linea rifiuti speciali e linea fanghi 69
Figura 21 Schema di flusso linea liquami 70
Figura 22 Stralcio dei dati forniti relativi ai rifiuti in ingresso 71
Figura 23 Vista dall'alto dell'impianto di depurazione di VivaServizi di Vallechiara a Falconara Marittima (AN) 77
Figura 24 Piattaforma sperimentale dell'Università Politecnica delle Marche, a Falconara Marittima (AN)..78
Figura 25 Schema di flusso dell'assetto sperimentale....78
Figura 26 Serbatoio di accumulo (S – 1) del percolato in ingresso....79
Figura 27 Reattore SBR (R – 1) e serbatoio di accumulo (S – 4) dell'effluente 80
Figura 28 Galleggianti per la regolazione delle fasi di carico e scarico....80
Figura 29 Compressori, miscelatore, diffusori, sonde presenti nel reattore SBR 81
Figura 30 Centraline presenti nel reattore SBR per il monitoraggio dei parametri 81
Figura 31 Quadro elettrico dell'SBR con temporizzatori per il regolamento delle fasi 82
Figura 32 Schematizzazione del processo SBR 83
Figura 33 Fase di carico....83
Figura 34 Fase di miscelazione 84
Figura 35 Fase di aerazione....84
Figura 36 Fase di sedimentazione 85
Figura 37 Schematizzazione nitrificazione e denitrificazione 85
Figura 38 Schematizzazione nitrificazione e denitrificazione 86
Figura 39 Schematizzazione di reazione per processi di nitritazione e denitritazione....87

Figura 40 Effetto della concentrazione di ossigeno disciolto sulla crescita di AOB e NOB (Wett, et al., 2013) 88
Figura 41 Influenza del pH sulla nitrificazione.....89
Figura 42 Effetto di pH, FA e FNA sulla crescita di batteri AOB e NOB 89
Figura 43 Effetto della temperatura sulla crescita di AOB e NOB (Hellinga, Schellen, Mulder, van Loosdrecht, & Heijnen, 1998).....90
Figura 44 Effetto del metodo di aerazione sulla crescita di AOB e NOB (Kornaros, Dokianakis, & Lyberatos, s.d.) 90
Figura 45 Cappa utilizzata per la valutazione delle emissioni dirette dell'SBR 97
Figura 46 Dettagli del sistema per prelevare le emissioni dirette con le sacche 97
Figura 47 Bombola usata per compiere l'analisi 99
Figura 48 Strumento della Brüel & Kjaer Multi-gas Monitor Type 1302 100
Figura 49 Sonicatore con beuta.....103
Figura 50 Caratteristiche del percolato in base all'età (Wang K. , Li, Tan, & Wu, 2018) 105
Figura 51 Caratteristiche del percolato in base all'età (Peng, 2013).....106
Figura 52 Andamento rifiuti in ingresso.....108
Figura 53 Andamento CER.....109
Figura 54 $LBOD_5$ dei rifiuti in ingresso 110
Figura 55 LNtot dei rifiuti in ingresso.....110
Figura 56 Rapporto C/N 110
Figura 57 Andamento portate influenti linea rifiuti 112
Figura 58 Andamento conducibilità, portata in ingresso CER 190703 e CER 200304 112
Figura 59 Andamento cloruri linea rifiuti speciali.....113
Figura 60 Andamento azoto totale linea rifiuti speciali.....113
Figura 61 Andamento azoto totale, cloruri e portata in ingresso CER 190703, CER 200304.....114
Figura 62 Andamento fosforo totale in ingresso e uscita alla linea rifiuti speciali.....114
Figura 63 Andamento free ammonia linea rifiuti speciali.....115
Figura 64 Andamento TSS, BOD5, COD in ingresso alla linea rifiuti speciali 115
Figura 65 Andamento TSS, BOD5, COD in uscita alla linea rifiuti speciali.....116
Figura 66 Andamento concentrazioni TSS, COD e portata in ingresso 200304.....116
Figura 67 BOD_5/COD linea rifiuti speciali 117
Figura 68 COD/TSS linea rifiuti speciali 117
Figura 69 COD/Ntot linea rifiuti speciali 117
Figura 70 Efficienze di rimozione TSS, BOD5, COD linea rifiuti speciali 118
Figura 71 Efficienze di rimozione azoto totale e fosforo totale linea rifiuti speciali 118
Figura 72 Mixed liquor ossidazione 119
Figura 73 Mixed liquor ricircolo.....119
Figura 74 MLSS ossidazione e MLSS ricircolo 120
Figura 75 SRT e efficienza di rimozione Ntot 120
Figura 76 Andamento portata fognatura 121
Figura 77 Andamento portata fognatura_pioggia NO.....121
Figura 78 Andamento portata fognatura_pioggia SÌ 122
Figura 79 Andamento portata reflui fognari e azoto totale.....122
Figura 80 Andamento portata reflui fognari e fosforo totale 123
Figura 81 Andamento TSS, BOD5, COD.....123
Figura 82 Andamento conducibilità e reflui industriali.....124

Figura 83 Andamento conducibilità e pH....124
Figura 84 Andamento BOD_5/COD....125
Figura 85 Andamento COD/Ntot....125
Figura 86 Andamento COD/TSS....126
Figura 87 Andamento portata totale....126
Figura 88 Andamento della % rifiuti sulla portata totale....127
Figura 89 Andamento pH fognatura, rifiuti e omogenizzazione....127
Figura 90 Andamento conducibilità fognatura e rifiuti....128
Figura 91 Andamento TSS uscita rifiuti, fognatura, liquami....128
Figura 92 Andamento COD uscita rifiuti, fognatura, liquami....129
Figura 93 Andamento BOD5 uscita rifiuti, fognatura, liquami....129
Figura 94 Andamento azoto totale uscita rifiuti, fognatura, liquami....129
Figura 95 Andamento fosforo totale uscita rifiuti, fognatura, liquami....130
Figura 96 Andamento concentrazioni cloruri uscita rifiuti, fognatura, liquami....130
Figura 97 Andamento BOD_5/COD....131
Figura 98 Andamento COD/Ntot....131
Figura 99 Andamento COD/TSS....131
Figura 100 Andamento concentrazioni effluente TSS, BOD_5, COD....132
Figura 101 Andamento concentrazioni effluente azoto totale e fosforo totale....132
Figura 102 Andamento cloruri effluente....133
Figura 103 Andamento tensioattivi totali effluente....133
Figura 104 Mixed liquor ossidazione....134
Figura 105 Mixed liquor ricircolo....134
Figura 106 MLSS ricircolo e MLSS ossidazione....135
Figura 107 SRT e efficienza Ntot....135
Figura 108 Efficienze di rimozione TSS, BOD_5, COD....136
Figura 109 Efficienze di rimozione azoto totale e fosforo totale....136
Figura 110 Bilancio di massa SCENARIO 0....138
Figura 111 Bilancio di massa azoto SCENARIO 0....139
Figura 112 t/y CH_4, CO_2 e N_2O emissioni gassose dirette - SCENARIO 0....141
Figura 113 t/y CH_4, CO_2 e N_2O emissioni gassose indirette - SCENARIO 0....141
Figura 114 Andamento energia consumata/portata trattata....142
Figura 115 Andamento energia consumata/COD rimosso....142
Figura 116 Andamento energia consumata/Ntot rimosso....143
Figura 117 Andamento Poli/TSSprodotto....143
Figura 118 Defosfatante/Primosso....143
Figura 119 Andamento efficienze di rimozione dell'impianto pilota....147
Figura 120 Andamento N-NH_4 nel tempo....148
Figura 121 Andamento AUR....149
Figura 122 Andamento N-NH_4 in fase di aerazione 14/07/2020, 22/07/2020, 06/08/2020, 10/08/2020....151
Figura 123 Andamento N-NH_4 in fase di aerazione 02/09/2020 e 07/09/2020....152
Figura 124 Andamento N-NO_2, N-NO_3, N-NO_X, N-NH_4 in fase di aerazione....154
Figura 125 Andamento N-NO_2, N-NO_3, N-NO_X, N-NH_4 in fase di aerazione....155
Figura 126 Andamento N-NO_2, N-NO_3, N-NO_X, N-NH_4 in fase di aerazione....156
Figura 127 Andamento N-NO_2, N-NO_3, N-NO_X, N-NH_4 in fase di aerazione....157
Figura 128 Andamento N-NO_2, N-NO_3, N-NO_X, N-NH_4 in fase di aerazione....158

Figura 129 Andamento N-NO_2, N-NO_3, N-NO_X, N-NH_4 in fase di aerazione 159
Figura 130 Bilancio di massa azoto SCENARIO 0 164
Figura 131 t/y CH_4, CO_2 e N_2O - SBR Paese SCENARIO 1 165
Figura 132 t/y CH_4, CO_2 e N_2O - SCENARIO 1 166
Figura 133 t/y CH_4, CO_2 e N_2O – SBR PAESE SCENARIO 1 167
Figura 134 t/y CH_4, CO_2 e N_2O –SCENARIO 1 168
Figura 135 Totale emissioni gassose dirette, emissioni gassose indirette e totale emissioni gassose 169
Figura 136 Consumo energetico totale su base N SCENARIO O e SCENARIO 1 171
Figura 137 Riassunto emissioni 172