

POLITECNICO DI TORINO



**Corso di Laurea Magistrale
in Ingegneria per l'Ambiente e il Territorio**

Tesi di Laurea Magistrale

**Ottimizzazione della gestione degli scarichi di
reflui industriali in relazione alla capacità
recettiva e alla potenzialità degli impianti di
depurazione CORDAR di Biella**

Relatore

Prof. Silvia Fiore

Candidato

Enzo Chiarenza

26 Marzo 2018

RINGRAZIAMENTI

A chi ha reso possibile questo giorno,

la mia Famiglia, Flavia

Grazie

Sommario

1. INTRODUZIONE	1
2. DESCRIZIONE IMPIANTO DI DEPURAZIONE DI COSSATO	3
2.1 Trattamento acque reflue	3
2.2 Trattamento fanghi	8
2.3 Trattamento dei reflui liquidi.....	11
3. LA DIGESTIONE ANAEROBICA	13
3.1 Descrizione del processo	13
3.1.1 Idrolisi.....	14
3.1.2 Fermentazione o acidogenesi.....	15
3.1.3 Metanogenesi.....	15
3.2 Tipo di reattori.....	16
3.2.1 Digestione mono-stadio.....	16
3.2.2 Digestione a doppio stadio	16
3.3 Microbiologia	17
3.4 Produzione di metano e COD.....	18
3.5 Il bilancio del COD	19
3.6 Cinetiche di crescita.....	21
3.7 Influenza dei fattori ambientali.....	21
3.7.1 pH e alcalinità.....	21
3.7.2 Nutrienti.....	22
3.8 Sostanze inibitorie	22
3.8.1 Produzione di acido solfidrico	22
3.8.2 Tossicità dell'Ammoniaca.....	22
3.8.3 Gli acidi grassi a catena lunga (LCFAs).....	23
3.8.4 Fenoli e metalli pesanti.....	23
4. LA CO-DIGESTIONE ANAEROBICA	24
4.1 L'importanza del rapporto C/N	24
4.2 L'influenza del pH.....	24
4.3 Diluizione di sostanze tossiche nei co-substrati	24
5. BILANCIO DI MASSA DELL'IMPIANTO DI DEPURAZIONE CORDAR DI COSSATO	26
5.1 Sedimentazione primaria (prima iterazione)	28
5.2 Trattamento secondario (prima iterazione).....	28
5.3 Ispessimento (prima iterazione).....	32
5.4 Digestione (prima iterazione)	32
5.5 Disidratazione (prima iterazione)	34

5.6 Sintesi dei risultati della prima iterazione	35
5.7 Sedimentazione primaria (seconda iterazione).....	36
5.8 Trattamento secondario (seconda iterazione).....	36
5.9 Ispessimento (seconda iterazione).....	38
5.10 Digestione (seconda iterazione).....	39
5.11 Disidratazione (seconda iterazione).....	41
5.12 Sintesi dei risultati della seconda iterazione.....	41
5.13 Sintesi dei risultati delle successive iterazioni.....	42
6. VERIFICA DI CALCOLO DELL'IMPIANTO.....	45
6.1 Dissabbiatura – disoleatura.....	45
6.2 Sedimentazione primaria	46
6.3 Trattamento secondario	47
6.4 Considerazioni su bilancio di massa e verifica di calcolo	50
7. VALUTAZIONE QUALITATIVA E QUANTITATIVA DEI REFLUI INVIATI A DIGESTIONE E DEI REFLUI DA VALORIZZARE.....	51
7.1 Considerazioni generali	51
7.2 Valutazione delle caratteristiche fisico-chimiche dei rifiuti conferiti in impianto	53
7.3 Valutazione secondo le attuali abbondanze relative dei reflui	57
7.3.1 Miscela di fango misto (primario + biologico) e reflui attualmente inviati a digestione anaerobica	60
7.3.2 Miscela di fango misto (primario + biologico) e reflui selezionati per la valorizzazione	62
7.3.3 Miscela di fango biologico e reflui selezionati per la valorizzazione.....	64
7.3.4 Confronto finale tra gli scenari di carico del digestore.....	66
8. VALUTAZIONE DELLA RICHIESTA ENERGETICA DELL'IMPIANTO.....	68
9. CONCLUSIONI.....	70
INDICE DELLE FIGURE	73
INDICE DELLE TABELLE	74
BIBLIOGRAFIA.....	75

1. INTRODUZIONE

CORDAR (Consorzio per la Raccolta e la Depurazione delle Acque Reflue) S.p.a. Biella servizi è una società per azioni, a capitale interamente pubblico, in questo momento partecipata da 48 Comuni nella provincia di Biella. Essa opera nel servizio idrico integrato, svolgendo per questi comuni tutte le attività tecniche e amministrative inerenti alla gestione degli acquedotti (dalla captazione, all'adduzione, alla potabilizzazione ed alla distribuzione delle risorse idriche, unitamente alla progettazione e manutenzione delle reti), alla gestione delle fognature (convogliamento delle acque reflue nonché progettazione e manutenzione delle reti) e della depurazione, attraverso tre impianti situati a Biella, Cossato e Massazza.

CORDAR nasce nel 1978 ad opera di 38 comuni biellesi, per far fronte alla crescente pressione ambientale dell'assetto industriale presente nella provincia di Biella, in particolare del settore tessile. La capacità degli impianti CORDAR equivale, infatti, a 680.000 abitanti equivalenti, numero superiore ai circa 150.000 abitanti effettivi presenti sul territorio, proprio per far fronte all'inquinamento generato dal comparto industriale presente sul territorio.



Figura 1: Foto area dell'impianto di depurazione e localizzazione all'interno della regione Piemonte. Fonte: Google

L'impianto di depurazione oggetto di studio (vedere Figura 1) si trova nel comune di Cossato in via Giovanni Amendola 611, alle coordinate Nord 5.044.013 Est 435.907 (UTM D.E. 1950).

Cossato è il secondo comune della provincia di Biella, Piemonte, con una popolazione di 14.743 abitanti (2017), una superficie di 27,73 km² ed è posto a 257 m s.l.m.

Il presente lavoro di tesi si pone come obiettivo quello di svolgere una analisi dettagliata dell'impianto di depurazione CORDAR di Cossato (Bi), in termini di bilancio di massa, al fine di valutare come si ripartiscono i flussi di materia e, soprattutto, sostanza organica biodegradabile, all'interno del percorso di trattamento delle acque reflue e dei fanghi. I risultati del bilancio di massa saranno utilizzati per effettuare una verifica di calcolo del dimensionamento dell'impianto, al fine di individuare settori dello stesso che presentino delle criticità.

Al fine di ottimizzare la gestione degli scarichi industriali, sono state analizzate nel dettaglio le caratteristiche fisico chimiche di un certo numero di reflui che l'impianto CORDAR di Cossato riceve da aziende del comprensorio.

Essendo la finalità del processo di digestione anaerobica, oltre la stabilizzazione e il trattamento dei fanghi o reflui, il recupero energetico attraverso lo sfruttamento del biogas generato dalle reazioni di digestione anaerobica, è stata valutata la potenzialità dei suddetti reflui in termini di produzione specifica teorica di metano e biogas, in relazione alla capacità recettiva dell'impianto e all'abbondanza relative dei reflui, determinata dalla frequenza di conferimento.

Infine, sarà effettuata una valutazione di massima della richiesta energetica dell'impianto di depurazione, mediante il calcolo di alcuni indicatori specifici e la comparazione con altri impianti presenti in Italia.

2. DESCRIZIONE IMPIANTO DI DEPURAZIONE DI COSSATO

L'impianto di depurazione CORDAR di Cossato è stato dimensionato per arrivare a trattare fino a 5 volte la portata media di progetto in tempo secco. Quando questa soglia viene superata, condizione verificabile solo nel caso di straordinarie precipitazioni, la portata in eccesso, causata dal copioso afflusso di acque di pioggia nelle fognature miste, quindi con un basso carico inquinante, by-passa tutto l'impianto andando a ricongiungersi con il liquame trattato prima dello scarico nel torrente Cervo, come previsto dal Regolamento Regionale 17R/2008).

La portata massima di progetto è di 120.000 m³/d, mentre la portata media prevista è di 36.000 m³/d.

A livello processistico l'impianto può essere diviso in quattro macro-aree:

- Trattamento acque reflue
- Trattamento rifiuti liquidi
- Trattamento fanghi
- Produzione e utilizzo del biogas

2.1 Trattamento acque reflue

Il trattamento delle acque reflue è composto dai seguenti comparti:

- TRATTAMENTI MECCANICI:
 - Grigliatura fine;
 - Dissabbiatura-disoleatura;
 - Omogeneizzazione;
 - Sedimentazione primaria;
 - Sedimentazione finale;
 - Filtrazione.
- TRATTAMENTI BIOLOGICI:
 - Denitrificazione e ossidazione a fanghi attivi;
 - Defosfatazione chimica.
- TRATTAMENTI CHIMICI:
 - Disinfezione finale.

L'impianto è dotato di due linee di pretrattamenti separate, in modo tale da consentire la continuità di trattamento nel caso dovessero effettuarsi interventi di manutenzione su una delle due linee (pulizia canali di ingresso, sollevamento grigliatura, dissabbiatura).

L'impianto, dalla vasca di omogeneizzazione in poi, è dotato di quattro linee separate. Questo consente di far rimanere in funzione tre linee, fino ad un carico idraulico massimo che non possa comprometterne il corretto funzionamento o la resa del ciclo depurativo, quando si rendono necessari interventi di manutenzione su una delle linee.

Nel caso in cui alla sezione biologica dovesse arrivare una portata pari a 3 volte la portata media di progetto in tempo secco, i liquami potranno by-passare questa sezione per poi rimescolarsi con l'effluente depurato a monte dello scarico nel torrente Cervo (previsto dal Regolamento Regionale 17R/2008).

In ogni caso le modalità e le tempistiche degli interventi di manutenzione vengono valutati in base agli impatti ambientali che ne potranno derivare, mentre gli interventi straordinari vengono comunicati tempestivamente agli organi competenti (ATO2, Provincia, Arpa) prevedendo, in alcuni casi specifici, dettagliate relazioni tecniche. La procedura prevede inoltre la comunicazione agli insediamenti produttivi che smaltiscono i loro reflui nell'impianto in questione, dell'emergenza in atto e della necessità di interrompere gli scarichi fino ad ultimazione degli interventi. Nel caso in cui questo non fosse possibile si prevede il conferimento dei reflui tramite autobotte al vicino impianto di depurazione CORDAR di Biella, previa valutazione della situazione in impianto.

La portata media giornaliera in ingresso impianto, per l'anno 2017, è stata di 47.226 m³/d, dato il leggera flessione se si considera l'ultimo triennio, le cui portate medie giornaliere si attestano a 50.016 m³/d per il 2015 e 51.443 m³/d per il 2016 (vedere figura 2)

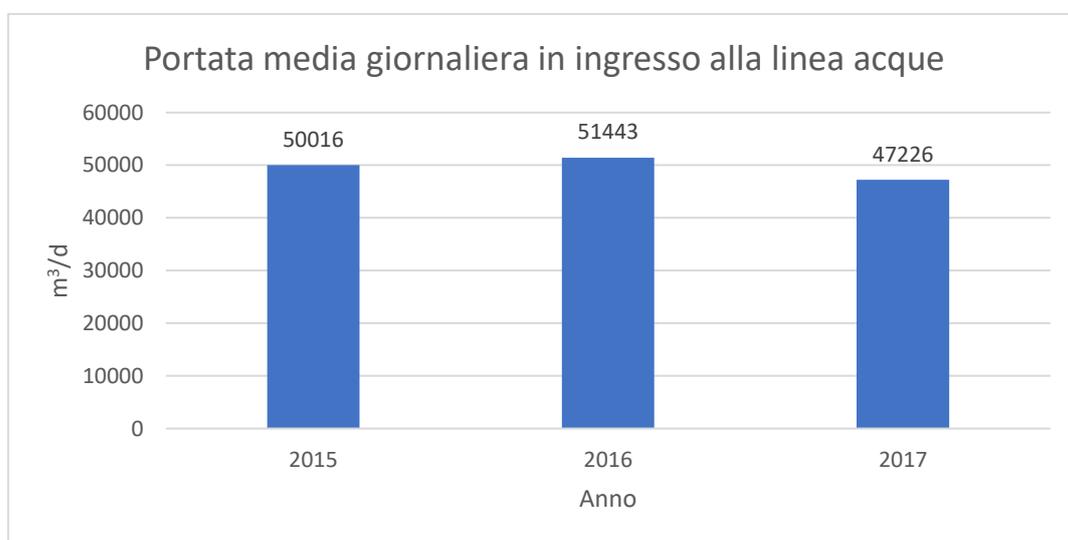


Figura 2: Portata media giornaliera in ingresso linea acque per il triennio 2015-2017

Considerando i dati di targa dell'impianto, lo stesso risulta progettato per soddisfare, in termini di portata d'acqua trattata, un numero massimo di progetto di 600.000 abitanti equivalenti al giorno, a fronte di un valore medio di progetto pari a 180.000 A.E./d.

Assumendo una dotazione idrica di 0,2 m³/d di acqua per abitante equivalente (Metcalf), basandosi sul dato di portata media giornaliera del 2017, l'impianto ad oggi tratta un quantitativo di acque reflue pari a 236.000 A.E./d, che risulta in un tasso di sfruttamento della sua potenzialità di trattamento di circa il 39,4%.

Considerando invece una dotazione di COD di 130 mg/l per A.E./d (Metcalf), assumendo come concentrazione di COD un valore di 217 mg/l (Analisi CORDAR 2017), l'impianto risulterebbe capace di soddisfare una utenza massima di 200.463 A.E._{COD}/d, mentre ad oggi, utilizzando il dato di portata di media giornaliera per l'anno 2017, risulta trattare 77.223 A.E._{COD}/d, con un tasso di sfruttamento del 38,5%.

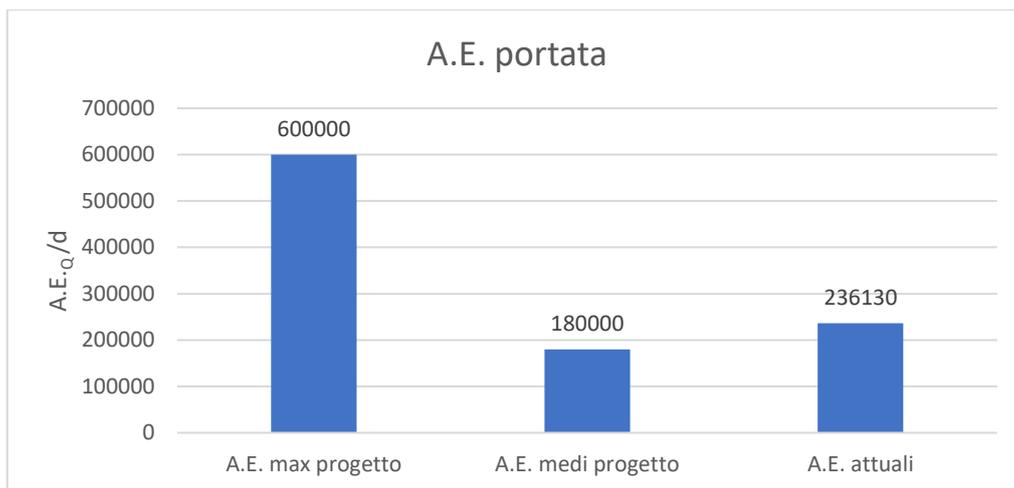


Figura 3: Confronto tra la potenzialità in A.E. trattabili dall'impianto in progetto e nel caso reale.

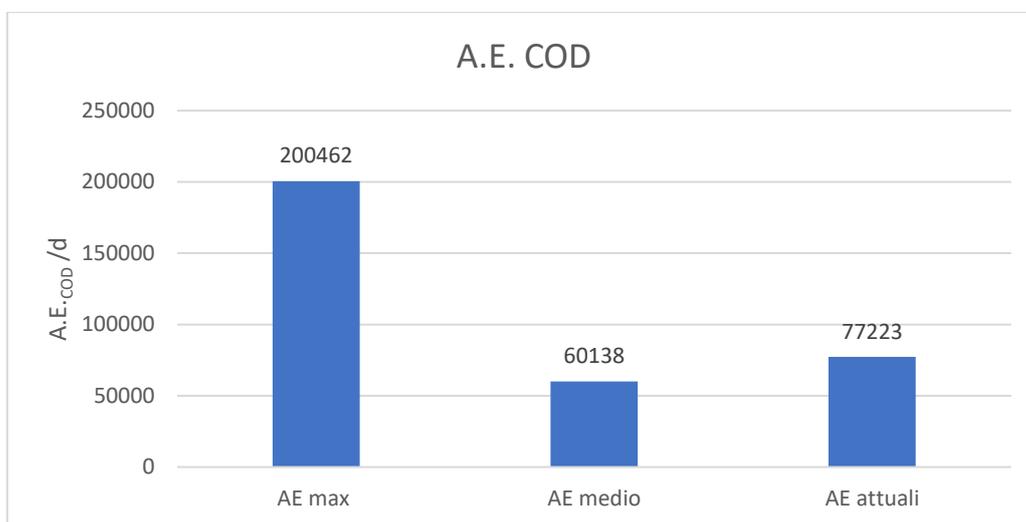


Figura 4: Confronto tra potenzialità di A.E. di COD con situazione attuale

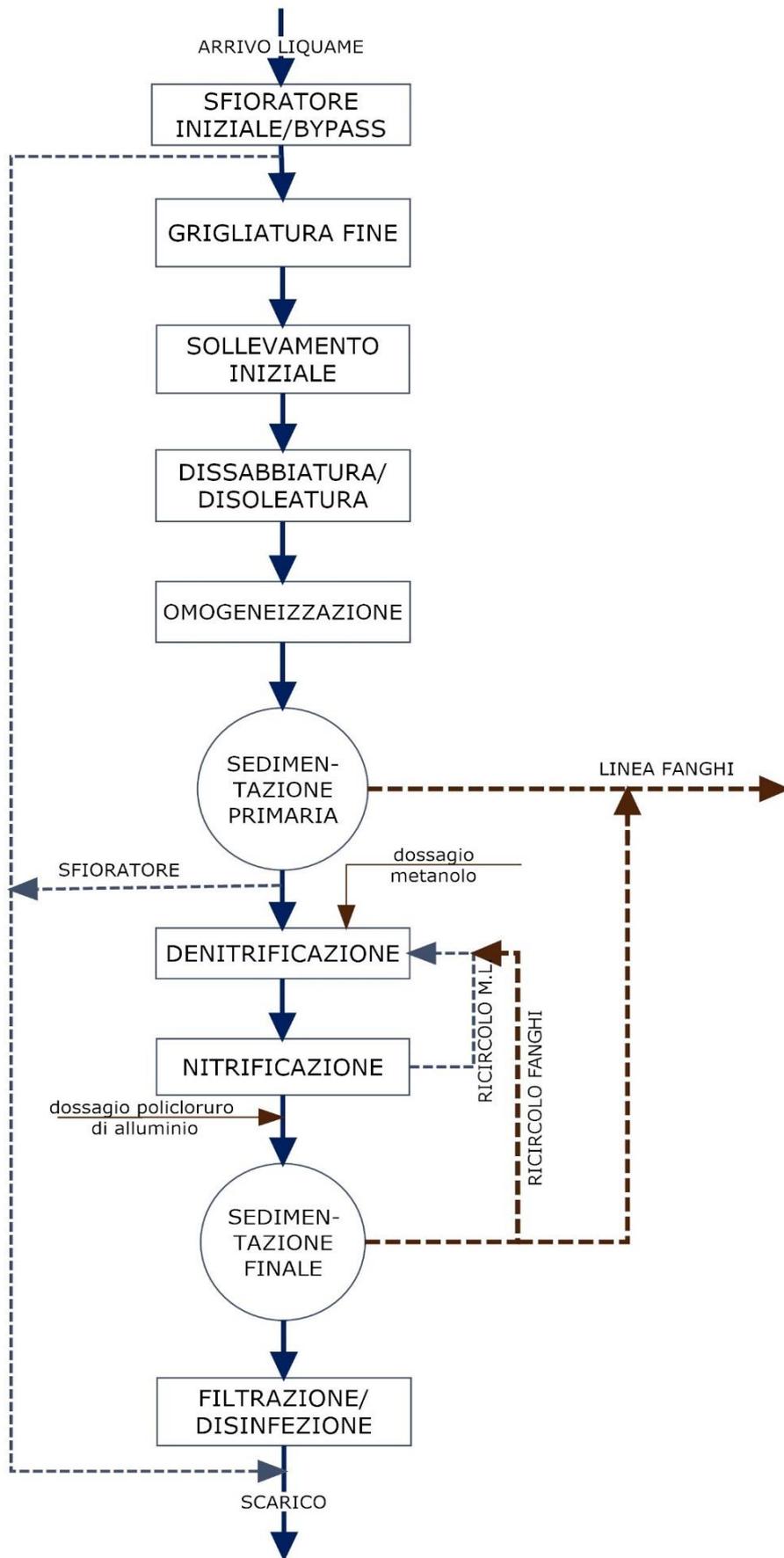


Figura 5: Schema di flusso della linea acque dell'impianto di depurazione CORDAR di Cossato

Si procederà, di seguito, con la descrizione di tutte le sezioni dell'impianto di depurazione oggetto di trattazione (vedere Figura 5):

GRIGLIATURA: La grigliatura serve a separare i solidi grossolani di dimensioni superiori ai 3-6 mm (stracci, plastiche, pietre) dai reflui che confluiscono dai due canali di ingresso, in modo da evitare problemi alle pompe presenti nell'impianto e soprattutto la dispersione di tali materiali nel torrente Cervo. Il materiale separato viene raccolto automaticamente dalle griglie e accumulato in appositi cassonetti, passando per un sistema di insacchettamento atto a contenere eventuali odori molesti, per poi essere smaltiti in discarica controllata come rifiuto non pericoloso (CER 190801) da ditte autorizzate.

DISSABBIATURA-DISOLEATURA: I liquami effluenti dalle due linee di grigliatura vengono sollevati e rilanciati alle sezioni di disoleatura-dissabbiatura. Le sabbie che sedimentano sul fondo vengono periodicamente convogliate in un cassone e poi smaltite in discarica come rifiuto non pericoloso (CER 190802), mentre le particelle di densità inferiore a quella dell'acqua (grassi, oli, schiume) vengono separate dalla superficie di calma dell'acqua ed inviate in un apposito pozzetto periodicamente evacuato mediante auto-spurgo. Gli oli e i grassi vengono poi sottoposti al trattamento di stabilizzazione fanghi.

OMOGENEIZZAZIONE: Il liquame proveniente dalla sezione di dissabbiatura-disoleatura viene inviata nella sezione di omogeneizzazione la cui funzione principale è quella di attutire le punte orarie di carico inquinante e/o idraulica e di ossigenare i reflui mediante tubi diffusori posti sul fondo della vasca.

SEDIMENTAZIONE PRIMARIA: Dopo la sezione di omogeneizzazione, il flusso di liquami da trattare viene ripartito in quattro linee parallele. La prima sezione che i liquami incontrano durante il loro transito è quella della sedimentazione primaria, che serve a separare tutte le particelle solide, prevalentemente inorganiche, non separate nei trattamenti precedenti. Nei sedimentatori il liquame viene immesso dal basso, dalla gonna centrale, in modo tale da permettere alle particelle più pesanti di sedimentare durante la loro risalita. I solidi raccolti sul fondo vengono inviati alla sezione di stabilizzazione fanghi mentre il liquame chiarificato sfiora attraverso gli stramazzi laterali e, per gravità, fluisce verso la sezione di trattamento biologica.

TRATTAMENTO BIOLOGICO A FANGHI ATTIVI (DENITRIFICAZIONE-NITRIFICAZIONE E OSSIDAZIONE): Il comparto biologico dell'impianto di trattamento acque è composto da una vasca di denitrificazione, che trasforma l'azoto nitrico (nitrati) in azoto gassoso ed una vasca di nitrificazione che trasforma l'azoto ammoniacale in azoto in azoto nitrico. Il processo di nitrificazione è operato da microorganismi anaerobi ed ha luogo in una fase priva di areazione (condizioni anossiche).

Poiché i microorganismi denitrificanti sono eterotrofi, cioè necessitano di una fonte di carbonio organico, nella maggior parte dei casi, come in questo, la fase di denitrificazione è posta prima della fase di nitrificazione, allo scopo di utilizzare come fonte di carbonio il BOD presente nel liquame. Il ciclo di trattamento in questione richiede un ricircolo della portata di liquame contenente i nitrati della fase di nitrificazione a quella di denitrificazione, oltre al ricircolo di fango attivo proveniente dalla sezione di sedimentazione secondaria. Le due vasche hanno pianta rettangolare e sono poste in serie. La vasca aerobica viene areata mediante diffusori a bolle fini posti sul fondo della vasca, in modo tale da permettere rifornimento di ossigeno disciolto ai batteri specializzati (biomassa attiva). L'ossigeno disciolto nella vasca aerobica viene misurato attraverso una sonda, che permette la regolazione della portata d'aria necessaria.

La biomassa attiva è dispersa nel cosiddetto "mixed liquor" (miscela di fiocchi fangosi costituita da batteri aerobici/anaerobici facoltativi e materiale organico), che viene mantenuto in sospensione e miscelato con il liquame da trattare grazie all'effetto di mescolamento creato dall'aria insufflata nella vasca aerobica e da mixer meccanici nella vasca anossica.

Per la fase di denitrificazione, il substrato organico (necessario per lo sviluppo della popolazione batterica responsabile dei processi ossidativi di degradazione delle sostanze carboniose, azotate, fosforate, dei solidi degradabili e dello sviluppo dei solidi batterici, cioè il fango biologico), viene integrato dall'esterno mediante l'aggiunta di acido acetico. Nel liquame presente nella vasca aerobica è la sostanza organica stessa che costituisce il substrato consumato dalla popolazione batterica, che in questo modo riduce il carico inquinante organico presente nel liquame.

Tutte le condizioni operative del processo (temperatura del liquame, concentrazione di biomassa attiva, tempo di residenza del liquame nelle vasche, età del fango, rapporto tra nutrimento e numero di microrganismi) vengono monitorate al fine di garantire un'adeguata resa depurativa.

DEFOSFATAZIONE CHIMICA: In seguito al processo di denitrificazione-nitrificazione, il liquame mescolato alla biomassa viene sottoposto a defosfatazione chimica mediante l'aggiunta di policloruro di alluminio (in soluzione al 18%) dosato direttamente sullo stramazzo della vasca di nitrificazione-ossidazione dove, per effetto del gradiente idraulico, si mescola col mixed liquor formando un complesso chimico con il fosforo disciolto nei reflui che precipiterà nella successiva fase di sedimentazione secondaria (finale).

SEDIMENTAZIONE FINALE: il principio di funzionamento è analogo alla sedimentazione primaria. In questa sezione viene inviato il mixed-liquor proveniente dalla sezione fanghi attivi al fine di separare l'effluente depurato dal fango attivo. Una parte del fango attivo viene ricircolata alla sezione di pre-denitrificazione (in aggiunta alla biomassa attiva ricircolata direttamente all'uscita della vasca aerobica) al fine di mantenere una concentrazione di microrganismi sufficiente a sostenere i processi biochimici. La rimanente parte di fanghi attivi viene estratta come fango di supero) ed inviata all'ingresso della sedimentazione primaria dove sedimenta con il fango in arrivo dall'effluente in ingresso, generando un fango misto che viene poi caricato alle sezioni di ispessimento e trattamento.

I sedimentatori sono dotati di pacchi lamellari allo scopo di migliorare la resa di sedimentazione dei solidi, mentre una speciale struttura a corona circolare dotata di passaggi a "nido d'ape" ostacola la risalita di eventuali solidi con l'effluente depurato. Il sistema è dotato di un sistema automatico di pulizia.

FILTRAZIONE: la sezione di filtrazione riceve l'effluente dai sedimentatori secondari; è composta da una batteria di 4 filtri a dischi (di cui 2 con 14 dischi a filtro e 2 con 20 dischi a filtro) al cui superficie è rivestita con una tela particolare per il trattenimento delle particelle solide. Il sistema è attivato in relazione alle caratteristiche dei liquami depurato.

DISINFEZIONE FINALE: il trattamento finale di disinfezione è attuato mediante dosaggio di ipoclorito di sodio (in soluzione al 14-15%) in una apposita sezione. La funzione di ossidante per i microrganismi patogeni è svolta dal cloro libero contenuto nell'additivo chimico, rendendo così l'effluente depurato compatibile con le caratteristiche chimiche del corpo idrico recettore.

Nel canale di scarico a valle della vasca di disinfezione è installata una turbina ad acqua da 15 kW che sfrutta il flusso idraulico permettendone il recupero energetico.

2.2 Trattamento fanghi

I trattamenti di cui si compone la linea fanghi sono ispessimento statico, digestione anaerobica e disidratazione meccanica. La sezione ispessimento statico riceve il fango misto (primario e biologico di supero). Dopo la disidratazione meccanica il fango ottenuto viene attualmente inviato in centri di compostaggio con CER 190805, per ulteriori trattamento che ne consentono il riutilizzo in agricoltura. Segue la descrizione delle componenti della linea fanghi (vedere Figura 6).

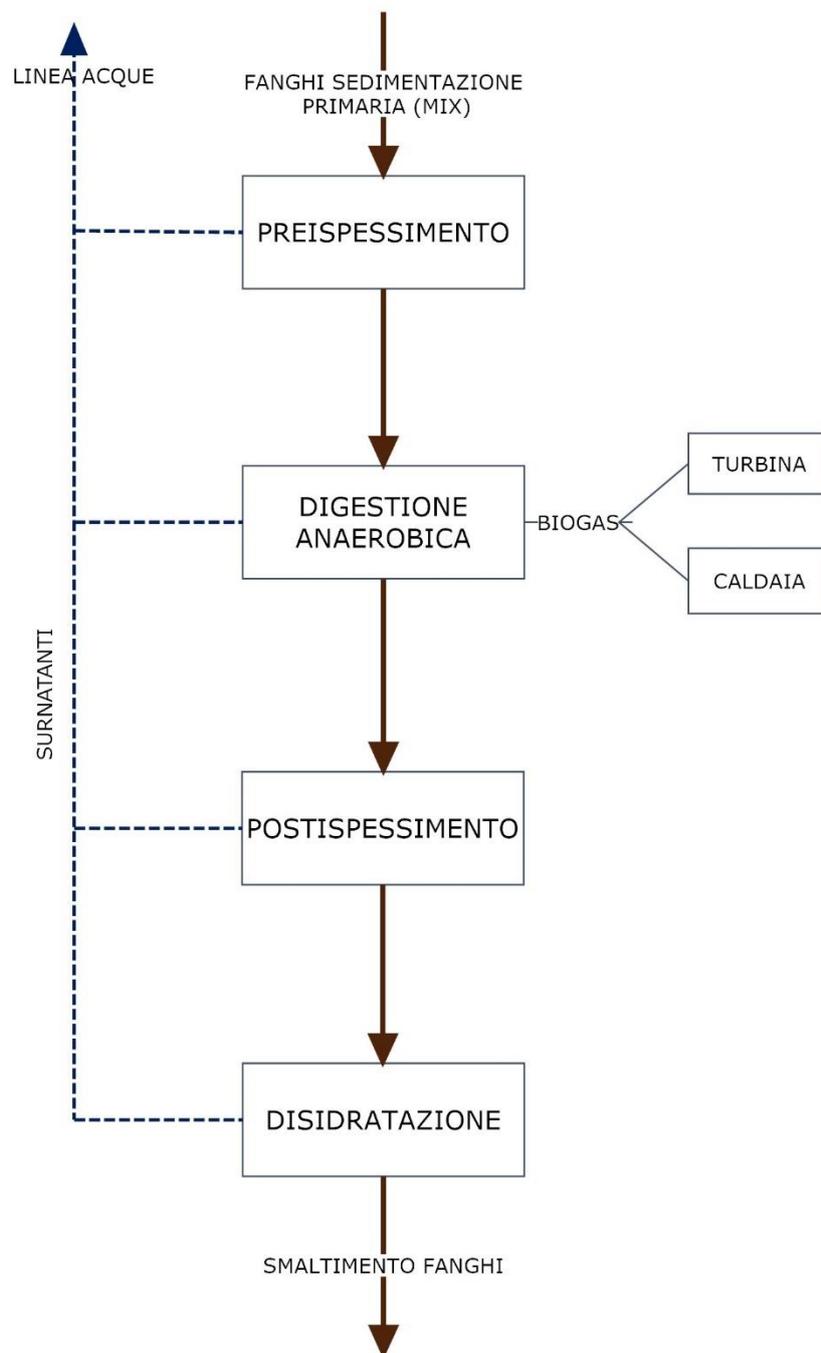


Figura 6: Diagramma di flusso della linea fanghi

ISPESSIMENTO STATICO: la sezione di ispessimento statico riceve i fanghi provenienti dai sedimentatori primari e dalla sezione biologica, ed è costituita da quattro unità circolari dove si ha, per gravità, una ulteriore sedimentazione del fango allo scopo di ridurne il volume allontanando una parte dell'acqua contenuta in esso e quindi aumentare la frazione di sostanza secca. I fanghi ispessiti vengono pompati nella sezione di digestione anaerobica mentre il liquame viene rimandato in testa all'impianto.

La produzione media mensile di fango ispessito per l'anno 2017 si attesta sui 4.472 m³/mese, dato in aumento rispetto il 2015, con 3.373 m³/mese, e il 2016, con 2.993 m³/mese (vedere Figura 7). Dal confronto

tra le figure 2 e 5 si può osservare che ad una maggiore portata di acqua influente nell'impianto di depurazione corrisponde una minore produzione di fango ispessito mentre a minori portate in ingresso nella linea acque corrispondono maggiori quantità di fango, infatti la portata in ingresso ai sedimentatori influisce sul tempo di ritenzione del refluo negli stessi. Maggiore è il tempo, maggiore è l'efficienza di rimozione dei solidi sedimentabili.

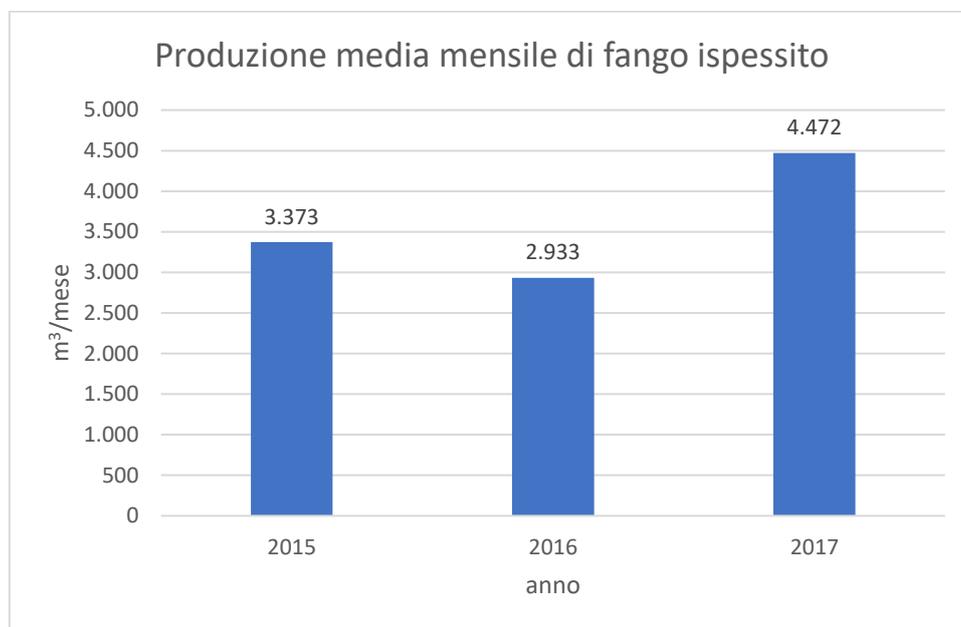


Figura 7: Produzione media mensile di fango ispessito per il triennio 2015-2017

DIGESTIONE ANAEROBICA: il processo di digestione anaerobica permette la degradazione della sostanza organica volatile presente nei fanghi. Questo comporta la formazione del biogas. Per mantenere la temperatura di processo i fanghi vengono scaldati mediante scambio di calore con l'acqua calda proveniente dalla caldaia alimentata a biogas o attraverso l'energia termica proveniente dalla turbina per la produzione di energia elettrica.

La massa all'interno dei due digestori è mantenuta sempre omogenea grazie ad un doppio ricircolo di fango caldo e di biogas, impedendo così il formarsi di stratificazioni con sedimentazione del fango sul fondo. Il biogas formatosi viene poi stoccato in un apposito serbatoio a volume variabile detto gasometro.

DIGESTIONE SECONDARIA O POST ISPESSIMENTO: dopo la digestione anaerobica i fanghi vengono inviati alla sezione di digestione secondaria dove avviene un ulteriore ispessimento. I surnatanti vengono reimmessi in testa all'impianto in modo da essere sottoposti nuovamente a depurazione mentre il fango ulteriormente ispessito viene inviato alla sezione di disidratazione meccanica.

DISIDRATAZIONE MECCANICA: nonostante i fanghi fin qui trattati abbiano subito anche un post-ispessimento, si trovano ancora allo stato pompabile, ragion per cui si rende necessaria una ulteriore disidratazione meccanica in modo da ridurre il volume per il successivo conferimento in discarica. Viene quindi utilizzata una centrifuga insieme all'uso di additivi chimici (polielettrolita). Il polielettrolita favorisce l'aggregazione nonché la separazione tra acqua e fango, diminuendo notevolmente l'umidità residua, ed arrivando ad incrementare la percentuale di sostanza secca di ben dieci volte (a parità di volume). Il processo viene monitorato tramite controllo on-line della concentrazione del fango ispessito.

PRODUZIONE E UTILIZZO DEL BIOGAS: il biogas prodotto dalla digestione anaerobica viene stoccato in un apposito gasometro a campana variabile del volume massimo utile di 2050 m³. Il biogas viene valorizzato attraverso una caldaia (per un massimo di 100 m³/h) che alimenta uno scambiatore di calore ad acqua utilizzato per il riscaldamento dei fanghi in digestione, e in una turbina per la produzione di energia elettrica. La composizione del biogas ha reso necessaria l'installazione di un sistema di pretrattamento dello stesso, prima della valorizzazione, che consente la deumidificazione, compressione ed eliminazione di silossani e composti organici volatili.

La potenza nominale della turbina è di 200 kW, associata ad un quadro elettrico di controllo e gestione dell'impianto ed un modulo di recupero termico associato ad uno scambiatore di calore per sfruttare l'energia termica associata alle acque di raffreddamento. La turbina è in grado di modulare la sua potenza nominale dallo 0 al 100% in modo da massimizzare l'efficienza elettrica di generazione in ogni condizione di carico. Riscaldando i cascami di calore del processo di generazione elettrica si possono ottenere rendimenti superiori all'80% per la produzione di energia termica, utilizzata per il processo di digestione anaerobica e per il riscaldamento dei locali dell'impianto. La turbina è contenuta in un package insonorizzato in modo da minimizzare l'impatto acustico, mentre le emissioni in atmosfera dell'impianto, in termini di NOx e CO, sono trascurabili.

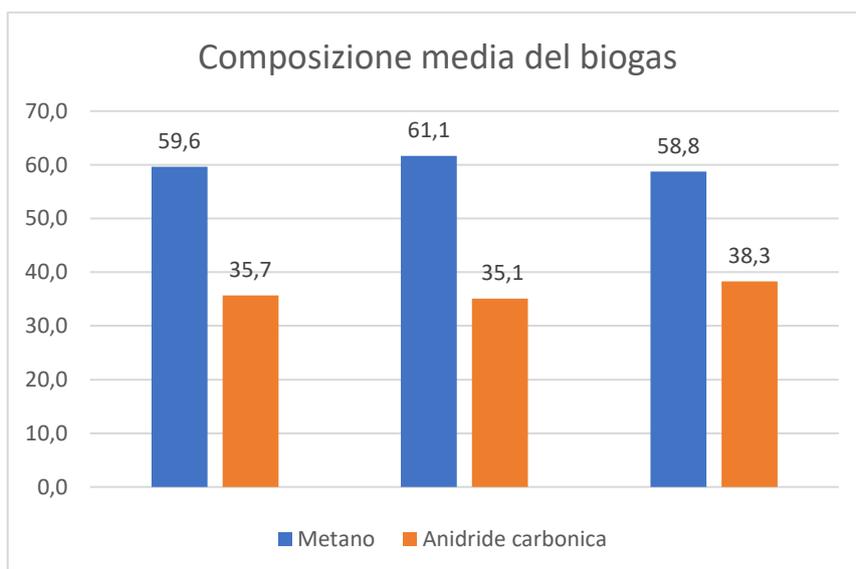


Figura 8: Percentuali di composizione media del biogas per il triennio 2015-2017

2.3 Trattamento dei reflui liquidi

Dal 1996, a causa del sovradimensionamento dell'impianto in termini di carico inquinante, CORDAR è stata autorizzata a trattare reflui extra-fognari conferiti a mezzo autobotte (vedere Tabella 1). A seconda della tipologia di rifiuti liquidi l'impianto è dotato di sezioni di stoccaggio ed immissione nel ciclo depurativo.

REFLUI LIQUIDI TIPO PERCOLATO: il percolato viene stoccato in apposite vasche prima di essere immesso nel ciclo depurativo a valle della dissabbiatura o in testa all'impianto.

REFLUI LIQUIDI INDUSTRIALI: Se i rifiuti hanno alto contenuto di sostanze solide vengono scaricati nel canale d'ingresso per essere sottoposti ai pretrattamenti. Se si presentano sotto forma di fanghi e non necessitano di grigliatura possono essere caricati direttamente in ispessimento statico. Per i rifiuti liquidi più

difficilmente biodegradabili, l'impianto è stato dotato di una vasca interrata di stoccaggio e dosaggio a monte della grigliatura.

REFLUI LIQUIDI DI NATURA BIOLOGICA ED AUTOLAVAGGI: questo tipo di rifiuti viene scaricato direttamente nel canale di arrivo, mescolandosi ai reflui fognari, per essere sottoposto all'intero ciclo depurativo.

REFLUI LIQUIDI AGROALIMENTARI: questo tipo di rifiuti contiene un alto contenuto di materiale biodegradabile e, a seconda delle caratteristiche e delle esigenze di processo, possono essere immessi direttamente nel ciclo depurativo, a monte di tutti i trattamenti, caricati nel pre-ispessimento statico per l'immissione diretta in digestione anaerobica oppure immessi in digestione anaerobica previo passaggio nel tritratore per l'eliminazione dei solidi.

Tabella 1: quantitativi annui di reflui industriali trattati

Refluo (m ³)/anno	2015	2016	2017
Percolato	94.128	90.174	112.332
Biologico	12.685	12.380	12.543
Agroalimentare	9.174	10.466	23.985
Industriale	6.730	8.910	18.733
Pulizie e lavaggi	370	874	1.035

Come può essere osservato dalla tabella 1 e dalla figura 3, che riportano il quantitativo annuale di reflui liquidi conferiti all'impianto, il quantitativo maggiore è costituito da percolato mentre il minore è costituito dai reflui di pulizie e lavaggi. Come è possibile osservare dalla figura 3, nell'anno 2017 tutti i tipi di reflui, tranne il biologico, hanno subito un relativo incremento, in parte dovuto alla maggiore attività industriale nella provincia di Biella (Comunicato stampa 53/2017, 2017)

In particolare, i reflui di tipo agroalimentare, biologico e di alcune attività industriali, insieme ai reflui da lavaggi dei macchinari e attrezzature utilizzati per alcuni processi produttivi, in base alle loro caratteristiche, potrebbero prestarsi alla valorizzazione mediante co-digestione anaerobica con i fanghi di depurazione, ragion per cui sarà approfondita, nei prossimi capitoli, la loro caratterizzazione.

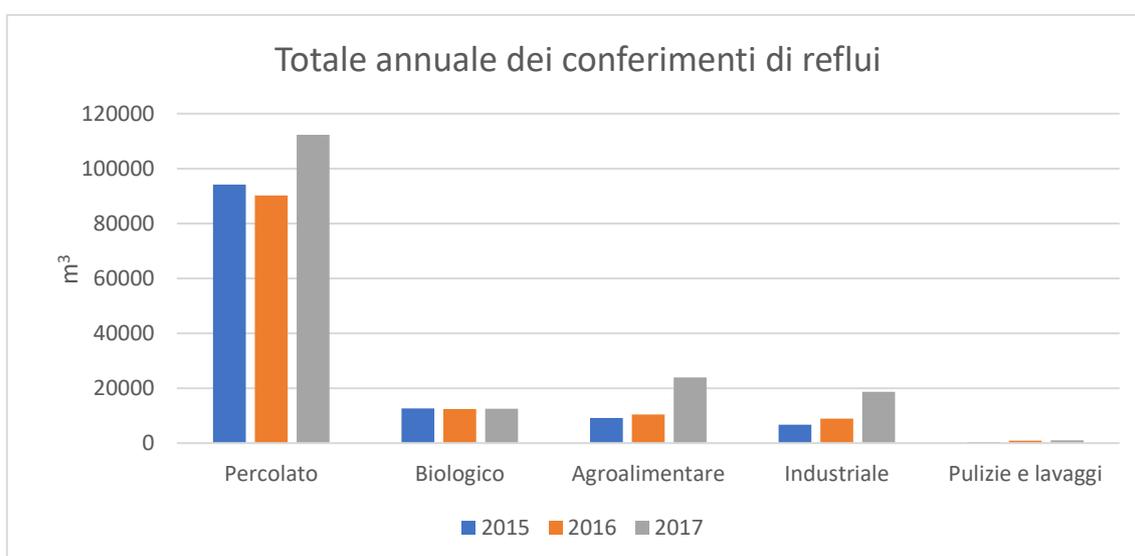


Figura 9: Quantitativi annui di reflui liquidi conferiti all'impianto di trattamento, per tipo di refluo, triennio 2015-2017

3. LA DIGESTIONE ANAEROBICA

Il processo di digestione anaerobica viene utilizzato principalmente per il trattamento di reflui ad alto carico organico, reflui industriali e fanghi di supero.

I principali vantaggi di un processo di questo tipo consistono nel basso rendimento di sintesi batterica e nella possibilità di recuperare energia a partire dal metano contenuto nel biogas risultato dalla conversione biologica del substrato organico, inoltre, costituiscono una valida alternativa ai processi aerobici se applicati ai reflui ad alto carico organico, permettendo una minore dimensione dei reattori, minore uso di nutrienti e comportando la possibilità di recuperare energia dal metano (Metcalf).

D'altro canto, rispetto un trattamento aerobico si ha la necessità di tempi di avvio più lunghi per avere la comparsa della quantità necessaria di biomassa, la possibile richiesta di alcalinità, sensibilità alla presenza di sostanze tossiche e inibenti, potenziale produzione di odori e gas corrosivi (Metcalf).

I processi di digestione anaerobica possono avvenire in differenti condizioni operative:

- Condizioni termiche di reazione:
 - Psicofilia (20 °C);
 - Mesofilia (35-37 °C);
 - Termofilia (>55 °C).
- Contenuto di solidi:
 - processo umido (frazione solida: 5-8 %);
 - semi-secco (8-20%);
 - secco (>20%).
- Fasi biologiche:
 - unica (il processo si svolge in un solo reattore, chiamato mono-stadio);
 - fase idrolitica e fase metanigena fatte avvenire in due reattori separati (digestione a due stadi).

La termofilia è utilizzata soprattutto per assicurare la rimozione dei batteri patogeni che possono trovarsi nei reflui e nei fanghi.

La scelta del regime di temperatura nel quale operare influenza principalmente l'attività metabolica delle diverse popolazioni microbiche, ma ha effetti significativi anche sulla velocità di trasferimento del gas e sulle caratteristiche di sedimentabilità dei fanghi biologici. In particolare, nei processi di digestione anaerobica, la temperatura ricopre un ruolo primario nelle fasi di idrolisi e metanogenesi, poiché il valore di temperatura di progetto influenza il valore minimo del tempo di residenza della biomassa necessario ad ottenere una determinata rimozione dei solidi sospesi volatili (Metcalf).

Oltre al valore prescelto di temperatura, che ricopre grande importanza, è altresì importante garantire la stabilità di quest'ultima durante tutto il processo, poiché la popolazione microbica, in particolare le specie di batteri metanigeni, sono molto sensibili alle variazioni di temperatura. E' consigliabile che non vengano superate variazioni di 0,5 °C/d (WEF, 1998).

3.1 Descrizione del processo

Il processo di ossidazione anaerobica avviene in tre fasi fondamentali che non devono essere intese come distinte o consequenziali ma come fasi che si innescano in maniera complementare (vedere Figura 10).

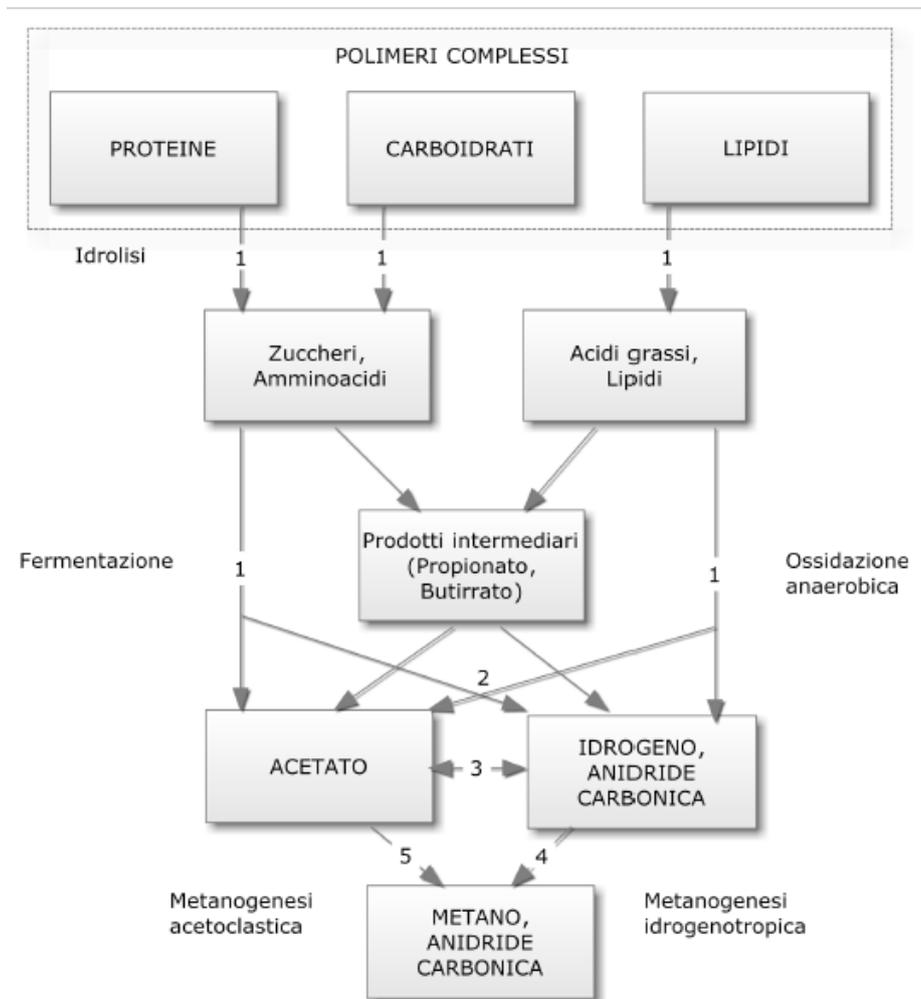


Figura 10: Schema reattivo della digestione anaerobica di materiali polimerici. Il numero indica il gruppo batterico coinvolto: 1. batteri idrolitici e fermentativi, 2. batteri acetogenici, 3. batteri omo-acetogenici, 4. metanogeni idrogenotropici, 5. Metanogeni acetoclastici. Riadattato da (J.B. Van Lier, 2008).

3.1.1 Idrolisi

Costituisce la prima fase dei processi fermentativi, attraverso la quale il materiale particolato viene trasformato in composti solubili che vengono poi idrolizzati in monomeri semplici dai batteri. L'idrolisi può essere definita come un processo in cui i complessi substrati polimerici vengono convertiti in composti monomerici o dimerici di immediato accesso ai batteri acidogenici. I responsabili di questo processo sono particolari eso-enzimi prodotti da batteri acidogenici mentre i prodotti dell'idrolisi costituiscono il substrato per i batteri acidogenici.

Dal momento che i batteri non riescono a degradare la sostanza organica in forma di particolato, il primo passo della degradazione consiste nell'idrolisi dei polimeri. Il processo coinvolge le superfici delle particelle, dove l'azione di eso-enzimi produce molecole di dimensioni minori di quelle dei polimeri, in grado di attraversare le membrane cellulari.

Le proteine sono idrolizzate in amminoacidi, i polisaccaridi in zuccheri semplici e i lipidi in acidi grassi a catena lunga (LCFA, Long Chain Fatty Acids).

Spesso l'idrolisi risulta essere la fase limitante del processo di ossidazione anaerobica, specialmente per substrati semi-solidi con un alto rapporto SS/COD, ma spesso questo avviene non per scarsità di attività enzimatica ma a causa della mancanza di superficie libera sulla struttura complessiva del substrato solido (Zeeman, 1996) (J.A. Chandler, 1980).

3.1.2 Fermentazione o acidogenesi

E' la fase in cui si ha la degradazione di amminoacidi, zuccheri e alcuni acidi grassi con produzione di acetato, idrogeno, biossido di carbonio, acido propionico e acido butirrico. Propionato e butirrato subiscono un'ulteriore fermentazione che li porterà a dar vita ad acetato, idrogeno e biossido di carbonio, che rappresentano a tutti gli effetti i prodotti finali della fermentazione nonché precursori del metano. Per far sì che la reazione di conversione del propionato e del butirrato avvenga, bisogna che la concentrazione degli ioni idrogeno nel sistema si mantenga su valori abbastanza bassi ($H_2 < 10^{-4}$ atm) (McCarthy e Smith, 1986).

La conversione dei prodotti di idrolisi (amino acidi, zuccheri semplici, LCFAs) è resa possibile dal fatto che essi sono composti generalmente solubili e di piccole dimensioni, in grado di attraversare le membrane cellulari dei batteri per essere poi fermentati o ossidati anaerobicamente.

I composti caratteristicamente neutri come gli zuccheri e le proteine vengono convertiti in acidi grassi volatili (VFAs) e acido carbonico, i quali rappresentano i principali prodotti finali, di conseguenza, poiché i microorganismi fermentativi vengono spesso identificati come microorganismi acidificanti o acidogenici, questa fase del processo può essere anche chiamata acidogenesi.

La fase di fermentazione è la più rapida dell'intero processo di digestione anaerobica, risultando in una crescita batterica venti volte più alta ed in un rendimento batterico e di conversione cinque volte più alto rispetto alla metanogenesi (J.B. Van Lier, 2008). Proprio per questa ragione, i reattori anaerobici possono essere soggetti, in questa fase, ad una rapida diminuzione del pH, che porta ad un aumento di concentrazione di VFAs non dissociati e quindi all'inibizione della successiva fase metanigena.

Gli acidi grassi a catena corta (SCFAs) prodotti nell'acidogenesi vengono poi convertiti in acetato, idrogeno gassoso e anidride carbonica dai batteri acetogenici, i cui substrati utilizzati sono il propionato e il butirrato. Anche lattato, metanolo, etanolo, idrogeno gassoso e anidride carbonica vengono convertiti in acetato.

I batteri acetogenici sono produttori di idrogeno, così alcuni studi sulla conversione acetogenica hanno mostrato come l'interazione tra i batteri acetogenici produttori di idrogeno e i batteri metanogeni consumatori di idrogeno regola il livello di idrogeno gassoso nel reattore anaerobico. Infatti, in condizioni di digestione stabili, la pressione parziale dell'idrogeno è mantenuta a livelli estremamente bassi grazie al consumo dell'idrogeno da parte dei batteri metanogeni o dei batteri solfato riduttori. I batteri metanogeni, inoltre, utilizzano l'idrogeno molecolare nei digestori anaerobici così velocemente da far cadere la pressione parziale dell'idrogeno sotto le 10^{-4} atm, che è la pressione giusta per far avvenire la produzione di idrogeno dai batteri acetogenici.

3.1.3 Metanogenesi

E' la fase finale del processo di ossidazione anaerobica, nella quale avviene, per l'appunto, la produzione di metano per opera di batteri chiamati metanogeni. Questi sono principalmente di due tipi.

- Metanogeni acetoclastici: trasformano l'acetato in metano e anidride carbonica.
- Metanogeni idrogenotrofici: utilizzano l'idrogeno come donatore di elettroni e l'anidride carbonica come accettore di elettroni per la produzione del metano.

Insieme ai batteri metanogeni opera il gruppo dei batteri acetogeni che utilizzano l'anidride carbonica per ossidare l'idrogeno con l'acido acetico come prodotto finale. Quest'ultimo viene subito convertito in metano quindi l'impatto di questa reazione risulta di minore importanza sul bilancio complessivo del processo. Generalmente il 70% del metano si origina dall'acetato, il resto si origina da idrogeno e anidride carbonica (J.B. Van Lier, 2008).

I batteri metanogeni acetoclastici hanno un tasso di crescita molto lento (con tempi di raddoppiamento di alcuni giorni), questo spiega perché i reattori anaerobici hanno bisogno di tempi di avviamento molto lunghi ed hanno anche volumi importanti, mentre in batteri idrogenotrofici hanno tempi di raddoppiamento dalle 4 alle 12 ore.

3.2 Tipo di reattori

Sulla base del modo in cui si fanno avvenire le reazioni, il processo di digestione anaerobica può essere classificato in a digestione mono-stadio, dove le fasi di idrolisi, acidogenesi e metanogenesi avvengono tutte nello stesso reattore, e a doppio stadio, dove la fase di idrolisi e di metanogenesi vengono fatte avvenire in due reattori separati. Segue una breve descrizione dei due tipi di digestione.

3.2.1 Digestione mono-stadio

Il digestore a singolo stadio è generalmente dotato di un impianto di miscelazione, di un impianto per l'omogeneizzazione del flusso in ingresso, di una sezione di ispessimento del fango in alimentazione e di un sistema di riscaldamento del fango per garantire cinetiche sufficientemente rapide (Metcalf). Il fango viene in genere miscelato utilizzando il ricircolo del biogas prodotto all'interno del reattore, per pompaggio del fango o per mezzo di tubazioni aspiranti.

All'interno dei digestori mono-stadio non vi è la presenza di sistemi di separazione del surnatante, i solidi totali vengono rimossi con percentuali del 45-50 % (Metcalf) e trasformati in biogas, per cui il fango digerito è caratterizzato da una concentrazione di solidi pari a circa la metà di quella in ingresso.

I digestori possono essere dotati di una copertura fissa o flottante, in maniera tale da consentire l'accumulo di biogas formatosi durante il processo in sicurezza. In alternativa il biogas può essere stoccato all'interno di appositi serbatoi (gasometri) a bassa pressione o all'interno di sistemi in pressione.

3.2.2 Digestione a doppio stadio

La digestione a due stadi prevede la presenza di un digestore ad alto carico seguito da un secondo digestore in serie. La prima vasca viene impiegata per il processo di digestione vero e proprio, il secondo reattore, invece, è utilizzato per l'ispessimento e l'accumulo di fango. In genere il primo digestore è dotato di un sistema di riscaldamento dei fanghi e di un sistema di agitazione del fango al suo interno, mentre il secondo non è dotato di sistema di riscaldamento. Entrambe le vasche possono essere dotate di coperture fisse o flottanti per permettere l'accumulo del biogas.

3.3 Microbiologia

I batteri ricoprono un ruolo fondamentale per il processo di ossidazione anaerobica e ogni fase del processo è portata avanti da specifici gruppi di batteri responsabili delle conversioni di talune sostanze in altre, fino ad arrivare al prodotto finale più importante, soprattutto ai fini del recupero energetico, qual è il metano.

Le condizioni ambientali in termini di temperatura e pH influenzano notevolmente la crescita l'evoluzione delle popolazioni batteriche all'interno dei reattori poiché, in generale, la crescita batterica avviene all'interno di range di temperatura e pH ben precisi e limitati. Generalmente la crescita batterica è influenzata dallo scostamento della temperatura dai valori ottimali, soprattutto quando l'ambiente è soggetto a diminuzione di temperatura piuttosto che ad aumento (Metcalf).

I batteri vengono classificati psicrofili, mesofili e termofili, in funzione all'intervallo di temperatura entro il quale operano meglio (vedere Tabella 2).

Tabella 2: Classificazione dei batteri in funzione dell'intervallo di temperatura ottimale

Tipo	Intervallo di temperatura, °C	Intervallo ottimale, °C
Psicrofili	10-30	12-18
Mesofili	20-50	25-40
Termofili	35-75	55-65

Nella fase di idrolisi e acidogenesi si hanno batteri di tipo anaerobico facoltativo ed obbligato, quali Clostridium, Peptococcus anaerobus, Bifidobacterium, Desulphocoli, Corynebacterium, Lactobacillus, Actinomyces, Staphylococcus e Escherichia coli, oltre ad altro gruppi responsabili della produzione dei vari enzimi che prendono parte alle diverse reazioni, come gli enzimi proteolici, lipolitici, ureolitici o cellulitici.

I batteri che prendono parte alla fase metanogenica sono classificati archea e sono di tipo anaerobico strettamente obbligato. In condizioni mesofile si ritrovano principalmente i bastoncelli (Methanobacterium, Methanobacillus) e le sfere (Methanococcus, Methanothrix, Methanosarcina) (vedere Figura 11). I Methanothrix e i Methanosarcina (noti anche come Methanosaeta) hanno la particolarità di essere gli unici batteri in grado di convertire l'acetato in metano e CO₂, ricoprendo quindi un ruolo fondamentale per l'andamento dell'intera ossidazione anaerobica, dal momento che circa il 72% di metano presente nel biogas ha origine da questa reazione di conversione (McCarty P.L., 1981).

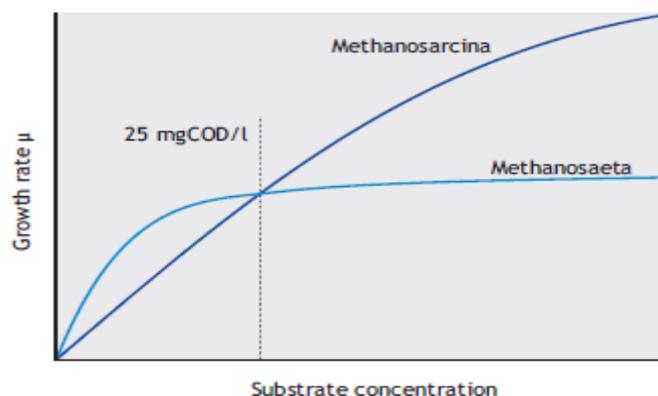


Figura 11: Curve di crescita di Monod dei batteri Methanosarcina e Methanosaeta (J.B. Van Lier, 2008)

I batteri metanogeni ed i batteri acidogeni sono legati tra di loro da una relazione di simbiosi, ovvero di reciproco beneficio, poiché i prodotti finali dei batteri acidogeni che operano nella fase di fermentazione, quali idrogeno, acido formico e acido acetico vengono trasformati dai batteri metanigeni in anidride carbonica e metano. Gli organismi metanigeni svolgono l'importante funzione di serbatoio per l'idrogeno, consentendo alla fermentazione di avanzare ulteriormente, poiché se il processo viene alterato i batteri metanigeni consumano meno idrogeno o ne cessano l'utilizzo, rallentando la reazione di conversione del propionato e del butirato. Se quest'ultima reazione di fermentazione subisce un rallentamento, si ha l'accumulo di questi due acidi volatili nel reattore anaerobico, con conseguente diminuzione del valore di pH.

Si può osservare anche che la resistenza dei metanogeni idrogenotropici all'azione inibitoria dell'ammoniaca è migliore dei metanogeni acetoclastici, infatti la bassa resa di metano di alcuni digestori è causata dalla bassa velocità di crescita dei metanigeni acetoclastici, a cui è dovuta la formazione della maggiore percentuale di metano (R. Xu, 2017)

3.4 Produzione di metano e COD

L'inquinamento da sostanza organica può essere classificato secondo due parametri di fondamentale importanza: la solubilità e la biodegradabilità. A causa della enorme quantità di sostanze e composti presenti nelle acque reflue, è praticamente impossibile determinare questi composti separatamente, per cui, al fine di avere una grandezza in grado di quantificare l'inquinamento da sostanza organica nelle acque, si usano due tipi di test standardizzati, entrambi basati sul fatto che questo tipo di contaminanti può essere ossidato da forti agenti ossidanti.

Vi sono due tipi di test, il biochemical oxygen demand (BOD, domanda biochimica di ossigeno) e il chemical oxygen demand (COD, domanda chimica di ossigeno).

Il principio che sta alla base di questi test è che per ossidare la sostanza organica viene consumata una certa quantità di ossigeno che restituisce, quindi, indirettamente il valore di sostanza organica inquinante.

Il test BOD fa riferimento alla quantità di ossigeno necessaria ad ossidare la sostanza organica biodegradabile. Nelle applicazioni pratica si usa il BOD₅, cioè la domanda biochimica di ossigeno dopo 5 giorni, poiché dai risultati sperimentali emerge che la maggior parte della sostanza organica viene ossidata nei primi 5 giorni del test.

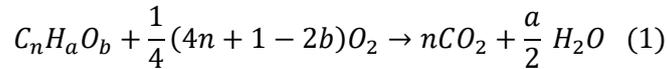
Il test COD standardizzato viene condotto ad elevate temperature (generalmente 150 °C) utilizzando il bicromato come agente ossidante, in questo modo la quasi totalità degli inquinanti organici viene convertita in anidride carbonica e acqua. Un side-effect è la conversione dell'azoto organico presente nei contaminanti in ammoniaca. (J.B. Van Lier, 2008)

Poiché non tutta la sostanza organica è biodegradabile, e parte della sostanza organica è utilizzata per la sintesi cellulare, il valore del BOD è generalmente minore del COD. Inoltre, il rapporto delle due grandezze, BOD/COD, ci fornisce una valutazione immediata della biodegradabilità degli inquinanti organici. Rapporti maggiori di 0,5 indicano una buona biodegradabilità, condizione ottimale per il processo di digestione anaerobica, dove è fondamentale che ci sia materiale organico pronto a subire le reazioni di conversione (J.B. Van Lier, 2008).

Il COD è senz'altro uno dei parametri più importanti per definire il livello di inquinamento da sostanza organica nelle acque reflue, inoltre, poiché il test standardizzato del COD implica che tutta la sostanza

organica sia ossidata, esso rende possibili valutazioni sul bilancio di massa del COD e sulla quantità teorica di metano prodotta.

Il COD di un composto organico $C_nH_aO_b$ può essere facilmente calcolato sulla base della sua reazione di ossidazione assumendo che avvenga la completa ossidazione della sostanza:



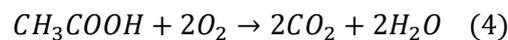
L'equazione (1) mostra che per ossidare una mole di sostanza organica $C_nH_aO_b$ si ha bisogno di $\frac{1}{4}(4n + 1 - 2b)$ moli di O_2 ovvero $8(4n + 1 - 2b)$ grammi di O_2 . Allora la richiesta chimica di ossigeno teorica della sostanza può essere calcolata come:

$$COD_t = \frac{8(4n + 1 - 2b)}{(12n + a + 16b)} gCOD/g(C_nH_aO_b) \quad (2)$$

Se il composto, invece, contiene azoto (proteine e amminoacidi), l'equazione (2) deve essere corretta con il numero di elettroni che stanno con l'azoto e con il peso totale dell'azoto nel composto.

$$COD_t = \frac{8(4n + 1 - 2b - 3d)}{(12n + a + 16b + 14d)} gCOD/g(C_nH_aO_bN_d) \quad (3)$$

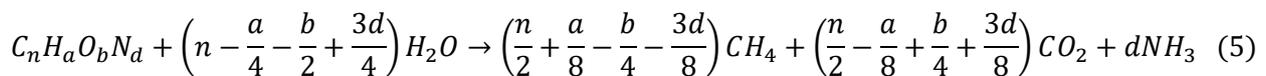
Dall'equazione di ossidazione chimica dell'acido acetico segue:



Da cui si evince che 1 mole (60 g) di acido acetico richiede 2 moli (64 g) di ossigeno per l'ossidazione chimica. Questo significa che 1 grammo di acido acetico richiede $64/60 = 1,067$ grammi di ossigeno, per cui 1 grammo di acido acetico corrisponde a 1,067 grammi di COD.

Un parametro molto importante ai fini della valutazione del COD è lo stato di ossidazione del carbonio, poiché più lo stato di ossidazione è negativo, più ossigeno si può trovare legato al composto di conseguenza il valore del COD è maggiore (J.B. Van Lier, 2008).

Nel caso in cui un composto ($C_nH_aO_bN_d$) sia completamente biodegradabile, esso verrà convertito da organismi anaerobici in CH_4 , CO_2 ed NH_3 ; la quantità di gas metano (e anidride carbonica) prodotta può essere calcolata utilizzando l'equazione di Buswell:



Il COD consente di avere le informazioni riguardo lo stato di ossidazione del composto e quindi la quantità di metano che esso può produrre se soggetto a digestione anaerobica, quindi il COD è generalmente accettato come parametro adeguato a quantificare la concentrazione di materiale organico.

3.5 Il bilancio del COD

Poiché, a differenza dei processi aerobici, nei processi anaerobici non avviene distruzione di COD ma solo una sua trasformazione da composti organici fino a gas metano e anidride carbonica, passando per vari composti intermedi, considerando inoltre che tutto il COD in ingresso al sistema vada a far parte dei prodotti finali tranne la parte incorporata nella nuova massa batterica, il COD è considerato come importante parametro di controllo per i sistemi anaerobici poiché è l'unico parametro con cui si è in grado di effettuare un bilancio di massa completo (J.B. Van Lier, 2008):

$$COD_{in} = COD_{out} \quad (6)$$

Ma per effettuare una analisi completa del COD in transito in un reattore anaerobico bisogna tener conto, oltre che del flusso di COD in ingresso, anche di tutti i flussi in uscita, cioè nell'effluente del reattore, nel biogas formatosi a seguito delle varie reazioni ed infine nel fango digerito (vedere Figura 12).

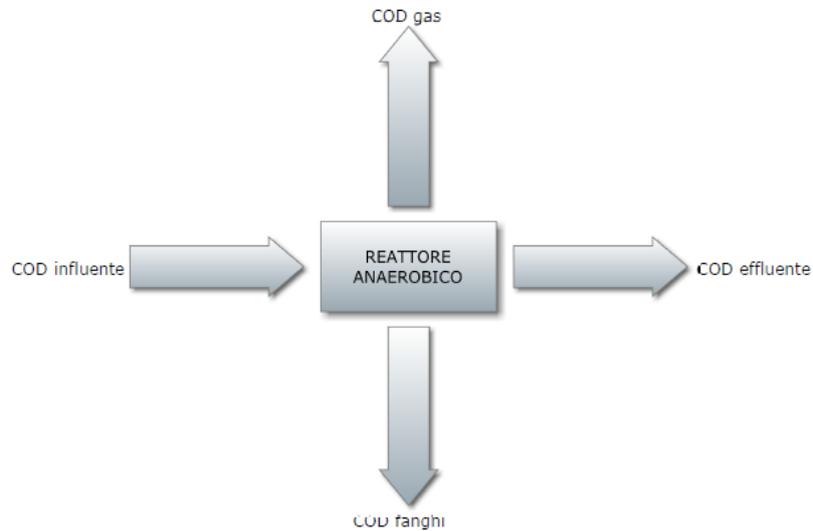


Figura 12: Bilancio del COD in un reattore anaerobico (J.B. Van Lier, 2008)

$$COD_{influyente} = COD_{effluente} + COD_{gas} + COD_{fanghi} \quad (7)$$

Basandosi solo sulle caratteristiche dell'influente, la produzione attesa teorica di gas metano può essere predetta considerando la seguente reazione, come fatto per l'equazione (1):



Dall'equazione (8) si può notare che 22,4 m³ di CH₄ richiedono 2 moli di O₂ per essere ossidati, il che equivale a 64 kg di COD. Quindi, teoricamente, da 1 kg di COD si possono ottenere 0,35 m³ di gas metano (in condizioni normali).

Similarmente il COD teorico equivalente per 1 kg di SSV (Solidi Sospesi Volatili) per una sostanza con una composizione stimata in C₅H₇O₂N può essere calcolata come 1,42 kgCOD/kgVSS. Avendo a disposizione sia il metano, sia la nuova biomassa espressa in SSV, costituendo essi entrambi i prodotti finali del processo anaerobico, si è in grado di calcolare il bilancio del COD avendo a disposizione le misure del COD nell'influente e nell'effluente.

Se vi sono perdite nel bilancio, spesso queste possono essere attribuite alla perdita di elettroni causati dalla presenza di altri accettori di elettroni, come SO₄⁻² e NO₃⁻. In questo caso per chiudere il bilancio bisognerebbe avere a disposizione le quantità misurate di questi composti. Un'altra ragione alla base della perdita di COD nel bilancio può essere imputata all'intrappolamento e accumulo di COD nel letto di fango, che a volte può alterare fortemente il valore stechiometrico di 1,42 kgCOD/kgSSV (J.B. Van Lier, 2008).

3.6 Cinetiche di crescita

La variazione di energia libera relativa alle reazioni anaerobiche assume valori minori rispetto quelli relativi alle reazioni aerobiche, insieme ad un minore rendimento di crescita della biomassa. I valori tipici del rendimento di sintesi batterica sono (Metcalf):

- $Y = 0,1 \text{ gSSV/gCOD}$, per le reazioni di fermentazione;
- $Y = 0,4 \text{ gSSV/gCOD}$, per le reazioni di metanogenesi;

mentre i valori della costante di decadimento endogeno sono rispettivamente pari a

- $k_d = 0,04 \text{ gSSV/gCOD}$;
- $K_d = 0,02 \text{ gSSV/gCOD}$.

Le fasi limitanti del processo di ossidazione anaerobica possono essere l'idrolisi, unitamente all'utilizzazione del substrato solubile nelle fasi di fermentazione e metanogenesi. Inoltre, un altro fattore importante di cui tener conto è la concentrazione di acidi grassi volatili (VFA) che deve mantenersi intorno ad un livello minimo: questo sta a significare che i batteri metanigeni stanno rimuovendo tale composto insieme all'idrogeno, indicando quindi che all'interno del reattore è presente una popolazione di batteri in quantità sufficiente ed in buone condizioni. Dal punto di vista cinetico la reazione limitante è la conversione dei VFA operata dai batteri metanigeni piuttosto che la fermentazione del substrato solubile da parte dei batteri acidogenici. Le cinetiche di crescita dei batteri metanigeni devono quindi essere prese in considerazione al fine di un corretto dimensionamento del reattore anaerobico.

3.7 Influenza dei fattori ambientali

Il processo di digestione anaerobica è composto da un insieme di reazioni di sintesi e trasformazione di materia ad opera di diverse specie batteriche ed enzimatiche; queste forme di vita sono molto sensibili alle condizioni circostanti in termini di pH, alcalinità, temperatura, umidità, disponibilità di superficie libera nel substrato (siti attivi) ma, soprattutto, sono molto sensibili alle variazioni che questi parametri ambientali possono subire. Il monitoraggio di tali parametri ed eventualmente la messa in atto di interventi, allo scopo di mantenere tali parametri nei range ottimali, è di fondamentale importanza per la riuscita del processo digestivo.

3.7.1 pH e alcalinità

I processi anaerobici mostrano sensibilità al pH e ad un certo numero di sostanze inibenti. Sono preferibili valori di pH prossimi alla neutralità, poiché sotto il valore di $\text{pH} = 6,8$ la metanogenesi comincia ad essere inibita (Metcalf). A causa, quindi, della CO_2 che si sviluppa nella metanogenesi, che in genere costituisce dal 30 % al 40 % del biogas, per mantenere il pH intorno al valore di neutralità è necessario fornire una fonte di alcalinità. Valori ottimali di alcalinità si attestano intorno ai 3000-5000 mg/l di CaCO_3 (Metcalf).

Nel caso del trattamento di reflui industriali con alto contenuto di carboidrati, si rende spesso necessaria l'aggiunta di alcalinità al fine di regolare il valore di pH, mentre per la digestione di fanghi l'alcalinità è fornita soprattutto dall' $\text{NH}_4(\text{HCO}_3)$, risultante dalla reazione tra NH_3 derivante dalla rottura di proteine e amminoacidi con anidride carbonica e acqua.

3.7.2 Nutrienti

L'azoto e il fosforo sono necessari per la crescita della biomassa, per cui l'abbondanza di essi ed il rapporto in cui questi si trovano devono essere tenuti in conto al fine della riuscita del processo di ossidazione anaerobica. Nei reflui industriali non sempre si trovano le quantità sufficienti di nutrienti, per tale motivo può essere necessario ricorrere all'aggiunta da fonti esterne. In funzione del tempo di residenza cellulare e delle caratteristiche proprie del substrato, le richieste tipiche di nutrienti si attestano sulle seguenti cifre (Metcalf):

- Azoto: 10 – 13 mg per 100 mg di biomassa;
- Fosforo: 2 – 2,6 mg per 100 mg di biomassa;
- Zolfo: 1 – 2 mg per 100 mg di biomassa.

Al fine di garantire, invece, che l'attività metanigena si svolga al massimo della sua potenzialità, le concentrazioni in fase liquida di azoto, fosforo e zolfo richieste sono rispettivamente 50, 10 e 5 mg/l (Metcalf).

3.8 Sostanze inibitorie

3.8.1 Produzione di acido solfidrico

Nei reflui di origine civile o industriale può verificarsi la presenza di composti dello zolfo nella sua forma ossidata, come solfiti, solfati e tiosolfati, i quali possono fungere da accettori di elettroni per i batteri solforiduttori, provocando il consumo della sostanza organica all'interno del reattore anaerobico portando alla formazione di acido solfidrico (H_2S).

L'acido solforico è un composto indesiderabile in quanto altamente corrosivo nei confronti dei metalli, di odore molesto e, al contrario del metano, molto solubile in acqua (2650 mg/l a 35 °C) (Metcalf). Inoltre, i prodotti di combustione derivanti dall'ossidazione dello zolfo sono considerati inquinanti atmosferici. Il grado di tossicità dell'acido solfidrico è determinato soprattutto dal pH, tipologia di biomassa anaerobica dispersa (granulare o dispersa), popolazione metanigena e rapporto COD/SO₄.

L'aspetto di maggiore interesse per quanto riguarda la presenza dei composti dello zolfo nella sua forma ossidata all'interno di un reattore anaerobico è quello riguardante il fatto che i batteri solforiduttori competono coi batteri metanigeni per il COD, dando luogo così ad una possibile riduzione della quantità di metano prodotta. È sicuramente preferibile, ai fini della riuscita del processo di digestione anaerobica, avere un valore di concentrazione di H_2S minore inferiore ai 50 mg/l o comunque non superiore ai 250 mg/l poiché una tale concentrazione può portare alla diminuzione dell'attività metanigena di percentuali fino al 50 % (Arceivala, 1998). È stato dimostrato (Speece, 1996) che piccole concentrazioni di solfuri (inferiori ai 20 mg/l) possano aiutare l'attività metanigena, concentrazioni superiori risultano nell'inibizione della stessa.

3.8.2 Tossicità dell'Ammoniaca

L'ammoniaca libera (NH_3) a concentrazioni elevate può essere tossica per i batteri metanigeni, risultando quindi parametro di primaria importanza per la riuscita del processo di digestione anaerobica. L'ammoniaca è

un acido debole e in acqua si dissocia in ione ammonio (NH_4) e ione ossidrile (OH^-). La quantità di ammoniaca libera è funzione del pH e della temperatura. A titolo di esempio, rispecchiando le condizioni mesofile ottimali, ad un pH di 7,5 e ad una temperatura variabile dai 30 ai 35 °C, l'ammonio sarà presente come ammoniaca libera con percentuali tra il 2 % e il 4 % (Speece, 1996).

Il limite di tossicità dell'ammoniaca riportato in letteratura (McCarty P. M., 1961) è pari a 100 mg/l come $\text{NH}_3\text{-N}$, anche se a seguito di un periodo di acclimatazione possono essere tollerate concentrazioni maggiori. (McCarty, 1964) ha osservato come concentrazioni di ammonio totale tra i 1500 e i 3000 mg/l di N-NH_4 risultassero tossiche per pH superiori a 7,4, mentre una concentrazione di 3000 mg/l risulta tossica a qualunque pH. E' stato osservato anche come sia in condizioni mesofile che termofile per la digestione anaerobica di fanghi di origine civili non ci siano effetti inibitori per concentrazioni N-NH_4 variabili tra i 1900 e 2400 mg/l.

3.8.3 Gli acidi grassi a catena lunga (LCFAs)

I LCFAs sono i principali componenti di grassi, oli e schiume (FOG, Fat, Oil, Grease). Essi vengono degradati in acetato e idrogeno per mezzo di reazioni di beta-ossidazione e, successivamente, convertiti in metano. La fase metanigena può subire una inibizione a causa della soppressione dei batteri metanigeni causata dai LCFAs, i cui effetti sono da attribuire all'inibizione dell'attività enzimatica, alla distruzione delle catene di trasporto degli elettroni e alla lisi cellulare. Un ulteriore meccanismo di inibizione è causato dall'adsorbimento dei LCFAs sulla superficie delle membrane cellulari dei batteri che, andando a ridurre la disponibilità di siti attivi sulle stesse, diminuisce il trasferimento di massa potenziale.

Da recenti studi è stato appurato che la popolazione acetoclastica è più sensibile all'azione di inibizione dei LCFAs rispetto la popolazione acidogenica (Park, 2012). In definitiva, gli effetti negativi dei LCFAs sui batteri metanogeni possono essere dovuti a quattro ragioni: flottazione del fango e dilavamento, limitazioni al trasporto a causa del formarsi di uno strato di LCFAs sulle superfici batteriche, rilascio del biogas da parte dei LCFAs o tossicità degli stessi sui metanigeni.

3.8.4 Fenoli e metalli pesanti

I fenoli sono composti derivati dagli idrocarburi aromatici, costituiti da un anello benzenico con sostituzione di uno o più atomi di idrogeno con un gruppo ossidrile OH, generalmente presenti nei reflui industriali e nelle discariche. A basse concentrazioni possono conferire sapore alle acque mentre, ad alte concentrazioni, possono risultare dannosi per la salute umana. Nei processi di digestione anaerobica, l'accumulo di fenoli può causare la scomparsa o la forte diminuzione di molte specie batteriche, in particolare l'inibizione dell'attività dei batteri metanigeni (Metcalf).

Nonostante sia riconosciuto che la concentrazione di elementi metallici in tracce, come Ferro, Zinco, Nichel, Rame, Cobalto, Manganese, Selenio, Molibdeno e Tugsteno, giochi un ruolo fondamentale nella costituzione degli elementi metanigeni e sul loro fattore di crescita, soprattutto in termini di metabolismo cellulare (R. Xu, 2017), è altresì riconosciuto come alte concentrazioni di metalli pesanti come Rame, Nichel e Zinco, presenti specialmente nei reflui da allevamenti di suini, influenzino la produzione di metano in dipendenza dalla carica dei cationi. In una ricerca è stato osservato come alte concentrazioni dei cationi di suddetti metalli possano inibire il canale di trasporto degli ioni Na^+ , necessario alla produzione di metano (Fitzgerald, 2015).

4. LA CO-DIGESTIONE ANAEROBICA

La co-digestione anaerobica è quel tipo di digestione nella quale vengono usati all'interno dello stesso reattore più tipi di substrati con caratteristiche fisico-chimiche complementari. La co-digestione anaerobica generalmente risulta in rese in biogas più alte rispetto la digestione anaerobica portata avanti con un solo substrato (R. Xu, 2017), oltre ad un migliore bilancio di parametri come il rapporto C/N, il pH, l'umidità, gli elementi in tracce e la diluizione di sostanze tossiche (G. Esposito, 2012). Il miglioramento di questi parametri può portare ad un miglioramento delle condizioni di tutta la comunità microbica, con riflessi positivi sull'andamento di tutto il processo di digestione anaerobica, con conseguente aumento della resa in biogas.

4.1 L'importanza del rapporto C/N

Nei processi di fermentazione i rapporti tra i co-substrati sono spesso critici, specialmente il rapporto C/N (R. Xu, 2017). Il valore ottimale che il rapporto C/N dovrebbe assumere per la riuscita del processo anaerobico è di 20-30 (C. Zhang, 2013), ma nella digestione operata con un singolo substrato spesso i rapporti non sono ottimizzati, con ripercussioni negative sulle funzioni microbiche, ragion per cui si rende spesso necessario l'utilizzo di più substrati con caratteristiche complementari (R. Xu, 2017).

I substrati ricchi di proteine risultano essere ricchi anche in azoto, ragion per cui il rapporto C/N potrebbe risultare sbilanciato verso l'azoto. La co-digestione con un substrato ricco in carbonio o l'aggiunta di carbonio dall'esterno potrebbe rappresentare un metodo per migliorare la resa complessiva della co-digestione, specialmente in termini di resa in biogas (M.J. Cuertos, 2011) (A. Lethomaki, 2007) (Y. Li, 2013).

4.2 L'influenza del pH

Quando si opera in co-digestione, i pH dei vari substrati possono variare su un ampio spettro. Il range ottimale per la digestione anaerobica si attesta su valori compresi tra 6,0 e 7,5 (J. Prochazka, 2012), poiché se il pH fosse troppo basso o troppo alto l'attività batterica potrebbe essere inibita (Franke-Wittle, 2014). Il pH naturale per la metanogenesi ha un valore di 7 mentre assume il valore di 5,5-6,5 per l'acidogenesi. (C. Sawatdeenarunat, 2015). Il pH e la capacità tampone sono parametri di controllo del processo di digestione anaerobica molto importanti (C. Zhang, 2013) (M. Murto, 2004) (S. Wan, 2013).

Nella maggior parte dei processi di digestione anaerobica, l'idrolisi è considerata essere la fase limitante (Metcalf). Nei substrati ricchi di sostanze biodegradabili la fase limitante risulta essere la metanogenesi piuttosto che l'idrolisi; questo è causato dalla rapida acidificazione di alcuni componenti di questi rifiuti in acidi grassi volatili (VFAs), col risultato di un rapido decremento nel pH del processo ed una conseguente inibizione della necessaria attività metanigena.

4.3 Diluizione di sostanze tossiche nei co-substrati

Uno dei vantaggi della co-digestione è rappresentato dalla possibile diluizione di sostanze tossiche che potrebbero nuocere al processo digestivo, come elevate concentrazioni di ammoniaca, di acidi grassi volatili (VFA) o di acidi grassi a catena lunga (LCFAs).

I substrati ricchi di proteine contribuiscono alla maggior parte dell'azoto che entra in soluzione come NH_3 o ioni NH_4 (M.S. Fantoulakis, 2010) (L. H. Hagen, 2014). La concentrazione appropriata di ammoniaca assicura sufficiente capacità tampone per migliorare la stabilità della digestione anaerobica ma una eccessiva concentrazione della stessa può provocare il fallimento del processo anaerobico, poiché la diffusione di NH_3 attraverso le membrane cellulari può provocare il fallimento della fase metanigena, inibendo la produzione di biogas a causa della perdita cellulare di potassio, del depotenziamento delle membrane cellulari e dell'accumulo di citoplasma (Fitzgerald, 2015). L'incremento del carico organico, invece, risulta in un incremento della concentrazione di VFA ed in una caduta della resa in metano, il che indica una forte inibizione dell'acetogenesi e della metanogenesi (Ziganshin, 2013). La co-digestione di taluni substrati con concentrazioni eccedenti i limiti di tossicità riportati al paragrafo 3.7, insieme a substrati dalle caratteristiche complementari rappresenta la strategia più conveniente, sia dal punto di vista operativo che economico, per ridurre la tossicità dell'ammoniaca (R. Xu, 2017).

Quando vengono sottoposti a digestione anaerobica substrati ricchi di sostanza organica immediatamente disponibile e quindi di rapida degradazione, come i rifiuti di cibo, questo, specialmente ad alti carichi organici nelle fasi di idrolisi e/o acidogenesi, può portare ad una acidificazione irreversibile che può causare il fallimento l'intero processo. In quest'ottica, la co-digestione di questo tipo di substrati con fanghi attivi o fanghi primari da depurazione rappresenta una vantaggiosa alternativa (R. Xu, 2017).

5. BILANCIO DI MASSA DELL'IMPIANTO DI DEPURAZIONE CORDAR DI COSSATO

Al fine di approfondire lo studio dell'impianto di depurazione CORDAR di Cossato (Bi) è stato eseguito un bilancio di massa dapprima sulla linea acque, calcolando anche la produzione di fango dalle fasi di separazione, e a seguire sulla linea fanghi, calcolando tutti i parametri caratteristici delle correnti di ricircolo. Il bilancio della linea acque viene quindi reiterato sommando, alle sezioni di interconnessione, gli apporti in termini di portata e carico inquinante, derivanti dalla linea fanghi.

Dal nuovo bilancio derivano nuove portate di fango dalle sezioni di separazione, viene quindi reiterato anche il bilancio della linea fanghi, calcolando nuovamente i parametri caratteristici delle correnti di ricircolo. Sono state eseguite successive interazione fino ad arrivare ad ottenere uno scarto dell'ordine di alcuni punti percentuali, compatibile con l'incertezza intrinseca dei dati di progetto.

I dati ricavati dall'ultima iterazione del bilancio di massa forniranno indicazione sulla ripartizione dei flussi di portata e sostanza organica all'interno dell'impianto di depurazione e saranno utilizzati per una verifica di calcolo dell'impianto e per i calcoli dell'efficienza energetica del processo depurativo.

Nello sviluppo dei calcoli si assume la seguente simbologia:

- Q_M = portata media, m^3/d
- $(BOD_5)_C$ = concentrazione di BOD_5 , g/m^3
- $(BOD_5)_M$ = portata massica di BOD_5 , kg/d
- SST_C = concentrazione di SST, g/m^3
- SST_M = portata massica di SST, kg/d
- SSV_C = concentrazione di SSV, g/m^3
- SSV_M = portata massica di SSV, kg/d
- U = umidità, %

Con riferimento alla descrizione dell'impianto di depurazione riportata al paragrafo 2.1, dove si afferma che i fanghi secondari estratti dal sedimentatore secondario vengono inviati in ingresso alla sedimentazione primaria per essere di nuovo sottoposti alla sedimentazione, formando così un fango misto che viene inviato ad ispessimento, si è optato per condurre il bilancio di massa giungendo all'unione dei due fanghi (primario e biologico) a valle del processo di sedimentazione primaria (e non a monte), in modo tale da poter discernere i contributi dei due fanghi, in termini di portata e concentrazione di sostanza organica, alle caratteristiche finali del fango misto in ingresso alla sezione di ispessimento.

Sono stati utilizzati i dati forniti da CORDAR Biella Servizi per l'impianto di Cossato (Bi) (vedere Tabella 3). Tutti i dati presentati fanno riferimento alle medie mensili per l'anno 2017 e sono stati estrapolati da report di analisi compiute presso laboratori specializzati.

I dati di concentrazione di BOD_5 e SST nell'effluente dell'impianto fanno riferimento ai limiti di emissione degli scarichi idrici in corpi d'acqua superficiali contenuti nell'Allegato 5 alla parte III del D.Lgs. 152/2006.

E' stata assunta una percentuale del 65% di frazione biodegradabile dei SST nell'effluente depurato in uscita dall'impianto, una percentuale del 65% di frazione biodegradabile dei SST nel flusso di ricircolo dall'ispessitore, una percentuale del 10% di SST rimossi dai pretrattamenti (grigliatura-dissabbiatura-disoleatura), come da letteratura (D'Antonio, 2011).

Tabella 3: Dati impianto CORDAR di Cossato

Q_M influente	m ³ /d	47226
(BOD₅)_C influente	g/m ³	119
SST_C influente	g/m ³	151
SST_C (uscita pretrattamenti)	g/m ³	135,9
(BOD₅)_C effluente	g/m ³	25
SST_C effluente	g/m ³	35
U_{fl} (biologico)	%	94,2
U_{l2} (inspessito)	%	96,1
U_{l3} (uscita digestore)	%	97,4
SST biodegradabile in uscita	%	65
SST biodegradabile ricircolo Insp.	%	65
SST volatile impianto	%	75
SST volatile pretrattamenti	%	10
SST volatile effluente sedimentatore	%	85

Il primo passo è il calcolo delle portate massiche influenti di BOD₅ e SST a partire dai dati di Tabella 3:

$$(BOD_5)_M = Q_M \cdot (BOD_5)_C = 47226 \cdot 119 \cdot 10^{-3} = 5619,9 \text{ kg/d}$$

$$SST_M = Q_M \cdot SST_C = 47226 \cdot 151 \cdot 10^{-3} = 7131,1 \text{ kg/d}$$

Si calcola, quindi, la portata massica di SST in uscita dai pretrattamenti:

$$SST_M = Q_M \cdot SST_C = 47226 \cdot 135,9 \cdot 10^{-3} = 6418 \text{ kg/d}$$

Viene calcolata la concentrazione di SST biodegradabili che si deve avere nella corrente idrica effluente dall'impianto di depurazione:

$$SST_{C \text{ biodegradabili}} = 0,65 \cdot 35 = 22,75 \text{ g/m}^3$$

Questa frazione di SST biodegradabili può essere espressa anche come BOD ultimo, utilizzando un coefficiente moltiplicativo di 1,42 (D'Antonio, 2011), quindi la frazione sospesa del BOD ultimo e del BOD₅ risultano essere rispettivamente:

$$(BOD_{ultimo})_{C \text{ sospeso}} = 1,42 \cdot 22,75 = 32,3 \text{ g/m}^3$$

$$(BOD_5)_{C \text{ sospeso}} = \frac{2}{3} 1,42 \cdot (BOD_{ultimo})_{C \text{ sospeso}} = 21,5 \text{ g/m}^3$$

Infine, la concentrazione di BOD₅ solubile nell'effluente può essere calcolata come differenza tra il limite di emissione del BOD₅ in corpi idrici superficiali e la concentrazione di BOD₅ sospeso:

$$(BOD_5)_C \text{ solubile} = (BOD_5)_C - (BOD_5)_{C \text{ sospeso}} = 3,5 \text{ g/m}^3$$

Si può, quindi, effettuare la prima iterazione del bilancio di massa per ciascuna delle fasi della linea acque dell'impianto di depurazione e il calcolo della produzione di fango per le fasi di separazione.

5.1 Sedimentazione primaria (prima iterazione)

Si assume un rendimento di rimozione del BOD5 nella sedimentazione primaria pari al 30% ed un rendimento di rimozione dei SST pari al 70%. Si calcolano i seguenti parametri:

$$(BOD_5)_M \text{ rimosso} = 0,30 \cdot (BOD_5)_M \text{ influente} = 0,30 \cdot 5619,9 = 1686 \text{ kg/d}$$

$$(BOD_5)_M \text{ effluente} = (BOD_5)_M \text{ influente} - (BOD_5)_M \text{ rimosso} = 5619,9 - 1686 = 3933,9 \text{ kg/d}$$

$$(BOD_5)_C \text{ effluente} = \frac{(BOD_5)_M \text{ effluente}}{Q_M} = \frac{3933,9}{47226} 10^3 = 83,3 \text{ g/m}^3$$

$$SST_M \text{ rimosso} = 0,70 \cdot SST_M \text{ influente} = 0,70 \cdot 7131,1 = 4991,8 \text{ kg/d}$$

$$SST_M \text{ effluente} = SST_M \text{ influente} - SST_M \text{ rimosso} = 47226 \cdot 151 \cdot 10^{-3} = 7131,1 - 4991,8 \\ = 2139,3 \text{ kg/d}$$

$$SST_C \text{ effluente} = \frac{SST_M \text{ influente}}{Q_M} = \frac{2139,3}{47226} = 45,30 \text{ g/m}^3$$

La portata di fango primario risulta essere pari a:

$$Q_{fango,primario} = \frac{SST_M \text{ rimosso}}{\frac{(100 - U)}{100}} = \frac{4991,8}{(100 - 94,2)/100} = 86,1 \text{ m}^3/\text{d}$$

Vengono assunti da letteratura le seguenti frazioni di SST volatile (D'Antonio, 2011):

- Frazione volatile dei SST nell'influente dell'impianto = 75%
- Frazione volatile dei SST nell'effluente grigliatura = 10%
- Frazione volatile dei SST nell'effluente della sedimentazione primaria = 85%

Si possono, quindi, calcolare i seguenti parametri:

$$SSV_M \text{ influente} = 0,75 \cdot SST_M \text{ influente} = 0,75 \cdot 7131,1 = 5348,3 \text{ kg/d}$$

$$SSV_M \text{ rimossi nella grigliatura} = 0,10 \cdot SST_M \text{ rimossi nella grigl.} = 0,10 \cdot 6418 = 71,3 \text{ kg/d}$$

$$SSV_M \text{ effluente sedim. prim.} = 0,85 \cdot SST_M \text{ effl. sed. prim.} = 0,85 \cdot 2139,3 = 1818,4 \text{ kg/d}$$

$$SSV_M \text{ nel fango prim.} = 5348,3 - 71,3 - 1818,4 = 3458,6 \text{ kg/d}$$

$$\text{Frazione volatile dei SSV nel fango primario} = \frac{SSV_M \text{ nel fango primario}}{SST_M \text{ nel fango primario}} \cdot 100 = \frac{3458,6}{4992,8} \cdot 100 \\ = 63,9 \%$$

5.2 Trattamento secondario (prima iterazione)

Il trattamento secondario dell'impianto di depurazione in questione è un processo a fanghi attivi svolto da una vasca di pre-denitrificazione ed una vasca di nitrificazione (ossidazione) (vedere Tabella 4).

Il volume di progetto della vasca di denitrificazione è di 8.180 m³ mentre il volume di progetto della vasca di nitrificazione (ossidazione) è di 9.360 m³. Entrambi i volumi fanno riferimento alla somma dei volumi delle singole vasche delle quattro linee presenti in impianto.

I dati di Fattore di carico (F_c), Coefficiente di crescita cellulare (Y) e Tasso di decadimento batterico (k_d) sono dati di letteratura (Metcalf), mentre i dati di frazione volatile dei SS nella miscela areata, concentrazione di SST nel fango di supero (X_s) e concentrazione di SST nella corrente di ricircolo del fango (X_r) sono stati estrapolati dai report delle analisi eseguite per conto di CORDAR da laboratori accreditati.

Tabella 4: Dati di progetto per il trattamento secondario

Volume vasca denitrificazione	m³	8180
Volume vasca nitrificazione	m³	9360
Fattore di carico (F_c)	gBOD₅/gSSV*d	0,3
Coefficiente di crescita cellulare (Y)	gSSV/gBOD₅*d	0,6
Tasso di decadimento batterico (k_d)	d⁻¹	0,05
Frazione volatile dei SS nella miscela areata	%	76,1
SST_C fango di supero (X_s)	g/m³	3500
SST_C corrente di ricircolo del fango (X_r)	g/m³	5800

In primo luogo, si calcolano le portate massiche di BOD₅ e SST che si devono avere all'uscita dal trattamento secondario:

$$(BOD_5)_M = Q_M \cdot (BOD_5)_C = 47226 \cdot 25 \cdot 10^{-3} = 1180,7 \text{ kg/d}$$

$$SST_M = Q_M \cdot SST_C = 47226 \cdot 35 \cdot 10^{-3} = 1652,9 \text{ kg/d}$$

In questa prima parte del bilancio si trascura il ricircolo della portata di fango primario estratto, che verrà preso in considerazione nelle successive iterazioni.

Viene calcolata, quindi, la concentrazione di SSV nella miscela aerata:

$$X_{SSV} = \frac{Q \cdot (BOD_{5,o} - BOD_{5,e})}{F_c \cdot V} = \frac{47226 \cdot (83,3 - 3,5)}{0,3 \cdot 9360} = 1342,7 \text{ g/m}^3$$

Dove:

- Q = portata idrica in ingresso al trattamento secondario, m^3/d
- $BOD_{5,o}$ = concentrazione di BOD5 in ingresso al trattamento secondario, coincidente con la concentrazione di BOD5 effluente dalla sedimentazione primaria, g/m^3 ;
- $BOD_{5,e}$ = concentrazione di BOD5 solubile in uscita dal trattamento secondario, g/m^3 ;
- F_c = fattore di carico, $gBOD_5/gSSV \cdot d$;
- V = volume della vasca di ossidazione biologica, m^3 .

Tale concentrazione tenderà ad aumentare nelle iterazioni successive a causa dell'effetto dei contributi dei ricircoli dalla linea fanghi, e sarà garantita del ricircolo dei fanghi dalla sedimentazione secondaria.

Considerando che la percentuale volatile è uguale all'80% dei SST, si ricava facilmente la concentrazione dei SST:

$$X_{SST} = \frac{X_{SSV}}{0,8} = 1021,8 \text{ g/m}^3$$

Per calcolare la produzione di biomassa nella fase di ossidazione, viene calcolata l'età del fango (θ_c):

$$\theta_c = \frac{1}{Y \cdot F_C - k_d} = 7,7 \text{ d}$$

La produzione di biomassa nella fase di ossidazione biologica, quindi, può essere calcolata come:

$$P_{X,SSV} = \frac{V \cdot X_{SSV}}{\theta_c} = \frac{9360 \cdot 1342}{7,7} \cdot 10^{-3} = 1633,8 \text{ kg/d}$$

Incrementando la produzione di biomassa del 20% (D'Antonio, 2011) al fine di tener conto della produzione di inerti, è possibile calcolare la portata massica del fango secondario:

$$Q_f = \frac{P_{X,SSV}}{0,80} = \frac{1633,8}{0,80} = 2042,3 \text{ kg/d}$$

Sottraendo al valore di portata massica di fango secondario, il valore della portata massica in uscita dal trattamento secondario, è possibile ottenere la portata massica che viene inviata in ingresso alla sedimentazione primaria per mescolarsi col fango primario ed essere inviata poi alla fase di ispessimento. Nei prossimi calcoli, a scopo semplificativo, si farà riferimento a questo flusso indicandolo come una portata in ingresso alla fase di ispessimento:

$$Q_f = 2042,3 - 1652,9 = 389,4 \text{ kg/d}$$

La corrispondente portata idrica in ingresso alla fase di ispessimento è pari a:

$$Q_s = \frac{Q_f}{X_s} 10^3 = \frac{389,4}{3500} = 111,3 \text{ m}^3/\text{d}$$

Per calcolare la portata di fango primario di ricircolo da mandare alla vasca di ossidazione, si effettua il seguente bilancio di massa sulla sedimentazione secondaria, trascurando il contributo del fango nell'effluente chiarificato della sedimentazione:

$$(Q + Q_r) \cdot X_{SST} = Q_r \cdot X_r + Q_s \cdot X_s$$

Esplicitando Q_r si ottiene:

$$Q_r = \frac{Q \cdot X_{SST} - Q_s \cdot X_s}{X_r - X_{SST}} = \frac{47226 \cdot 1021,8 - 111,3 \cdot 5800}{5800 - 3500} = 10017,8 \text{ m}^3/\text{d}$$

La portata massica nella corrente di ricircolo del fango risulta pari a:

$$Q_f = Q_r \cdot X_r = 10017,8 \cdot 5800 \cdot 10^{-3} = 58103 \text{ kg/d}$$

Infine, il rapporto di ricircolo vale:

$$R = \frac{Q_r}{Q_M} = \frac{10017,8}{47226} = 0,21$$

Per calcolare l'entità del ricircolo di liquame dalla vasca di nitrificazione (ossidazione) alla vasca di denitrificazione, deve essere calcolato il carico di azoto ammoniacale da denitrificare, a partire dai dati di concentrazione azoto ammoniacale influente ed effluente, rispettivamente pari a 17 g/m³ e 10 g/m³. La concentrazione di azoto ammoniacale influente è stata mediata dai valori forniti da analisi periodiche effettuate sulla portata d'acqua influente all'impianto di depurazione CORDAR di Cossato (Bi) effettuate da laboratori accreditati, mentre il valore di azoto ammoniacale in uscita dall'impianto è stato ipotizzato pari a 5 g/m³, sulla base di dati di letteratura (D'Antonio, 2011).

A partire da questi dati, vengono calcolati i carichi di azoto ammoniacale influente ed effluente:

$$(C_{N-NH_4})_i = 47226 \text{ m}^3/d \cdot 17 \text{ g}(N - NH_4)/\text{m}^3 \cdot 10^{-3} = 802,8 \text{ kg}(N - NH_4)/d$$

$$(C_{N-NH_4})_e = 47226 \text{ m}^3/d \cdot 5 \text{ g}(N - NH_4)/\text{m}^3 \cdot 10^{-3} = 236,1 \text{ kg}(N - NH_4)/d$$

La differenza tra azoto ammoniacale influente ed effluente, cioè il carico di azoto ammoniacale rimosso, risulta pari a:

$$(C_{N-NH_4})_i - (C_{N-NH_4})_e = 802,8 - 472,3 = 566,7 \text{ kg}(N - NH_4)/d$$

Ipotizzando una concentrazione di nitrati nell'effluente pari a 10 g/m^3 , è possibile calcolare il carico di nitrati effluente:

$$(C_{N-NO_3})_e = 47226 \text{ m}^3/d \cdot 10 \text{ g}(N - NH_4)/\text{m}^3 \cdot 10^{-3} = 472,3 \text{ kg}(N - NH_4)/d$$

Considerando che il carico di ammoniaca rimosso viene trasformato in nitrati, il carico di azoto da denitrificare risulta pari a:

$$C_{N-NO_3} = 566,7 - 472,3 = 94,5 \text{ kg}(N - NO_3)/d$$

L'età minima richiesta perché avvengano le reazioni di nitrificazione $(\theta_c)_{min}$, viene calcolata attraverso la seguente formula, dove la temperatura nella vasca di ossidazione è la media mensile riscontrata nella vasca di nitrificazione (ossidazione) dell'impianto CORDAR di Cossato (Bi), che risulta essere pari a $15 \text{ }^\circ\text{C}$.

$$(\theta_c)_{min} = 8,48 \cdot (1,1)^{20-T} = 8,48 \cdot (1,1)^{20-15} = 13,7 \text{ d}$$

La portata del fango attivo di supero viene calcolata, conoscendo l'età del fango, come:

$$Q_s = \frac{V_N \cdot X_s}{X_r \cdot \theta_c} = \frac{9360 \cdot 3500}{5800 \cdot 13,7} = 413,6 \text{ m}^3/d$$

Per calcolare la portata del fango attivo di ricircolo Q_{R1} viene prima eseguito un bilancio di massa sui solidi in ingresso e in uscita della fase di sedimentazione, trascurando quelli in uscita con l'effluente:

$$(Q + Q_{R1})X = (Q_s + Q_{R1})X_r$$

Da cui si ricava:

$$Q_{R1} = \frac{Q \cdot X - Q_s \cdot X_r}{X_r - X} = \frac{(47226 \cdot 3,5) - (413,6 \cdot 5,8)}{5,8 - 3,5} = 70822,7 \text{ m}^3/d$$

Cui corrisponde il rapporto di ricircolo:

$$R' = \frac{Q_{R1}}{Q} = \frac{70822,7}{47226} = 1,5$$

Infine, la portata di ricircolo di liquame Q_{R2} risulta pari a:

$$Q_{R2} = \frac{C_{N-NO_3}}{(N - NO_3)_{out}} - Q_{R1} - Q = 108636,1 \text{ m}^3/d$$

Cui corrisponde il rapporto di ricircolo:

$$R'' = \frac{Q_{R2}}{Q} = \frac{108636,1}{47226} = 2,3$$

5.3 Ispessimento (prima iterazione)

La sezione di ispessimento riceve una portata di fango misto primario e secondario. Si procede, quindi, al calcolo delle portate in ingresso all'ispessitore:

$$Q_{s,isp} = Q_s + Q_{fango,primario} = 111,3 + 86,1 = 197,3 \text{ m}^3/d$$

$$Q_{f,isp} = Q_f + SST_{M,rimosso} = 389,4 + 4991,8 = 5381,9 \text{ kg/d}$$

$$(BOD_5)_M = (BOD_5)_{M,rimosso \text{ nella sed.prim.}} = 1686 \text{ kg/d}$$

Per il bilancio di massa intorno alla sezione di ispessimento si assume per ipotesi che il 10% del fango sfugga nella corrente di ricircolo in testa all'impianto, quindi i solidi effettivi all'ingresso di tale sezione si assumono pari al 90% di quelli in uscita dal trattamento secondario. Il peso specifico del fango si assume pari a 1010 kg/m^3 . Si assume l'umidità del fango ispessito U_{12} pari al 96,1 % (media mensile, analisi CORDAR 2017).

Si calcola, innanzitutto, la portata di fango ispessito:

$$Q_{isp} = \frac{Q_{f,isp} \cdot 0,9}{0,039 \cdot 1010} = 123 \text{ m}^3/d$$

Quindi, si calcola la portata di liquame ricircolata in testa all'impianto:

$$Q_w = Q_{s,isp} - Q_{isp} = 197,3 - 123 = 74,4 \text{ m}^3/d$$

La portata massica effluente dalla sezione di ispessimento, uguale alla portata massica in ingresso alla sezione di digestione anaerobica:

$$Q_f = 5381,9 \cdot 0,9 = 4843 \text{ kg/d}$$

La portata massica ricircolata in testa all'impianto:

$$Q'_{f,isp} = 5381,9 - 4843 = 538,1 \text{ kg/d}$$

Si determina la concentrazione di SST nella corrente di ricircolo in testa all'impianto:

$$C_{SST} = \frac{Q'_{f,isp}}{Q_w} = \frac{538,1}{74,4} \cdot 10^3 = 7236,3 \text{ g/m}^3$$

Si calcola, quindi, la concentrazione di BOD₅ sospeso nella corrente di ricircolo in testa all'impianto:

$$(BOD_5)_{C \text{ sospeso}} = 7236,3 \cdot 0,65 \cdot 1,42 \cdot \frac{2}{3} = 4452,7 \text{ g/m}^3$$

Infine, viene calcolato la portata massica di BOD₅ sospeso nella corrente di ricircolo in testa all'impianto:

$$(BOD_5)_{M \text{ sospeso}} = 4452,7 \cdot 74,4 = 331 \text{ kg/d}$$

5.4 Digestione (prima iterazione)

La digestione riceve in ingresso i fanghi provenienti dalla sezione di ispessimento. Per il bilancio di massa intorno alla digestione, si assumono i seguenti dati da letteratura (vedere Tabella 5):

Tabella 5: Dati per il bilancio di massa della digestione

Rimozione di SSV nella digestione	%	20
Produzione specifica di biogas	m ³ /kgSSV rimossi	0,4
BOD₅ nel surnatante	g/m ³	1000
C_{SST} nel surnatante	g/m ³	5000

L'umidità del fango digerito U_B viene assunta pari al 97,4 %, (valore medio mensile fornito dai dati analitici CORDAR, 2017).

L'influente della digestione presenterà le seguenti caratteristiche:

$$Q_f = Q_{eff,isp} = 4843 \text{ kg/d}$$

$$Q_{fango} = \frac{Q_f}{\frac{100 - U_{f2}}{100} \cdot 10^3} = 138 \text{ kg/d}$$

$$Q_f^{SSV} = 0,8 \cdot Q_{f,isp} = 0,8 \cdot 5381,2 = 4304,9 \text{ kg/d}$$

Si calcola, così, la frazione volatile dei solidi:

$$\frac{Q_f^{SSV}}{Q_f} = \frac{4304,9}{4843} 100 = 88,9 \%$$

Viene calcolata la massa complessiva di acqua più solidi in ingresso alla sezione di digestione:

$$M_i = \frac{Q_{f,isp}}{\frac{100 - U_{f2}}{100}} = 124180,6 \text{ kg/d}$$

Si calcola, adesso, la portata massica dei solidi sospesi non volatili (SSNV) influente nel digestore:

$$Q_f^{SSNV} = Q_f - Q_f^{SSV} = 4843 - 4304,1 = 538,1 \text{ kg/d}$$

La portata massica di SST nel fango digerito, a meno della frazione che sfugge nel surnatante della digestione, è:

$$Q_{f,dig} = Q_f^{SSNV} + \%_{rimozione\ SSV\ nella\ digestione} \cdot Q_f^{SSV} = 538,1 + 0,2 \cdot 4304,9 = 1399,1 \text{ kg/d}$$

Assumendo la densità dell'aria pari a 1,204 kg/m³, ed il rapporto tra densità del biogas e dell'aria pari a 0,86, la produzione di biogas giornalieri risulta:

$$Biogas = 0,4 \cdot 0,2 \cdot 4304,9 \cdot 0,86 \cdot 1,204 = 356,6 \text{ kg/d}$$

La massa in uscita dal digestore, intesa come acqua più solidi, risulta quindi:

$$M_e = M_i - Biogas = 124180,6 - 356,6 = 123824 \text{ kg/d}$$

La massa in uscita dal digestore include entrambe le uscite della digestione, sia in termini di fango digerito che in termini di surnatante, per cui, al fine di stimare la portata massica di SST nel surnatante della digestione, si esegue il seguente bilancio intorno alla digestione, considerando il grado di umidità del flusso di surnatante pari a $U_{sur}=99,5\%$:

$$\frac{Q_f}{100 - U_{sur}} + \frac{Q_{f,dig} - Q_f}{100 - U_{f3}} = M_e$$

$$\frac{Q_f}{100 - 99,5} + \frac{1399,1 - Q_f}{100 - 97,4} = 123824 \text{ kg/d}$$

Da cui risulta:

$$Q_f = 433,4 \text{ kg/d}$$

La portata massica di SST nel fango digerito risulta:

$$Q'_{f,dig} = Q_{f,dig} - Q_f = 1399,1 - 433,4 = 965,7 \text{ kg/d}$$

Cui corrisponde una portata di fango digerito pari a:

$$Q_{fango dig} = \frac{965,7}{0,025 \cdot 10^3} = 37,1 \text{ m}^3/\text{d}$$

La portata di ricircolo del surnatante della digestione è:

$$Q_w = \frac{433,4}{0,005 \cdot 10^3} = 86,7 \text{ m}^3/\text{d}$$

Infine, viene calcolata la portata massica di BOD₅ nel surnatante:

$$(BOD_5)_M = Q_w \cdot (BOD_5)_C \cdot 10^{-3} = 86,7 \text{ kg/d}$$

5.5 Disidratazione (prima iterazione)

Si assumono i seguenti dati:

- Umidità del fango in uscita dalla disidratazione pari a $U_{f4} = 70\%$ (analisi CORDAR, 2017);
- Peso specifico del fango pari a 1060 kg/m^3 (D'Antonio, 2011);
- Concentrazione di BOD nella corrente di ricircolo in testa all'impianto $(BOD_5)_C = 2000 \text{ g/m}^3$ (D'Antonio, 2011).

Si assume, inoltre, che il 93% dei solidi in ingresso alla disidratazione sono raccolti nel fango disidratato mentre il restante 7% sfugge nella corrente di ricircolo in testa all'impianto.

In primo luogo, viene calcolata la portata massica di SST effluente:

$$Q_f = 0,93 \cdot Q'_{f,dig} = 898,1 \text{ kg/d}$$

Si procede, quindi, al calcolo della portata di fango effluente:

$$Q_{fango} = \frac{Q_f}{0,3 \cdot 1060} = \frac{818,7}{0,3 \cdot 1060} = 2,8 \text{ m}^3/\text{d}$$

La corrente di ricircolo dell'impianto avrà le seguenti caratteristiche:

$$Q_w = Q_{fango dig} - Q_{fango} = 34,3 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$(BOD_5)_M = Q_w \cdot (BOD_5)_C \cdot 10^{-3} = 68,6 \text{ kg/d}$$

$$Q_f = 0,07 \cdot Q'_{f,dig} = 67,6 \text{ kg/d}$$

5.6 Sintesi dei risultati della prima iterazione

I contributi di Q , $(BOD_5)_M$ e Q_f nei ricircoli provenienti dalla linea fanghi e i risultati complessivi dei bilanci di massa effettuati in questa prima iterazione sono riportati, rispettivamente in Tabella 6 e in Figura 13.

Tabella 6: Contributi nei ricircoli provenienti dalla linea fanghi

Provenienza	Portata, Q_w (m ³ /d)	$(BOD_5)_M$ (kg/d)	Q_f (kg/d)
Surnatante da Ispessimento	74,4	331,1	538,1
Surnatante da Digestione	86,7	86,7	433,4
Concentrato Disidratazione	34,3	68,6	67,6
Totale	195,4	486,4	1.039,1

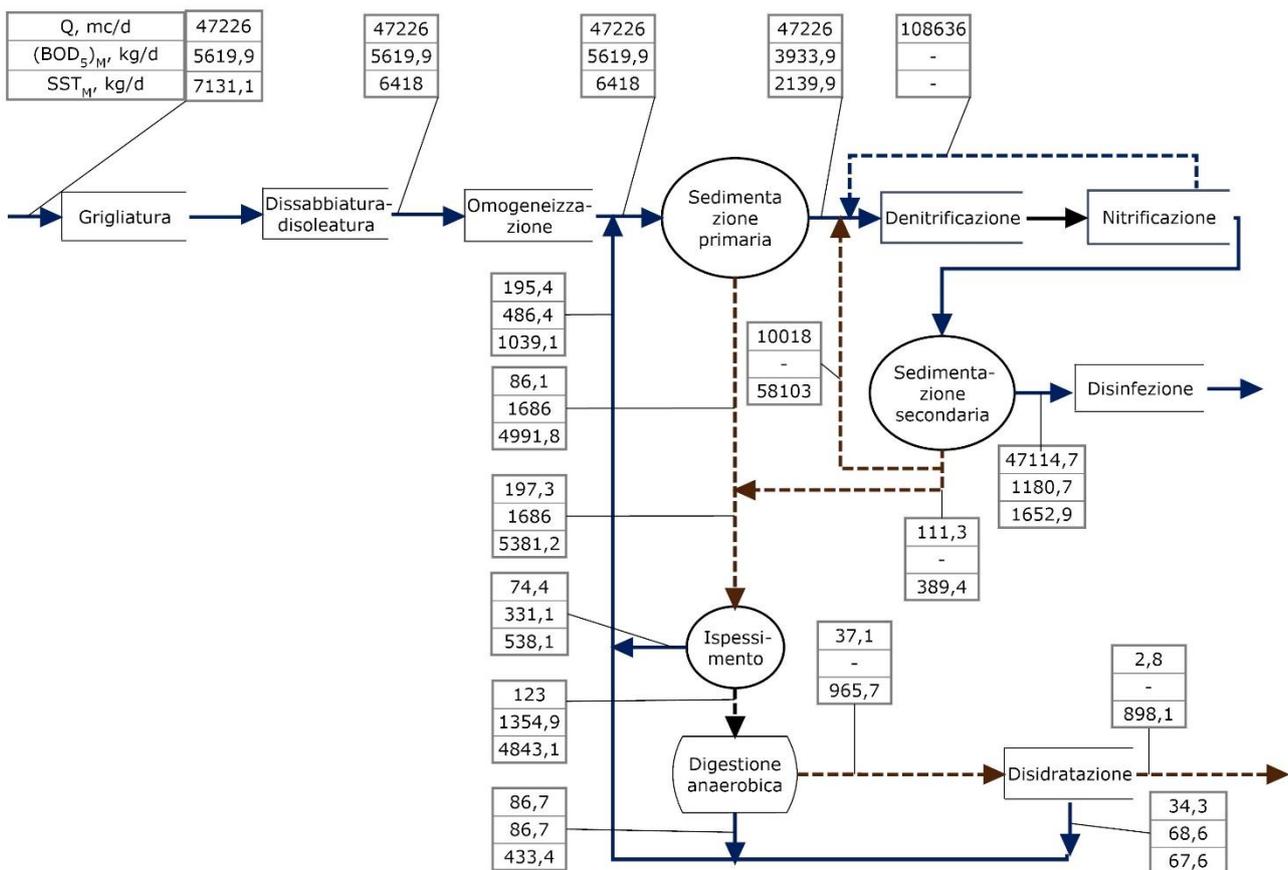


Figura 13: Risultato complessivo della prima iterazione del bilancio di massa

La frazione volatile dei solidi delle correnti di ricircolo varia tipicamente tra il 50 e il 75 %, per cui nella seconda iterazione dei bilanci di massa sarà assunto un valore medio pari al 60%. Si effettua quindi una seconda iterazione in cui le caratteristiche dell'influente della sedimentazione primaria vengono

determinate tenendo conto anche del contributo delle correnti di ricircolo provenienti dalla linea fanghi, quantificate nella prima iterazione.

5.7 Sedimentazione primaria (seconda iterazione)

Volendo eseguire la seconda iterazione del bilancio di massa a partire dalla sezione di sedimentazione primaria, viene calcolata la portata di massa di liquame in ingresso alla sezione, sommando la portata di SST effluente dalla grigliatura, e quindi in ingresso alla sedimentazione primaria, e la portata massica risultante dai contributi proveniente dai ricircoli della linea fanghi:

$$Q_f = SST_{M,effl.pretratt.} + Q_{f,ricircoli} = 6418 + 1039,1 = 7457,1 \text{ kg/d}$$

La portata massica di BOD₅ influente nell'impianto risulterà quindi:

$$(BOD_5)_M = (BOD_5)_{M,influente \text{ impianto}} + (BOD_5)_{M,nei \text{ ricircoli}} = 5619,9 + 486,4 = 6106,3 \text{ kg/d}$$

Assumendo, come nella prima iterazione, i rendimenti di rimozione del BOD₅ e dei SST nella sedimentazione primaria pari rispettivamente al 30% e al 70%, si ha:

$$(BOD_5)_M \text{ rimosso} = 0,30 \cdot (BOD_5)_M \text{ influente} = 0,30 \cdot 6106,3 = 1831,9 \text{ kg/d}$$

$$(BOD_5)_M \text{ effluente} = (BOD_5)_M \text{ influente} - (BOD_5)_M \text{ rimosso} = 6106,3 - 1831,9 = 4274,4 \text{ kg/d}$$

$$SST_M \text{ rimosso} = 0,70 \cdot SST_M \text{ influente} = 0,70 \cdot 6690,3 = 4683,2 \text{ kg/d}$$

$$SST_M \text{ effluente} = SST_M \text{ influente} - SST_M \text{ rimosso} = 7457,1 - 4683,2 = 2237,1 \text{ kg/d}$$

La portata di fango primario risulta essere pari a:

$$Q_{fangio} = \frac{SST_M \text{ rimosso}}{\frac{(100 - U)}{100}} = \frac{4683,2}{(100 - 94,2)/100} = 90,0 \text{ m}^3/\text{d}$$

La frazione volatile dei SSV nel fango primario può essere assunta coincidente con quella determinata nella prima iterazione, ritenendo trascurabili le variazioni, e pari al 63,9%.

5.8 Trattamento secondario (seconda iterazione)

I dati di progetto sono gli stessi utilizzati per la prima iterazione, riportati in tab.2. Vengono quindi computati i seguenti parametri:

$$Q_{influyente} = Q_M + Q_{ricircoli} + Q_{fangio \text{ primario}} = 47226 + 195,4 - 90,0 = 47331,4 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$(BOD_5)_C = \frac{(BOD_5)_{M,effluente \text{ sedim.}}}{Q_{influyente}} = \frac{4274,4 \cdot 10^3}{47331,4} = 90,3 \text{ g/m}^3$$

$$SST_{M,effluente} = Q_M \cdot SST_C = 47331,4 \cdot 35 \cdot 10^{-3} = 1656,6 \text{ kg/d}$$

$$(BOD_5)_{effluente} = Q_M \cdot (BOD_5)_C = 47331,4 \cdot 25 \cdot 10^{-3} = 1183 \text{ kg/d}$$

Le nuove concentrazioni di SSV e SST nella miscela areata risultano rispettivamente:

$$X_{SSV} = \frac{Q \cdot (BOD_{5,o} - BOD_{5,e})}{F_C \cdot V} = \frac{47331,4 \cdot (90,3 - 3,5)}{0,3 \cdot 9360} = 1463,9 \text{ g/m}^3$$

$$X_{SST} = \frac{X_{SSV}}{0,8} = 1829,8 \text{ g/m}^3$$

La nuova produzione di biomassa nella fase di ossidazione biologica risulta:

$$P_{X,SSV} = \frac{V \cdot X_{SSV}}{\theta_C} = \frac{9360 \cdot 1463,9}{7,7} \cdot 10^{-3} = 1781,2 \text{ kg/d}$$

La portata di fango prodotto si determina sempre incrementando la produzione di biomassa del 20% (D'Antonio, 2011) per tener conto della produzione di inerti, come fatto per la prima iterazione:

$$Q_f = \frac{P_{X,SSV}}{0,80} = \frac{1781,2}{0,80} = 2226,5 \text{ kg/d}$$

Sottraendo al valore di portata massica di fango secondario, il valore della portata massica in uscita dal trattamento secondario, è possibile ottenere la portata massica in ingresso alla fase di ispessimento:

$$Q_f = 2226,5 - 1656,6 = 569,9 \text{ kg/d}$$

La corrispondente portata idrica in ingresso alla fase di ispessimento è pari a:

$$Q_w = \frac{Q_f}{X_s} 10^3 = \frac{569,9}{3500} 10^3 = 162,8 \text{ m}^3/\text{d}$$

Per calcolare la portata di fango primario di ricircolo da mandare alla vasca di ossidazione, si effettua nuovamente un bilancio di massa sulla sedimentazione secondaria, trascurando il contributo del fango nell'effluente chiarificato della sedimentazione:

$$(Q + Q_r) \cdot X_{SST} = Q_r \cdot X_r + Q_s \cdot X_s$$

Esplicitando Q_r si ottiene:

$$Q_r = \frac{Q \cdot X_{SST} - Q_s \cdot X_s}{X_r - X_{SST}} = \frac{47331,4 \cdot 1463,9 - 162,8 \cdot 5800}{5800 - 3500} = 21671,1 \text{ m}^3/\text{d}$$

La portata massica nella corrente di ricircolo del fango risulta pari a:

$$Q_f = Q_r \cdot X_r = 21671,1 \cdot 5800 \cdot 10^{-3} = 125692,1 \text{ kg/d}$$

Infine, il rapporto di ricircolo vale:

$$R = \frac{Q_r}{Q_M} = 0,46$$

Procedendo col bilancio del ricircolo di liquame dalla vasca aerobica alla vasca anossica, utilizzando le stesse concentrazioni di azoto ammoniacale influente ed effluente, della prima iterazione, si ottengono i seguenti carichi di azoto ammoniacale, rispettivamente influente ed effluente:

$$(C_{N-NH_4})_i = 47331,4 \text{ m}^3/\text{d} \cdot 17 \text{ g}(N - NH_4)/\text{m}^3 \cdot 10^{-3} = 804,6 \text{ kg}(N - NH_4)/\text{d}$$

$$(C_{N-NH_4})_e = 47331,4 \text{ m}^3/\text{d} \cdot 5 \text{ g}(N - NH_4)/\text{m}^3 \cdot 10^{-3} = 236,7 \text{ kg}(N - NH_4)/\text{d}$$

La differenza tra azoto ammoniacale influente ed effluente, cioè il carico di azoto ammoniacale rimosso, risulta pari a:

$$(C_{N-NH_4})_i - (C_{N-NH_4})_e = 568 \text{ kg}(N - NH_4)/d$$

Ipotizzando una concentrazione di nitrati nell'effluente pari a $10 \text{ g}/\text{m}^3$, è possibile calcolare il carico di nitrati effluente:

$$(C_{N-NO_3})_e = 47331,4 \text{ m}^3/d \cdot 10 \text{ g}(N - NH_4)/\text{m}^3 \cdot 10^{-3} = 473,3 \text{ kg}(N - NH_4)/d$$

Considerando che il carico di ammoniaca rimosso viene trasformato in nitrati, il carico di azoto da denitrificare risulta pari a:

$$C_{N-NO_3} = 568 - 473,4 = 94,7 \text{ kg}(N - NO_3)/d$$

Considerando la stessa età minima richiesta perché avvengano le reazioni di nitrificazione $(\theta_c)_{min}$ calcolata nella prima iterazione, la portata di fango attivo di supero risulta:

$$Q_s = \frac{V_N \cdot X_s}{X_r \cdot \theta_c} = \frac{9360 \cdot 3500}{5800 \cdot 13,7} = 413,6 \text{ m}^3/d$$

Per calcolare la portata del fango attivo di ricircolo Q_{R1} viene prima eseguito un bilancio di massa sui solidi in ingresso e in uscita della fase di sedimentazione, trascurando quelli in uscita con l'effluente:

$$(Q + Q_{R1})X = (Q_s + Q_{R1})X_r$$

Da cui si ricava:

$$Q_{R1} = \frac{Q \cdot X - Q_s \cdot X_r}{X_r - X} = \frac{(47331,4 \cdot 3,5) - (413,6 \cdot 5,8)}{5,8 - 3,5} = 70983,1 \text{ m}^3/d$$

Cui corrisponde il rapporto di ricircolo:

$$R' = \frac{Q_{R1}}{Q} = \frac{70992,3}{47337,5} = 1,5$$

Infine, la portata di ricircolo di liquame Q_{R2} risulta pari a:

$$Q_{R2} = \frac{C_{N-NO_3}}{(N - NO_3)_{out}} - Q_{R1} - Q = 108876,1 \text{ m}^3/d$$

Cui corrisponde il rapporto di ricircolo:

$$R'' = \frac{Q_{R2}}{Q} = 2,3$$

5.9 Ispessimento (seconda iterazione)

Si adottano le stesse ipotesi della prima iterazione, cioè che il 10% del fango sfugga nella corrente di ricircolo in testa all'impianto, mentre il peso specifico del fango si assume pari a $1010 \text{ kg}/\text{m}^3$. Si assume l'umidità del fango ispessito U_{f2} pari al 96,1 % (media mensile, analisi CORDAR 2017). Si procede, quindi, al calcolo delle seguenti grandezze:

Le portate in ingresso all'ispessitore:

$$Q_{s,isp} = Q_s + Q_{fang,primario} = 162,8 + 90 = 252,8 \text{ m}^3/d$$

$$Q_{f,isp} = Q_f + SST_{M,rimosso} = 569,9 + 5220 = 5789,9 \text{ kg/d}$$

$$(BOD_5)_M = (BOD_5)_{M,rimosso \text{ nella sed.prim.}} = 1831,9 \text{ kg/d}$$

La portata di fango ispessito:

$$Q_{isp} = \frac{Q_{f,eff.tratt.sec.} \cdot 0,9}{0,039 \cdot 1010} = 132,3 \text{ m}^3/d$$

La portata di liquame ricircolata in testa all'impianto:

$$Q_w = Q_s - Q_{isp} = 252,8 - 132,3 = 120,6 \text{ m}^3/d$$

La portata massica effluente dalla sezione di ispessimento:

$$Q_f = 5789,9 \cdot 0,9 = 5210,9 \text{ kg/d}$$

La portata massica ricircolata in testa all'impianto:

$$Q'_{f,isp} = 5789,9 - 5210,9 = 579 \text{ kg/d}$$

Si determina la concentrazione di SST nella corrente di ricircolo in testa all'impianto:

$$C_{SST} = \frac{Q'_{f,isp}}{Q_w} = \frac{579}{120,6} \cdot 10^3 = 4803,1 \text{ g/m}^3$$

Si calcola, quindi, la concentrazione di BOD₅ sospeso nella corrente di ricircolo in testa all'impianto:

$$(BOD_5)_{C \text{ sospeso}} = 4803,1 \cdot 0,65 \cdot 1,42 \cdot \frac{2}{3} = 4433,3 \text{ g/m}^3$$

Infine, viene calcolato la portata massica di BOD₅ sospeso nella corrente di ricircolo in testa all'impianto:

$$(BOD_5)_{M \text{ sospeso}} = 4433,3 \cdot 120,6 \cdot 10^{-3} = 534,4 \text{ g/m}^3$$

5.10 Digestione (seconda iterazione)

Assumendo gli stessi dati della prima iterazione, l'influente della digestione presenterà le seguenti caratteristiche:

$$Q_f = Q_{eff,isp} = 5210,9 \text{ kg/d}$$

$$Q_{fang} = \frac{Q_f}{\frac{100 - U_{f2}}{100} \cdot 10^3} = 133,6 \text{ m}^3/d$$

$$Q_f^{SSV} = 0,8 \cdot Q_f = 0,8 \cdot 5210,9 = 4168,8 \text{ kg/d}$$

Si calcola, così, la frazione volatile dei solidi:

$$\frac{Q_f^{SSV}}{Q_f} = 80 \%$$

I SSV rimossi nella digestione sono:

$$Q_{f,rimossi\ dig}^{SSV} = 0,2 \cdot Q_f^{SSV} = 0,2 \cdot 4168,8 = 833,8\ kg/d$$

Viene calcolata la massa complessiva di acqua più solidi in ingresso alla sezione di digestione:

$$M_i = \frac{Q_{f,isp}}{\frac{100 - U_{f2}}{100}} = 133613,6\ kg/d$$

La portata massica di SSNV in ingresso alla digestione risulta:

$$Q_f^{SSNV} = Q_f - Q_f^{SSV} = 5210,9 - 4168,8 = 1042,2\ kg/d$$

La portata massica di SST nel fango digerito, a meno della frazione che sfugge nel surnatante, vale:

$$Q_{f,dig} = Q_f^{SSNV} + \%rimozione\ SSV\ nella\ digestione \cdot Q_f^{SSV} = 1042,2 + 0,2 \cdot 4168,8 = 1875,9\ kg/d$$

La produzione di biogas giornalieri risulta:

$$Biogas = 0,4 \cdot 0,2 \cdot 4168,8 \cdot 0,86 \cdot 1,204 = 345,3\ kg/d$$

La massa complessiva (acqua più solidi) di fango in uscita dal digestore è quindi:

$$M_e = M_i - Biogas = 133613 - 345,3 = 133268,3\ kg/d$$

Per valutare la portata massica di SST nel surnatante della digestione, si opera lo stesso bilancio intorno alla digestione come per la prima iterazione, considerando il grado di umidità del flusso di surnatante pari a $U_{sur}=99,5\%$:

$$\frac{Q_f}{\frac{100 - U_{sur}}{100}} + \frac{Q_{f,dig} - Q_f}{\frac{100 - U_{f3}}{100}} = M_e$$

$$\frac{Q_f}{\frac{100 - 99,5}{100}} + \frac{1875,9 - Q_f}{\frac{100 - 97,4}{100}} = 133268,3\ kg/d$$

Da cui risulta:

$$Q_f = 363,9\ kg/d$$

La portata massica di SST nel fango digerito risulta:

$$Q'_{f,dig} = Q_{f,dig} - Q_f = 1875,9 - 363,9 = 1512\ kg/d$$

Cui corrisponde una portata di fango digerito pari a:

$$Q_{fango\ dig} = \frac{1958,7}{0,025 \cdot 10^3} = 36\ m^3/d$$

La portata di ricircolo del surnatante della digestione è:

$$Q_w = \frac{363,9}{0,005 \cdot 10^3} = 72,8\ m^3/d$$

Infine, viene calcolata la portata massica di BOD₅ nel surnatante:

$$(BOD_5)_M = Q_W \cdot (BOD_5)_C \cdot 10^{-3} = 72,8 \text{ kg/d}$$

5.11 Disidratazione (seconda iterazione)

Si assumono gli stessi dati utilizzati per la prima iterazione e si procede al calcolo delle seguenti grandezze:

La portata massica di SST effluente:

$$Q_f = 0,93 \cdot Q'_{f,dig} = 0,93 \cdot 1512 = 1406,2 \text{ kg/d}$$

La portata di fango effluente:

$$Q_{fango} = \frac{Q_f}{0,3 \cdot 1060} = \frac{1406,2}{0,3 \cdot 1060} = 4,42 \text{ m}^3/\text{d}$$

La corrente di ricircolo dell'impianto avrà le seguenti caratteristiche:

$$Q_W = Q_{fango\ dig} - Q_{fango} = 31,6 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$(BOD_5)_M = Q_W \cdot (BOD_5)_C \cdot 10^{-3} = 63,2 \text{ kg/d}$$

$$Q_f = 0,07 \cdot Q'_{f,dig} = 105,8 \text{ kg/d}$$

5.12 Sintesi dei risultati della seconda iterazione

In Tabella 7 e Figura 14 vengono esposti i contributi di Q, (BOD₅)_M e Q_f nei ricircoli provenienti dalla linea fanghi e i risultati complessivi dei bilanci di massa effettuati nella seconda iterazione.

Tabella 7: Sintesi dei risultati della seconda iterazione

Provenienza	Q (m³/d)	BOD₅ (kg/d)	Q_f (kg/d)
Surnatante da Ispessimento	120,5	534,4	579,0
Surnatante da Digestione	72,8	72,8	363,9
Concentrato Disidratazione	31,6	63,2	105,8
Totale	224,9	670,4	1048,8

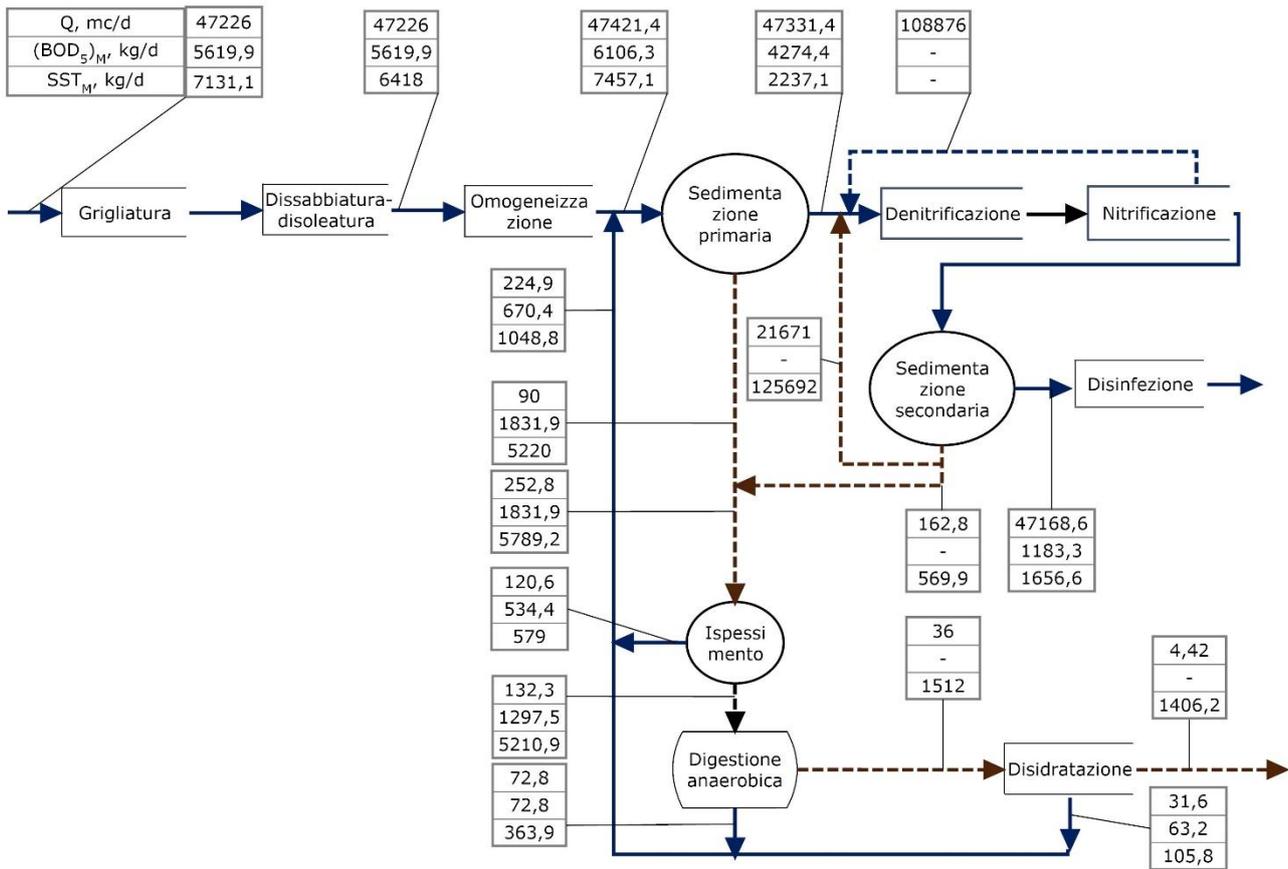


Figura 14: Risultati complessivi della seconda iterazione del bilancio di massa

Confrontando i valori in Tabella 7 con i valori relativi alla prima iterazione in Tabella 6 si possono osservare scarti superiori al 10%, ragion per cui, per arrivare ad avere scarti accettabili (minori dell'1%) occorre aumentare il numero di iterazioni fino al raggiungimento del livello di convergenza desiderato.

5.13 Sintesi dei risultati delle successive iterazioni

Volendo omettere i calcoli delle iterazioni successive, eseguiti con la stessa procedura utilizzata in precedenza, si riportano (vedere Tabelle 8 e 9 e Figure 15 e 16), i risultati dei calcoli eseguiti per altre tre iterazioni, per un totale di quattro.

Tabella 8: Sintesi dei risultati della terza iterazione

Provenienza	Q (m³/d)	BOD₅ (kg/d)	Q_f (kg/d)
Surnatante da Ispessimento	138,6	541,4	586,5
Surnatante da Digestione	73,7	73,7	368,7
Concentrato Disidratazione	32,0	64,0	107,2
Totale	244,3	679,1	1062,4

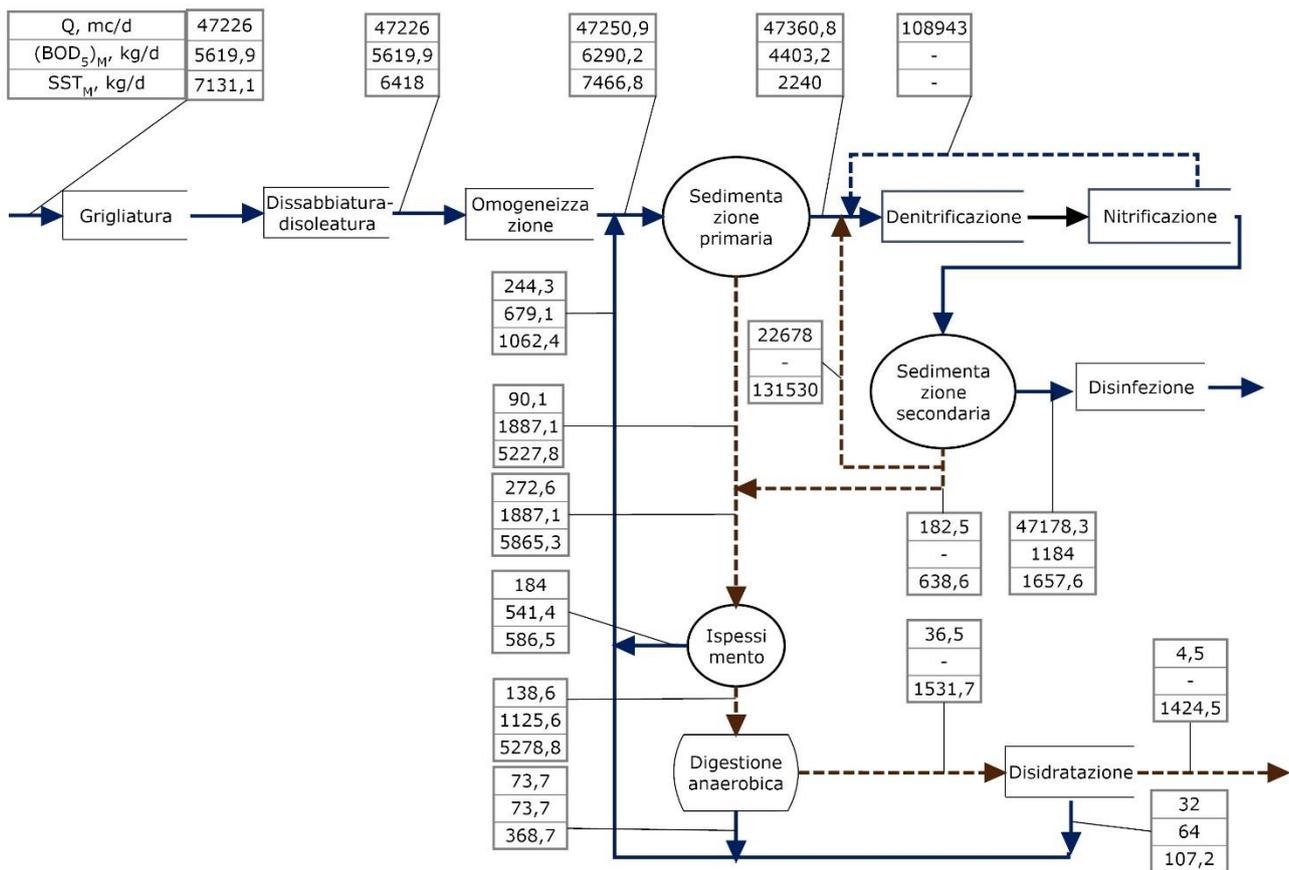


Figura 15: Risultati complessivi della terza iterazione del bilancio di massa

Infine, vengono presentati i risultati della quarta ed ultima iterazione:

Tabella 9: Sintesi dei risultati della quarta iterazione

Provenienza	Q (m³/d)	BOD₅ (kg/d)	Q_r (kg/d)
Surnatante da Ispessimento	139,2	542,5	587,8
Surnatante da Digestione	73,9	73,9	369,5
Concentrato Disidratazione	32,1	64,1	107,4
Totale	245,1	680,5	1064,6

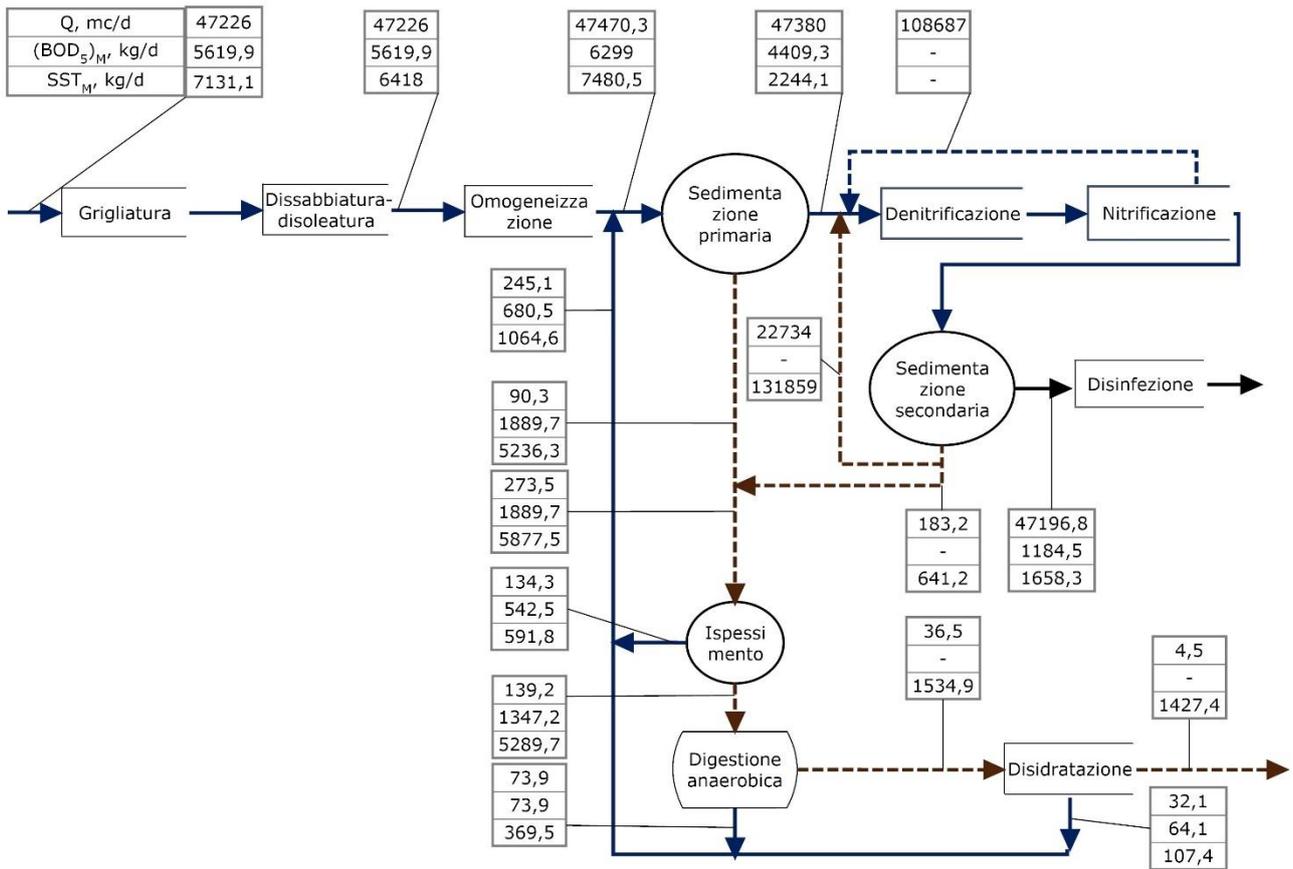


Figura 16: Risultati complessivi della quarta iterazione del bilancio di massa

Come si può osservare dal confronto tra le Tabelle 8 e 9, alla quarta iterazione gli scarti tra i valori ottenuti di Q, BOD₅ e Q_f risultano minori dell'1%, ragion per cui possono essere ritenuti accettabili, evidenziando inoltre la rapidità di convergenza della procedura.

6. VERIFICA DI CALCOLO DELL'IMPIANTO

Al fine di valutare l'efficienza di depurazione della linea acque, è stata eseguita una verifica di calcolo sulle sezioni principali dell'impianto, utilizzando come dati in ingresso in termini di concentrazioni e portate, i dati forniti dalle analisi effettuate da CORDAR e i dati ottenuti dal bilancio di massa effettuato al capitolo 5.

Si è scelto di eseguire la verifica di calcolo sulle sezioni di dissabbiatura, sedimentazione primaria, trattamento secondario, sedimentazione secondaria.

6.1 Dissabbiatura – disoleatura

I principali parametri di dimensionamento per un dissabbiatore, sono riportati in Tabella 10.

Tabella 10: Parametri per il dimensionamento di un dissabbiatore areato (Metcalf)

Parametro	U.M.	Valore
Tempo di detenzione idraulica (t_d)	min	2÷5
Altezza (H)	m	2÷5
Larghezza (W)	m	2,5÷7
Lunghezza (L)	m	7÷20
Rapporto larghezza-altezza (W/H)	-	1:1 ÷ 4:1
Rapporto lunghezza-larghezza (L/W)	-	3:1 ÷ 5:1
Portata d'aria per metro di lunghezza della vasca	m^3/min	0,2:0,4

Si considera come portata di progetto la portata media mensile in ingresso all'impianto per l'anno 2017:

$$Q_M = 47226 \frac{m^3}{d} = 1967,8 \frac{m^3}{h}$$

Si fissano i seguenti parametri in base ai valori ottimali riscontrati in letteratura (tab.9):

- Densità sabbia = 1900 kg/m³;
- Tempo di detenzione idraulica = 6 minuti;
- Richiesta d'aria per metro di lunghezza = 0,3 m³/min
- Rapporto W/H = 2:1
- Produzione specifica di sabbia = 0,03 m³ 10⁻³ m⁻³

Il volume risultante per il dissabbiatore-disoleatore è:

$$V = Q_M \cdot t_d = 197 m^3$$

A titolo di esempio, si vuole determinare la geometria del dissabbiatore-disoleatore; i risultati della banale procedura di calcolo sono riportati in Tabella 11.

Tabella 11: Dimensioni della vasca di dissabbiatura-disoleazione

Altezza	Larghezza	Lunghezza
m	m	m
3	6	10,9

Avendo ricavato una plausibile misura della lunghezza della vasca e avendo ipotizzato un valore medio di richiesta d'aria per metro di lunghezza della vasca, si può procedere al calcolo della portata d'aria necessaria al processo:

$$Q_{aria} = 0,3 \cdot 10,9 = 3,28 \text{ m}^3/\text{min}$$

Infine, avendo ipotizzato la produzione specifica di sabbia, si può stimare la quantità di sabbia separata che risulta pari a:

$$Q_{sabbia} = 1,42 \text{ m}^3/\text{d}$$

6.2 Sedimentazione primaria

Si procede con la verifica di calcolo della sedimentazione primaria. Come parametro di progetto si sceglie il carico idraulico applicato C_i , variabile tra 1 e $1,5 \text{ m}^3 \text{ m}^{-1} \text{ h}^{-1}$ (Metcalf).

Come portata di progetto è stata scelta la portata risultante dalla quarta iterazione del bilancio di massa (portata media mensile in ingresso all'impianto nel 2017 più il contributo dei ricircoli).

I carichi di SST e BOD_5 in entrata e in uscita utilizzati per il dimensionamento del comparto di sedimentazione primaria sono i valori ricavati dalla quarta iterazione del bilancio di massa, relativi alla suddetta sezione dell'impianto, in modo da poter stimare l'efficienza del processo di sedimentazione. In Tabella 12 vengono riassunti i parametri di progetto utilizzati.

Tabella 12: Parametri di progetto per il dimensionamento del sedimentatore primario

Parametro	U.M.	Valore
Portata influente nel sedimentatore (Q_M)	m^3/d	47471
Umidità del fango primario	%	94
Carico idraulico superficiale	$\text{m}^{-3} \text{ m}^{-1} \text{ h}^{-1}$	1,1
$(SST)_{C,in}$	g/m^3	157,6
$(SST)_{C,out}$	g/m^3	47,4
$(BOD_5)_{C,in}$	g/m^3	132,7

$(BOD_5)_{C,out}$	g/m^3	93,1
-------------------	---------	------

Viene calcolata la superficie necessaria alla sedimentazione come:

$$A = \frac{Q_M}{C_i} = 1798 \text{ m}^2$$

Considerando un tirante idrico $H = 3\text{m}$, il volume della vasca di sedimentazione risulta:

$$V = A \cdot H = 5394$$

Dal rapporto tra volume e portata di ottiene il tempo di detenzione idraulica, che risulta pari a:

$$t_d = \frac{V}{Q} = 2,7 \text{ h}$$

Conoscendo le concentrazioni di SST e BOD5 in entrata ed in uscita dalla sezione di sedimentazione, è possibile calcolare le efficienze di rimozione che risultano rispettivamente pari al 66,7% e al 30%.

Con i dati a disposizione è possibile calcolare la quantità di SST nel fango primario $(C_{SST})_{fango}$, che risulta:

$$(C_{SST})_{fango} = (SST)_{C,in} \cdot Q \cdot Eff.rimoz.SST = 5203 \text{ kg/d}$$

Assumendo, infine, l'umidità del fango pari al 94% e un peso specifico del fango pari a 1010 kg/m^3 , si può stimare la portata di fango primario prodotta:

$$Q_{fango} = \frac{(C_{SST})_{fango}}{\gamma_f \cdot (100 - U)} = 85,9 \text{ m}^3/d$$

6.3 Trattamento secondario

Il trattamento secondario operato nel presente impianto di depurazione è composto da un sistema di pre-denitrificazione e nitrificazione (ossidazione) seguito da un sedimentatore secondario.

Come portata di progetto e concentrazione di BOD₅ sono stati utilizzati i valori computati nell'iterazione finale dal bilancio di massa svolto al precedente capitolo, mentre la concentrazione di azoto ammoniacale e azoto nitrico, unitamente alla concentrazione di SST nella miscela areata e nel fango di ricircolo della miscela areata sono rappresentati dalle medie mensili riscontrate nelle acque da depurare in ingresso all'impianto, per mezzo di analisi svolte da CORDAR per l'anno 2017.

I valori delle costanti cinetiche della biomassa sono valori di letteratura (Metcalf).

I requisiti dei parametri in uscita sono stati scelti, a scopo cautelativo, minori dei rispettivi valori riportati nella tabella 1 dell'Allegato 5 alla Parte III del D.lgs. 152/2006.

Nelle Tabelle 13, 14 e 15 sono riassunti i parametri sopra citati.

Tabella 13: Parametri di progetto per il trattamento secondario

Portata di progetto (Q_M)	m^3/h	1974,2
	m^3/d	47380
$(BOD_5)_{C,in}$	g/m^3	93,1
$(N-NH_4)_{C,in}$	g/m^3	17
$(N-NO_3)_{C,in}$	g/m^3	2,2
SST _{fango} (conc. del fango nella miscela areata) (X_f)	kg/m^3	5,8
SST _{miscela areata} (X)	kg/m^3	1,7
Temperatura nella vasca di nitrificazione	$^{\circ}C$	15

Tabella 14: Valori delle costanti cinetica, letteratura (Metcalf)

Rendimento (Y)	$gSSV/gCOD$	0,4
Decadimento endogeno (k_d)	$gSSV/gSSV d$	0,15
Velocità denitrificazione (v_D)	$gN-NO_3/gSSV d$	0,02

Tabella 15: Requisiti dei parametri in uscita

SST	mg/L	30
BOD_5	mgO_2/L	10
COD	mgO_2/L	100
P_{tot}	mgP/L	2
NO_3	mgN/L	10
NH_4	$mgNH_4/L$	5

Dai dati del problema si ricava il carico di azoto ammoniacale influente ed effluente:

$$(C_{N-NH_4})_i = 47313,1 m^3/d \cdot 17 g(N - NH_4)/m^3 \cdot 10^{-3} = 805,5 kg(N - NH_4)/d$$

$$(C_{N-NH_4})_e = 47313,1 m^3/d \cdot 5 g(N - NH_4)/m^3 \cdot 10^{-3} = 236,9 kg(N - NH_4)/d$$

La differenza tra azoto ammoniacale influente ed effluente, cioè il carico di azoto ammoniacale rimosso, risulta pari a:

$$(C_{N-NH_4})_i - (C_{N-NH_4})_e = 568,6 kg(N - NH_4)/d$$

Ipotizzando una concentrazione di nitrati nell'effluente pari a 10 g/m^3 , è possibile calcolare il carico di nitrati effluente:

$$(C_{N-NO_3})_e = 47380 \text{ m}^3/d \cdot 10 \text{ g}(N - NH_4)/\text{m}^3 \cdot 10^{-3} = 473,8 \text{ kg}(N - NH_4)/d$$

Considerando che il carico di ammoniaca rimosso viene trasformato in nitrati, il carico di azoto da denitrificare è pari alla differenza tra il carico di azoto ammoniacale rimosso e il carico di nitrati effluente, più il carico di nitrati influente già presente nelle acque:

$$C_{N-NO_3} = 568,6 - 473,8 + 47380 \cdot 2,2 \cdot 10^{-3} = 199 \text{ kg}(N - NO_3)/d$$

In funzione della temperatura si calcola l'età minima affinché avvengano le reazioni di nitrificazione:

$$(\theta)_{min} = 8,48 \cdot (1,1)^{20-15} = 13,7 \text{ d}$$

Si procede col calcolo del fattore di carico nella fase di nitrificazione:

$$F_c = \frac{1}{Y} \left(\frac{1}{(\theta)_{min}} + k_d \right) = 0,6$$

Il volume della fase di nitrificazione risulta pari:

$$V_N = \frac{Q \cdot (BOD_{5,in} - BOD_{5,out})}{1000 \cdot F_c \cdot X} = \frac{47380 \cdot (93,1 - 10)}{1000 \cdot 0,6 \cdot 1,72} = 3362 \text{ m}^3$$

Mentre il volume della fase di denitrificazione risulta pari a:

$$V_D = \frac{C_{N-NO_3}}{v_D \cdot X} = \frac{199}{0,02 \cdot 1,72} = 5785 \text{ m}^3$$

Il dimensionamento della sedimentazione secondaria segue gli stessi principi della sedimentazione primaria. Si utilizzando i dati di concentrazione di SST nella miscela areata (X) e nel fango della miscela areata (Xr) riportati in tab. 13.

Il rapporto di ricircolo così ottenuto risulta pari a:

$$R = \frac{X}{X_r - X} = 0,42$$

Il carico applicato dei solidi sospesi viene scelto, in base ai valori riscontrati in letteratura (Metcalf), pari a:

$$C_{SS} = 3 \text{ kgSS/m}^2\text{h}$$

Imponendo, da valori di letteratura (Metcalf) un tempo di ritenzione idrico di 3 ore si perviene al volume della sezione di sedimentazione secondaria, che risulta pari a

$$V = 5972,5 \text{ m}^3$$

6.4 Considerazioni su bilancio di massa e verifica di calcolo

Utilizzando i dati ottenuti attraverso la verifica di calcolo della linea acque dell'impianto è possibile effettuare un confronto di massima tra i volumi delle vasche presenti in impianto ed i volumi così ottenuti, riportati in Tabella 16.

Tabella 16: Confronto tra volumi delle vasche installate in impianto e volumi ottenuti con la verifica di calcolo

<u>Sezione impianto</u>	Volume vasche esistenti (m³)	Volume verifica di calcolo (m³)
Dissabbiatura - disoleatura	180	197
Sedimentazione primaria	1400	1349
Denitrificazione	2045	1446
Nitrificazione	2340	840
Sedimentazione finale	1470	1493

Per chiarezza sono stati riportati i volumi delle singole vasche, mentre per ottenere i volumi totali bisogna tenere conto del fatto che dall'ingresso dell'impianto alla vasca di omogeneizzazione il flusso è ripartito in due linee mentre, oltre la sezione di omogeneizzazione, cioè dalla sezione di sedimentazione primaria in poi, il flusso è ripartito su quattro linee separate.

Dal confronto tra i volumi della sezione di dissabbiatura – disoleatura ottenuti dalla verifica di calcolo e quelli delle vasche presenti in impianto, si può affermare che, a meno di uno scarto positivo dell'8,5% sul volume della vasca ottenuta dalla verifica di calcolo con un tempo di ritenzione idrico di 6 minuti, le dimensioni della sezione esistente rispecchiano le reali potenzialità di trattamento richieste.

La vasca di sedimentazione primaria ottenuta dalla verifica di calcolo, risulta avere un volume del 3,5% inferiore rispetto la reale volumetria installata in impianto, ragion per cui anche in questo caso si può affermare che non risultano sovra o sotto-dimensionamenti di sorta. Le stesse considerazioni valgono per la vasca di sedimentazione secondaria.

Per quanto riguarda la sezione di trattamento biologico, è stata eseguita una verifica di calcolo sia per la vasca di denitrificazione che per la vasca di nitrificazione. Il volume della vasca di denitrificazione è direttamente proporzionale al carico di nitrati da denitrificare e inversamente proporzionale al valore di velocità di denitrificazione e alla concentrazione di solidi sospesi totali nella miscela areata. Il volume restituito, in questo caso, dalla verifica di calcolo risulta di circa il 24% minore del reale volume presente in vasca. Si ritiene che questo scarto sia dovuto alle relative basse concentrazioni di azoto ammoniacale e di nitrati presenti nelle acque reflue in ingresso impianto.

Il volume della vasca di nitrificazione - ossidazione è stato calcolato tenendo conto della portata di BOD₅ da ossidare in relazione alla concentrazione richiesta in uscita, del fattore di carico e della concentrazione di SST nella miscela areata. Il volume così ottenuto risulta minore di circa il 35% rispetto il volume realmente installato in impianto. Una tale differenza, tenendo conto dei parametri utilizzati per il dimensionamento, è dovuta alla scarsa concentrazione di BOD₅ in entrata, che comporta un minore volume necessario a portare a termine il processo di ossidazione, rispetto la reale potenzialità dell'impianto, ragion per cui viene effettuato il dosaggio di acido acetico in testa al processo biologico.

7. VALUTAZIONE QUALITATIVA E QUANTITATIVA DEI REFLUI INVIATI A DIGESTIONE E DEI REFLUI DA VALORIZZARE

7.1 Considerazioni generali

Nell'ottica di una ottimizzazione del processo di digestione anaerobica, è stata condotta una analisi delle caratteristiche fisico-chimiche di un gruppo di 29 reflui, di cui 4 attualmente inviati alla digestione anaerobica, più altri 25 trattati in impianto ma non in digestione poiché non presentano caratteristiche ottimali. I reflui sono stati divisi in 6 gruppi funzionali in base alla loro provenienza e caratteristiche fisico-chimiche:

- GRUPPO A: Reflui attualmente inviati a digestione anaerobica;
- GRUPPO B: Fanghi da industria casearia non scaricati al digestore;
- GRUPPO C: Reflui provenienti da riserie non scaricati al digestore;
- GRUPPO D: Rifiuti provenienti da macello carni non scaricati al digestore;
- GRUPPO E: Grassi vari non scaricati al digestore;
- GRUPPO F: Rifiuti alimentari di varia provenienza non scaricati al digestore.

Le problematiche presentate dai vari rifiuti appartenenti ai gruppi B-F sono varie: il gruppo C (reflui provenienti da riserie) presenta valori di pH compresi tra 3,9 e 5,8. I rifiuti appartenenti al gruppo D (rifiuti provenienti da macelli di carni) presentano alte percentuali di grassi e spesso includono elementi di grossa pezzatura, specialmente rifiuti ossei di animali, che potrebbero causare problemi di intasamento e usura delle parti meccaniche dell'impianto di digestione. Discorso analogo per i rifiuti del gruppo E che comprendono scarti da mense e industrie di lavorazione carni.

I vari reflui appartenenti ad ognuno dei suddetti gruppi sono identificati da un codice alfanumerico di 2 caratteri, il primo rappresentante la lettera del gruppo di appartenenza, seguito da un numero identificativo.

In Tabella 17 sono riassunte le caratteristiche fisico-chimiche principali dei rifiuti secondo commissionati da CORDAR nel 2017 a laboratori esterni.

Tabella 17: Descrizione e principali caratteristiche fisico-chimiche dei reflui industriali oggetto di studio

DESCRIZIONE RIFIUTO	ID	Frequenza Conferimenti	pH	SSV	COD	BOD ₅
A. RIFIUTI VARI ATTUALMENTE SCARICATI AL DIGESTORE			-	kgSSV/kg	mgO ₂ /kg	mg/kg
Lavaggio impianti per produzione chewing-gum e caramelle	A1	120 m ³ /sett.	6,70	0,065	63400	35550
Fanghi da depuratore biologico azienda produzione tonno in scatola	A2	40 m ³ /sett.	5,00	0,239	211690	94700
Fanghi da depuratore biologico azienda produzione di formaggi	A3	30 m ³ /10 giorni	7,33	0,058	28840	10700
Reflui lavaggio macchinari da produzione fertilizzanti	A4	30 m ³ /3 mesi	6,75	0,077	91200	31500
B. FANGHI DA INDUSTRIA CASEARIA NON SCARICATI AL						

DIGESTORE						
Fanghi da industria casearia	B1	10 m ³ /anno	3,60	0,025	54500	17400
Fanghi da depurazione industria casearia	B2	90 m ³ /anno	7,82	0,052	13400	8920
Reflui da lavaggio scarti industria casearia	B3	60 m ³ /anno	5,30	0,000	1090	713
Reflui da depuratore biologico produzione lattiero casearia	B4	60 m ³ /mese	7,01	0,043	39659	10300
Acque lavaggio macchinari industria casearia	B5	60 m ³ /mese	4,90	0,024	14136	5000
C. RIFIUTI PROVENIENTI DA RISERIE NON SCARICATI AL DIGESTORE						
Reflui da lavaggio pulizia sbucciatura riso	C1	60 m ³ /mese	3,88	0,014	12760	7230
Reflui da lavaggio cereali	C2	60 m ³ /mese	5,80	0,001	1348	634
Rifiuto da disoleatore produzione gallette di riso	C3	50 m ³ /mese	5,35	0,027	35900	16900
D. RIFIUTI DA MACELLO CARNI NON SCARICATI NEL DIGESTORE						
Reflui lavorazione macello carni	D1	90 m ³ /anno	6,80	0,003	880	415
Acque di lavaggio macello	D2	60 m ³ /mese	6,61	0,001	40	<10
Acque di lavaggio macello	D3	3 m ³ /mese	6,84	0,017	21360	11780
Reflui da lavaggio sala macello	D4	30 m ³ /2 mesi	6,55	0,002	3380	1120
Reflui lavaggio macchinari macello	D5	10 m ³ /sett.	6,01	0,007	10500	7250
E. GRASSI VARI NON SCARICATI AL DIGESTORE						
Produzione wurstel - acque lavaggio materie prime	E1	30 m ³ /2 mesi	5,81	0,060	5520	1950
Reflui scarto produzione prosciutti	E2	30 m ³ /3 mesi	7,37	0,112	6670	2780
Grassi mensa	E3	30 m ³ /sett.	6,24	0,003	3210	1220
F. REFLUI ALIMENTARI DI VARIA PROVENIENZA						
Reflui lavaggio e bagnatura stoccafissi e aringhe	F1	90 m ³ /anno	7,10	0,017	1723	-
Acqua sgrigliatura ossa	F2	60 m ³ /mese	5,20	0,020	14920	4110
Reflui da produzione e lavorazione carni	F3	60 m ³ /mese	7,10	0,025	18240	9330
Reflui da vinificazione	F4	60 m ³ /mese	4,42	0,005	36000	17250
Reflui da lavaggio conservanti amarene	F5	30 m ³ /2 mesi	5,25	0,045	62800	890
Reflui da lavaggio nastri trasportatori azienda produzione barrette energetiche	F6	50 m ³ /mese	4,10	0,010	7400	993
Trattamento farine e oli vegetali e animali	F7	30 m ³ /mese	6,77	0,049	75300	29400
Reflui da lavorazioni alimentari a base vegetale	F8	30 m ³ /mese	5,30	0,000	2325	1000
Acque di lavaggio macchinari da raccolta alimenti avariati e macinazione di ossa	F9	30 m ³ /mese	5,37	0,004	5477	3100

I reflui oggetto di trattazione presentano caratteristiche molto diverse tra di loro, ma parzialmente assimilabili per gruppo di appartenenza. Al fine di eseguire una analisi specifica delle caratteristiche dei reflui di questo tipo, anche in relazione alla finalità specifica di questo lavoro di tesi, si è reso necessario individuare alcuni parametri di fondamentale importanza in grado di descrivere sinteticamente il grado di fattibilità specifica dei reflui in oggetto, al processo di digestione anaerobica.

7.2 Valutazione delle caratteristiche fisico-chimiche dei rifiuti conferiti in impianto

La finalità principale di questa trattazione è quella di individuare all'interno dei reflui rappresentati in Tabella 17, alcuni substrati da poter valorizzare mediante digestione anaerobica, in ottica di recupero energetico mediante lo sfruttamento del biogas prodotto dalle reazioni anaerobiche.

In primo luogo, è stata valutata la presenza di nutrienti in termini di concentrazione di Azoto, Fosforo e rapporto C/N. In particolare si fa riferimento alle concentrazioni indicate al paragrafo 3.7.2, dove si afferma che affinché l'attività metanigena si svolga al massimo della sua potenzialità, le concentrazioni in fase liquida di azoto, fosforo minime richieste sono rispettivamente 50 e 10 e mg/l (Metcalf), mentre il rapporto C/N ottimale per la digestione anaerobica si attesta sul valore di 20-30 (Metcalf).

Viene valutata anche la presenza di sostanze inibenti, in particolare ammoniaca e solfuri, che per non influire negativamente sul processo di digestione devono avere concentrazioni inferiori rispettivamente di 3000 mg/l e 20 mg/l (Metcalf). La presenza di grassi è stata valutata, per i reflui che non mostrano concentrazioni di grassi e oli animali e vegetali sotto la soglia di rilevazione, il rapporto kg grassi/kg COD (Cirne, 2007), che per non manifestare azioni inibenti deve essere minore del 31%.

Tabella 18: Concentrazioni di nutrienti e di alcune sostanze inibenti la metanogenesi

Parametro	Azoto	Fosforo	Ammoniaca	Solfuri	Kg grassi/kg COD	C/N
Concentrazione soglia ottimale	>50	>10	<3000	<20	<31	20
ID/U.M.	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	%	-
A1	<250	<1	<10	<0,1	-	290
A2	1090	7,5	1037	<0,1	-	222
A3	3493	25,11	176	-	0,3	9
A4	6810	96,4	3580	0,1	1,2	15
B1	816	<8	117	<1	27,1	76
B2	13,02	1,05	12,4	<1	0,1	1176
B3	57,5	<8	3,1	-	4,8	22
B4	2208	<1	325	<0,1	-	21
B5	64,5	1849	45,9	12,9	0,4	250

C1	462	0,34	60	0,1	0,3	32
C2	32,6	-	17,9	-	-	47
C3	1820	<0,1	4,4	-	12,6	23
D1	611	<1	294	<0,1	-	2
D2	56	0,38	24	<0,01	137,5	1
D3	2353	<0,1	1800	0,6	0,2	10
D4	89,2	<1	66,5	-	3,3	43
D5	458	<8	286	-	35,9	26
E1	2525	<0,1	520	<0,01	543,5	2
E2	140	<0,1	129,5	-	18,7	54
E3	<1	<0,1	10,4	-	6,1	3669
F1	<600	<50	<100	<100	-	3
F2	604,7	<1	430	<0,1	-	28
F3	573	<10	106	<0,1	-	36
F4	280	17,1	3,75	-	-	147
F5	<1	<5	120	<1	-	71771
F6	<10	<10	<1	-	-	8457
F7	53	1,9	24	<0,1	0,1	1624
F8	<50	<8	23,1	-	-	2657
F9	447	14	400	<0,1	-	14

Come può essere osservato in Tabella 18, le concentrazioni di Azoto sono ampiamente sopra il limite dei 50 mg/l tranne che per i rifiuti F5 (reflui da lavaggio conservanti amarene), F6 (reflui da lavaggio nastri trasportatori azienda produzione barrette energetiche), F8 (reflui da lavorazioni alimentari a base vegetale), E3 (Grassi mensa). I rifiuti B2 (fanghi depurazione industria casearia) e C2 (reflui lavaggio cereali) presentano concentrazioni di Azoto sotto la soglia dei 50 mg/l ma sopra la soglia di rilevabilità, quindi si rimanda alla valutazione del rapporto C/N.

Riguardo le concentrazioni di Fosforo, la maggior parte dei rifiuti non presenta le concentrazioni ottimali suggerite dalla letteratura. Si trovano sopra la soglia di ottimo i rifiuti A3 (Fanghi da depuratore biologico azienda produzione di formaggi) e A4 (Reflui lavaggio macchinari da produzione fertilizzanti), correntemente utilizzati per la digestione anaerobica, ed i rifiuti B5 (Acque lavaggio macchinari industria casearia), F1 (Reflui lavaggio e bagnatura stoccafissi e aringhe), F4 (Reflui da vinificazione), F9 (Acque di lavaggio macchinari da raccolta alimenti avariati e macinazione di ossa).

Con riferimento alla soglia di tossicità per la metanogenesi dell'ammoniaca, l'unico rifiuto con concentrazioni di azoto ammoniacale superiore ai 3000 mg/l, è il rifiuto A4 (Reflui lavaggio macchinari da produzione fertilizzanti), con una concentrazione di 3580 mg/l.

La presenza di solfuri è molto ridotta per tutti i reflui, risultando quasi sempre al di sotto della soglia di rilevabilità strumentale, tranne che per il rifiuto B5 (Acque lavaggio macchinari industria casearia) con una concentrazione di 12,9 mg/l che risulta in ogni caso minore della soglia di 20 mg/l oltre il quale la letteratura segnala inibizione dell'attività metanigena.

Per quanto riguarda la valutazione della presenza di grassi e oli animali e vegetali, il rapporto tra kg grassi/kg COD risulta maggiore del 31% per i rifiuti D2 con 137,5%, D5 con 35,9% ed E1 con 543,5%, a causa dell'attività svolta da tali aziende che coinvolge la produzione e lavorazione di prodotti a base di carne.

Dopo aver effettuato queste valutazioni preliminari, si procede con l'identificazione di un gruppo ristretto di rifiuti che presentano caratteristiche consone alla digestione anaerobica (vedere Tabella 19). I parametri di cui si è tenuto conto sono:

- pH;
- concentrazioni di sostanze inibenti la metanogenesi;
- rapporto tra nutrienti;
- produzione specifica teorica di metano.

I rifiuti selezionati per una possibile valorizzazione sono riportati nella seguente tabella.

Tabella 19: Reflui selezionati per una possibile digestione con relative proprietà

Descrizione	ID	pH	COD	BOD	SSV	C/N
			mgO ₂ /kg	mg/kg	kgSSV/kg	-
Reflui da produzione e lavorazione carni	F3	7,1	18248	9330	0,0249	36
Reflui da lavaggio nastri trasportatori azienda produzione barrette energetiche	F6	4,1	7400	993	0,0100	8457
Reflui depurazione industria casearia	B4	7	39650	10300	0,0428	21
Grassi mensa	E3	6,2	3210	1220	0,0030	3669
Reflui da lavaggio cereali	C2	5,8	1348	634	0,0010	47
Reflui lavaggio macchinari macello	D5	6	10500	7250	0,0065	26
Reflui da vinificazione	F4	4,4	36000	17250	0,0054	147

Non potendo effettuare una media del pH, si sottolinea come 4 reflui su 7 presentino pH vicini alla neutralità, mentre solo i reflui F6 e F4 presentano pH rispettivamente di 4,4 e 4,1 (vedere Figura 17). Tali valori potrebbero risultare sconvenienti ai fini di una digestione anaerobica, ma i rifiuti in questione vengono tenuti in considerazione per la forte presenza di sostanza organica.

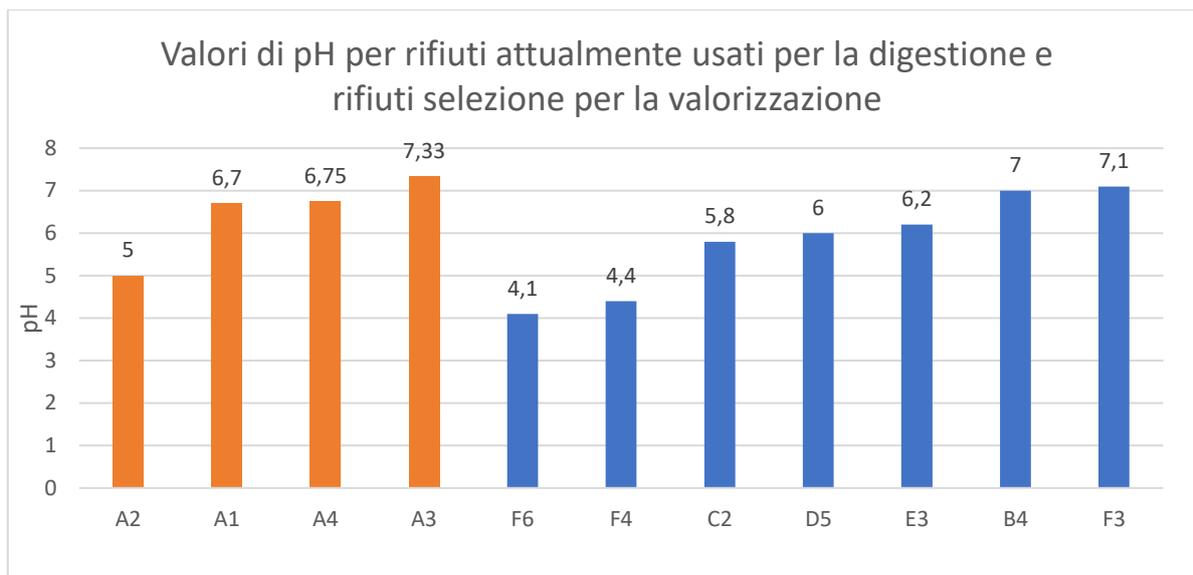


Figura 17: Confronto tra valori di pH dei reflui attualmente scaricati al digestore e reflui selezionati per la valorizzazione

I rapporti C/N dei rifiuti selezionati sono tutti maggiori di 20. I valori dei rifiuti F6, E3 ed F4, che ammontano rispettivamente a 8457, 3669 e 147 denotano una relativa scarsità di azoto. Per una valutazione più specifica si rimanda al paragrafo 7.4, dove le grandezze in questione verranno valutate seconda l'abbondanza relativa.

Uno dei parametri fondamentali di cui si è tenuto conto nell'effettuare la selezione dei rifiuti da valorizzare è la produzione teorica specifica di metano, intesa come Nm³ di gas metano prodotto su kg di SSV, calcolata come:

$$BMP = \frac{kg\ COD \cdot 0,35}{kg\ SSV}$$

Il calcolo è stato eseguito sia sui rifiuti liquidi correntemente sottoposti a digestione anaerobica che sui rifiuti liquidi selezioni per una possibile valorizzazione. I risultati sono riportati nelle seguenti figure.

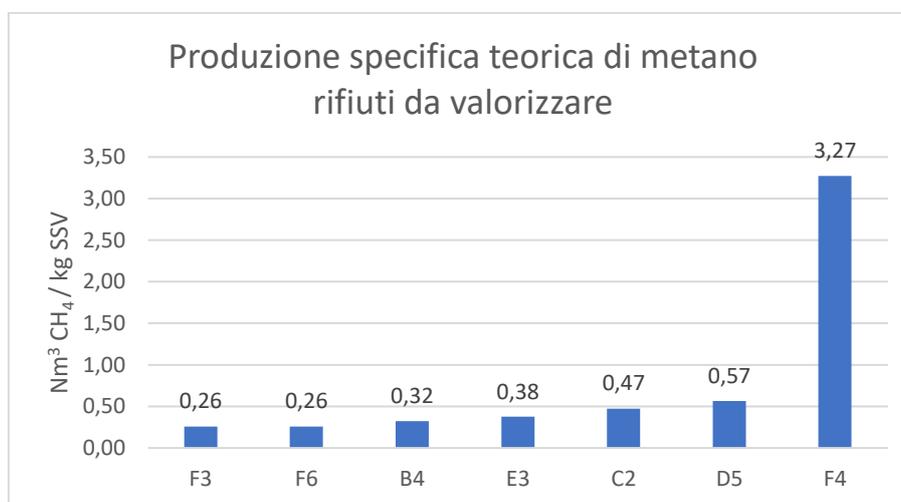


Figura 18: Produzione specifica teorica di metano per i rifiuti liquidi da valorizzare

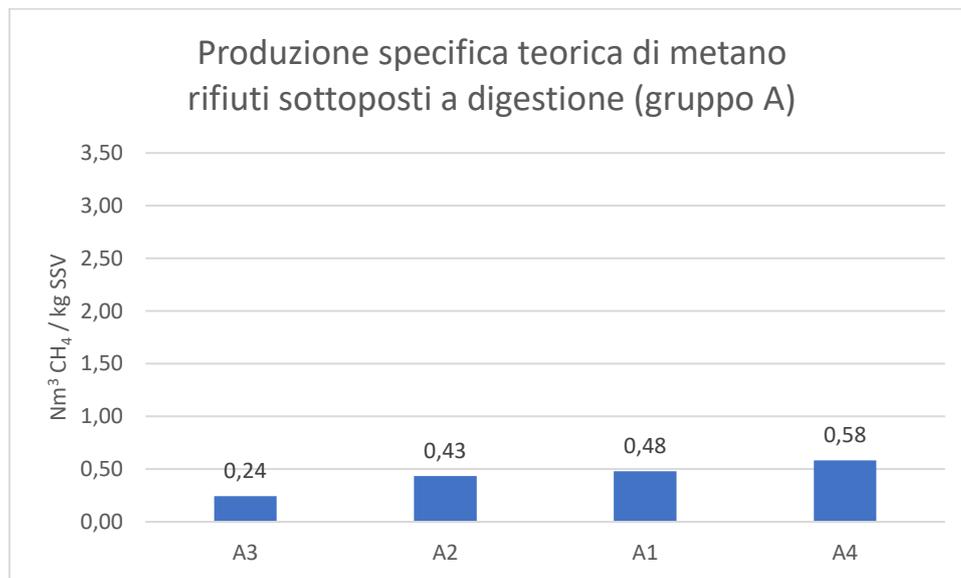


Figura 19: Produzione specifica teorica di metano per i rifiuti liquidi correntemente sottoposti a digestione anaerobica

Dalle Figure 18 e 19 può essere osservato come i reflui selezionati abbiano valori di produzione specifica teorica di metano vantaggiosi se confrontati con i rifiuti sottoposti correntemente a digestione, con una media di 0,79 Nm₃CH₄/kgSSV per i rifiuti selezionati, ed una media di 0,43 per i reflui che vengono sottoposti a digestione anaerobica.

Il picco del rifiuto F4, costituito da reflui da vinificazione, è dovuto alle particolari caratteristiche di tale rifiuto che, nonostante abbia un pH pari a 4,4 (non particolarmente indicato per un processo di digestione anaerobica), ha un elevato tenore di COD (36000 mg/l).

Come affermato in precedenza, l'analisi specifica delle caratteristiche fisico-chimiche dei rifiuti in questione, non può prescindere da considerazioni riguardo l'abbondanza relativa dei componenti della possibile miscela.

7.3 Valutazione secondo le attuali abbondanze relative dei reflui

Le valutazioni ed i calcoli presentati nei paragrafi precedenti sono stati effettuati utilizzando valori analitici estrapolati dai report di analisi effettuate da laboratori specializzati per conto di CORDAR, con lo scopo di presentare una caratterizzazione per singolo rifiuto liquido, atta a delinearne le caratteristiche generali e di fattibilità nei riguardi del processo di digestione anaerobica.

Per fornire una valutazione delle caratteristiche dei reflui che rispecchi la situazione operativa reale, sono state prese in considerazione le abbondanze relative dei rifiuti liquidi selezionati in più scenari di alimentazione alla digestione anaerobica, quali:

- Reflui del gruppo A e fango misto (primario + biologico);
- Reflui selezionati per la valorizzazione e fango misto (primario + biologico);
- Reflui selezionati per la valorizzazione e fango biologico.

Per la valutazione delle abbondanze relative sia dei rifiuti attualmente sottoposti a digestione anaerobica, che dei rifiuti selezionati per la valorizzazione, considerando che ogni rifiuto ha una determinata frequenza di conferimento, si farà riferimento ad uno scenario ipotetico nel quale si considera un tempo di stoccaggio massimo di una settimana, per evitare il sorgere di fenomeni putrefattivi o altri problemi di gestione.

Si ipotizza che, per i rifiuti con frequenza di conferimento mensile, la disposizione avvenga per tutti nella stessa settimana mentre, per i rifiuti con frequenza di conferimento settimanale, viene considerata solo la quota parte conferita in impianto in una settimana.

Considerando esclusivamente i 4 rifiuti che vengono inviati a digestione, insieme al mix di fanghi primari e secondari, le abbondanze relative sono riportate in Figura 20.

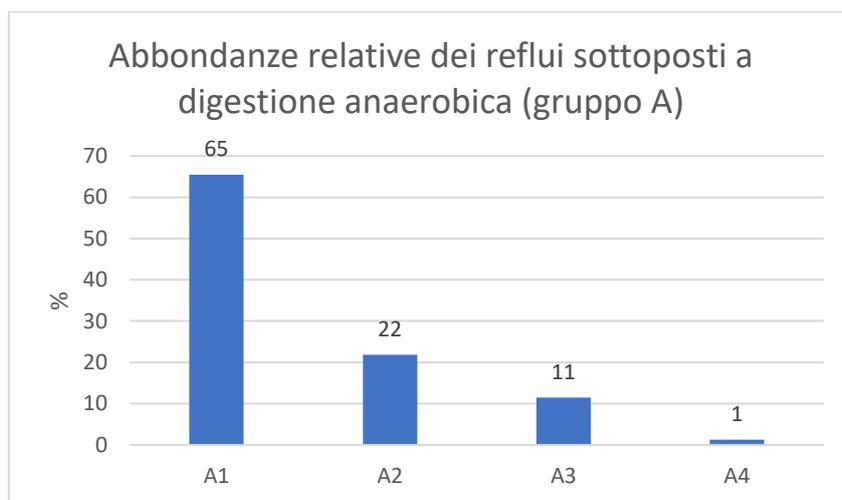


Figura 20: Abbondanze relative dei rifiuti sottoposti a digestione anaerobica

Considerando, invece, i rifiuti liquidi selezionati per la valorizzazione, il totale di rifiuto immagazzinato ammonterà a 370 m³, con le seguenti abbondanze relative (vedere Tabella 20 e Figura 21).

Tabella 20: Quantitativi di rifiuti scaricati in una settimana e abbondanze relative del mix

ID	Quantità conferita (m ³)	Abbondanza relativa (%)
E3	30	8
F6	50	14
D5	50	14
F3	60	16
B4	60	16
C2	60	16
F4	60	16
totale	370	100

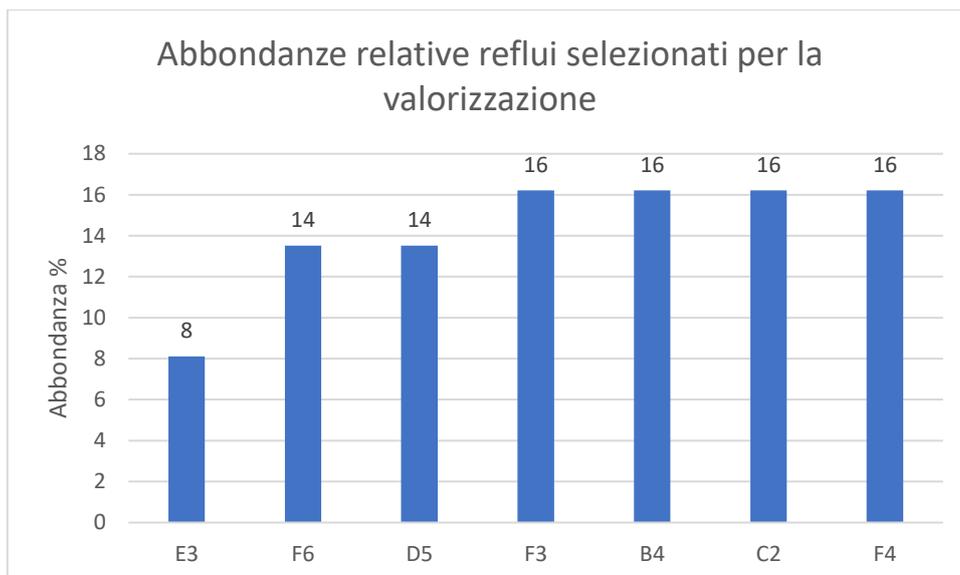


Figura 21: Abbondanze relative del mix formato dai rifiuti da valorizzare

Il rapporto C/N della miscela, in relazione alle abbondanze relative dei componenti, per i rifiuti sottoposti a digestione assume il valore di 147, il che denota una relativa deficienza di azoto in relazione al carbonio presente nei rifiuti del mix. Il rapporto C/N per i rifiuti selezionati per la valorizzazione assume il valore di 37, denotando un relativo bilanciamento tra concentrazione di carbonio e di azoto con una leggera deficienza di quest'ultimo, con un dato che non si discosta di molto dal valore di ottimo riportato in (Metcalf).

Nelle Figure 22 e 23 sono riportati rispettivamente le produzioni specifiche teoriche di metano per i reflui che vengono usati per la digestione e per i reflui da valorizzare, considerando le loro abbondanze relative.

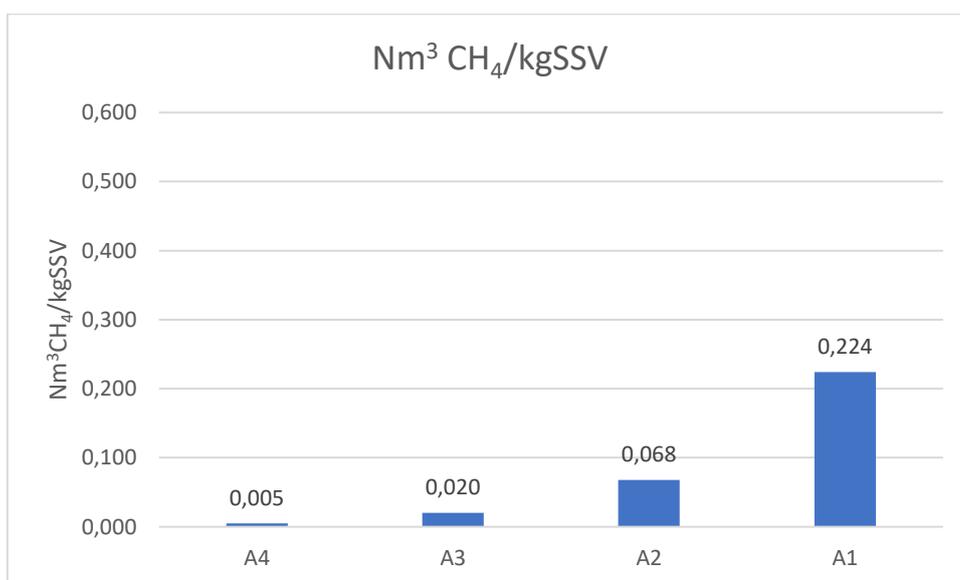


Figura 22: Produzione specifica teorica di metano dei rifiuti sottoposti a digestione secondo abbondanze relative

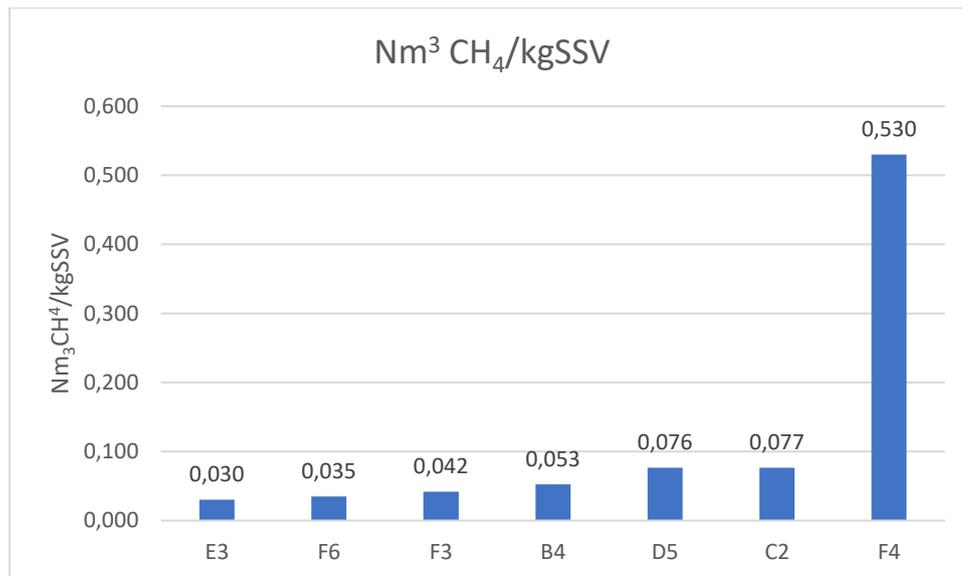


Figura 23: Produzione specifica teorica di metano dei rifiuti selezionati per la valorizzazione secondo abbondanze relative

Le caratteristiche fisico-chimiche del fango misto (primario + biologico) e del fango biologico sono state fornite da analisi commissionato da CORDAR a laboratori esterni (vedere Tabella 21)

Tabella 21: Valori di COD, Azoto totale Kjeldhal e rapporto C:N del fango misto e del fango biologico

	Fango misto	Fango biologico
COD (mg/l)	11000	2600
N _{tot,K} (mg/l)	8000	490
C:N	4,8	18,7

7.3.1 Miscela di fango misto (primario + biologico) e reflui attualmente inviati a digestione anaerobica

Al fine di valutare il rapporto tra nutrienti e la produzione specifica teorica di metano della miscela attualmente inviata a digestione anaerobica, è stato simulato il carico del digestore con fango misto e reflui liquidi del gruppo A.

Per il calcolo delle abbondanze relative dei componenti della miscela, si è ipotizzato di caricare il digestore con un rapporto fanghi-reflui di 5:1, valore ottimale per la co-digestione riscontrato in letteratura (Metcalf). La quantità totale dei reflui caricati ammonta a 200 m³ mentre la quantità di fango misto ammonta a 1000 m³. Le abbondanze relative dei componenti all'interno della miscela sono riportate in Figura 24.

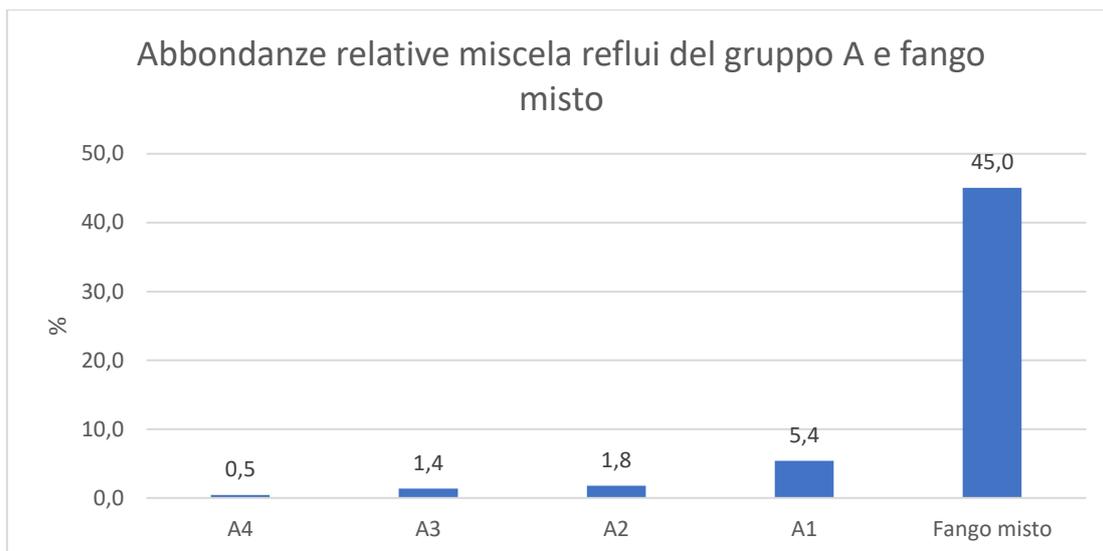


Figura 24: Abbondanze relative della miscela con reflui del gruppo A e fango misto (primario + biologico)

Il rapporto C/N della miscela, calcolato tenendo conto delle abbondanze relative, utilizzando i dati analitici di analisi commissionate da CORDAR a laboratori esterni, assume il valore di 1,2, il che denota una relativa abbondanza di azoto rispetto il carbonio. Volendo valutare la produzione specifica teorica di metano (vedere Figura 25), tenuto conto delle abbondanze relative e utilizzando un tempo di ritenzione del fango pari a 20 giorni, si rileva come il contributo maggiore, con 194,4 Nm³ CH₄/d, sia dato dal fango misto, a causa della sua maggiore abbondanza relativa all'interno della miscela.

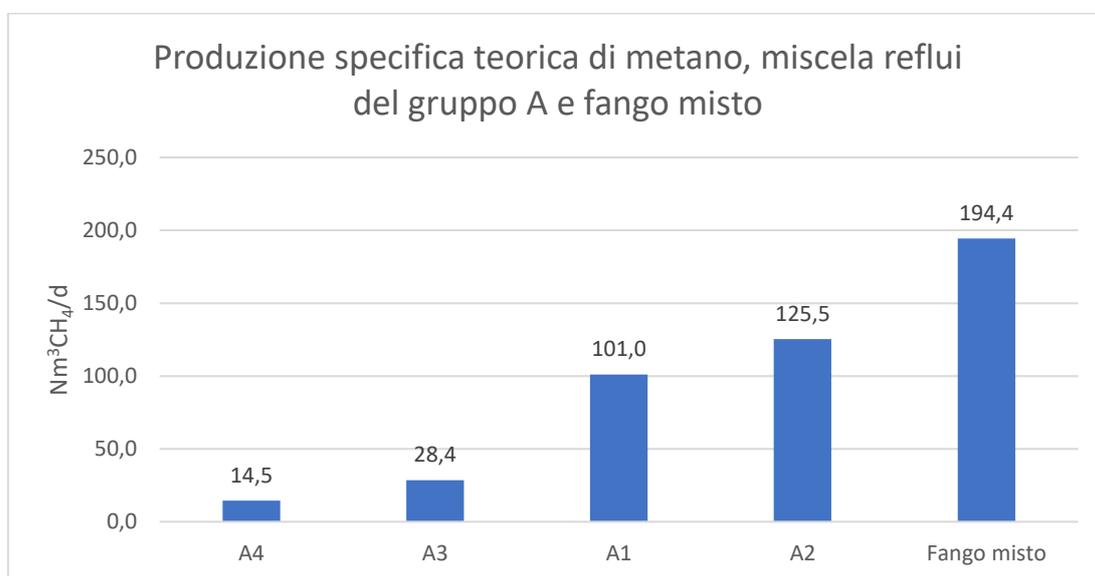


Figura 25: Produzione specifica teorica di metano della miscela tra reflui del gruppo A e fango misto (primario + biologico), per un tempo di ritenzione del fango di 20 giorni

In Figura 26 vengono messe a confronto le abbondanze relative dei componenti della miscela e la percentuale di produzione teorica di metano riferita al totale di produzione teorica giornaliera, pari a 463,8 Nm³ CH₄/d. Dalla Figura 26 è possibile osservare come ad una abbondanza relativa del 45% del fango misto,

corrisponda il 42% della produzione di metano. E' possibile osservare, altresì, come nonostante abbondanze relative rispettivamente dell'1,8% e 5,4%, i reflui A2 e A1 contribuiscano complessivamente al 48,8% del metano giornaliero prodotto.

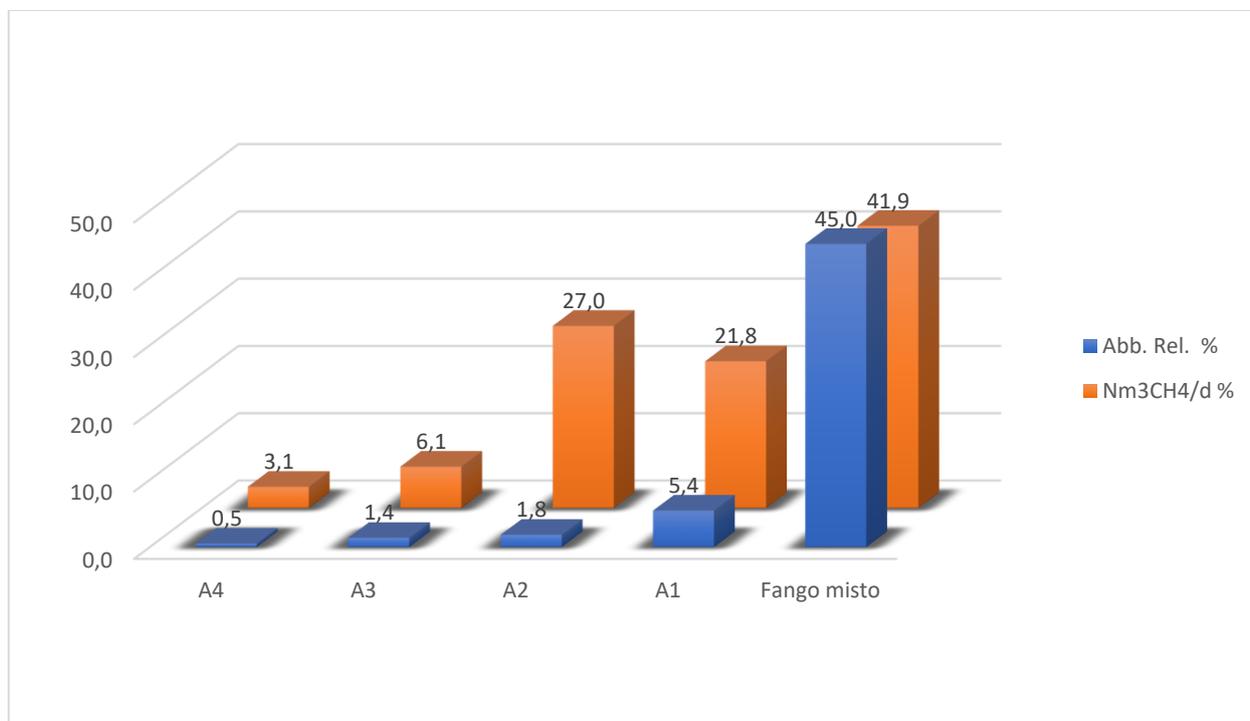


Figura 26: Confronto tra abbondanze relative e percentuali di produzione teorica specifica di metano per i componenti della miscela tra reflui del gruppo A e fango misto

7.3.2 Miscela di fango misto (primario + biologico) e reflui selezionati per la valorizzazione

In questa seconda simulazione di carico del digestore, sono stati utilizzati i reflui selezionati per la valorizzazione nelle quantità riportate in Tabella 20, in rapporto 5:1 con il fango misto (primario + biologico). Il volume di reflui è pari a 370 m³, mentre il volume di fango è pari a 1.850 m³, per un totale di 2.200 m³. Le abbondanze relative dei componenti della miscela sono riportate in Figura 27.

Il rapporto C/N della miscela, tenendo conto delle abbondanze relative, è di 6,2, valore che denota anche in questo caso una relativa abbondanza di azoto rispetto il carbonio presente nella miscela.

Le produzioni specifiche teoriche di metano giornaliero, per un tempo di ritenzione del fango di 20 giorni, sono riportate in Figura 28. Si osserva come, ancora una volta, la produzione specifica maggiore è quella relativa al fango misto, sia per le sue proprietà fisico-chimiche che, naturalmente, per la sua maggiore abbondanza relativa, con un valore di 359,7 Nm³ CH₄/d, mentre il totale del metano prodotto dai reflui selezione per la valorizzazione ammonta a 121,8 Nm³ CH₄/d.

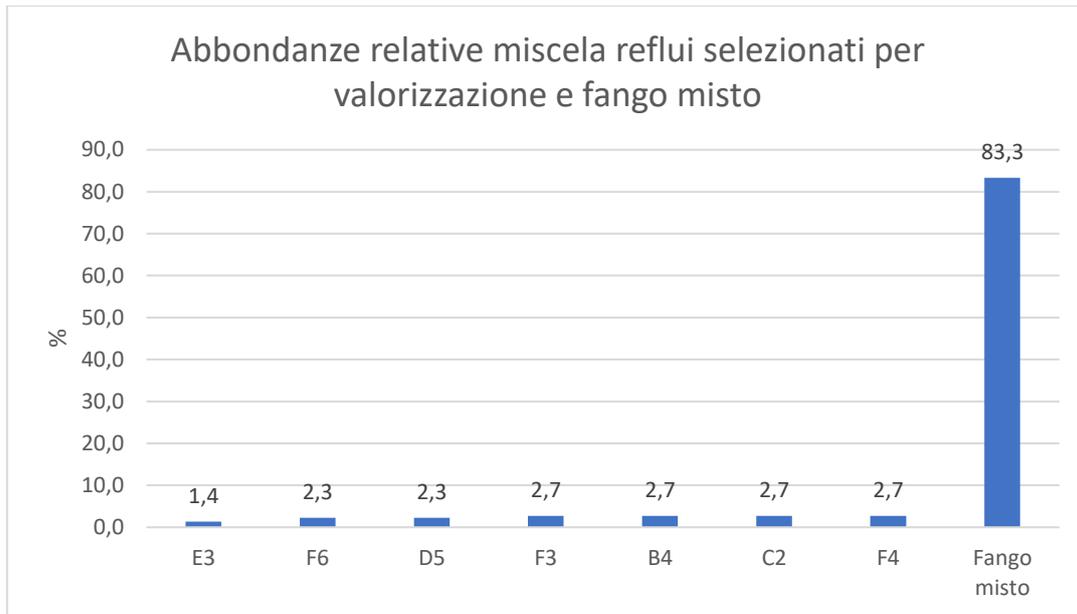


Figura 27: Abbondanze relative della miscela formata da reflui selezionati per la valorizzazione e fango misto (primario + biologico)

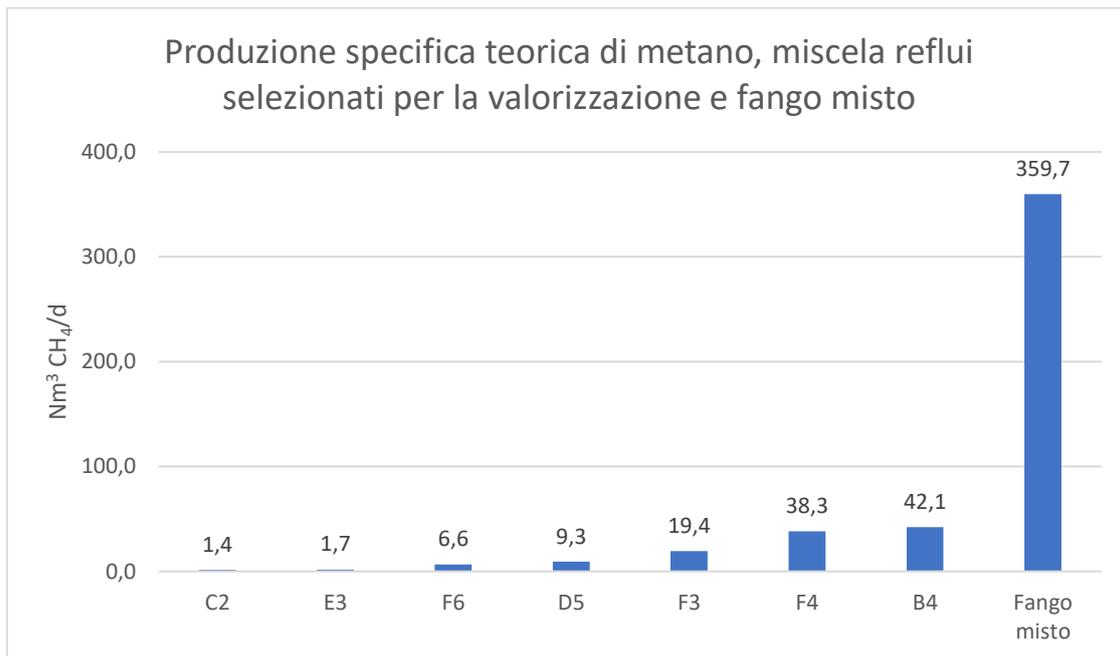


Figura 28: Produzioni specifiche teoriche di metano dei componenti della miscela tra reflui selezionati per la valorizzazione e fango misto (primario + biologico)

In Figura 29 viene riportato il confronto tra le abbondanze relative dei reflui presenti nella miscela le percentuali di produzione specifica teorica di metano per i vari reflui componenti la miscela, riferiti al totale di 481,5 Nm³CH₄/d. Come può essere osservato in Figura 29, il contributo maggiore alla produzione totale di metano, con un valore del 75,2%, deriva ancora una volta dal fango misto, a causa della sua maggiore abbondanza (83,3%). I reflui che danno un contributo maggiore in termini di produzione giornaliera di

metano sono i reflui B4 (Reflui da depuratore biologico produzione lattiero casearia) e F4 (Reflui da vinificazione) che, a fronte di un'abbondanza relativa del 2,7% per ognuno, forniscono rispettivamente l'8,8% e l'8% della produzione specifica giornaliera di metano della miscela. Il refluo B3 (Reflui da produzione e lavorazione carni), a fronte di una abbondanza relativa del 2,7% contribuisce al 4,1% della produzione specifica teorica di metano.

I reflui E3 (grassi mensa) e C2 (reflui lavaggio cereali) contribuiscono in maniera minore al bilancio complessivo della produzione teorica di metano a causa del loro basso tenore di COD, rispettivamente di 3.210 mg/kg e 1.340 mg/kg.

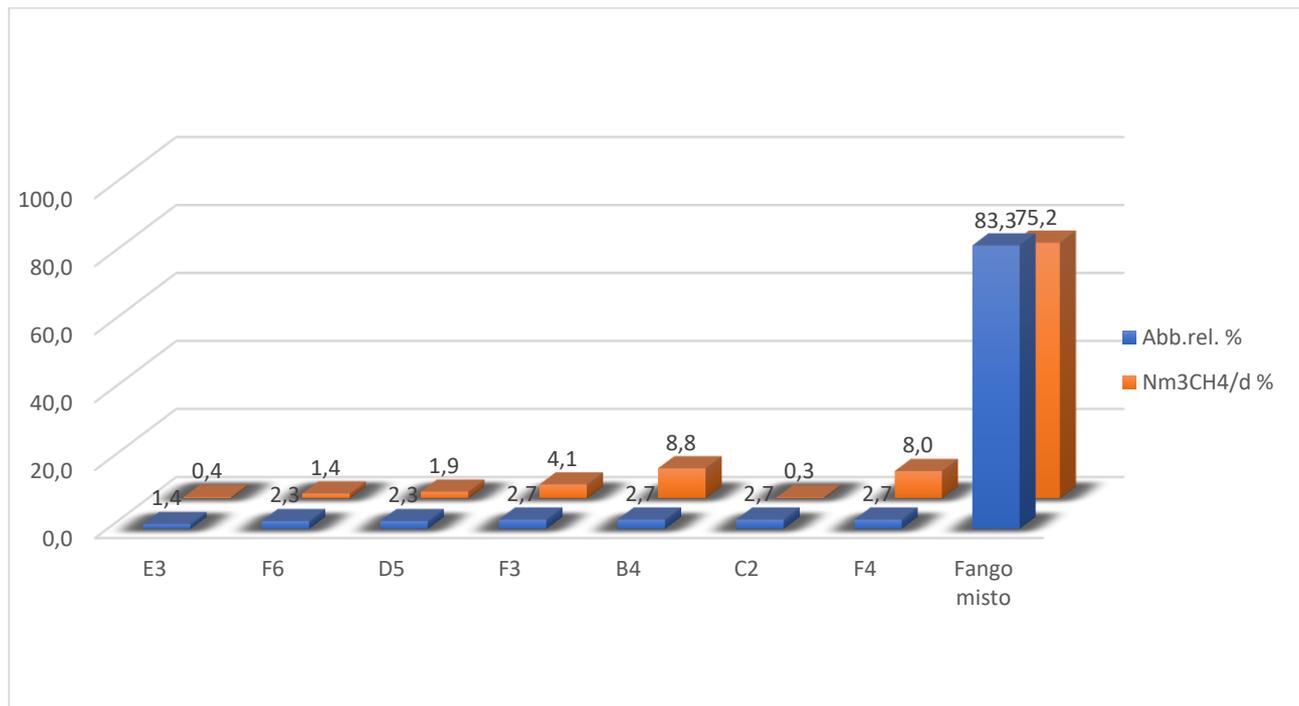


Figura 29: Confronto tra abbondanze relative e percentuali di produzione teorica specifica di metano per i componenti della miscela tra reflui selezionato per la valorizzazione e fango misto

7.3.3 Miscela di fango biologico e reflui selezionati per la valorizzazione

In questa terza simulazione di carico del digestore verranno valutati il rapporto C/N e la produzione teorica specifica di metano di una miscela composta da fango biologico e reflui selezionati per la valorizzazione. La quantità di reflui ammonta a 370 m³ mentre la quantità di fango biologico, in proporzione 5:1, è pari a 1.850 m³. Le abbondanze relative dei componenti della miscela sono riportate in Figura 30.

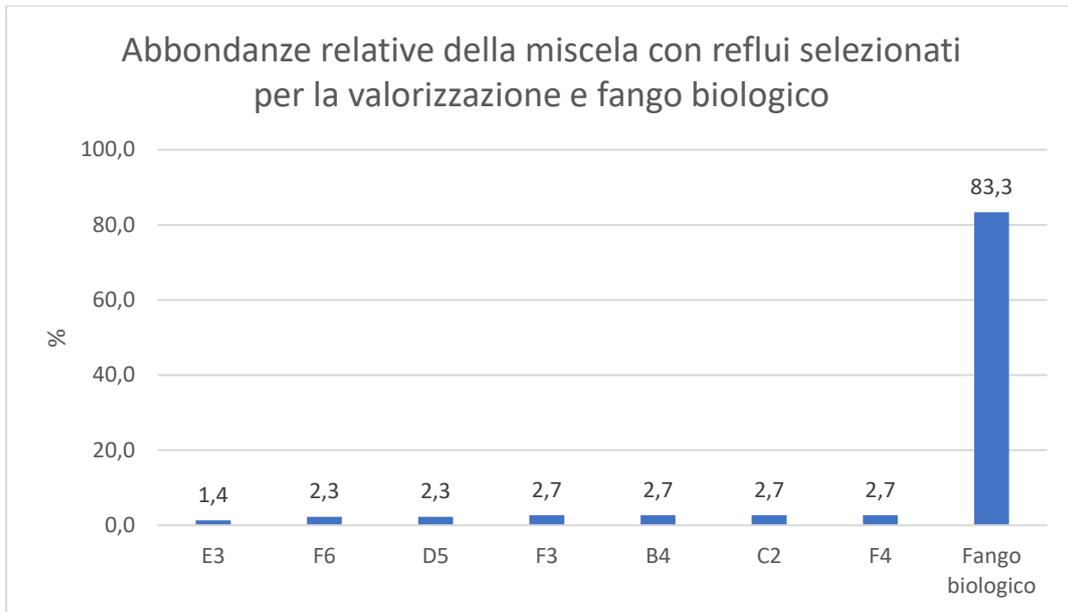


Figura 30: Abbondanze relative dei componenti della miscela formata da fanghi biologici e reflui selezionati per la valorizzazione

Tenendo conto delle abbondanze relative, il rapporto C/N della miscela risulta pari a 22, valore che ricade nell'intervallo 20 – 30 descritto in letteratura come ottimale per la digestione anaerobica.

La produzione teorica specifica di metano totale giornaliera, per un tempo di ritenzione del fango scelto pari a 20 giorni, risulta pari a 380,4 Nm³ CH₄/d, di cui 261,6 Nm³ CH₄/d dovuti al fango biologico e 118,8 Nm³ CH₄/d dovuti ai reflui.

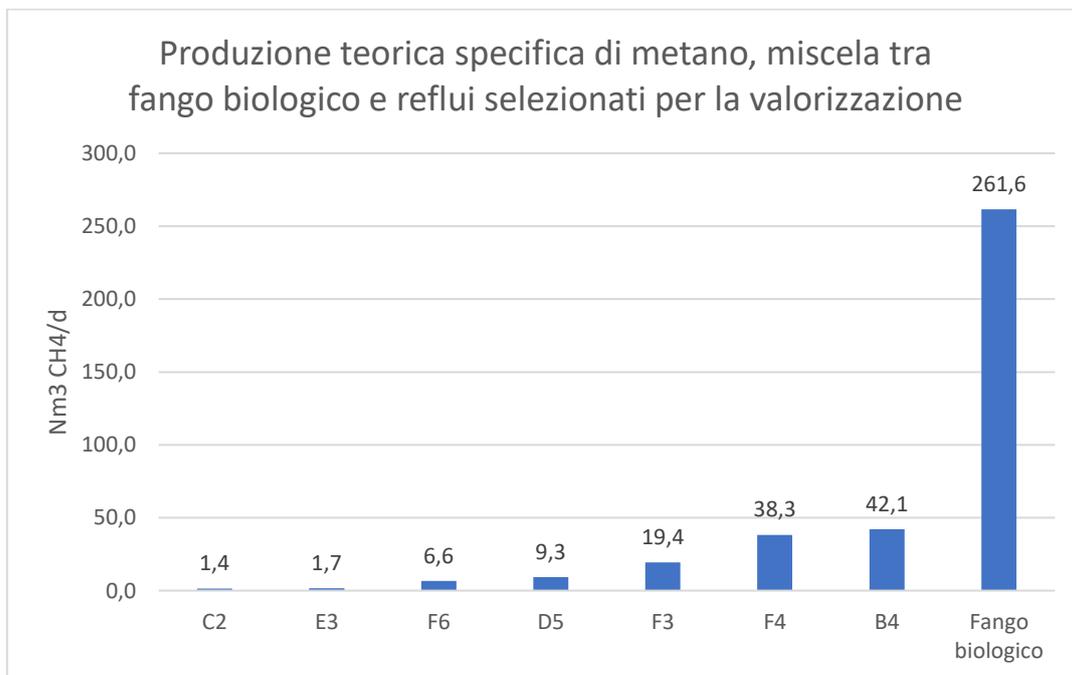


Figura 31: Produzione specifica teorica giornaliera di metano per la miscela composta da fango biologico e reflui selezionati per la valorizzazione

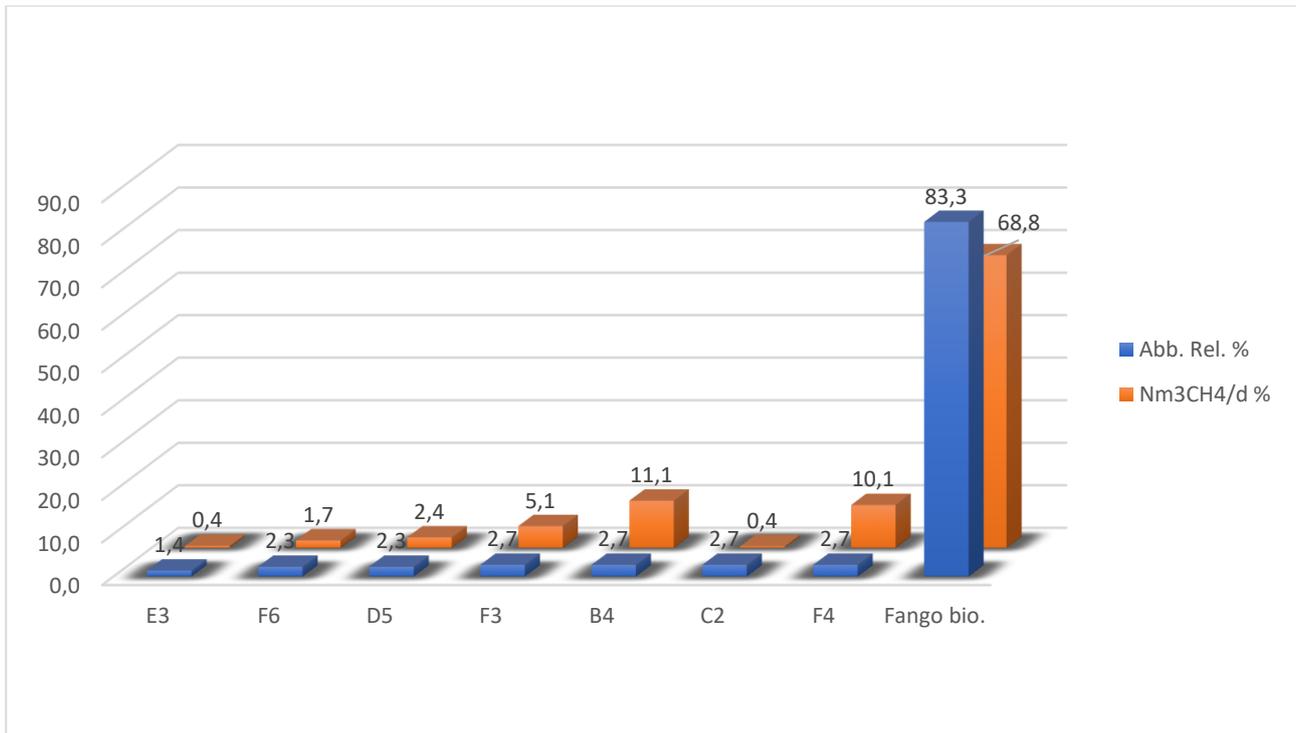


Figura 32: Confronto tra abbondanze relative e percentuale di produzione di metano specifica teorica giornaliera per i componenti della miscela di fango biologico e reflui selezionati per la valorizzazione

Per quanto riguarda il confronto tra abbondanze relative e percentuale di produzione specifica teorica di metano per i componenti della miscela, i risultati mostrati in Figura 32 non si scostano molto dai risultati ottenuti in Figura 29.

7.3.4 Confronto finale tra gli scenari di carico del digestore

In Figura 33 vengono messi a confronto i 3 scenari di carico del digestore analizzati nei paragrafi 7.4.1, 7.4.2 e 7.4.3. Lo scenario che ha fornito i risultati migliori, in termini di produzione specifica teorica di metano è stato lo scenario di carico della miscela dei reflui selezionati per la valorizzazione più il fango misto (primario + biologico). I risultati non si scostano molto da quelli ottenuti con lo scenario di carico dei reflui appartenenti al gruppo A, cioè quelli attualmente sottoposti a digestione anaerobica, e fango misto.

La resa minore, in termini di produzione teorica di metano, risulta essere quella dello scenario di carico con reflui selezionati per la valorizzazione e fango biologico, a causa della minore concentrazione di carbonio del substrato.

Il rapporto C/N assume valori di 1,2 per lo scenario di carico del digestore coi reflui del gruppo A e fango misto, il valore di 6,2 per carico con reflui selezionati per la valorizzazione e fango misto, 22 per scenario con reflui selezionati e fango biologico. Risulta chiaro che, tranne per il caso in cui viene utilizzato fango biologico, le miscele presentano carenza di carbonio, quindi un rapporto C/N basso rispetto la soglia di ottimo riportata in letteratura di 20-30. Un possibile metodo per alleviare l'effetto inibitorio dovuto al basso rapporto C/N potrebbe essere quello di aggiungere fieno alla digestione come fonte esterna di carbonio (R. Xu, 2017).

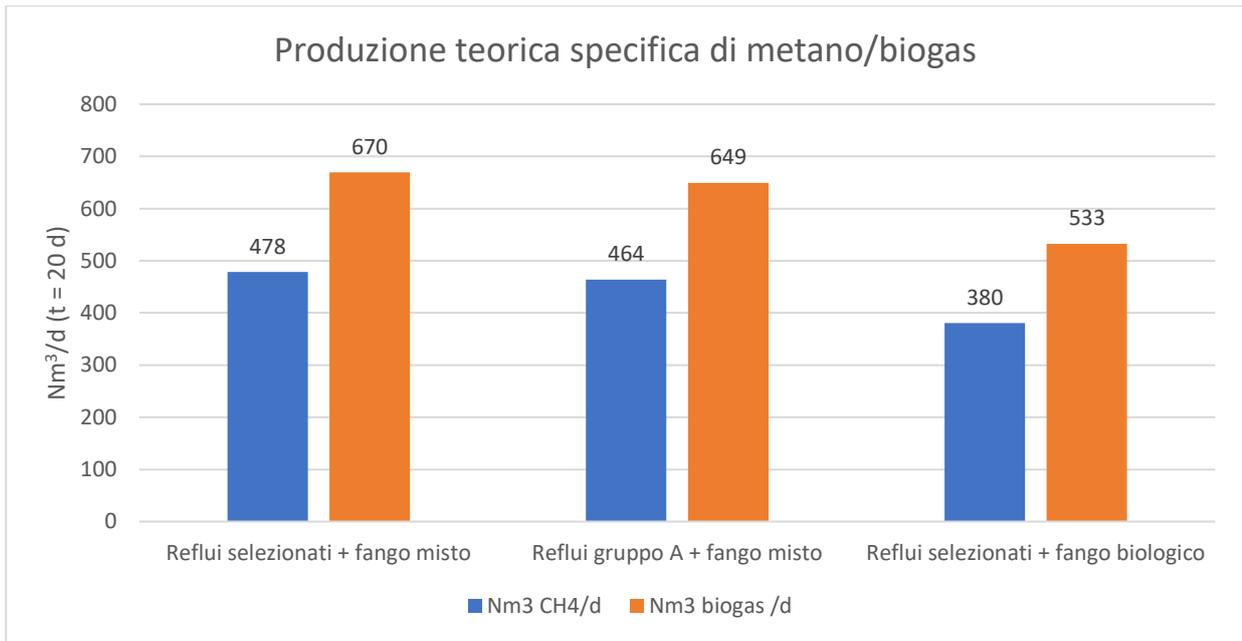


Figura 33: Produzione specifica teorica giornaliera e di metano e di biogas per i tre scenari di carico del digestore

8. VALUTAZIONE DELLA RICHIESTA ENERGETICA DELL'IMPIANTO

L'impianto CORDAR di Cossato, come descritto in precedenza, è dotato una turbina da 200 kW per il recupero dell'energia elettrica dal biogas ed una idroturbina da 10 kW posta al termine della linea acque per lo sfruttamento di un salto idraulico.

Il contenuto energetico del biogas viene recuperato mediante la turbina da 200 kW sopra citata, e mediante una caldaia il cui calore, attraverso scambiatori, viene utilizzato per il riscaldamento del fango del digestore, che opera in mesofilia (35°C) e per le utenze degli uffici.

Si vuole eseguire una valutazione critica della domanda di energia elettrica dell'impianto, confrontando i dati con quelli di altri impianti sul suolo italiano. Sono stati calcolati quattro indici di consumo energetico, mettendo a rapporto il consumo energetico totale dell'impianto e i valori di portata d'acqua in ingresso, Abitanti Equivalenti, portata di COD e di Azoto totale. I valori ottenuti sono rappresentati in Figura 35.

Tabella 22: Valori degli indici di richiesta energetica specifica per l'impianto CORDAR di Cossato (Bi)

kWh/m ³	0,17
kWh/kg COD	0,78
kWh/kg N _{tot}	8,73
kWh/A.E.	12,35

Volendo operare un confronto con altri impianti di trattamento acque italiani, sono stati utilizzati dati presenti in letteratura (vedere Tabella 22). Si fa presente che gli impianti presi in esame hanno caratteristiche diverse tra loro, sia in termini di capacità in abitanti equivalenti che in termini di trattamenti utilizzati per la depurazione delle acque.

Confrontando i dati presenti in Tabella 22, si può notare come l'impianto CORDAR di Cossato presenti il minor valore di kWh di energia elettrica utilizzata per abitante equivalente, per metro cubo di acqua trattata, per kg di COD rimosso e per kg di Azoto totale rimosso. Esso risulta, quindi, l'impianto con il minor consumo specifico di energia elettrica tra quelli analizzati.

Tabella 23: Confronto tra gli indici di richiesta energetica specifica per alcuni impianti presenti sul suolo italiano

Impianto	Capacità (A.E.)	kWh/A.E.	kWh/m ³	kWh/kgCOD	kWh/kgN _{tot}	Fonte
CORDAR Cossato (BI)	600.000	12,35	0,17	0,78	8,73	Questo lavoro
SMAT Castiglione Torinese(TO)	2.700.000	24,73	0,3	0,87	14,66	(Panepinto, 2016)
Folgaria (TN)	24.000	37	0,49	2	n.a.	(Foladori P, 2013)
Mancasale (RE)	280.000	47,2	0,37	2,15	n.a.	(Guglielmi L., 2013)

In Figura 35 vengono riportati i valori degli indici presenti in Tabella 23. Si nota come mentre per gli impianti di Folgaria (TN) e Mancasale (RE), che rispettivamente hanno una capacità di 24.000 e 280.000 A.E., i valori degli indici mostrano uno scarto minimo, gli impianti CORDAR e SMAT, che presentano

rispettivamente una capacità di 600.000 e 2.700.000 A.E., presentano dei valori degli indici minori e allineati. La differenza principale nei due target risiede principalmente nel valore dell'indice kWh/kgCOD, indicando quindi che per gli impianti CORDAR e SMAT la richiesta energetica specifica per la rimozione del COD sia minore all'aumentare della capacità dell'impianto. Come già anticipato, l'impianto CORDAR mostra anche una richiesta energetica specifica per abitante equivalente e per metro cubo di acqua trattata minore rispetto agli altri tre impianti oggetto del confronto.

Si vuole sottolineare che nel calcolo degli indici energetici non è stato tenuto conto dell'energia elettrica recuperata per mezzo della turbina da 200 kW (che utilizza il biogas prodotto nella sezione di digestione anaerobica), e della idroturbina da 18 kW per il recupero del salto idraulico presente a valle della linea trattamento acque, ragion per cui è lecito aspettarsi che, eseguendo uno studio più approfondito sulla richiesta energetica dell'impianto, i valori degli indici subiscano ancora una lieve diminuzione dei valori.

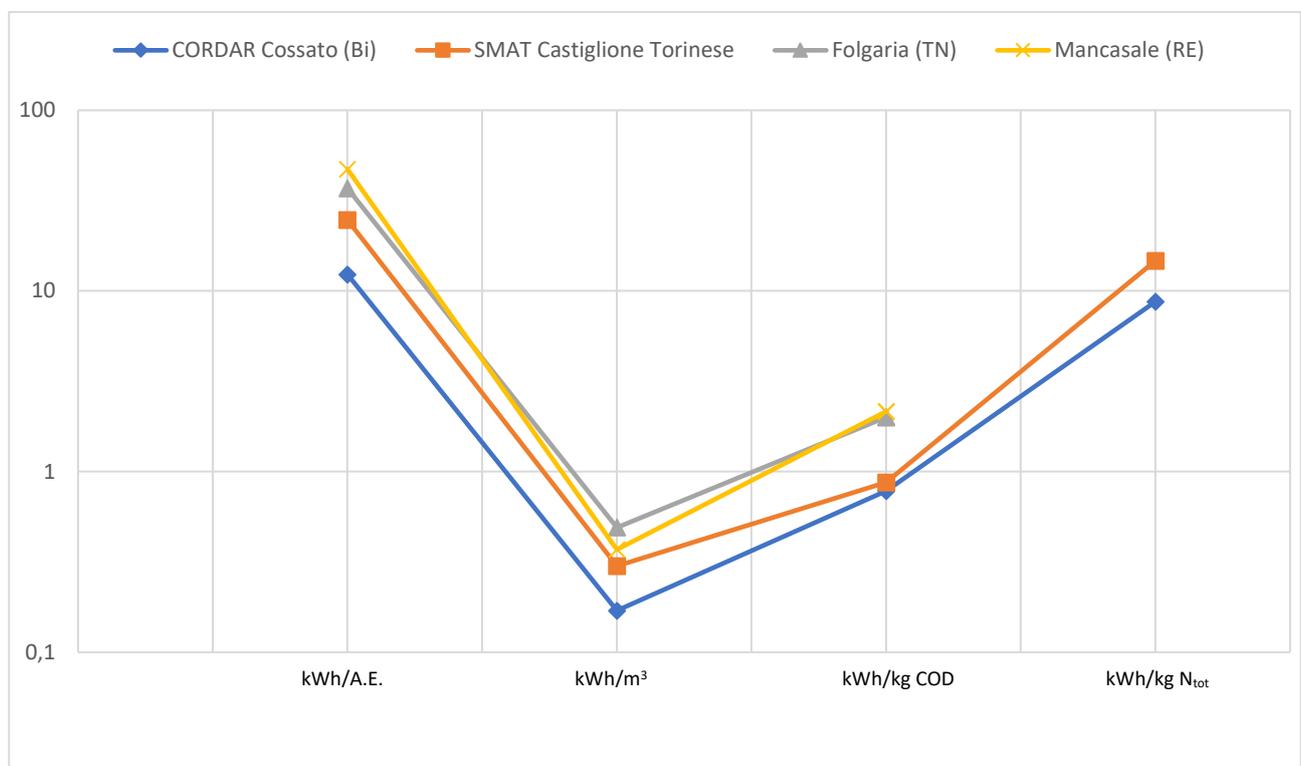


Figura 34: Indici di richiesta energetica specifica per gli impianti oggetto di studio

9. CONCLUSIONI

Il presente lavoro di tesi nasce dalla necessità di CORDAR S.p.a Biella Servizi di valutare le caratteristiche dei rifiuti liquidi conferiti in impianto in ottica della valorizzazione del biogas prodotto dal trattamento di digestione anaerobica.

In primo luogo è stato eseguito un bilancio di massa per l'intero impianto di trattamento, comprendente linea acque, line fanghi e sezione di digestione anaerobica. I dati utilizzati sono stati forniti da analisi commissionate da CORDAR presso laboratori specializzati per l'anno 2017. I risultati del bilancio di massa sono stati utilizzati per effettuare una verifica di calcolo delle sezioni principali della linea acque. Il bilancio di massa ha raggiunto la convergenza, minimizzando gli scarti fin sotto l'1%, alla quarta iterazione, mostrando la rapida convergenza della procedura.

E' stata effettuata la verifica di calcolo per la sezione di dissabbiatura-disoleatura, sedimentazione primaria e trattamento secondario, composto da denitrificazione, nitrificazione (ossidazione) e sedimentatore secondario. I risultati restituiti dalla verifica di calcolo mostrano, per la sezione di dissabbiatura-disoleatura, sedimentazione primaria e sedimentazione secondaria, una quasi totale aderenza tra i volumi delle vasche installate in impianto e i volumi ricavati dalla procedura di calcolo eseguita.

La vasca di denitrificazione mostra un sovradimensionamento, dell'ordine del 24%, dovuto alla concentrazione di azoto in ingresso più bassa rispetto le reali potenzialità dell'impianto. La vasca di nitrificazione (ossidazione) mostra invece un sovradimensionamento più marcato (volume restituito dalla verifica di calcolo del 35% inferiore al volume reale installato in impianto), dovuto principalmente alla scarsa presenza di sostanza organica nei reflui sottoposti a trattamento. Questo rende necessaria il ricorso ad una fonte di carbonio esterna per sostenere il processo ossidativo, che si concretizza operativamente con l'aggiunta di una soluzione di acido acetico all'80% in testa al trattamento secondario.

Si è poi proceduto con una valutazione qualitativa e quantitativa dei rifiuti liquidi conferiti in impianto per il trattamento. Nell'ottica di una ottimizzazione del processo di digestione anaerobica, è stata condotta una analisi delle caratteristiche fisico-chimiche di un gruppo di 29 reflui, di cui 4 attualmente inviati alla digestione anaerobica (gruppo A), più altri 25 trattati in impianto ma non in digestione poiché non presentano caratteristiche ottimali. I reflui sono stati divisi in 6 gruppi funzionali in base alla loro provenienza e caratteristiche fisico-chimiche:

- GRUPPO A: Reflui attualmente inviati a digestione anaerobica;
- GRUPPO B: Fanghi da industria casearia non scaricati al digestore;
- GRUPPO C: Reflui provenienti da riserie non scaricati al digestore;
- GRUPPO D: Rifiuti provenienti da macello carni non scaricati al digestore;
- GRUPPO E: Grassi vari non scaricati al digestore;
- GRUPPO F: Rifiuti alimentari di varia provenienza non scaricati al digestore.

Col fine di individuare un gruppo di reflui da poter trattare con digestione anaerobica, sono stati valutati per tutti reflui:

- pH;
- presenza di sostanze inibenti la metanogenesi (azoto ammoniacale, solfuri, grassi);
- concentrazione di nutrienti (Carbonio, Azoto e Fosforo) e rapporto C/N;
- Produzione specifica teorica di metano ($\text{Nm}^3\text{CH}_4/\text{kgSSV}$).

Sono stati così selezionati 7 reflui che presentano caratteristiche tali da permetterne il trattamento mediante digestione anaerobica.

Per fornire una valutazione delle caratteristiche dei reflui che rispecchi la situazione operativa reale, è stata condotta una valutazione secondo le abbondanze relative dei reflui conferiti in impianto al momento, ipotizzando che per i reflui con frequenza di conferimento mensile, la disposizione avvenga per tutti nella stessa settimana, mentre per i reflui con frequenza di conferimento settimanale è stata considerata solo la quota parte conferita in impianto in una settimana. Questo per evitare l'insorgere di fenomeni putrefattivi o altri problemi di gestione.

E' stata condotta una simulazione di carico del digestore con tre scenari di alimentazione:

- Reflui del gruppo A e fango misto (primario + biologico);
- Reflui selezionati per la valorizzazione e fango misto (primario + biologico);
- Reflui selezionati per la valorizzazione e fango biologico.

La quantità di reflui prescelta è quella risultante dalla valutazione pratica dei conferimenti mentre sia per il fango misto che per il fango biologico la quantità da inviare a digestione è stata presa pari a 5 volte secondo il rapporto ottimale per la co-digestione di fanghi da depurazione e substrati organici riportato in letteratura.

Gli scenari di carico del digestore con reflui del gruppo A e fango misto e con reflui selezionati per la valorizzazione e fango misto, in termini di produzione teorica specifica di metano, mostrano risultati comparabili (rispettivamente 464 e 478 Nm³CH₄/d), ragion per cui si ritiene che, sulla base della trattazione teorica eseguita, si possa procedere ad una implementazione degli stessi nel processo di digestione anaerobica.

I reflui che hanno mostrato una maggiore resa in termini di produzione teorica di metano sono il B4 (Reflui da depuratore biologico produzione lattiero casearia) e F4 (Reflui da vinificazione) che, nel caso dello scenario di carico del digestore con fango misto e reflui selezionati per la valorizzazione, a fronte di un'abbondanza relativa del 2,7% per ognuno, forniscono rispettivamente l'8,8% e l'8% della produzione specifica giornaliera di metano della miscela. Il refluo B3 (Reflui da produzione e lavorazione carni), a fronte di una abbondanza relativa del 2,7% contribuisce al 4,1% della produzione teorica di metano. Considerando il fatto che i reflui provenienti da macelli o industrie di lavorazione delle carni possono presentare elementi di grossa pezzatura (ossa di animali, parti anatomiche), si consiglia l'utilizzo di un tritatore in modo tale da diminuire le dimensioni dei solidi grossolani in entrata al digestore ed aumentare così l'efficienza di rimozione e la produzione specifica di metano.

Il rapporto C:N assume il valore di 1,2 per lo scenario di carico con reflui del gruppo A e fango misto, 6,2 per lo scenario di carico con reflui selezionati per la valorizzazione e fango misto, 22 per lo scenario di carico con reflui selezionati per la valorizzazione fango biologico. Tranne che per l'ultimo caso, il rapporto C:N denota abbondanza di azoto rispetto il carbonio. Il ricorso ad una fonte esterna di carbonio potrebbe essere una strada perseguibile, sotto lo stesso principio utilizzato per la sezione biologica di trattamento acque, utilizzando, ad esempio, del fieno come fonte di carbonio.

La produzione teorica specifica di metano per lo scenario di carico del digestore con reflui selezionati per la valorizzazione e fango misto mostra risultati minori in termini di produzione teorica di metano, con 380 Nm³CH₄/d, imputabile alla minore concentrazione di COD rispetto al fango misto (rispettivamente 8000 e 11000 mg/l).

Infine, è stata condotta una valutazione di massima sulle prestazioni energetiche dell'impianto di trattamento acque oggetto di studio, individuando quattro indicatori in termini di richiesta energetica specifica:

- kWh/A.E.
- kWh/m³
- kWh/kgCOD

- kWh/kgN_{tot}

I valori così ottenuti sono stati confrontati con quelli di altri tre impianti di trattamento di diversa taglia sul suolo italiano: impianto SMAT di Castiglione Torinese (TO), impianto di Folgaria (TN) e impianto di Mancasale (RE). Il confronto mostra chiaramente che, nonostante un chiaro trend che indichi la diminuzione di richiesta energetica specifica all'aumentare della taglia dell'impianto, quello di Cossato presenta i valori minori degli indicatori di richiesta energetica, mostrando quindi la maggiore efficienza di trattamento in termini di kWh su A.E., kWh su metro cubo di acqua trattata, kWh su kg di COD e kWh su N_{tot} rimosso.

INDICE DELLE FIGURE

Figura 1: Foto area dell'impianto di depurazione e localizzazione all'interno della regione Piemonte. Fonte: Google	1
Figura 2: Portata media giornaliera in ingresso linea acque per il triennio 2015-2017	4
Figura 3: Confronto tra la potenzialità in A.E. trattabili dall'impianto in progetto e nel caso reale.	5
Figura 4: Confronto tra potenzialità di A.E. di COD con situazione attuale	5
Figura 5: Schema di flusso della linea acque dell'impianto di depurazione CORDAR di Cossato	6
Figura 6: Diagramma di flusso della linea fanghi	9
Figura 7: Produzione media mensile di fango ispessito per il triennio 2015-2017	10
Figura 8: Percentuali di composizione media del biogas per il triennio 2015-2017	11
Figura 9: Quantitativi annui di reflui liquidi conferiti all'impianto di trattamento, per tipo di refluo, triennio 2015-2017	12
Figura 10: Schema reattivo della digestione anaerobica di materiali polimerici. Il numero indica il gruppo batterico coinvolto: 1. batteri idrolitici e fermentativi, 2. batteri acetogenici, 3. batteri omo-acetogenici, 4. metanogeni idrogenotropici, 5. Metanogeni acetoclastici. Riadattato da (J.B. Van Lier, 2008).	14
Figura 11: Curve di crescita di Monod dei batteri Methanosarcina e Methanosaeta (J.B. Van Lier, 2008) ...	17
Figura 12: Bilancio del COD in un reattore anaerobico (J.B. Van Lier, 2008)	20
Figura 13: Risultato complessivo della prima iterazione del bilancio di massa	35
Figura 14: Risultati complessivi della seconda iterazione del bilancio di massa	42
Figura 15: Risultati complessivi della terza iterazione del bilancio di massa	43
Figura 16: Risultati complessivi della quarta iterazione del bilancio di massa	44
Figura 17: Confronto tra valori di pH dei reflui attualmente scaricati al digestore e reflui selezionati per la valorizzazione	56
Figura 18: Produzione specifica teorica di metano per i rifiuti liquidi da valorizzare	56
Figura 19: Produzione specifica teorica di metano per i rifiuti liquidi correntemente sottoposti a digestione anaerobica	57
Figura 20: Abbondanze relative dei rifiuti sottoposti a digestione anaerobica	58
Figura 21: Abbondanze relative del mix formato dai rifiuti da valorizzare	59
Figura 22: Produzione specifica teorica di metano dei rifiuti sottoposti a digestione secondo abbondanze relative	59
Figura 23: Produzione specifica teorica di metano dei rifiuti selezionati per la valorizzazione secondo abbondanze relative	60
Figura 24: Abbondanze relative della miscela con reflui del gruppo A e fango misto (primario + biologico)	61
Figura 25: Produzione specifica teorica di metano della miscela tra reflui del gruppo A e fango misto (primario + biologico), per un tempo di ritenzione del fango di 20 giorni	61
Figura 26: Confronto tra abbondanze relative e percentuali di produzione teorica specifica di metano per i componenti della miscela tra reflui del gruppo A e fango misto	62
Figura 27: Abbondanze relative della miscela formata da reflui selezionati per la valorizzazione e fango misto (primario + biologico)	63
Figura 28: Produzioni specifiche teoriche di metano dei componenti della miscela tra reflui selezionati per la valorizzazione e fango misto (primario + biologico)	63
Figura 29: Confronto tra abbondanze relative e percentuali di produzione teorica specifica di metano per i componenti della miscela tra reflui selezionato per la valorizzazione e fango misto	64
Figura 30: Abbondanze relative dei componenti della miscela formata da fanghi biologici e reflui selezionati per la valorizzazione	65
Figura 31: Produzione specifica teorica giornaliera di metano per la miscela composta da fango biologico e reflui selezionati per la valorizzazione	65

Figura 32: Confronto tra abbondanze relative e percentuale di produzione di metano specifica teorica giornaliera per i componenti della miscela di fango biologico e reflui selezionati per la valorizzazione	66
Figura 33: Produzione specifica teorica giornaliera e di metano e di biogas per i tre scenari di carico del digestore	67
Figura 35: Indici di richiesta energetica specifica per gli impianti oggetto di studio.....	69

INDICE DELLE TABELLE

Tabella 1: quantitativi annui di reflui industriali trattati.....	12
Tabella 2: Classificazione dei batteri in funzione dell'intervallo di temperatura ottimale	17
Tabella 3: Dati impianto CORDAR di Cossato.....	27
Tabella 4: Dati di progetto per il trattamento secondario	29
Tabella 5: Dati per il bilancio di massa della digestione	33
Tabella 6: Contributi nei riciccoli provenienti dalla linea fanghi	35
Tabella 7: Sintesi dei risultati della seconda iterazione.....	41
Tabella 8: Sintesi dei risultati della terza iterazione	42
Tabella 9: Sintesi dei risultati della quarta iterazione.....	43
Tabella 10: Parametri per il dimensionamento di un dissabbiatore areato (Metcalf)	45
Tabella 11: Dimensioni della vasca di dissabbiatura-disoleazione	46
Tabella 12: Parametri di progetto per il dimensionamento del sedimentatore primario	46
Tabella 13: Parametri di progetto per il trattamento secondario	48
Tabella 14: Valori delle costanti cinetica, letteratura (Metcalf)	48
Tabella 15: Requisiti dei parametri in uscita	48
Tabella 16: Confronto tra volumi delle vasche installate in impianto e volumi ottenuti con la verifica di calcolo	50
Tabella 17: Descrizione e principali caratteristiche fisico-chimiche dei reflui industriali oggetto di studio ..	51
Tabella 18: Concentrazioni di nutrienti e di alcune sostanze inibenti la metanogenesi	53
Tabella 19: Reflui selezionati per una possibile digestione con relative proprietà.....	55
Tabella 20: Quantitativi di rifiuti scaricati in una settimana e abbondanze relative del mix.....	58
Tabella 21: Valori di COD, Azoto totale Kjeldhal e rapporto C:N del fango misto e del fango biologico.....	60
Tabella 22: Valori degli indici di richiesta energetica specifica per l'impianto CORDAR di Cossato (Bi)....	68
Tabella 23: Confronto tra gli indici di richiesta energetica specifica per alcuni impianti presenti sul suolo italiano	68

BIBLIOGRAFIA

- A. Lethomaki, S. H. (2007). Laboratory investigations on co-digestion of energy crops and crop residues with cow manure for methane production: effects of crop to manure ratio. *Resour. Conserv. Recycl.*
- C. Sawatdeenarunat, K. S. (2015). Anaerobic digestion of lignocellulosic biomass: challenges and opportunities. . *Bioresource Technologies*.
- C. Zhang, G. X. (2013). The anaerobic co-digestion of food waste and cattle manure. *Bioresource Technology*.
- Cirne, D. P. (2007). Anaerobic digestion of lipid-rich waste - Effects of lipids concentratio. *Renewable Energy* 32, 965–975.
- Comunicato stampa 53/2017*. (2017, Marzo 1). Tratto da <http://www.bi.camcom.gov.it>:
http://images.bi.camcom.it/f/ComunicatiStampa/comunicatistampa2017/83/8317_CCIAABI_27112017.pdf
- D'Antonio, G. (2011). *Ingegneria Sanitaria Ambientale*. Milano: Ulrico Hoepli Editore S.p.a.
- Fitzgerald, J. A. (2015). Methanosarcina play an important role in anaerobic co-digestion of seaweed ulva lactuca: taxonomy and predicted metabolism of functional microbial communities. . *PLoS One* 10 (11).
- Foladori P, G. G. (2013). Analysis and energy efficiency improvement of Folgaria (TN) WWTplant. *Proceeding of the 49th Study Day in Environmental Engineering. The Energy revenue in the waste and wastewater treatment plant (in Italian)*.
- Franke-Wittle, C. I. (2014). Changes in the microbial communities during co-composting of digestates. . *Waste Manage.*
- G. Bujoczek, J. O. (2000). High solid anaerobic digestion of chicken manure. *J. Agric. Eng. Res.* 76 (1), 51-60.
- G. Esposito, L. F. (2012). Anaerobic co-digestion of organic wastes. *Rev. Environ. Sci. Bio/Technol.*
- Guglielmi L., B. R. (2013). Reduction og energy consumption in Mancasale (RE) WWT plant. *Proceeding of the 49th Study Day in Enviromental Engineering, The energy revenue in the waste and wastewater treatment plant (in Italian)*.
- <http://www.cordarbiella.it/>. (2017, Marzo).
- J. Prochazka, P. D. (2012). Stability ad inhibition of anaerobi processes caused by insufficiency or excess of ammonia nitrogen. . *Appl. Microbiol. Biotechnol.*
- J.A. Chandler, W. J. (1980). Predicting methane fermentation biodegradability. *Biotech. Bioeng. Symposium*
- J.B. Van Lier, N. M. (2008). Anaerobic Wastewater Treatmen.
- L. H. Hagen, V. V. (2014). Microbial community structure and dynamics during co-digestion of whey permeate and cow manure in continuous stirred tank reactor systems. *Bioresource Technology* 171, 350-359.
- M. Murto, L. B. (2004). Impact of food industrial waste on anaerobic co-digestion of sewage sludge and pig manure. *J. Envirom. Manage.*

- M.J. Cuertos, C. F. (2011). Anaerobic co-digestion of swine manure with energy crop residues. *Biotechnol. Bioprocess. Eng.*
- M.S. Fantoulakis, I. P. (2010). Co-digestion of sewage sludge with glycerol to boost biogas production. *Waste Manage*, 30 (10), 1849-1853.
- McCarty. (1964). *Anaerobic waste treatment fundamentals, part I*. Chemist. Microb. Public Works, vol. 95, n. 9-12.
- McCarty P.L., D. H. (1981). Anaerobic Digestion. *Elsevier Biomedical, Amsterdam*.
- McCarty, P. M. (1961). Salt Toxicity in Anaerobic Digestion. *Journal of the Water Pollution Control Federation*, vol. 33, 339.
- Metcalfe, E. (s.d.). *Ingegneria delle acque reflue, trattamento e riuso*. McGraw Hill.
- Panepinto, D. F. (2016). Evaluation of the energy efficiency of a large wastewater treatment plant in Italy. *Applied Energy*, 161, 404-411.
- Park, S. L. (2012). Evaluation of methane production and macronutrient degradation in the anaerobic co-digestion of algae biomass residue and lipid waste. *Bioresource Technology*, 111, 42-48.
- R. Xu, K. Z. (2017). A critical review on the interaction of substrate nutrient balance and microbial community structure and function in anaerobic co-digestion. *Bioresource Technology*.
- S. Wan, L. S. (2013). Biogas production and microbial community change during the co-digestion of food waste with Chinese silver grass in a single-stage anaerobic reactor. *Biotechnol. Bioprocess Eng.*
- Speece, R. (1996). *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters*. Nashville, TN: Archae Press.
- WEF. (1998). *Design of Wastewater Treatment Plants, 5th Ed., Manual of Practice n. 8, vol. 3, cap. 17-24*. Alexandria, VA: Water Environment Federation.
- Y. Li, R. Z. (2013). Biogas production from co-digestion of corn stover and chicken manure under anaerobic wet, semi-solid and solid state conditions. *Bioresource Technology*.
- Zeeman, S. W. (1996). Anaerobic treatment of complex wastewater and waste activated sludge - application of an upflow anaerobic removal (UASB) reactor for the removal and pre-hydrolysis of suspended COD, . *IAWQ-NVA conference for "Advanced wastewater treatment", Amsterdam*. .
- Ziganshin, A. L. (2013). Microbial community structure and dynamics during anaerobic digestion of various agricultural waste materials. *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, 97 (11), 5161-5174.