

POLITECNICO DI TORINO

Collegio di Ingegneria Chimica e dei Materiali

**Corso di Laurea Magistrale
in Ingegneria Chimica e dei Processi Sostenibili**

Tesi di Laurea Magistrale

**Effetti della digestione anerobica di fanghi
di depurazione primari in modalità bistadio**



Relatori:

prof.ssa Barbara Ruffino
prof.ssa Mariachiara Zanetti
ing. Albero Cerutti
ing. Giuseppe Campo

Candidato

Danilo Penna

Luglio 2020

Indice

1. Introduzione.....	1
2. Impianto di trattamento acque e sedimentazione primaria	3
2.1 L'impianto SMAT	3
2.2 Il fango primario.....	4
3. Digestione Anaerobica	7
3.1 Introduzione.....	7
3.2 Idrolisi	9
3.3 Fermentazione acidogenica	9
3.4 Acetogenesi	10
3.5 Metanogenesi.....	11
3.6 I microorganismi	13
3.7 I parametri	13
4. Pre-trattamenti biologici.....	19
5. Attività e metodi	21
5.1 Introduzione.....	21
5.2 Determinazione dei solidi totali e volatili	23
5.3 Determinazione del FOS/TAC e del pH.....	24
5.4 Misura del biogas prodotto.....	25
5.5 Determinazione del COD	26
6. Risultati.....	29
6.1 Introduzione.....	29
6.2 Solidi	29
6.3 COD.....	33
5.4 FOS/TAC e pH.....	34
6.5 Produzione specifica di metano.....	37
7 Bilancio energetico	39
7.1 Introduzione.....	39
7.2 Scenari iniziali.....	41

7.2.1 Potenza termica per gli scambiatori	41
7.2.2 Potenza termica ceduta all'ambiente.....	42
7.2.3 Produzione metano.....	45
7.3 Scenari alternativi per la digestione bistadio con recupero	47
7.3.1 Pre-ispessimento dei fanghi al 5 e 7%	47
7.3.2 Efficienza scambiatori.....	49
7.4 Applicazione metodo VAN.....	51
8. Conclusioni.....	55
Lista dei simboli	I
Bibliografia.....	II
Appendice I	V
Appendice II	IX
Ringraziamenti	XVI

1. Introduzione

Nei processi di trattamento delle acque reflue la digestione anaerobica è un elemento indispensabile che ha il duplice scopo di produrre biogas e rendere i fanghi idonei ad essere immessi nell'ambiente. Gli scarti liquidi generati dalle attività umane, industriali e non, sono contaminate, infatti, da sostanze organiche e inorganiche nocive per la salute pubblica e l'ambiente. Prima di poter essere scaricati, questi liquami devono essere, quindi, bonificati in modo da rispettare almeno i limiti di emissione imposti dal D.lgs. 152/06.

Su questi aspetti si stanno concentrando le ricerche negli ultimi anni, studiando nuove soluzioni impiantistiche, applicando tecnologie sperimentali e cercando di conoscere e sfruttare al meglio le colonie batteriche che gestiscono il processo.

Una delle maggiori criticità in questo tipo di operazioni è rappresentata dal fatto che ogni caso di studio è unico e difficilmente può essere replicato alla perfezione a causa dell'estrema eterogeneità del substrato. Le caratteristiche chimico-fisiche dei fanghi possono variare a seconda dell'area geografica, del periodo dell'anno e della loro tipologia. Il fango ottenuto da acque reflue, infatti, può essere diviso in due categorie principali: il fango primario e il fango secondario, o di supero. Il primo è il prodotto della sedimentazione primaria, ricco di sostanza organica fresca e con un tenore di solidi attorno al 3%. La ricchezza di substrato organico, caratterizzato per giunta da un'elevata biodegradabilità, permette di ottenere produzioni elevate di biogas. Il secondario, al contrario, è il risultato dell'ossidazione biologica dei fanghi di supero, ed ha un contenuto di composti organici più ridotto e di difficile estrazione. Per rimediare a questa problematica il fango può essere sottoposto a uno o più trattamenti chimico-fisici.

Per il fango di supero, quindi, le tecniche per migliorare degradazione della matrice organica e di conseguenza la produzione di biogas prevedono in genere dei trattamenti prima della digestione. Questi possono essere di tipo: fisico, con riscaldamento a temperature comprese tra 70 a 250°C o più raramente tramite ultrasuoni; chimico, attraverso somministrazione di NaOH; o una combinazione dei due. Essendo l'idrolisi della matrice organica la reazione limitante dell'intero processo di digestione anaerobica si cerca di demolire la matrice cellulare prima che entri nel digestore.

Le soluzioni analizzate per il fango primario, in cui non è necessario migliorare l'idrolisi dato che la sostanza organica è già disponibile per la fase acidogenica, si limitano alla digestione in regime termofilo piuttosto che mesofilo, e alla digestione in due stadi. Quest'ultima ha visto ancora pochi impieghi reali e consiste nel dividere il processo tra due bioreattori in modo da separare la catena biologica dell'acetogenesi da quella della metanogenesi. Ciò permette alle popolazioni di

microorganismi che le caratterizzano di prosperare in ambienti separati senza influenzarsi direttamente. In realtà le fasi che si succedono durante la digestione anaerobia sono quattro: idrolisi, degradazione dei composti organici complessi come proteine, carboidrati e grassi in altri più semplici (acidi grassi, amminoacidi e monosaccaridi); acidogenesi, produzione diversi acidi grassi volatili (VFA) oltre ad alcoli; acetogenesi, produzione di acido acetico, formico assieme a CO₂ e H₂ sfruttando i metaboliti precedenti; metanogenesi, produzione di metano e anidride carbonica a partire da acetato, formiato e idrogeno. Il primo stadio include le prime tre fasi, che si svolgono in ambiente acido con un pH che in genere oscilla tra 5 e 6 mentre per la fase metanigena è richiesto un valore più elevato, tra 6,5 e 7,5. Il mantenimento di queste condizioni è essenziale affinché i batteri non intraprendano cammini metabolici diversi da quello che ha come prodotto finale il metano.

Per cercare di capire gli effetti di questo meccanismo sui fanghi primari ottenuti dalle acque reflue dell'area metropolitana della città di Torino è stata avviata una sperimentazione in scala di laboratorio. I fanghi utilizzati come alimento sono tutti ottenuti da sedimentazione primaria nell'impianto SMAT di Castiglione Torinese. I risultati ottenuti sono stati impiegati come base di partenza per questo lavoro di tesi che cerca di fornire un prospetto energetico ed economico legato all'implementazione della digestione in due stadi all'interno del suddetto impianto di trattamento acque. Il passaggio al nuovo meccanismo verrebbe accompagnato, secondo le ipotesi effettuate, da modifiche alla linea fanghi attuale e da una nuova strategia nella gestione del biometano prodotto. Si andrà, infatti, a considerare di vendere il biocarburante, tenendo conto degli incentivi introdotti con i recenti decreti ministeriali in materia di fonti energetiche rinnovabili, piuttosto che utilizzarlo per produrre energia e calore sul posto.

La trattazione si articola in 7 capitoli, comprendenti questo introduttivo, sviluppati come segue:

- capitolo 2, introduzione sul funzionamento di un impianto di trattamento delle acque reflue ed in particolare sulla sedimentazione primaria;
- capitolo 3, descrizione del processo di digestione anaerobica;
- capitolo 4, approfondimento sui pre-trattamenti biologici;
- capitolo 5, presentazione del lavoro svolto in laboratorio, dei metodi e delle strumentazioni impiegati;
- capitolo 6, esposizione dei risultati diretti ottenuti dalle analisi effettuate sui campioni di fango;
- capitolo 7, studio dei potenziali sviluppi, in termini energetici ed economici, legati all'implementazione del processo bistadio teorizzato;
- capitolo 8, conclusioni.

2. Impianto di trattamento acque e sedimentazione primaria

2.1 L'impianto SMAT

L'impianto di trattamento acque SMAT (Società Metropolitana Acque Torino) di Castiglione Torinese, rappresentato schematicamente nella figura 2.1, da cui provengono i nostri campioni, copre un'area di raccolta di circa 450 km² in cui scaricano in media 1,5 milioni di abitanti equivalenti e circa 1000 attività produttive, per un totale di oltre 2 milioni di abitanti equivalenti.



Figura 2.1: Pianta dell'impianto SMAT di Castiglione Torinese

Il complesso può essere suddiviso in due sezioni principali, la linea acque e la linea fanghi, collegate tra loro dalle vasche di trattamento primario e secondario. Le acque reflue urbane in arrivo vengono inviate alla linea acque e sottoposte prima a grigliatura e successivamente a dissabbiatura e disoleatura in vasche dal volume man mano crescente (elementi 1, 2 e 3 della figura 2.1). Terminati i trattamenti preliminari i liquami vengono avviati alle vasche di sedimentazione primaria (elementi 5 in figura 2.1) che verranno descritte in maniera più approfondita nel prossimo capitolo. Da qui il fango ottenuto dalla decantazione passa alla linea fanghi mentre i liquami procedono alle unità di denitrificazione e ossidazione biologica (elementi 6 e 7 rispettivamente in figura 2.1). Quest'ultima permette la demolizione della sostanza organica per mezzo di batteri aerobi che creano il cosiddetto

fango attivo. Il mantenimento delle condizioni di crescita ideali per questi microorganismi è assicurato da una distribuzione capillare di ossigeno mediante dei diffusori sul fondo delle vasche. Al termine del trattamento biologico una parte dei fanghi attivi viene ricircolata alla denitrificazione mentre la restante procede alla sedimentazione secondaria (elementi 8 in figura 2.1). Qui oltre alla sedimentazione del fango sul fondo, che viene in parte ricircolato alle vasche di predenitrificazione ed in parte inviato alla linea fanghi, si ha l'abbattimento chimico dei fosfati tramite sali di ferro. Infine, l'effluente depurato nella sedimentazione secondaria viene sottoposto a filtrazione su letti multistrato di sabbia e carbone (elemento 10 in figura 2.1) per rimuovere tutte le particelle sospese residue.

Come accennato in precedenza la frazione delle acque reflue sedimentata nelle vasche di decantazione primaria e secondaria viene pompata alla linea fanghi. Qui come prima cosa i fanghi vengono addensati nei preispessitori statici (elementi 13 in figura 2.1) e l'acqua di risulta inviata in testa alla linea acque. A questo punto i fanghi sono pronti per la digestione anaerobica durante la quale produrranno il biogas che viene in parte ricircolato per la miscelazione dei digestori (elementi 14 in figura 2.1) ed in parte raccolto e bruciato nell'impianto di cogenerazione (elemento 23 in figura 2.1). Il calore generato viene recuperato tramite scambiatori acqua fango ed impiegato per scaldare i digestori. Il digestato finale prima di essere smaltito viene addensato ulteriormente nei post-ispessitori e successivamente disidratato in centrifughe o filtropresse (elementi 15, 16 e 17 rispettivamente). Il fango centrifugato, con un tenore di solidi attorno al 25%, viene in parte stoccato in silos per essere impiegato in agricoltura come ammendante ed in parte essiccato in modo da ottenere un prodotto finale in forma di piccoli granuli utilizzabili come combustibile nelle cementerie o recuperabili per termovalorizzazione.

2.2 Il fango primario

Come visto in precedenza per fanghi primari si intende quella parte dei solidi sospesi presenti nelle acque reflue che, in un impianto di trattamento, si viene a separare nelle vasche di decantazione primaria come quella mostrata in figura 2.2. Qui la sedimentazione avviene fisicamente ed ha come effetto il deposito sul fondo di quasi tutte le sostanze in sospensione. I fanghi così prodotti sono raccolti dalle lame raschianti in pozzi dai quali avviene l'estrazione per l'invio all'ispessimento.

Quindi gli obiettivi di questa operazione sono l'abbattimento dei solidi sospesi totali (TSS) e la rimozione della porzione di solidi organici, che variano in base ai rendimenti delle vasche e alle caratteristiche dei liquami. In genere le percentuali di rimozione oscillano tra il 50 e il 70 % dei solidi sospesi totali e tra il 25 e il 40 % del BOD (Metcalf & Eddy, inc, 2003).

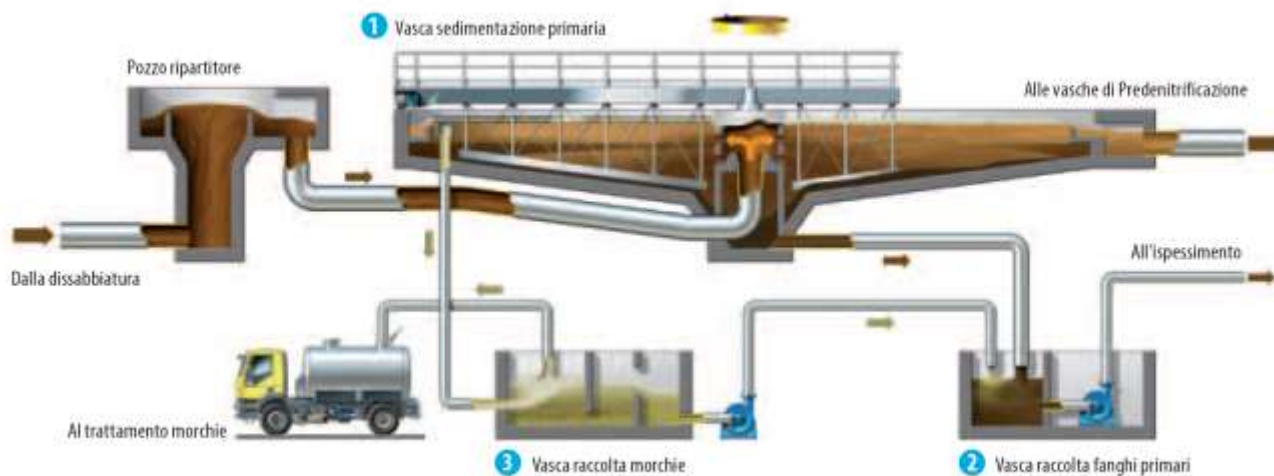


Figura 2.2: Schema di una vasca di sedimentazione primaria con i relativi flussi

I parametri che caratterizzano queste unità di raccolta sono: il tempo di ritenzione idraulico (h) e il carico idraulico superficiale (CIS) (m^3/m^2h). Ad influire è anche la forma geometrica che può essere rettangolare o circolare. La principale differenza tra le due configurazioni consiste nello schema dei flussi, orizzontale nel primo caso e radiale nel secondo. In ogni caso generalmente le vasche sono poco profonde ma con altezza comunque superiore a 1,80 (m) onde evitare che il vento possa sollevare i fanghi già depositati. Questa problematica potrebbe presentarsi anche nel caso in cui la velocità longitudinale superi un valore limite che nel caso di operazioni di sedimentazione oscilla tra 2 e 5 mm/s (Masotti & Verlicchi, 2005). Per quanto riguarda la loro estensione, invece, bisogna far sì che non siano troppo corte, tanto da creare un corto circuito, né troppo larghe per non creare zone di ristagno. Il dimensionamento infine deve tener conto anche del tempo di permanenza (solitamente compreso tra 1 e 3 ore), calcolato come rapporto tra volume della vasca e portata media, che influisce sulla quantità di solidi rimossi. L'abbattimento dei solidi in sospensione diviene sempre più efficace col passare del tempo, con la coalescenza delle particelle più fini.

All'interno di queste strutture poi sono presenti diversi accorgimenti per far sì che i flussi in ingresso seguano la geometria di flusso prestabilita. Avremo quindi per le vasche circolari un unico iniettore centrale o diversi sparsi lungo la circonferenza per uno spostamento radiale della materia, mentre nelle vasche rettangolari al fine di garantire una buona distribuzione del flusso orizzontale si può optare per diverse tipologie di canali d'ingresso provvisti di deflettori scanalati, stramazzi e orifizi sommersi. Per quanto riguarda la raccolta dal fondo del fango in entrambe le configurazioni spaziali è presente un carro-ponte munito di lame che sposta il deposito verso delle tramogge. Questi sono dei

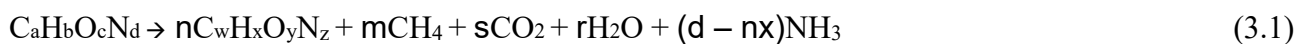
punti molto sensibili ad accumuli di solidi che vengono rimossi per via idraulica o meccanica, usando ad esempio dei getti d'acqua oppure delle spazzole simili a dei tergicristalli (Metcalf & Eddy, inc, 2003).

Per quanto riguarda, invece, la qualità dei fanghi, questa varia in base alla loro provenienza, se prevalentemente domestica o anche industriale. Nel secondo caso infatti la composizione dei liquami e il loro contenuto di solidi variano notevolmente a seconda delle diverse tipologie di industria.

3. Digestione Anaerobica

3.1 Introduzione

La digestione anaerobica è un processo che comprende diverse reazioni portate avanti da microorganismi e mirate alla degradazione della sostanza organica in assenza di ossigeno, sia molecolare che legato ad altri elementi. La degradazione consente ai batteri di ricavare energia per il loro metabolismo (catabolismo) e per la sintesi di nuove cellule (anabolismo). Queste reazioni vengono condotte da diverse popolazioni di microorganismi operanti in specifiche fasi del processo. È possibile, infatti, suddividere la digestione anaerobica in quattro fasi consecutive, ognuna caratterizzata da diversi substrati, prodotti metabolici e condizioni ottimali. Al termine di queste otterremo un biogas composto principalmente da metano e anidride carbonica. La reazione stechiometrica generale per la digestione di un substrato complesso come può essere quello presente nei digestori di un impianto di trattamento acque, può essere rappresentata con la relazione 3.1.



dove: $s = a - \text{nw} - \text{m}$

$$r = c - \text{ny} - 2s$$

Le quattro fasi sopracitate sono, in ordine: idrolisi; acidogenesi; acetogenesi; e metanogenesi. Durante ognuna di esse si sviluppano uno o più processi biologici per un totale di sei (Gujer, 1983), ossia:

1. idrolisi di proteine, carboidrati e lipidi;
2. fermentazione di aminoacidi e zuccheri;
3. ossidazione anaerobica di alcoli ed acidi grassi a catena lunga;
4. ossidazione anaerobica di prodotti intermedi come acidi volatili;
5. conversione di acetato a metano;
6. conversione di idrogeno a metano.

Di queste, le due reazioni di ossidazioni anaerobica avvengono nello stesso momento del cammino metabolico e per certi versi hanno meccanismi simili quindi vengono di solito trattati come un'unica fase. Un discorso analogo vale per i due processi di produzione del metano al termine della catena trofica che in caso di digestione bistadio vanno a costituire il secondo stadio.

Dividere un processo di digestione permette di separare fisicamente i microorganismi che necessitano di condizioni differenti. Così facendo si spera di incrementare le rese di biogas ed è proprio in base a questo che generalmente le popolazioni microbiche vengono divise in due macro-gruppi. Esistono due definizioni a seconda che ci si voglia concentrare sul metano o sull'idrogeno.

Nel primo caso si hanno quindi batteri metanogeni e acidogeni, mentre nel secondo microorganismi che producono idrogeno (H_2 -forming bacteria, HFB e quelli che lo consumano (H_2 -consuming bacteria, HCB) (Malavé, et al., 2015).

Al fine di comprendere al meglio la digestione anaerobica verranno di seguito descritte brevemente le fasi che la scandiscono, i batteri e i parametri che consentono la corretta gestione di questo tipo di processo. Una buona schematizzazione la si può trovare nella figura 3.1 ripresa dal rapporto dell'Agenzia per la protezione dell'ambiente (APAT, 2005).

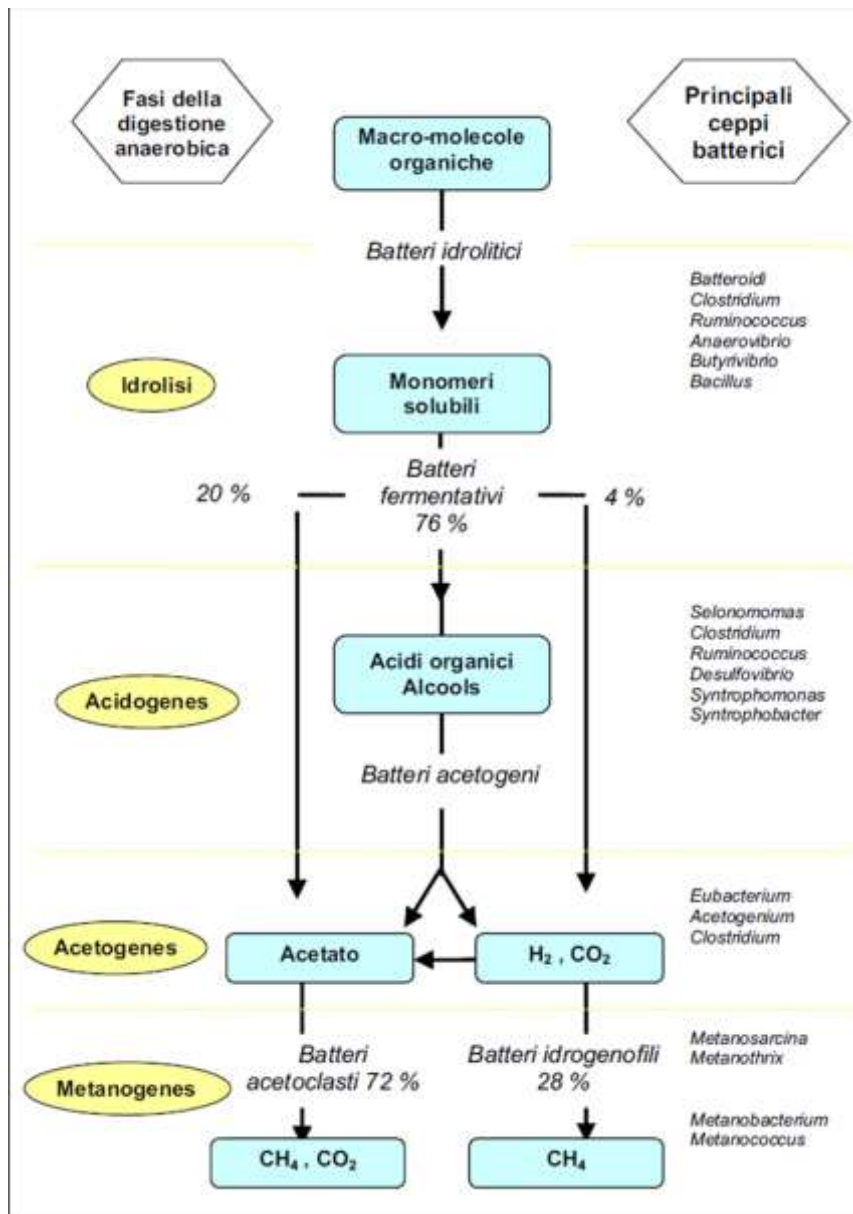


Figura 3.1: Schema generale di un processo di digestione anaerobica (APAT, 2005)

3.2 Idrolisi

Come anticipato la prima reazione che coinvolge il substrato in un processo di digestione anaerobica è l'idrolisi, ossia la degradazione, per mezzo di enzimi, delle molecole organiche complesse particolate in composti più semplici e solubili. Nello specifico questo comporta la trasformazione di grassi, proteine e carboidrati in acidi grassi, amminoacidi e monosaccaridi, rispettivamente. I microorganismi idrolitici possono anche produrre enzimi extracellulari per spezzare le molecole organiche più complesse in monomeri e oligomeri. I prodotti di questa demolizione vengono, infine, trasportati nelle celle dei batteri fermentativi per essere utilizzati nella fase successiva. Un eccesso di prodotto, in particolare di amminoacidi e zuccheri, può inibire la reazione interferendo con i suddetti enzimi. Questa reazione, in condizioni mesofile, può essere descritta da una cinetica del primo ordine, motivo per cui l'idrolisi è generalmente il processo limitante nella digestione anaerobica. La velocità di reazione, indipendente dalla concentrazione di microorganismi idrolizzanti, viene ricavata dall'equazione 3.2.

$$R_{\text{idrolisi}} = -K \times C_s \quad (3.2)$$

dove:

- R_{idrolisi} è la velocità di reazione dell'idrolisi (massa volume⁻¹ tempo⁻¹);
- C_s è la concentrazione di substrato (massa volume⁻¹);
- K è la costante cinetica (tempo⁻¹).

Questo tipo di cinetica, per quanto limitata, è particolarmente adatta all'idrolisi di fango primario in quanto implica che non tutto la materia nel substrato possa essere degradata con la stessa facilità. Il fango, infatti, presenta una grande eterogeneità di materiali, i quali saranno idrolizzati più o meno velocemente oppure non lo saranno affatto, come la lignina. Una funzione empirica del genere, quindi, permette di esprimere l'effetto cumulativo dei singoli processi di idrolisi (Eastman & F, 1981).

3.3 Fermentazione acidogenica

Gli amminoacidi e gli zuccheri, precedentemente estratti, vengono ulteriormente degradati durante la fermentazione. Quest'ultima definita come processo biologico che vede i diversi composti organici sia come donatori che accettori di elettroni. I monosaccaridi e gli amminoacidi, infatti, vengono ossidati, all'interno delle cellule dei batteri fermentativi, a piruvato. Un metabolita chiave che unisce diversi cammini metabolici e che genera: biomassa; prodotti di degradazione intermedi, come propionato e butirrato; precursori del metano, come l'acetato; idrogeno, tramite deidrogenazione; ed alcoli e chetoni.

Dal punto di vista cinetico, a differenza dell'idrolisi, il processo acidogenico viene definito dal modello di Monod rappresentato dall'equazione 3.3.

$$\mu = \mu_{MAX} \frac{Cs}{K_S + S} - k_d \quad (3.3)$$

dove:

- μ è la velocità di crescita dei microorganismi (tempo⁻¹);
- μ_{MAX} è la massima velocità di crescita (tempo⁻¹);
- Cs è la concentrazione di substrato a contatto con i microorganismi (massa volume⁻¹);
- K_S è il coefficiente di semisaturazione, corrispondente alla concentrazione di substrato S alla quale la velocità di utilizzo del substrato per unità di massa di microorganismi è pari alla metà della velocità massima (massa volume⁻¹);
- k_d è il coefficiente di decadimento dei microorganismi (tempo⁻¹).

I dati rilevati in diversi studi sulla crescita dei microorganismi fermentativi sembrerebbero indicare che questa reazione non limiti il processo di digestione anaerobica oltre a non essere estremamente dipendente dal pH come altre fasi (Gujer, 1983).

3.4 Acetogenesi

Questa fase include tutti i processi di ossidazione anaerobica che hanno come reagenti i prodotti di degradazione intermedia ottenuti con l'idrolisi e la fermentazione. In particolare si possono distinguere due principali reazioni ossidative, quella degli acidi grassi a catena lunga (C₅ o più) a idrogeno e quella degli acidi grassi a catena corta ad acetato, acido formico, CO₂ e H₂.

Nel primo caso il trasferimento di elettroni si ha ossidando NADH e ferredoxina il che garantisce un potenziale redox superiore a quello della deidrogenazione del piruvato (-0.32 v contro -0.68 v a pH 7). La stechiometria di questa reazione, compresa di ossidazione di NADH e ferredoxina, è rappresentata dal bilancio stechiometrico 3.4.



L'ossidazione degli acidi grassi a catena corta, almeno per quanto riguarda il butirrato, procede in maniera simile a prima grazie all'azione del *Syntrophomonas wolfei*. Questo microorganismo della classe dei Clostridia è, infatti, l'unico finora isolato in grado di ossidare butirrato e acidi grassi a catena lunga usando protoni come soli accettori di elettroni. Per la degradazione del propionato, che segue un tipo di ossidazione leggermente diverso, è stata proposta la stechiometria 3.5 (Kaspar & Wurhmann, 1978).



Entrambi questi processi possono, tuttavia, andare incontro a fenomeni di inibizione da prodotto, causati da elevate pressioni parziali di idrogeno. Il problema viene in parte compensato dall'attività dei batteri metanigeni idrogenotrofi.

Come per la fase acidogenica anche qui il modello di Monod si rivela efficace per descrivere la cinetica del processo con i valori delle costanti che variano a seconda del substrato.

3.5 Metanogenesi

Con la metanogenesi si ha il termine della catena trofica anaerobica, visualizzabile nella sua interezza nella figura 3.2, e la produzione di metano che può essere considerato il prodotto finale in quanto non reattivo all'interno del processo. Questo step può avvenire in due modalità, attraverso l'ossidazione anaerobica dell'idrogeno oppure per dismutazione anaerobica dell'acido acetico.

La prima, molto importante per regolare la presenza di H_2 nel mezzo ed evitare accumuli, segue la stechiometria mostrata nell'espressione 3.6.



Per la cinetica invece si fa sempre uso del modello di Monod anche se in forma opportunamente modificata come si può apprezzare nell'equazione 3.7.

$$\mu = \mu_{MAX} \frac{C_{\text{H}_2}}{K_{S1} + C_{\text{H}_2}} \frac{C_{\text{CO}_2}}{K_{S2} + C_{\text{CO}_2}} \quad (3.7)$$

dove C_{H_2} ed C_{CO_2} si riferiscono rispettivamente alla concentrazione di idrogeno e anidride carbonica.

La via acetoclastica oltre a produrre circa il 70% del metano permette di limitare l'acidità del sistema attraverso il consumo di acido formico e acido acetico, impedendo quindi l'inibizione da substrato. Altri pericoli per il processo sono la concentrazione di ammonio e il pH, che regola la forma con cui l'acido acetico è maggiormente presente, se dissociata (CH_3COO^-) o non (CH_3COOH). La forma indissociata, infatti, è l'unica che può attraversare la membrana batterica ed essere utilizzata ed è favorita da un pH basso. Tuttavia se questo scende sotto 5 l'eccessiva quantità di acido che attraversa la membrana porta ad inibizione da substrato. La forma dissociata al contrario è favorita con un pH più elevato, il che può portare la forma indissociata a non avere un gradiente di concentrazione abbastanza elevato per poter passare attraverso la membrana. Le condizioni ideali quindi sono in un intervallo compreso tra pH 6 e 8. Per quanto riguarda la stechiometria della reazione è stato assunto come valido il bilancio 3.8.



Infine nell'equazione 3.9 viene mostrato il modello cinetico utilizzato per la metanogenesi acetoclastica. Anche in questo caso la cinetica segue il modello di Monod considerando però il contributo di un eventuale inibente.

$$\mu = \mu_{MAX} \frac{C_s}{K_S(1 + C_I \times K_I) + C_s} \quad (3.9)$$

dove:

- C_I è la concentrazione della specie inibente (massa volume⁻¹);
- K_I è il coefficiente di semisaturazione, corrispondente alla concentrazione di inibente I alla quale la velocità di utilizzo del substrato per unità di massa di microrganismi è pari alla metà della velocità massima (massa volume⁻¹).

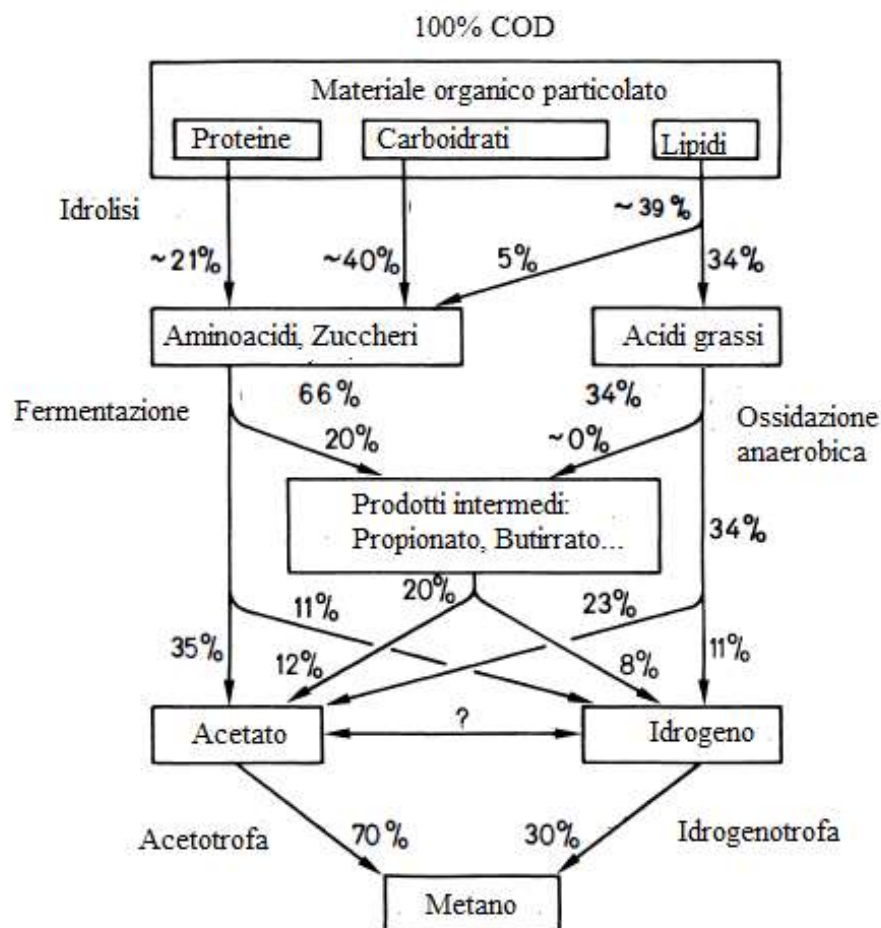


Figura 3.2: Schema delle reazioni con i flussi di substrato stechiometrico indicati come COD o metano equivalenti.

Modificato da (Gujer, 1983)

3.6 I microorganismi

Per quanto riguarda i batteri, i due gruppi principali, come anticipato, sono i batteri che producono metano, noti anche come HCB, e quelli che forniscono i metaboliti ai primi, anche detti HFB.

Il gruppo degli acidogeni è abbastanza eterogeneo e composto sia da batteri anaerobi obbligati che facoltativi. Tra quelli isolati nei digestori figurano diverse specie di *Clostridium*, *Bifidobacterium*, *Desulphovibrio*, *Corynebacterium* e poi *Peptococcus Anaerobus*, *Lactobacillus*, *Actinomyces*, *Staphylococcus* ed *Escherichia Coli*. Altri batteri molto importanti appartenenti a questo gruppo sono quelli che producono enzimi per la degradazione di sostanze complesse. Per questo macrogruppo il range ottimale di pH è tra 5,0 e 6,5 a seconda del tipo di inoculo, e non deve assolutamente scendere sotto 4,5 per non rischiare cambiamenti nel cammino metabolico.

I metanogeni, invece, fanno tutti parte del dominio degli archeobatteri, in particolare della classe dei methanomicrobia, e sono tutti anaerobi obbligati. Nello specifico gli ordini generalmente presenti nei digestori mesofili sono *Methanobacterium*, *Methanobacillus*, *Methanococcus*, *Methanothrix* e *Methanosarcina*. Questi si distinguono sia per la forma, cilindrica per i primi due e sferica per gli altri, sia per la funzione all'interno del processo. I *Methanothrix* e i *Methanosarcina*, infatti, sono gli unici che trasformano l'acetato in metano e CO₂ mentre i restanti seguono la via idrogenotrofa. Alcuni di questi microorganismi riescono ad operare anche in condizioni termofile, tra i 60 e 65°C, in particolare i *Methanothrix*, i *Methanobacterium* ed alcune specie di *Methanosarcina*. Alcune specie di quest'ultimo inoltre sono attive anche con un pH sotto 6,5 mentre per tutti gli altri il range ottimale è tra 6,7 e 7,5.

Nonostante l'incompatibilità, in termini di pH, i due macrogruppi necessitano l'uno dell'altro dando vita ad una relazione simbiotica. I metanogeni consumano idrogeno, acido acetico ed acido formico riducendo la pressione parziale di H₂ e spostando l'equilibrio verso la formazione di acetato e formiato. Inoltre, se l'idrogeno non dovesse essere consumato abbastanza velocemente la fermentazione di propionato e butirato verrebbe rallentata portando ad un accumulo di acidi grassi con conseguente abbassamento del pH. L'utilizzo di questo H₂ da parte dei batteri metanogeni viene chiamato 'trasferimento di idrogeno interspecie'.

3.7 I parametri

Un digestore anaerobico è un sistema molto complesso che per essere gestito al meglio richiede la conoscenza e il monitoraggio di diversi parametri. Alcuni servono a definire le caratteristiche del substrato, altri a dimensionare il sistema ed altri ancora a garantirne la stabilità una volta avviato il processo.

3.7.1 Parametri relativi ai fanghi

Il substrato organico viene caratterizzato dal punto di fisico dal tenore di solidi totali (TS) e di solidi volatili (VS). Il primo indica la sostanza secca che comprende sia la frazione inerte fissa che quella organica che si può degradare nel corso del processo. Il contenuto di materia ossidabile può anche essere definito dal punto di vista chimico come quantità di ossigeno consumata nella reazione. I parametri che sfruttano questo metodo sono: la domanda chimica di ossigeno (COD), ricavata attraverso l'uso di un forte agente chimico ossidante; e la domanda biologica di ossigeno (BOD), determinata dopo 5 o 20 giorni di ossidazione biologica in condizioni controllate.

3.7.2 Parametri per la gestione del processo

Passando ai parametri di gestione, uno dei più importanti da considerare è sicuramente il tempo medio di residenza idraulica o HRT. Indica la durata media, in giorni, di tutti gli elementi di fluido all'interno di un reattore e viene calcolato con l'equazione 3.10 col rapporto tra volume del digestore e portata entrante.

$$HRT = \frac{V}{\tilde{V}} \quad (3.10)$$

dove:

- V è il volume del reattore in m^3 ;
- $\tilde{V}$ è la portata volumetrica in entrata in m^3/d

Similmente può essere definito il tempo medio di residenza dei fanghi o SRT, dato dal rapporto tra la massa di solidi volatili nel reattore e la portata di quelli estratti, come riportato nell'equazione 3.11. Se la biomassa generata per anabolismo è pari e a quella asportata allora il sistema si dice essere allo stato stazionario.

$$SRT = \frac{V \times C_{VS}}{\dot{M}_{VS,OUT}} \quad (3.11)$$

dove:

- V è il volume del reattore in m^3 ;
- C_{VS} è la concentrazione di VS in kg/m^3 ;
- $\dot{M}_{VS,OUT}$ è la portata massica uscente in kg/d

Un altro parametro relativo alla biomassa è il carico organico volumetrico di substrato applicato al reattore (OLR). Definito come quantità di substrato entrante rispetto all'unità di volume del reattore e al tempo, viene ricavato con la relazione 3.12.

$$OLR = \frac{\tilde{V} \times C_S}{V} \quad (3.12)$$

dove:

- V è il volume del reattore in m^3 ;
- $\tilde{V}$ è la portata volumetrica in entrata in m^3/d
- C_s è la concentrazione di substrato kg/m^3 .

Per indicare la resa di un processo di digestione si usa la produzione specifica di biogas (SGP) calcolata secondo l'equazione 3.13 ed espressa come m^3 di gas per kg di substrato alimentato. Per questo motivo risulta anche utile per avere un'idea della biodegradabilità della sostanza organica.

$$SGP = \frac{\tilde{V}_{biogas}}{\tilde{V} \times C_s} \quad (3.13)$$

dove:

- $\tilde{V}_{biogas}$ è la portata di biogas uscente in m^3/d ;
- $\tilde{V}$ è la portata volumetrica in entrata in m^3/d ;
- C_s è la concentrazione di substrato kg/m^3 .

Conoscendo la portata di biogas è possibile calcolare, tramite la 3.14, la velocità di produzione (GPR) definita come portata di gas prodotto rispetto al volume del reattore e al tempo.

$$GPR = \frac{\tilde{V}_{biogas}}{V} \quad (3.14)$$

dove:

- $\tilde{V}_{biogas}$ è la portata di biogas uscente in m^3/d ;
- $\tilde{V}$ è la portata volumetrica in entrata in m^3/d .

Esiste infine un parametro apposito per calcolare direttamente l'efficienza di rimozione del substrato per il quale tuttavia non esiste un'unica equazione. I diversi metodi dipendono principalmente dal modo in cui si esprime la concentrazione della sostanza organica (VS, COD ecc..) e dalla difficoltà a chiudere i bilanci di massa. Ad esempio quella utilizzata per uno studio sulla digestione in due stadi (Baldi, et al., 2019) e ripresa più avanti in questa tesi si basa sulle percentuali di solidi volatili come si può notare dall'espressione 3.15.

$$\eta_{VS} = \frac{VS_{IN} - VS_{OUT}}{VS_{IN}} \times 100 \quad (3.15)$$

dove VS_{IN} e VS_{OUT} sono le percentuali di solidi volatili rispettivamente dell'alimento e del digestato.

3.7.3 Parametri sulla stabilità del sistema

Infine ci sono quei parametri da monitorare costantemente in quanto forniscono un feedback sull'andamento del processo. Questi indicatori possono essere strettamente connessi gli uni agli altri, come pH, alcalinità, acidità e composizione del biogas oppure indipendenti come la temperatura.

Il pH è l'indice principale per quanto riguarda la stabilità del sistema poiché una sua variazione comporta uno spostamento degli equilibri tra le specie della catena trofica oppure problemi con la capacità tampone del sistema. Per la digestione monostadio il valore ottimale è tra 6,5 e 7,5 mentre nel caso bistadio il digestore acido ha un pH più basso, tra 5,5 e 6,5. Generalmente le divergenze dai valori ideali sono causate da accumuli di CO₂ o acidi grassi, se il pH si abbassa, e ammoniaca, se invece aumenta. Bisogna tener conto di un ritardo tra causa ed effetto grazie alla capacità tampone del mezzo che tende a neutralizzare eventuali eccessi. Quindi nel caso di un accumulo di acidi, il pH diminuisce solo una volta che tutto il carbonato è stato consumato nella sua attività tamponante. Per questo motivo generalmente lo studio del pH viene affiancato a quelli degli altri parametri correlati.

Tra questi l'alcalinità spicca per importanza in quanto essenziale per bilanciare l'accumulo di acidi che si genera in seguito ad un carico organico. In quest'occasione, infatti, le capacità idrolitiche e acidificanti del sistema aumentano e provocano uno sbilanciamento della popolazione batterica a favore della componente acidogenica. L'alcalinità, quindi, indica la capacità di un sistema di neutralizzare protoni e si misura in concentrazione di carbonato di calcio determinato per via analitica con titolazione di acido cloridrico sulla fase liquida. Di solito nei processi di digestioni anaerobica i valori oscillano tra 3000 e 5000 mg di CaCO₃ per litro.

Strettamente collegata all'alcalinità è la concentrazione di acidi grassi volatili espressi in mg di acido acetico equivalente per litro di soluzione. In questo caso i valori standard per un processo di digestione anaerobica variano 200 a 2000 mgAc/l anche se non è tanto importante il valore assoluto quanto un suo eventuale incremento improvviso. Ciò implicherebbe una deriva acidogenica del sistema con tutti i problemi che ne conseguono per la catena trofica. Solitamente per monitorare la stabilità del processo viene considerato il rapporto tra concentrazione di acidi e alcalinità.

Un altro parametro strettamente connesso ai precedenti è il monitoraggio della produzione e composizione del biogas. Anche in questo caso è essenziale che una volta raggiunta la stazionarietà non ci siano oscillazioni importanti. Ad esempio la diminuzione della portata di gas unita a un aumento della percentuale di CO₂ potrebbe essere sintomo di inibizione della fase metanigena a causa di un accumulo di acidi grassi volatili. Lo scenario ideale sarebbe dato da una bassa concentrazione di acidi con elevata produzione di biogas in cui la CO₂ non superi il 25-30%.

La temperatura, infine, è l'unico parametro che quasi del tutto non influisce sugli altri e viceversa. Nonostante questo la gestione della temperatura resta importante, soprattutto per la sopravvivenza delle popolazioni microbiche. Nei reattori dove avviene digestione anaerobica variare la temperatura non implica solamente accelerare o rallentare una reazione ma sostituire completamente le specie di batteri, attivi in intervalli ristretti. L'obiettivo è quindi mantenere la temperatura all'interno di questi

intervalli, 30-35°C per i mesofili e 40-60°C per i termofili, cercando di portarsi verso il limite superiore. Diversi studi hanno dimostrato che degradazione del substrato e produzione di biogas migliorano al crescere della temperatura, restando sempre all'interno dell'intervallo.

4. Pre-trattamenti biologici

I trattamenti biologici includono un ampio numero di processi, alcuni dei quali mostrati nella figura 4.1, che possono essere sia di tipo aerobico che anaerobico e possono essere impiegati sia nel corso di un processo che a monte di esso. I pre-trattamenti ricadono in quest'ultima categoria e hanno l'obiettivo di migliorare il processo di idrolisi aggiungendo un ulteriore stadio prima del processo principale di digestione. Tra questi quello più comune è la TPAD (Temperature Phased Anerobic Digestion) che prevede uno stadio in condizioni termofile, a 55°C, o iper-termofile, tra 60 e 70°C, abbinato ad una digestione anaerobica o aerobica.

La termofilia in condizioni anaerobiche porta ad un aumento dei solidi organici degradati, oltre che del metano prodotto, attribuibile ad un incremento dell'attività idrolitica, come confermato da studi su fango primario con configurazione mesofilo-mesofilo e termofilo-mesofilo (Ge, et al., 2010). La stessa cosa è stata rilevata con una configurazione iper-termofilo-mesofilo messa a confronto con un monostadio a 55°C (Lu, et al., 2008), con un aumento del 12% di rimozione dei solidi e fino al 115% di produzione di metano.

Substrate	Treatment conditions	Anaerobic digestion conditions	Results
Activated sludge	Microaerobic, 60–70°C, 1 day	Batch, 10 days 37°C	Increase of biogas production from 200 ³ to 300 mL g ⁻¹ VS _{in} (+50%)
Activated sludge	Microaerobic 65°C, 1 day	CSTR, HRT: 21 and 42 days 35°C	Increase of COD removal (+30%) No methane production increase
Activated sludge	70°C 7 days	Batch 37°C	Increase of CH ₄ production from 8.30 ³ to 10.45 mmol g ⁻¹ VS _{in} (+26%)
Activated sludge	70°C 7 days	Batch 55°C	CH ₄ production of 10.9 mmol g ⁻¹ VS _{in} (no influence)
Primary sludge	70°C 4 days	Batch 37°C	Increase of CH ₄ production from 21.2 ³ to 24.7 mmol g ⁻¹ VS _{in} (+16%)
Primary sludge	70°C 7 days	Batch 55°C	Increase of CH ₄ production from 13.7 ³ to 25.5 mmol g ⁻¹ VS _{in} (+86%)
Activated sludge	70°C 2 days	CSTR, HRT: 13 days (15 days without pretreatment) 55°C	Increase of CH ₄ production from 40 ³ to 55 mL L ⁻¹ d ⁻¹ (+28%)
Primary sludge	70°C 2 days	CSTR, HRT: 13 days (15 days without pretreatment) 55°C	Increase of CH ₄ production from 146 ³ to 162 mL day ⁻¹ (+11%)
Activated sludge	70°C 9 h	Batch 55°C	Increase of biogas production +58%
Mixed sludge	70°C 9, 24, 48 h	CSTR, HRT: 10 days 55°C	Increase of CH ₄ production from 0.15 ⁴ to 0.18 mL g ⁻¹ VS _{in} (+20%) Increase of energy production (+60–100%)
Primary sludge	70°C 2 days	CSTR, HRT: 13 days (15 days without pretreatment) 55°C	Increase of CH ₄ production from 13.6 ³ to 20.1 mmol g ⁻¹ VS _{in} (+48%)
Primary sludge	50–65°C 2 days	CSTR HRT: 13–14 days 35°C	Increase of CH ₄ production (+25%) compared to 35°C pretreatment

Figura 4.1: Risultati ottenuti da diversi studi su l'effetto dei trattamenti biologici (Carrère, et al., 2010)

La digestione in condizioni aerobiche viene di solito presa in considerazione, invece, per cercare di degradare i composti organici più ostici. Abbinando la digestione anaerobica mesofila ad un pre-trattamento aerobico iper-termofilo è stato riscontrato che parte del COD non disponibile in condizioni mesofile può essere biodegradato facilmente nonostante la produzione di metano non migliori (Dumas, et al., 2010).

Per quanto riguarda l'aspetto energetico di questi trattamenti, di solito con il metano prodotto riescono a garantire un adeguato apporto termico e un eccesso di energia elettrica rispetto al fabbisogno del processo. Anche nel caso di iper-termofilia l'incremento di metano prodotto consente comunque di mantenere i bilanci termici neutri.

5. Attività e metodi

5.1 Introduzione

La sperimentazione effettuata per questa tesi si inserisce in uno studio più ampio volto al miglioramento delle prestazioni dell'impianto SMAT di Castiglione Torinese. In questo particolare caso ci si è concentrati sulle potenzialità della digestione in due stadi, termofila nel primo e mesofila nel secondo, del fango primario. Quindi con una pre-digestione acida e termofila per favorire la produzione di biogas e ridurre maggiormente COD e solidi volatili.

Per poter fare ciò è stato effettuato uno studio preliminare, presentato nella figura 5.1, con un reattore CSTR alimentato con fango fresco prelevato al termine della sedimentazione primaria. Quindi un processo di digestione anaerobica in condizione mesofila come quello che avviene attualmente nello stabilimento SMAT. I risultati delle prove di questa configurazione serviranno come base di confronto per quelli del processo bistadio. I campioni analizzati in questa prima fase sono quelli prelevati dal 13/05/2019 al 07/06/2019 anche se il reattore monostadio è stato avviato, con la prima alimentazione, il 04/03/2019 ed è stato interrotto verso la metà del mese di giugno. Si può quindi affermare che nel periodo che va da maggio a giugno il processo avesse raggiunto lo stazionario. Generalmente, infatti, si assume infatti che questa si ottenga una volta superato un tempo 3 volte superiore all'HRT che per il secondo stadio è di 20 giorni.

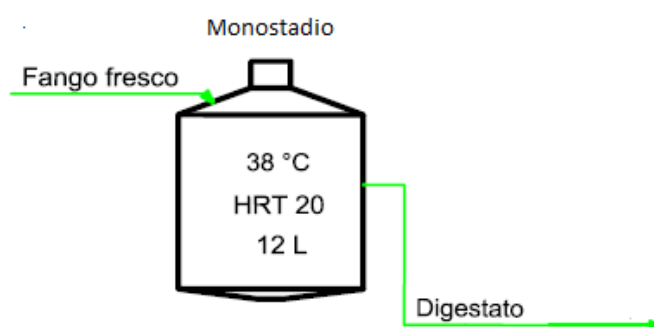


Figura 5.1: Schema della prima fase di sperimentazione

Successivamente, dal 23/09/2019 è stata avviata la seconda fase questa volta con lo scopo di studiare gli effetti della separazione effettiva dei due stadi di digestione con somministrazione di fango acido al secondo reattore. Tuttavia in fase di avvio questo non è stato possibile poiché il digestore acido non era ancora in stazionarietà, quindi per le prime due settimane il secondo stadio è stato alimentato

con fango primario fresco. Nonostante la situazione ideale, in questo caso, fosse di creare un sistema che lavorasse in continuo ciò non è stato possibile e le due unità hanno operato in semicontinuo come nella prima fase, con alimentazione e prelievi manuali. I campioni presi in esame per questa seconda sperimentazione vanno dal 04/11/2019 al 10/12/2019, quindi il processo non era ancora completamente in condizione stazionaria.

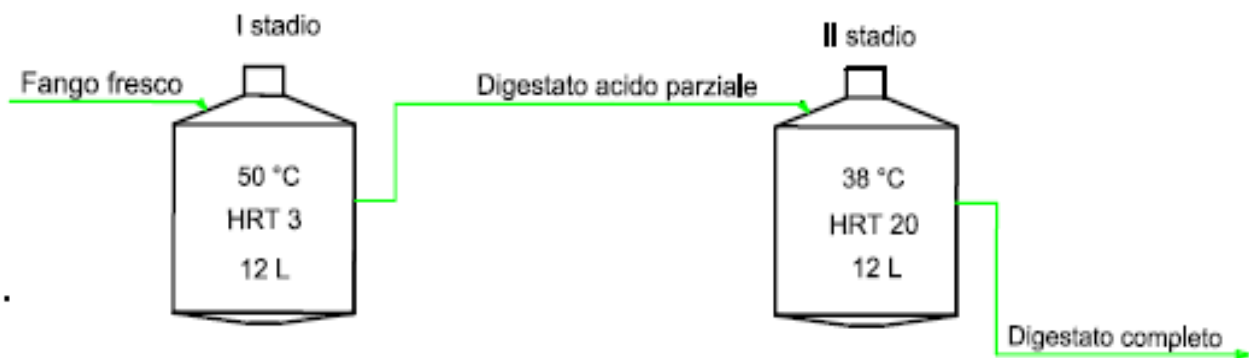


Figura 5.2: Schema della seconda fase di sperimentazione

Queste unità da 12 litri l'una sono incamiciate e hanno un controllo elettronico di temperatura che regola sia una valvola collegata ad un boiler contenente acqua sia la resistenza all'interno del suddetto boiler. All'interno poi sono presenti delle pale collegate ad un motorino che assicurano la miscelazione.

Un fattore fondamentale per i processi di digestione, utile per calcolare la portata da alimentare e scaricare ogni giorno, è il tempo medio di residenza idraulico o HRT definito in giorni e calcolato sul volume occupato.

La fase di digestione acida è molto più breve della successiva a causa dei batteri acidofili che riescono a completare il proprio cammino metabolico in minor tempo. L'HRT di conseguenza è più basso tanto che nel nostro studio si è utilizzato un valore di 3 giorni per il primo stadio, ridotto poi a 2 dal 25/11, e di 20 per il secondo. Questo si traduceva nella necessità di estrarre e reinserire ogni giorno 3,33 litri per il reattore del primo stadio, aumentata a 5 dal 25/11, e mezzo litro per il secondo, a fronte di un volume utile di 10 litri per entrambi. In un impianto reale per eguagliare le due portate il volume dei digestori acidi è necessariamente più piccolo.

Ogni giorno, esclusi il sabato e la domenica, i campioni di fango venivano prelevati e portati in contenitori sigillati nel laboratorio biologico del DIATI dove erano poi conservati in appositi frigoriferi a 4°C per poter essere analizzati il giorno successivo. Generalmente le tipologie di primario

presenti quotidianamente erano il digestato acido e quello in uscita dal secondo stadio mentre il tal quale veniva portato solo il lunedì poiché poi per l'intera settimana l'alimento al primo stadio non variava. Tra i test effettuati ogni giorno figura, infatti, l'analisi del FOS/TAC che permette di capire, in caso di oscillazioni più meno rilevanti, se la digestione sta procedendo stabilmente o meno. Le altre operazioni giornaliere prevedevano la misura del tenore di solidi e la lettura del volume di biogas prodotto.

5.2 Determinazione dei solidi totali e volatili

I parametri, relativi alla sostanza secca, che è importante conoscere per poter gestire correttamente un processo di digestione sono due, i solidi totali (TS) e i solidi volatili (VS). Quest'ultima indica la frazione organica del secco che può essere volatilizzata per combustione mentre la prima rappresenta la somma della parte volatile più quella inerte dei fanghi.

L'analisi del tenore di solidi ha seguito il metodo standard (APHA, 2017) ed è divisa in due parti, ognuna delle quali utile per ricavare una frazione dei solidi presenti nel fango. Per eseguire queste operazioni sono essenziali i crogioli di ceramica che fungono da recipiente per il fango durante i vari passaggi. Prima di essere impiegati devono essere lavati, asciugati in forno a 105°C per almeno due ore, numerati in modo da poter essere distinguibili ed infine pesati per avere la tara. A questo punto si può procedere a riempirli con il fango prelevato dalla cella frigorifera e portato a temperatura ambiente (foto a sinistra della figura 4.3), per poi pesarli nuovamente al fine di ottenere anche il peso lordo. Il campione, quindi, è pronto per la prima parte volta a determinare il quantitativo di solidi totali. Si procede ad essiccare i campioni in forno a 105 °C per 24 h in modo da rimuovere tutta l'acqua presente. Pesando i crogioli al termine si può ricavare finalmente la percentuale dei solidi totali utilizzando la relazione 5.1.

$$TS = \frac{m_{105} - m_{tara}}{m_{lordo} - m_{tara}} \quad (5.1)$$

Dopo aver registrato questi valori si passa alla seconda parte, relativa ai solidi volatili. Quindi i crogioli con i campioni essiccati (foto centrale della figura 5.3) vengono posti in muffola a 600 °C per 3 h. Una volta raffreddati (foto a destra della figura 5.3) vengono pesati un'ultima volta in modo da determinare la frazione, andata perduta nella combustione, tramite la relazione 5.2.

$$VS = \frac{m_{105} - m_{600}}{m_{lordo} - m_{tara}} \quad (5.2)$$



Figura 5.3: Una coppia di crogioli contenenti, in ordine da sinistra a destra, lo stesso campione di fango I stadio fresco, subito dopo l'essiccamento e infine dopo la muffola.

Al termine di ogni ciclo i crogioli vengono lavati e preparati per una nuova serie di campioni.

5.3 Determinazione del FOS/TAC e del pH

Il rapporto FOS/TAC è utile nei processi di digestione anaerobica per monitorarne la stabilità e verificare che non si verifichi uno spostamento involontario dalla fase acidogenica a quella metanogenica e viceversa. Si tratta di un parametro che indica il rapporto tra acidità e alcalinità espresse attraverso concentrazioni relative di acido acetico e carbonato di calcio, rispettivamente. Viene determinato, assieme al pH, attraverso la titolazione potenziometrica prevista dal metodo Nordmann (Nordmann, 1977) utilizzando un titolatore automatico SI Analytics caricato con una soluzione di H_2SO_4 0,05 molare. I test sono condotti su campioni di 20 ml della frazione surnatante del fango centrifugato mentre viene mantenuto in agitazione da un'ancoretta magnetica. Prima di eseguire l'analisi, quindi, è necessario trattare il primario in una centrifuga come quella in figura 4.4 a 4000 rpm per 10 minuti e prelevarne la parte superficiale poiché una elevata quantità di solidi in sospensione potrebbe disturbare le letture del pH-metro. L'effetto di questa separazione può essere apprezzato nella figura 4.5 ed è più o meno evidente a seconda del fango, ad esempio nel digestato acido quasi non si riesce a scorgerlo.



Figura 5 4: Centrifuga ALC PK 110 usata per la preparazione del fango alla titolazione

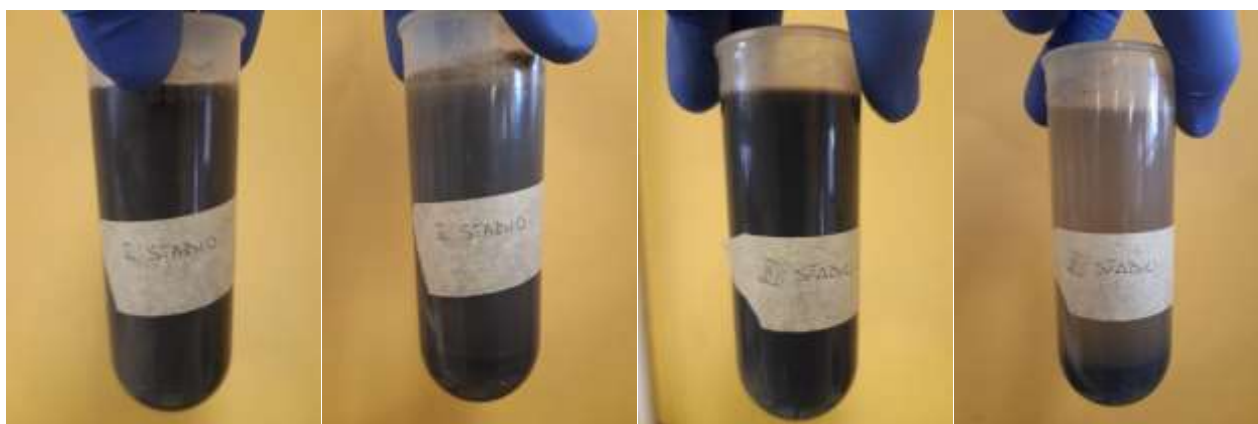


Figura 5.5: Campioni di I stadio (a sinistra) e di II stadio (a destra) prima e dopo la centrifugazione a 4000 rpm

5.4 Misura del biogas prodotto

Il volume di gas prodotto, oltre a fornire un indicatore della produttività del processo, può fornire indizi su come sta procedendo la digestione, specialmente se affiancata al rapporto FOS/TAC. Ad esempio una riduzione della percentuale di metano, a favore dell'anidride carbonica, nel biogas, può indicare un'inibizione della fase metanigena, magari a causa di un'eccessiva concentrazione di acidi grassi volatili.

Per quanto riguarda le misurazioni il biogas veniva raccolto giornalmente in sacchetti Tedlar da 5 litri collegati al digestore. Da qui poi veniva misurata la quantità col metodo volumetrico e la qualità tramite un lettore di biogas portatile in grado di rilevare le concentrazioni di metano, anidride carbonica, ossigeno e idrogeno. Una volta conosciuto il volume si può ricavare quello che è il parametro che definisce la produttività di un processo di digestione anaerobica ossia la produzione specifica di metano (SMP) calcolata con l'equazione 5.3.

$$SMP = \frac{V_{CH_4}}{m_{VS}} \quad (5.3)$$

dove il volume di metano è solitamente espresso in Nm³ mentre la massa dei solidi volatili, in kg, si riferisce a quella in ingresso al digestore. Preferibilmente è meglio usare il valore cumulato di questo parametro piuttosto che il giornaliero in quanto consente di mostrare meglio l'evoluzione del sistema verso lo stazionario.

5.5 Determinazione del COD

Il COD (Chemical Oxygen Demand) indica la quantità di ossigeno consumata per ossidare chimicamente la sostanza organica presente in una soluzione e viene pertanto usato per rilevare la presenza di inquinanti organici nelle acque. L'analisi passa per due step fondamentali che sono l'ossidazione del substrato e la determinazione dell'ossidante consumato nella reazione (K₂Cr₂O₇). Il metodo usato in questo caso, descritto nel dettaglio nel ISO 15705-2002, prevede un'ossidazione del campione col metodo del riflusso chiuso e la successiva determinazione del bicromato di potassio consumato tramite spettrofotometria (Dhanjai, et al., 2019). Ad essere misurata è l'assorbanza del cromo che durante la reazione si riduce passando da una forma esavalente (Cr⁶⁺) ad una trivalente (Cr³⁺) seguendo la reazione 5.4:



Entrambe queste specie sono colorate e assorbono nella regione visibile dello spettro, infatti, usando il metodo colorimetrico è possibile misurare l'assorbanza dello ione cromico (Cr³⁺), verde, a 600 nm. La misura del COD del campione, quindi, è data dalla differenza dell'assorbanza a 600 nm tra i valori del campione e quelli del bianco basandosi su una retta di taratura. Questa viene determinata a partire da 5 standard preparati con soluzioni di biftalato di potassio, o KHP, a diversi valori di COD equivalente in modo da coprire gli intervalli di concentrazione in cui potrebbe ricadere il campione.

Prima di essere sottoposti a ossidazione i campioni devono essere preparati adeguatamente eliminando tutti i solidi in sospensione. Come per il FOS/TAC quindi il fango viene centrifugato anche se in questo caso in maniera più energica, a 10000 rpm per 10 minuti in una centrifuga MPW-352, visibile nell'immagine 5.6. Successivamente si va a prelevare la parte surnatante con una siringa

per filtrarla a $0,45\ \mu\text{m}$ prima di essere finalmente conservata in fiale di vetro come quelle nella figura 5.7. Per impedire fenomeni di ossidazione biologica della sostanza organica che andrebbero ad alterare i risultati, ogni vial viene acidificata con l'aggiunta di una goccia di acido solforico concentrato.



Figura 5.6: Centrifuga MPW-352 utilizzata per la preparazione dei campioni destinati alla filtrazione



Figura 5.7: Fiale contenenti i campioni filtrati e pronti per l'analisi.

6. Risultati

6.1 Introduzione

In questo capitolo vengono presentati i dati, ottenuti dalle prove in laboratorio, relativi a quei parametri che servono a caratterizzare il fango primario. Per ognuno di questi parametri viene messa a confronto il comportamento delle coppie di digestori nelle due diverse fasi di sperimentazione, cercando di interpretarne l'evoluzione. Riguardo alla prima, questa verrà definita per comodità nelle figure e nelle tabelle come 'Monostadio' sebbene solo l'output del digestore con HRT 20 giorni possa essere assimilato ad una vera digestione in monostadio.

I dati relativi ai solidi, in particolar modo quelli della frazione volatile, sono stati elaborati per studiare l'abbattimento della sostanza organica nel digestato. Lo studio è stato completato con il calcolo dell'efficienza di rimozione di VS per entrambe le configurazioni e del possibile risparmio che ne deriverebbe in fase di smaltimento.

Con i risultati delle analisi sul COD è possibile seguire un ragionamento simile affidandosi questa volta ad un parametro chimico piuttosto che fisico.

Diversamente, FOS/TAC e pH sono serviti sia per monitorare la stabilità del processo giorno per giorno che per andare ad individuare il rapporto con cui il sistema opera in condizione ottimale. A differenza del pH, infatti, il rapporto FOS/TAC ideale varia molto a seconda del substrato utilizzato e per essere determinato è necessario un lungo periodo di osservazione.

Infine partendo dalle letture del biogas prodotto è stata tracciata la cumulata della produzione specifica di metano (SMP) espressa dal rapporto tra kg di sostanza volatile introdotti nel reattore e i nm^3 di metano in uscita. Da questa verrà ricavato il valore di produzione allo stazionario che verrà poi utilizzato nei bilanci termici del capitolo 7. Nel caso del bistadio, per restituire un risultato più attendibile e vicino ad una condizione di stazionarietà è stato scelto di omettere le letture delle prime due settimane.

6.2 Solidi

I due parametri, TS e VS, ottenuti dalle equazioni 5.2 e 5.3 possono essere combinati per avere una grandezza unica, il rapporto VS/TS, che permette di confrontare più efficacemente le variazioni tra gli stadi nelle due serie di dati. I risultati così ridefiniti possono essere ritrovati nella figura sottostante dove è evidente che nel caso del monostadio, in figura 6.1a, l'andamento è molto più ordinato.

Al contrario nei risultati della digestione bistadio si nota subito un maggiore caos, soprattutto nel periodo tra i giorni 30 e 40 di sperimentazione, provocato da alcuni giornate di mancata alimentazione per cause di forza maggiore. Il primo stadio in mancanza di substrato fresco ha, quindi, potuto continuare il cammino metabolico iniziando la metanogenesi e facendo crollare la percentuale di solidi volatili. Il secondo stadio, invece, con un HRT più elevato, ha risentito meno di questo periodo di digiuno. Questo problema si è ripetuto dopo pochi giorni come si può notare dal crollo dopo la lieve ripresa del 38esimo giorno. In seguito, il sistema è stato riportato ad una sorta di stazionario complice anche l'introduzione di un nuovo fango d'alimento, molto più ricco di sostanza organica come si può notare dall'andamento del primo che si attesta su valori tra il 65 e il 70%. Il fatto che a questo punto la curva del secondo stadio si sia mantenuta al di sotto del 55% lascia pensare che il sistema una volta stabilizzatosi riesca a garantire una digestione molto più efficiente del substrato.

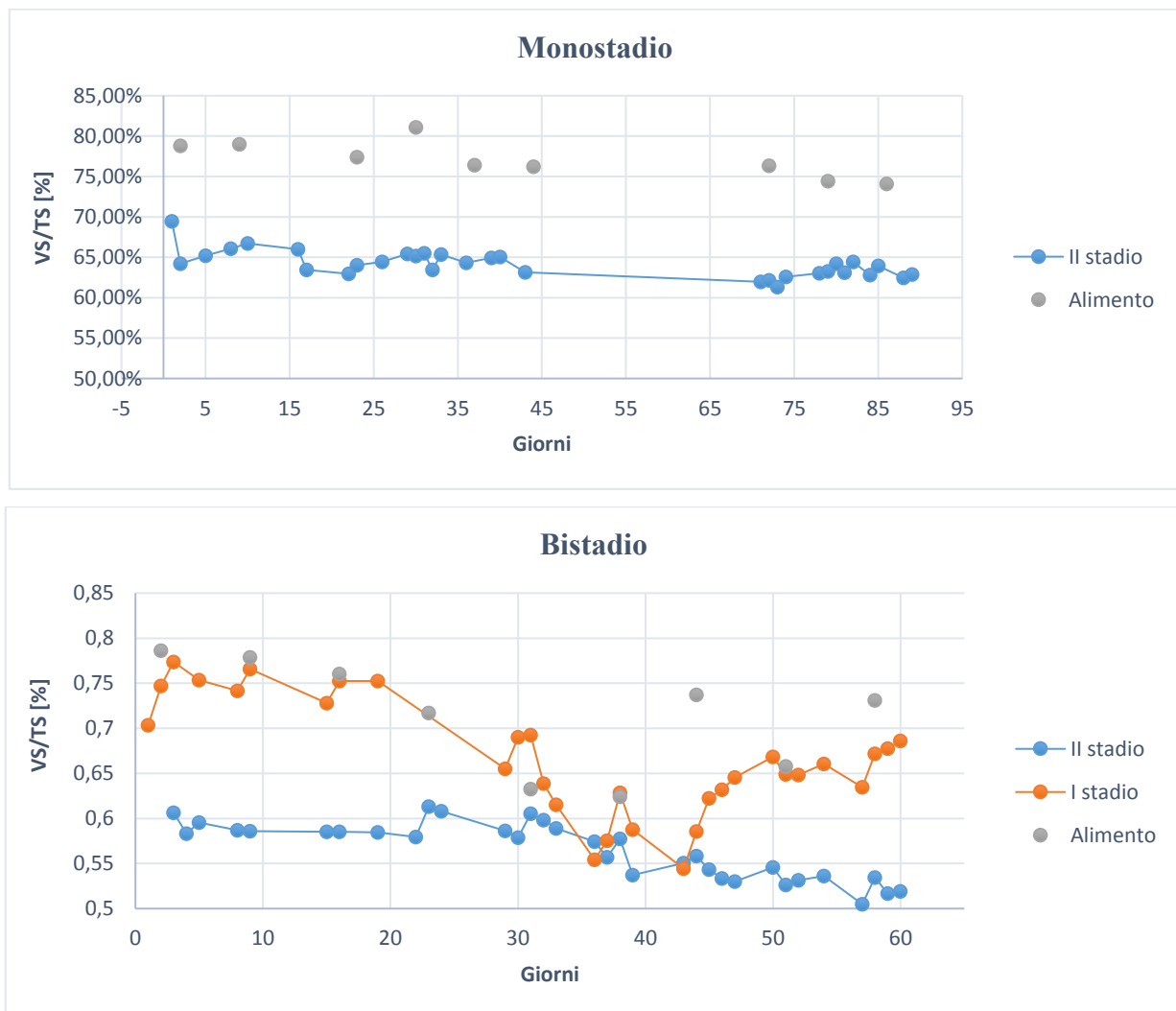


Figura 6.1: Andamento del rapporto tra solidi volatili (VS) e solidi totali (TS): a) in alto per il monostadio; b) in basso per la digestione in due stadi

Un altro parametro usato per studiare l'effetto dei solidi in un processo di digestione anaerobica è il carico organico volumetrico (OLR), calcolato con l'equazione 3.12 e riferito ai solidi volatili, il cui andamento è osservabile nelle figure 6.2.

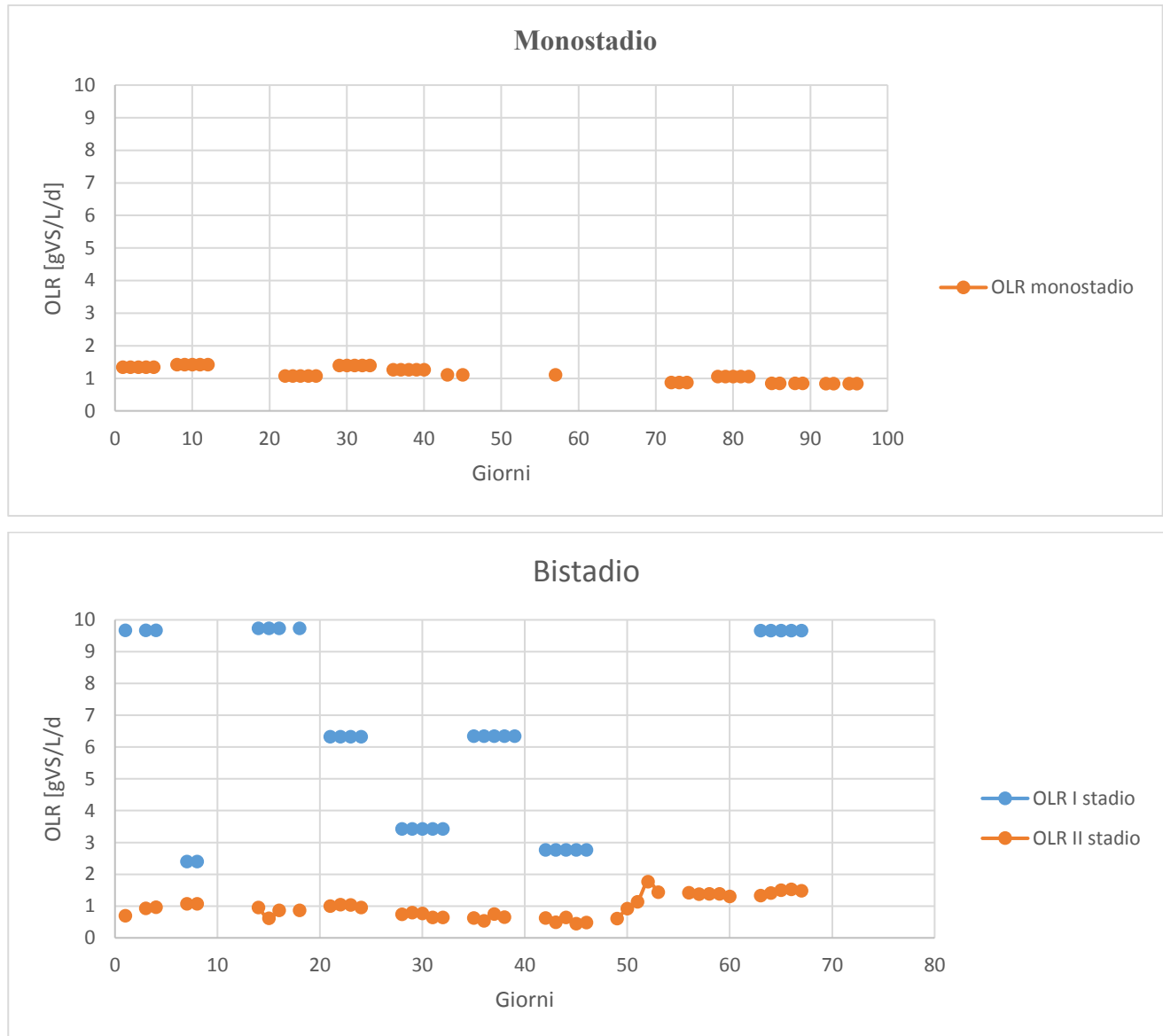


Figura 6.2: Andamento del OLR: a) in alto per il monostadio; b) in basso per la digestione in due stadi

Essendo funzione del tempo di ritenzione, il carico organico nel monostadio e nel secondo stadio, che hanno entrambi HRT pari a 20 giorni, ha valori molto bassi, stabili attorno a 1 gSV/L/d. Nel caso del secondo stadio in particolare la soglia di 1 gSV/L/d viene superata in maniera continua solo in seguito all'introduzione del nuovo alimento, più ricco di sostanza volatile, dopo il 50esimo giorno. Nel primo stadio, al contrario, l'OLR è estremamente oscillante ma sempre molto elevato, grazie ad un HRT di 3 giorni passato poi a 2. Questi valori così elevati nel primo stadio permetterebbero un accumulo di

acidi grassi volatili che porterebbe ad un aumento della produzione di idrogeno (Wainaina, et al., 2020).

Infine è stata ricavata l'efficienza di rimozione dei solidi volatili calcolata con l'equazione 6.1 utilizzata in studi simili (Baldi, et al., 2019). Avere una maggiore riduzione di solidi volatili nel digestato finale porta diversi vantaggi. Primo fra tutti, la frazione organica volatile fornisce gli elementi di partenza per il prodotto finale di nostro interesse, il metano, quindi si avrebbe un incremento della produzione specifica. Poi in questo modo si vanno a ridurre ulteriormente gli inquinanti organici così come le spese relative allo smaltimento finale del digestato.

$$\eta_{VS} = \frac{VS_{IN} - VS_{OUT}}{VS_{IN}} \times 100 \quad (6.1)$$

I valori presi in considerazione per questo calcolo sono ottenuti mediando i dati sui solidi volatili in ingresso al primo stadio, quindi l'alimento, e uscita dal secondo ottenuti lungo l'intera durata dei due periodi di prove. Si potrà quindi notare, come risulta nella tabella 6.1, che il processo a due stadi permetta la digestione di una quantità maggiore di solidi volatili.

Tabella 6.1: Media dei VS con relativo scarto quadratico medio e valori di efficienza di rimozione

	Monostadio	Bistadio
Media VS _{alimento}	1,78%	2,01%
$\sigma_{VS,alimento}$	0,17%	1,01%
Media VS _{digestato acido}		1,69%
$\sigma_{VS,digestione\ acida}$		0,73%
Media VS _{digestato finale}	1,06%	0,86%
$\sigma_{VS,digestato\ finale}$	0,18%	0,12%
$\eta_{VS,I\ STADIO}$		15,74%
$\eta_{VS,TOTALE}$	40,40%	57,13%

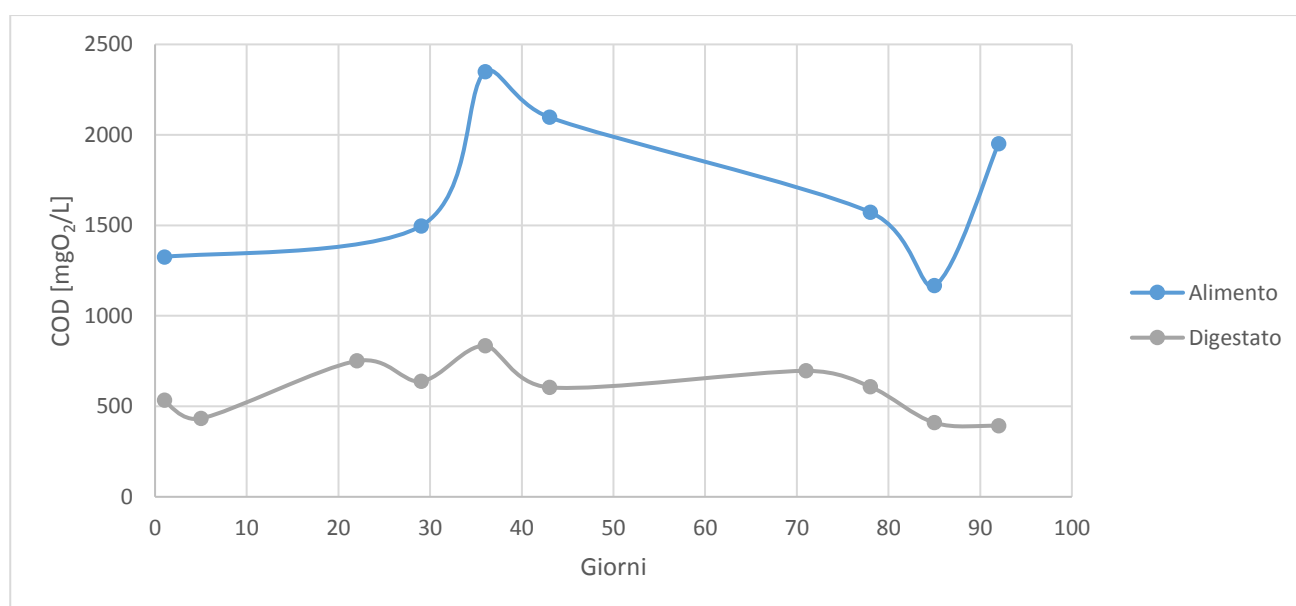
Questo si traduce in un risparmio poiché il digestato che deve essere smaltito ha attualmente per lo stabilimento un costo di circa 145 €/t. Il fango prima di essere smaltito però, viene disidratato in centrifuga e portato ad una concentrazione di sostanza secca del 25 % circa. Con questi dati è, quindi, possibile determinare le spese di smaltimento, visibili in tabella 6.2, per entrambi i processi e di quanto si ridurrebbero con la rimozione di solidi assicurata dalla digestione in due stadi. Per rendere più efficace il confronto è preferibile eseguire i calcoli con la stessa portata di solido entrante per entrambi i processi. Quindi è stato utilizzato un fango primario tal quale fittizio con caratteristiche medie tra quelli usati durante la sperimentazione, con 1,9% di VS e 71,5% di rapporto VS/TS.

Tabella 6.2: Portate massiche e bilancio economico relativo allo smaltimento dei digestati

	Monostadio	Bistadio
$\dot{M}_{VS,IN}$ [kg/h]	1547,97	
$\dot{M}_{VS,OUT}$ [kg/h]	922,53	663,97
$\dot{M}_{TS,OUT}$ [kg/h]	1539,55	1280,99
$\dot{M}_{25\%TS}$ [kg/h]	4618,67	3842,98
Spesa [€/y]	5,87E+06	4,88E+06
Risparmio [€/y]		9,85E+05
Risparmio [%]		16,79

6.3 COD

Questo parametro, espresso come mg di ossigeno necessari per ossidare la sostanza organica in un litro di soluzione, permette di capire se il processo riesce a degradare efficacemente il substrato o meno. Indice di ciò è il valore di COD solubile nel digestato in uscita del secondo stadio, molto basso se la metanogenesi non ha problemi. Nel primario tal quale e nel digestato acido, invece, i valori sono in genere più elevati e specialmente in quest'ultimo possono essere caratterizzati da forti oscillazioni come si può osservare nella figura 6.2a. In Italia il limite imposto sul COD dal D.Lgs 152/06 per lo scarico in acque superficiali e in rete fognaria è di 160 e 500 mgO₂/L rispettivamente. Confrontando questi dati, presenti nella tabella 3 dell'allegato 5 alla parte 3 del decreto (D. Lgs. 3 Aprile 2006 n. 152, s.d.), con i valori del secondo stadio nella figura 6.2a risulta chiaro che la quantità di sostanza organica residua è ancora troppo elevata.



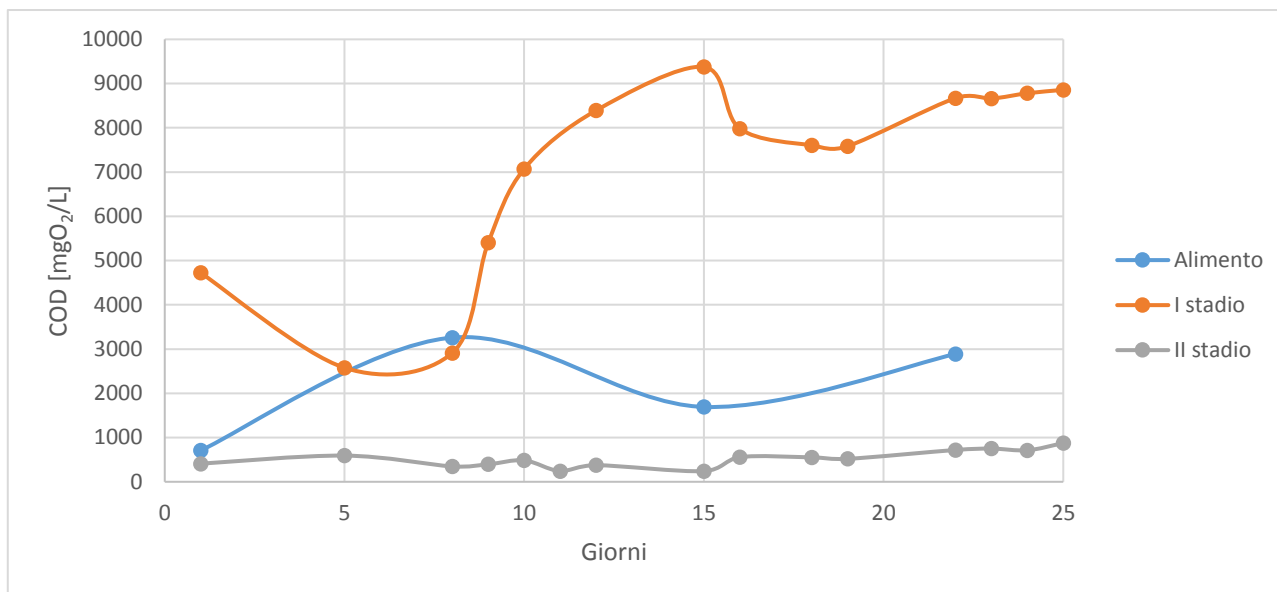


Figura 6.3: Andamento COD: a) in alto per il monostadio; b) in basso per la digestione in due stadi

Nella figura 6.2b si può apprezzare il rilascio massivo di sostanza organica nel digestore acido una volta che questo si è portato allo stazionario. Questo incremento si ripercuote ovviamente sul digestato estratto dal secondo stadio che arriva quasi a 900 mgO₂/L.

5.4 FOS/TAC e pH

Passando ad analizzare il FOS/TAC ritroviamo una certa instabilità nel digestore acido che nel caso di digestione bistadio va ad influenzare anche il secondo stadio. Un primo esempio lo si nota nella figura 5.3.b dove il secondo stadio, oscilla leggermente attorno ad un FOS/TAC di 0,1 similmente al digestato del monostadio che invece essendo allo stazionario si mantiene fisso a 0,1. Il digestore acido al contrario ha visto un incremento del rapporto col progredire della sperimentazione. Questo può essere imputato all'accumularsi di acidi organici con l'avvio della digestione che ha portato il FOS/TAC fino ad un massimo di 4,56. Successivamente, con il raggiungimento di una condizione stazionaria si è attestato in un intervallo attorno a 3,5. Il tal quale si mantiene, invece, tra i due digestati poiché il suo substrato non è stato ancora convertito in acidi grassi e allo stesso modo nel mezzo non è presente l'ammoniaca ottenuta dalla degradazione delle proteine.

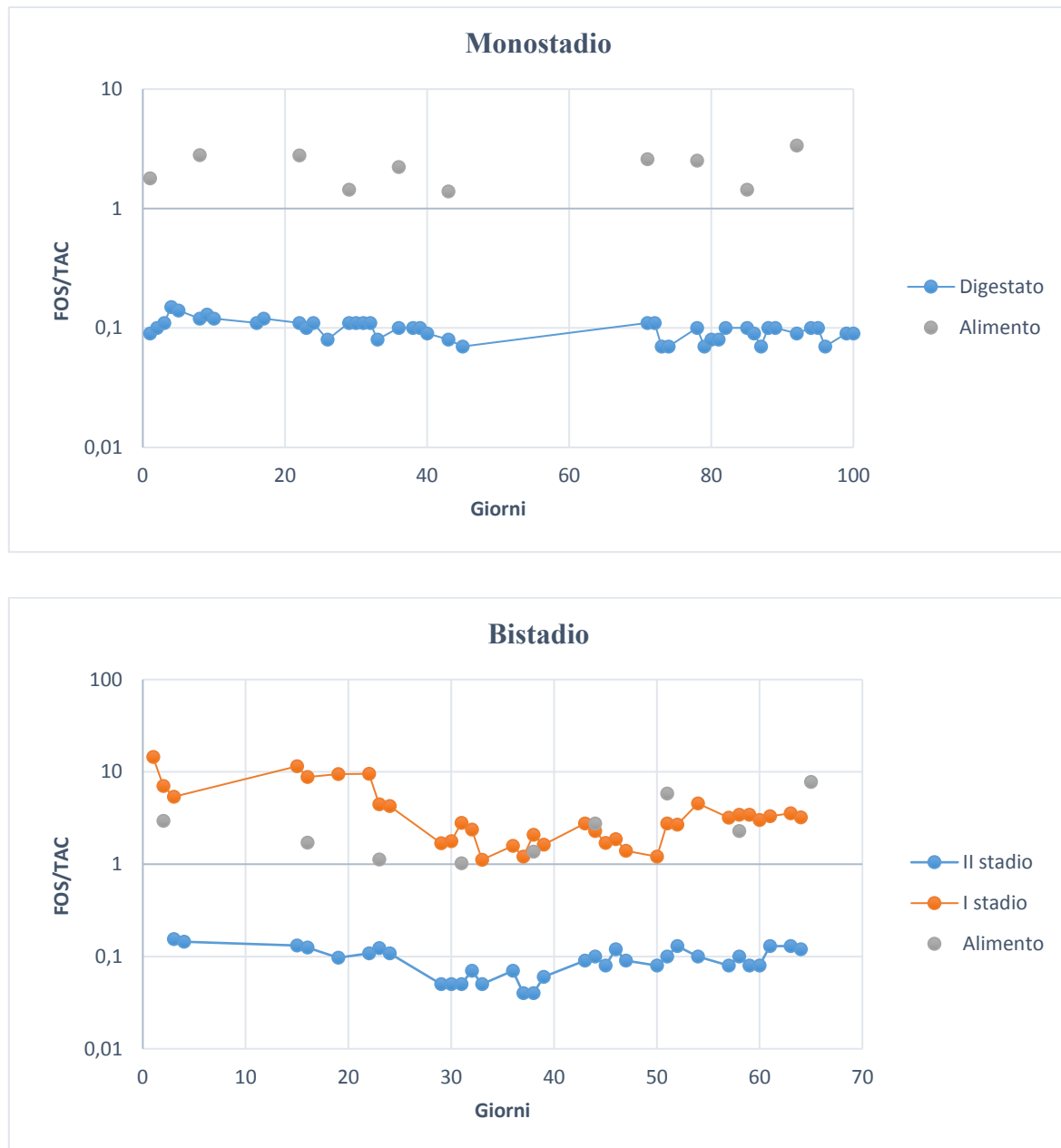


Figura 6.4: Evoluzione del FOS/TAC: a) in alto per il monostadio e b) in basso per il bistadio. Notare che l'asse delle ordinate è in scala logaritmica.

Il FOS/TAC del bistadio, in entrambi i bioreattori, è caratterizzato, inoltre, da leggere oscillazioni con valori più bassi della media in corrispondenza dei giorni di mancata alimentazione e incrementi in seguito al cambio di alimento. A dimostrazione dell'alto contenuto di acidi di quest'ultimo possiamo notarne i valori raggiunti nei giorni finali della sperimentazione con un massimo di 7,78. L'ingresso nel sistema di questa elevata quantità di acidi si ripercuote ovviamente anche sul pH dei due stadi che si abbassa gradualmente.

Passando quindi ad analizzare il pH nella figura 6.4.a si nota che per quanto riguarda il primo periodo l'andamento è esattamente speculare a quello del FOS/TAC relativo agli stessi campioni. Volgendo invece lo sguardo ai risultati della seconda sperimentazione si percepisce una progressiva diminuzione del pH, causata dall'introduzione del nuovo alimento, ma si notano anche delle forti oscillazioni nella parte iniziale.

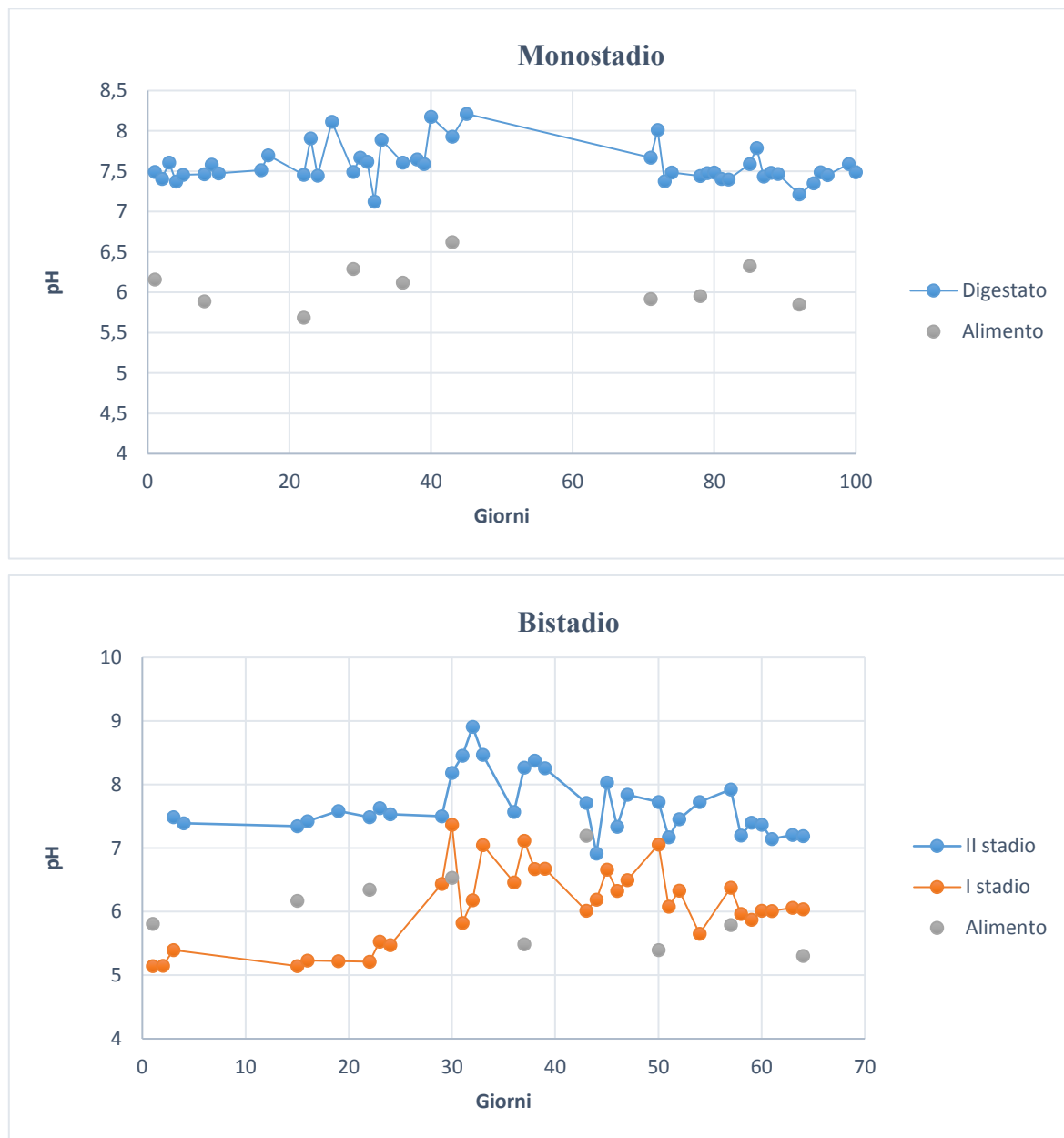


Figura 6.5: Andamento del pH: a) in alto per il monostadio e b) in basso per il bistadio.

In particolare nella 6.5.b si può apprezzare come il pH del primo stadio, molto elevato il giorno in cui viene inoculato l'alimento, cali bruscamente nei giorni successivi per poi risalire man mano che

gli acidi vengono consumati e l'equilibrio della reazione di digestione si sposta verso la metanogenesi. Vale la pena infine evidenziare che nonostante le forti variazioni il secondo stadio non scende mai troppo al di sotto del pH 7 evitando così di danneggiare la popolazione di batteri metanigeni.

6.5 Produzione specifica di metano

Dopo aver analizzato le caratteristiche chimico-fisiche dei sistemi usati ci dedichiamo alla risposta di questi sistemi in termini di metano prodotto. A tal pro è stata conteggiata anche la quantità, anche se estremamente ridotta, di biogas prodotta dai digestori acidi. Per avere un'idea del divario si può osservare la figura 6.5 con le produzioni specifiche dei due reattori in digestione bistadio.

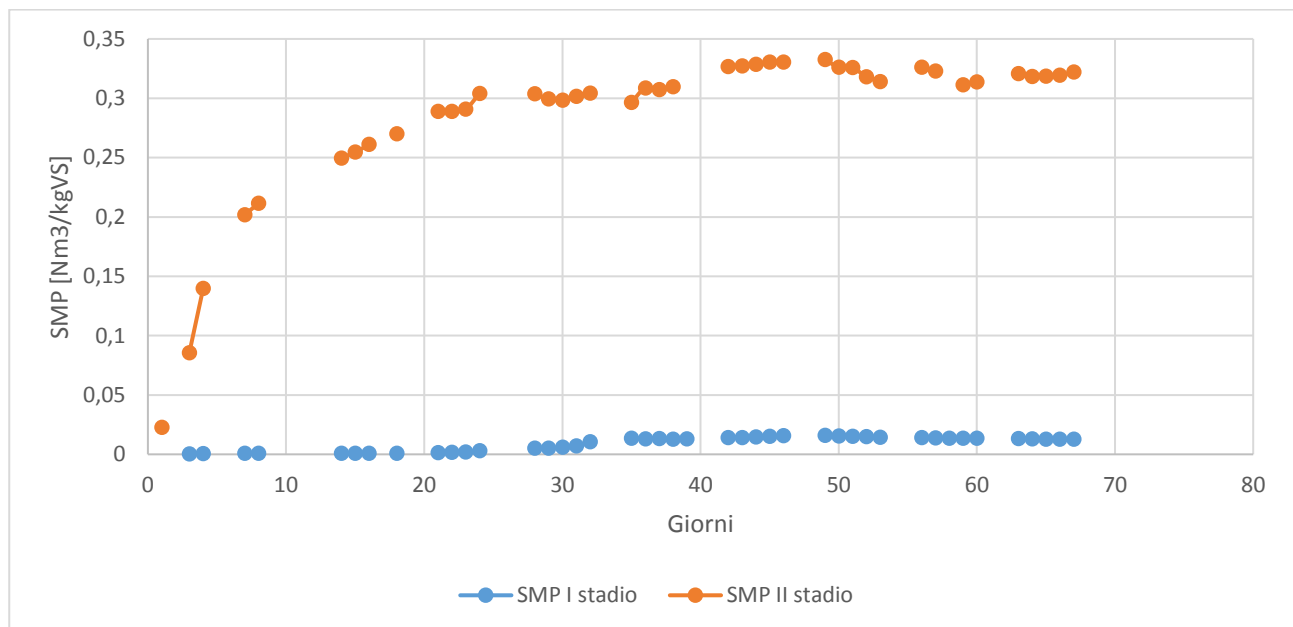


Figura 6.6: Produzioni specifiche cumulate dei due reattori in digestione bistadio

Passando al confronto tra i due metodi di digestione, dalla figura 6.7 si evince chiaramente come l'impiego di un digestato acido come alimento per il secondo stadio permetta una resa superiore rispetto ad un sistema che lavora come un normale monostadio.

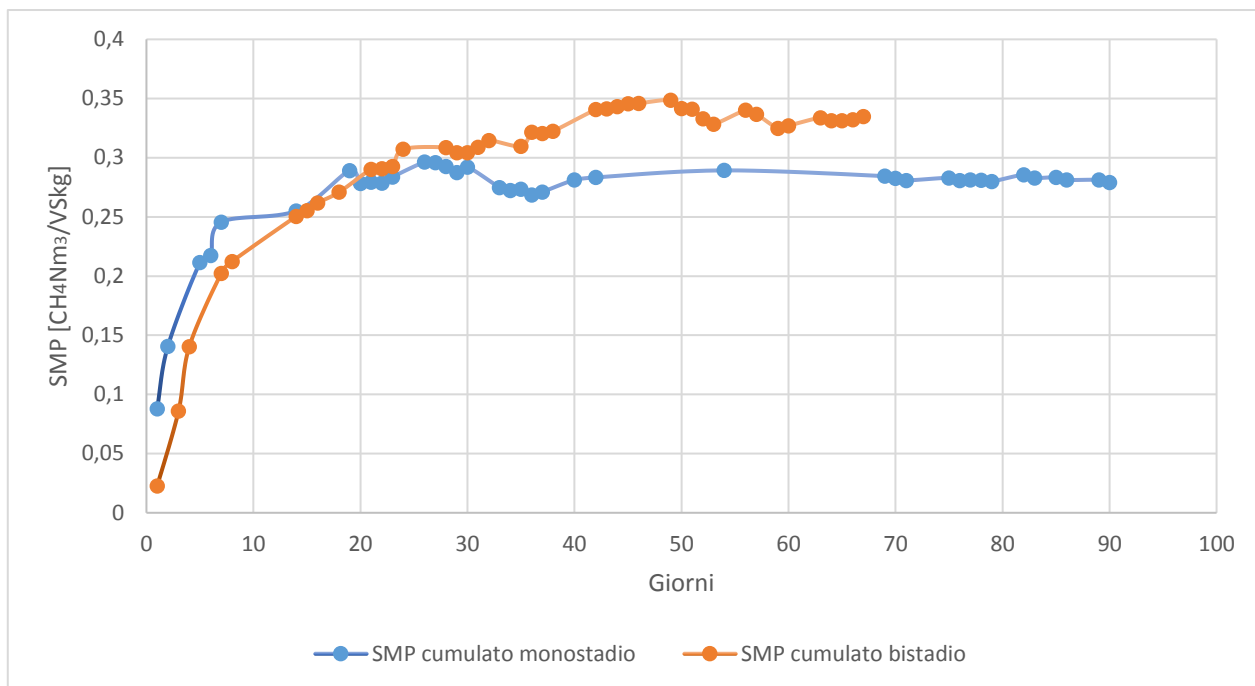


Figura 6.7: Grafico che mette a confronto le cumulate delle produzioni specifiche di metano delle due sperimentazioni.

Osservando l’andamento del bistadio poi è possibile notare come non abbia ancora raggiunto una condizione stazionaria a differenza del monostadio. Il motivo di ciò è dato dalla diversa “anzianità” del sistema. Le letture utilizzate per il monostadio, infatti, sono state rilevate a partire da 70 giorni dopo l’avvio del processo mentre quelle del bistadio a partire da 40.

Dai valori raggiunti dalle curve delle cumulate sono stato, infine, ricavati i valori di produzione specifica di metano, mostrati in tabella 6.2, che saranno fondamentali nello svolgimento dei bilanci di calore relativi alla linea fanghi.

Tabella 6.2: Valori finali di SMP dei due modelli di digestione

	Monostadio	Bistadio
SMP [$\text{Nm}^3_{\text{CH}_4}/\text{kg}_{\text{VS}}$]	0,277	0,336

7 Bilancio energetico

7.1 Introduzione

L'obiettivo di questo capitolo è avere una panoramica dei possibili vantaggi economici legati ad un aumento della produzione specifica di biometano in caso di predigestione acida. Il bilancio termico servirà quindi a individuare i costi relativi al consumo di calore necessario per il sostentamento del processo di digestione anaerobica. Successivamente verranno calcolati i guadagni ottenuti dalla vendita del biogas prodotto considerando gli incentivi introdotti dagli ultimi decreti ministeriali (Ministero dello Sviluppo Economico, 2014) (Ministero dello Sviluppo Economico, 2018). Questi risultati verranno poi a confluire nel bilancio economico condotto col metodo VAN (Valore Attuale Netto) per ottenere un prospetto completo degli investimenti e degli introiti futuri.

Come già fatto per il calcolo dei costi di smaltimento nel capitolo precedente è stato scelto di utilizzare per i bilanci un fango primario tal quale con caratteristiche identiche sia per il monostadio che per il bistadio. In particolare l'alimento ipotizzato è caratterizzato da un tenore del 1,9% di VS e un rapporto VS/TS di 71,5%.

Per eseguire i bilanci relativi alla digestione in due stadi è stata ipotizzata una configurazione impiantistica, rappresentata in figura 7.1, che si basa su quella attuale e le cui dimensioni caratteristiche sono riportate nella tabella 7.1. La novità principale è l'introduzione di tre digestori per il primo stadio, uno per ognuna delle unità attualmente adibite al fango primario. Questi nuovi digestori devono garantire una portata totale, ripartita su tre linee, di $70 \text{ m}^3/\text{h}$ di fango primario e lavorare con un HRT 3, quindi è necessario che il loro volume sia almeno di 2100 m^3 . Per quanto riguarda geometria e materiali, per semplicità sono stati considerati identici ai digestori già presenti. La temperatura, invece, è più elevata nel primo stadio, 50°C , per ridurre la possibilità di una contaminazione da parte di batteri metanigeni e così favorire ulteriormente l'acidogenesi, oltre l'idrolisi ovviamente. Dovendo poi raffreddare i fanghi prima della seconda fase di digestione, inoltre, è possibile recuperare parte del loro calore per scaldare il primario in arrivo dall'ispessitore, ottenendo così un sensibile risparmio. Infine per il fabbisogno di calore ed energia non è stato considerato l'impianto cogenerativo esistente, che sfrutta il biogas prodotto, ma una semplice caldaia alimentata con metano da rete. In questo modo è possibile aumentare il margine di profitto vendendo il biometano prodotto ad un prezzo estremamente vantaggioso grazie agli incentivi derivanti dal D.M. MiSe del 2 marzo 2018.

Tabella 7.1: Dati generali dei due reattori

	I stadio	II stadio
V [m ³]	2100	12000
V _{occupato} [m ³]	1680	9600
HRT	3	20
T [°C]	50	38
$\tilde{V}_{\text{fango}}$ [m ³ /h]	70	

Nella prima parte di questo capitolo sono stati eseguiti i bilanci termici per confrontare tre scenari di partenza (monostadio, bistadio con recupero termico e senza). Tra questi si andrà poi ad individuare quello più interessante, dal punto di vista economico, per ulteriori approfondimenti. Per questi primi tre casi di studio è stato considerato un tenore di solidi, nel fango di alimentazione, del 3% ed un'efficienza del 100% di tutti gli scambiatori.

Successivamente, nella seconda parte sono stati valutati altri possibili scenari con diverse percentuali di secco e efficienze di scambio. Portando il valore di sostanza solida al 5 e al 7%, infatti, è possibile ridurre notevolmente i volumi da trattare senza intaccare eccessivamente i consumi energetici degli ispessitori. Per tutti e tre questi casi è stata poi riconsiderata l'efficienza di tutti gli scambiatori considerati nello scenario 0, introducendo tre possibili valori: 100%, quindi il valore ideale considerato inizialmente; 70%; e 50%.

Infine con i risultati ottenuti dagli scenari più interessanti della parte due è stato ricavato un prospetto per possibili investimenti e introiti futuri applicando il metodo del Valore Attuale Netto.

7.2 Scenari iniziali

7.2.1 Potenza termica per gli scambiatori

Questo primo bilancio si focalizza sul calcolo del calore necessario per portare il primario, in uscita dagli ispessitori a 15°C e con un tenore di solidi del 3%, alla temperatura operativa (38 °C per il monostadio e 50 °C per il digestore acido). In seguito per la digestione in due stadi verrà considerata l'introduzione di un'ulteriore scambiatore, questa volta fango-fango, per consentire un recupero termico tra il digestato in uscita e quello in ingresso al primo stadio. Trattandosi di un fango con tenore di solido del 3 % il calore specifico e la densità sono stati assunti uguali a quelli dell'acqua.

Tabella 7.2: Dati utili per il calcolo della potenza termica impiegata dagli scambiatori

$\tilde{V}_{\text{fango}}$ [m ³ /h]	70
T_{Istadio} [°C]	50
$T_{\text{ispessitore}}$ [°C]	15
T_{IIstadio} [°C]	38
$c_{p,\text{H}_2\text{O}}$ [kJ/kg°C]	4,186
$\rho_{\text{H}_2\text{O}}$ [kg/m ³]	1000

L'equazione utilizzata per eseguire i calcoli è la 7.1.

$$Q_{\text{sr}} = c_{p,\text{H}_2\text{O}} \times \rho_{\text{H}_2\text{O}} \times \dot{V} \times (T_{\text{dig}} - T_{\text{isp}}) \quad (7.1)$$

Quindi il calore totale da fornire in assenza di recupero termico è:

$$Q_{\text{sr}} = 24955,54 \text{ MWh/y}$$

A questo punto calcolando l'energia rilasciata dal fluido caldo in uscita dal primo stadio che si deve portare a 38°C si ottiene:

$$Q_r = 8556,18 \text{ MWh/y}$$

Infine si ricava la temperatura che raggiungerebbero i fanghi in arrivo dagli ispessitori (equazione 7.2) e il calore da apportare nel caso in cui avvenga il suddetto recupero:

$$T_{\text{rec}} = T_{\text{isp}} + \frac{Q_c}{c_p \times \rho \times \dot{V}} = 27 \text{ °C} \quad (7.2)$$

$$Q_{\text{cr}} = 16399,35 \text{ MWh/y}$$

Questa quantità è, ovviamente, la stessa che si otterrebbe andando a calcolare la potenza termica richiesta per gli scambiatori in condizioni di digestione monostadio, quindi col fango che deve essere scaldato da 15 a 38 °C.

7.2.2 Potenza termica ceduta all'ambiente

Al calore necessario per scaldare i fanghi in ingresso si deve sommare quello per compensare le perdite dovute allo scambio tra le pareti del digestore e l'esterno. Per calcolare questa quantità è necessario conoscere l'area di scambio, i vari coefficienti di convezione e conducibilità e la differenza di temperatura. La superficie in questo caso è stata suddivisa in tre sezioni: laterale; inferiore, entrambe a contatto col liquido; e superiore, dove invece è presente il gas. Queste pareti sono composte da calcestruzzo con uno strato di lana di vetro. Il loro spessore, così come l'area delle sezioni, è noto per i digestori del secondo stadio mentre quelli per il primo stadio è stato ricavato con un'approssimazione. Per le temperature, infine, sono stati presi in considerazione i valori forniti dalla

normativa UNI sui dati climatici (Ente Nazionale Italiano di Unificazione, 1997). Per ricavare il calore disperso per ogni superficie viene utilizzata l'equazione 7.3.

$$Q_{si} = U_i \times S_i \times \Delta T \quad (7.3)$$

dove U_i è il coefficiente di trasmissione globale attraverso la superficie i-esima (S_i) che si ottiene dalla relazione 7.4.

$$U_i = \left(\frac{1}{h_{int}} + \sum_m \frac{s_m}{k_m} + \frac{1}{h_{est}} \right)^{-1} \quad (7.4)$$

dove:

- h_{int} ed h_{est} sono i coefficienti di convezione del fluido che lambisce la parete interna ed esterna, rispettivamente;
- s_m è lo spessore dello strato di materiale m-esimo costituente la parete;
- k_m è la conducibilità dello strato di materiale m-esimo.

Di seguito nelle tabelle 7.3, 7.4, 7.5, e 7.6 vengono presentati tutti i valori delle grandezze prese in considerazione.

Tabella 7.3: Aree superficiali e spessori delle pareti dei due digestori

	I stadio	II stadio
$S_{laterale} [m^2]$	502,052	1604
$S_{superiore} [m^2]$	184,357	589
$S_{inferiore} [m^2]$	155,4045	496,5
$S_{calcestruzzo} [m]$	0,30745	0,55
$S_{lana\ vetro} [m]$	0,008385	0,015

Tabella 7.4: Coefficienti di convezione per le diverse combinazioni fluido-parete e conducibilità dei materiali

$k_{calcestruzzo} [W/mK]$	0,81
$k_{lana\ vetro} [W/mK]$	0,03
$h_{esterno-aria} [W/m^2K]$	23
$h_{interno-fango} [W/m^2K]$	2
$h_{interno-gas} [W/m^2K]$	9

Tabella 7.5: Coefficienti globali di scambio termico per le diverse sezioni

	I stadio	II stadio
$U_{\text{laterale}} \text{ [W/m}^2\text{K]}$	0,832	0,581
$U_{\text{superiore}} \text{ [W/m}^2\text{K]}$	1,229	0,750
$U_{\text{inferiore}} \text{ [W/m}^2\text{K]}$	0,832	0,581

Tabella 7.6: Medie stagionali riportate dai dati climatici UNI 10349

	Gennaio	Febbraio	Marzo	Aprile	Maggio	Giugno
$T_{\text{mese}} \text{ [}^\circ\text{C]}$	0,4	3,2	8,2	12,7	16,7	21
	Luglio	Agosto	Settembre	Ottobre	Novembre	Dicembre
$T_{\text{mese}} \text{ [}^\circ\text{C]}$	23,3	22,6	18,8	12,6	6,8	2

Al termine di tutti i bilanci, sommando il calore disperso da ogni sezione mensilmente, si riesce ad ottenere l'andamento annuale visibile nella figura 7.1. Qui risulta evidente, com'era ovvio attendersi, che nei mesi invernali il fabbisogno termico cresce arrivando a raddoppiare rispetto al periodo estivo.

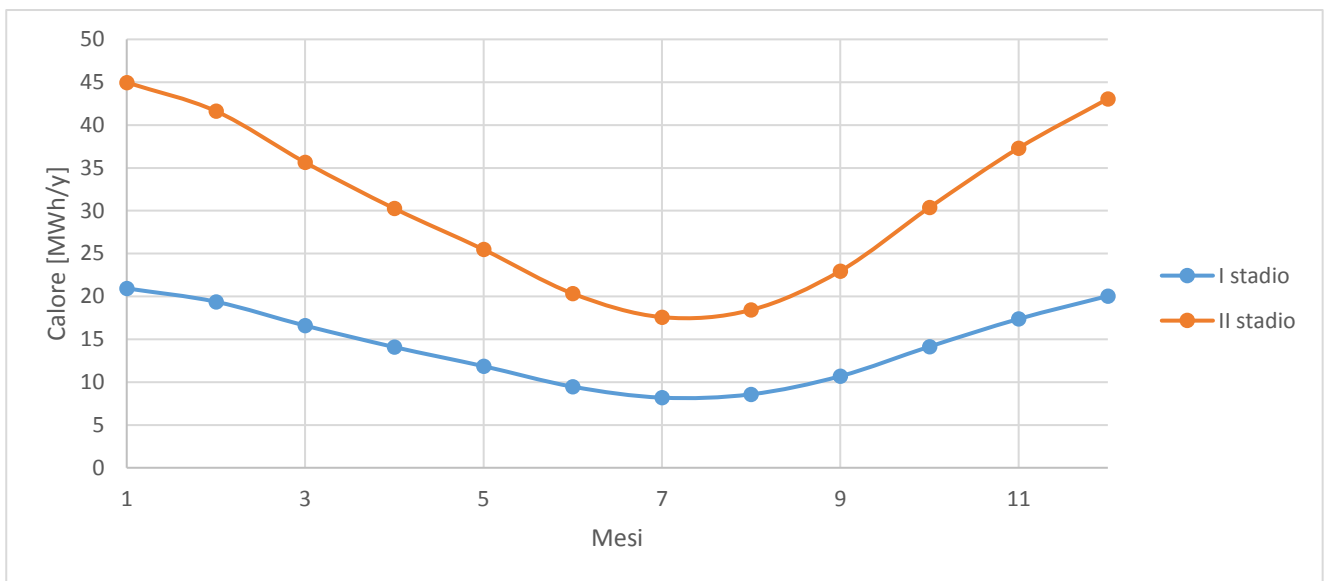


Figura 7.2: Andamento annuale del calore da fornire al sistema per mantenere le condizioni operative ottimali

Sommando tutti i contributi mensili si ottiene la potenza termica totale per mantenere la temperatura ottimale in un singolo digestore. Nella tabella 7.7 si può notare come queste quantità siano di gran lunga inferiori a quelle richieste per gli scambiatori.

Tabella 7.7: Potenze termiche richieste per il mantenimento della temperatura in un singolo digestore

$Q_{Istadio}$ [MWh/y]	171,3197
$Q_{IIstadio}$ [MWh/y]	368,0103

Queste andranno infine sommate alla quantità di calore richiesta dagli scambiatori, sia con digestione bistadio, con e senza recupero, che monostadio. Dalla tabella 7.8 si nota come la modalità operativa più dispendiosa sia quella della digestione in due stadi senza recupero. Questo accorgimento è quindi estremamente utile poiché consente di risparmiare energia andando a compiere un'operazione comunque necessaria, ossia il raffreddamento dei fanghi in uscita dal primo stadio. La loro temperatura eccessiva potrebbe, infatti, danneggiare le popolazioni di batteri metanigeni mesofili nel secondo reattore, estremamente sensibili.

Tabella 7.8: Potenza termica necessaria per ogni condizione operativa

	Monostadio	Bistadio senza recupero	Bistadio con recupero
Q_{tot} [MWh/y]	17503,38	26573,53	18017,34

7.2.3 Produzione metano

Secondo le ipotesi iniziali, il biometano prodotto non sarebbe stato utilizzato nell'impianto di cogenerazione presente nello stabilimento SMAT ma venduto sotto forma di Certificati di Immissione in Consumo (CIC), calcolati secondo le procedure del Gestore Servizi Energetici (GSE) (GSE - Gestore Servizi Energetici, 2018). Questi vengono garantiti ai produttori di biometano immesso in consumo nei trasporti. Nel caso di biometano avanzato, definito tale se soddisfa i requisiti presenti nella parte A dell'allegato 3 del DM 10/10/2014 (Ministero dello Sviluppo Economico, 2014), questi certificati hanno un valore di 375 euro per CIC riconosciuto. In questo caso il biometano risulta essere avanzato in quanto la materia prima da cui viene ricavato sono i fanghi di depurazione.

Come prima cosa bisogna determinare la quantità di biogas che verrebbe prodotta ogni anno a partire dalle produzioni specifiche ottenute dalle due diverse tipologie di digestione. Anche in questo caso la densità del fango è stata assunta uguale a quella dell'acqua visto il bassissimo tenore di solidi. Per quanto riguarda, invece, la percentuale di solidi volatili questa è stata ricavata dalla media di tutti i valori ottenuti dai campioni in laboratorio. Questi dati sono riportati nella tabella 7.9 così come i risultati dell'equazione 7.5.

$$\tilde{V}_{CH_4} = \tilde{V}_{fango} \times VS_{alim} \times SMP \times \rho_{H_2O} \quad (7.5)$$

Tabella 7.9: Valori utilizzati e risultati ottenuti per i due metodi di digestione

	Monostadio	Bistadio
$\tilde{V}_{\text{fango}}$ [m ³ /h]	70	
$\rho_{\text{H}_2\text{O}}$ [kg/m ³]	1000	
SMP [Nm ³ /kgSV]	0,277	0,336
VS _{alimentazione} [%]	1,9	
$\tilde{V}_{\text{CH}_4}$ [Nm ³ /y]	3227271,6	3914668,8

A questo punto è possibile calcolare il numero di CIC ottenibili e confrontare il loro ricavato con le spese da sostenere per acquistare da rete il metano necessario a fornire calore all'intero processo di digestione. Il prezzo preso in considerazione per il metano da rete è quello richiesto in media per gli impianti industriali ossia 0,2 €/Sm³.

Per la determinazione della produttività annua in CIC, riportata nella tabella 7.10, è stata utilizzata l'equazione 7.6 presentata dalla GSE (GSE - Gestore Servizi Energetici, 2018). Si moltiplica la capacità produttiva dell'impianto (Sm³/h) per il massimo numero di ore di funzionamento annue (8760) e per una stima del potere calorifico inferiore pari a 0,008111 Gcal/Sm³. Il valore ottenuto viene poi diviso per 5 per trasformare la producibilità da giga calorie a CIC.

$$\text{CIC} = \frac{\tilde{V}_{\text{CH}_4} \times 8760 \times \text{LHV}_{\text{CH}_4}}{5} \quad (7.6)$$

Tabella 7.10: Dati e risultati del calcolo sul profitto dalla vendita dei CIC

	Mono	Bistadio
$\tilde{V}_{\text{CH}_4}$ [Sm ³ /y]	3056128	3707073
LHV _{CH₄} [Gcal/Sm ³]	0,008111	
Incentivo [€/CIC]	375	
Produttività in CIC [CIC/y]	4958	6014
Ricavo CIC [€/y]	1,86E+06	2,26E+06

Per completare il bilancio economico e capire se effettivamente questa strategia si può rivelare vantaggiosa bisogna andare a sottrarre la spesa per l'acquisto del metano da rete. Si considerano tutti e tre gli scenari di consumo termico esaminati nel precedente capitolo, quindi: digestione monostadio; digestione in due stadi senza recupero; e digestione in due stadi con recupero. Dai valori ottenuti e presentati nella tabella 7.11 risulta evidente che la scelta migliore in termini di guadagno economico sarebbe quella di attuare una digestione in due stadi con recupero termico.

Tabella 7.11: Dati relativi al calcolo del costo del metano e bilancio finale

	Monostadio	Bistadio senza recupero	Bistadio con recupero
Prezzo CH ₄ [€/Sm ³]	0,2		
LHV _{CH₄} [MJ/Nm ³]	35,22		
Eff. Termica caldaia [%]	90		
Potenza totale richiesta [MWh/y]	17503	26573,5	18017,3
CH ₄ da rete necessario [Nm ³ /y]	1987891	3018004	2046263
Costo CH ₄ rete [€/y]	3,76E+05	5,72E+05	3,88E+05
Flusso finanziario [€/y]	+1,48E+06	+1,68E+06	+1,87E+06

Alla luce di ciò, per i prossimi scenari, aumento del tenore di solidi, diversa efficienza degli scambiatori e previsioni finanziarie col metodo VAN, verrà presa in considerazione solo la configurazione “bistadio con recupero”.

7.3 Scenari alternativi per la digestione bistadio con recupero

7.3.1 Pre-ispessimento dei fanghi al 5 e 7%

Dopo aver determinato la configurazione più vantaggiosa si può cercare di ridurre ulteriormente i consumi aumentando il tenore di solidi del fango in uscita dal pre-ispessimento. In questo modo, infatti, si riducono i volumi di liquido da trattare negli scambiatori e di conseguenza anche ridurre il volume occupato nei digestori di primario poiché l’HRT deve essere mantenuto. Attualmente nell’impianto SMAT di Castiglione Torinese sono presenti 6 vasche di decantazione coperte adibite all’addensamento dei fanghi in arrivo dalla linea acque. Questo tipo di unità, anche noti come ispessitori statici, sono in grado di aumentare la concentrazione di un fango primario fino ad un tenore massimo di solidi del 7%. Dalla Tabella 7.12 si evince chiaramente come già il 5% di secco porterebbe quasi al dimezzamento dei volumi in circolo. Questo però fa sì che per i successivi bilanci termici negli scambiatori non sia più possibile utilizzare per il fango la densità e il calore specifico dell’acqua. La densità in particolare è stata calcolata ipotizzando che per entrambi gli incrementi di concentrazione il volume del secco fosse trascurabile rispetto alla parte liquida.

Tabella 7.12: Portate di fango primario nei diversi casi di ispessimento

	TS 3%	TS 5%	TS 7%
$\dot{V}_{\text{fango}}$ [m ³ /h]	70	41,13	28,76

Per il calore specifico invece è stata utilizzata l'equazione 6.7 ripresa da uno studio specifico sull'argomento (Arlabosse, et al., 2005).

$$C_p(W) = \frac{W}{1+W} C_{p,H_2O} + \frac{1}{1+W} C_{pDM} \quad (7.7)$$

dove:

- W è il contenuto di umidità (kg/kg) dato dal rapporto tra la massa secca e quella d'acqua;
- C_{p,H_2O} è il calore specifico dell'acqua;
- C_{pDM} è il calore specifico del fango secco e che viene calcolato con l'espressione lineare:

$$C_{pDM} = 1434 + 3,29 \times T \quad (7.8)$$

con T espresso in gradi Celsius ed impostato per semplicità ad un valore medio di 32,5 °C.

Sostanzialmente ora si andranno a ripetere le operazioni del capitolo 6.2 sugli scambiatori ma con i valori di portata, densità e calore specifico modificati in accordo al nuovo tenore di solidi. Da notare che anche in questi casi la temperatura raggiunta dal fango fresco dopo aver scambiato calore col digestato acido è di 27 °C, quindi il delta di temperature è rimasto invariato. Le potenze al fondo della tabella 7.13 si riferiscono solamente al calore da fornire agli scambiatori dopo il recupero termico.

Tabella 7.13: Risultati per i due scenari di ispessimento

	TS 5 %	TS 7 %
M_{secco} [kg/h]	2165	2165
ρ_{fango} [kg/m ³]	1050	1075
W [kg/kg]	19,95	14,28
C_{pDM} [J/kg°C]	1540,92	1540,92
$C_{p,fango}$ [J/kg°C]	4059,74	4012,91
$Q_{recuperato}$ [MWh/y]	5120,02	3623,12
$Q_{scambiatori}$ [MWh/y]	9813,37	6944,32

Per avere un quadro generale dei cambiamenti rispetto all'ispessimento attuale si vanno ad aggiungere le perdite di calore verso l'esterno, per poi ripetere il bilancio economico effettuato nel capitolo precedente. Il prospetto finale dei consumi e delle spese per l'acquisto del metano necessario a coprirli viene presentato nella tabella 7.14.

Tabella 7.14: Richiesta termica ed economica nei tre casi di concentrazione presi in esame

.	TS 3 %	TS 5 %	TS 7 %
Potenza totale richiesta [MWh/y]	18017,34	11433,45	8564,366
Costo CH4 rete [€/y]	3,88E+05	2,46E+05	1,84E+05
Flusso finanziario [€/y]	+1,87E+06	+2,01E+06	+2,07E+06

Com'era ragionevole aspettarsi portando il tenore di solidi al 7 % si ha la riduzione maggiore dei costi legati all'acquisto di metano da rete. La differenza tra i guadagni, tuttavia, è maggiore passando dal 3 al 5 % mentre si va poi a ridurre più del 50 % spostandosi dal 5 al 7%. Bisogna far presente, inoltre, che in questi calcoli non sono stati inseriti, per mancanza di dati affidabili, i costi relativi al consumo elettrico degli ispessitori. Questo, per quanto magari poco significativo rispetto agli altri termini, avrebbe potuto influire sui risultati, andando molto probabilmente a ridurre il margine di guadagno che si avrebbe con la concentrazione più elevata.

7.3.2 Efficienza scambiatori

Quelle fatte fino ad ora sono delle valutazioni abbastanza semplificate, che non tengono conto di molteplici fattori che nel caso di un impianto reale andrebbero senz'altro ad accrescere le spese. Un modo per avvicinarsi alle condizioni reali può essere quello di applicare un'efficienza di scambio inferiore al 100% per le apparecchiature che scambiano calore nel sistema considerato. Non avendo le specifiche tecniche degli scambiatori che dovrebbero essere impiegati nel sistema ipotizzato è stato scelto di utilizzare dei valori forfettari, come in studi simili (Ruffino, et al., 2020), del 100, 70 e 50%. L'espressione generale per l'efficienza di uno scambiatore è definita dal rapporto tra la quantità di calore scambiata effettivamente e quella ideale, come mostrato nell'equazione 7.9.

$$\eta = \frac{Q_{eff}}{Q_{id}} \quad (7.9)$$

Applicando questa relazione, con i valori ipotizzati, ai tre casi di ispessimento si ottiene un quadro completo di ogni possibile combinazione, come mostrato nelle figure 7.2 e 7.3.

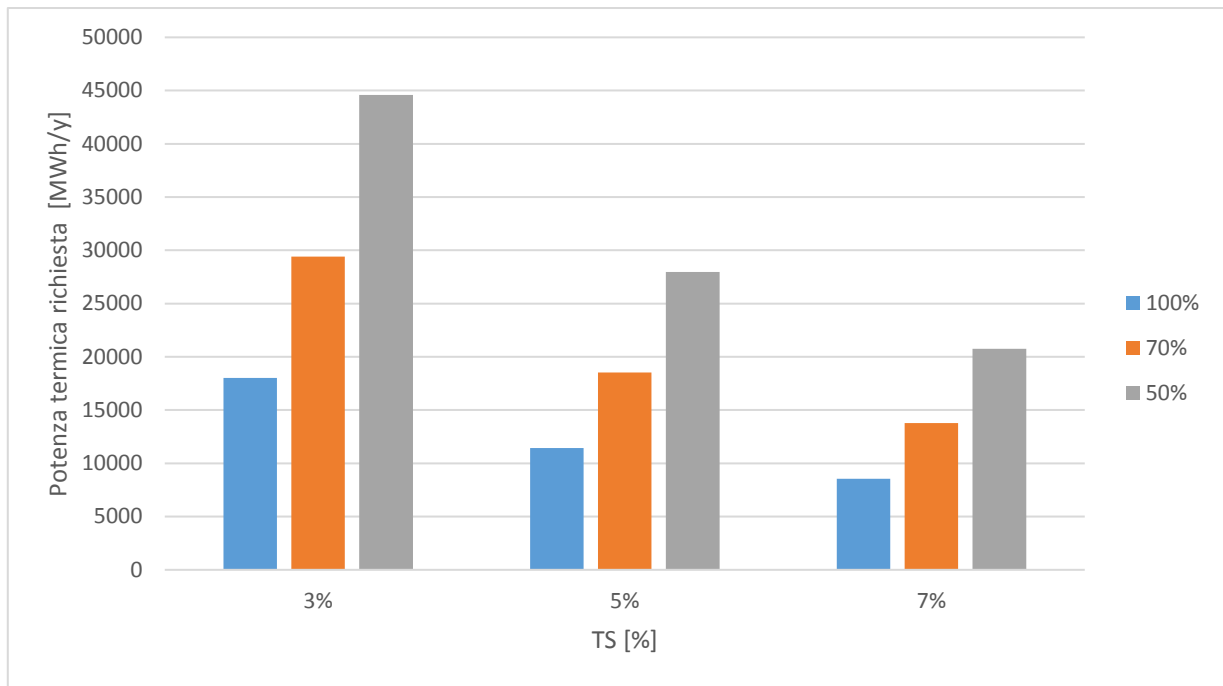


Figura 7.3: Potenza termica richiesta per il processo in due stadi con recupero in ogni combinazione di TS e η

Dai grafici si può apprezzare come considerare efficienze più basse porti inevitabilmente ad una maggiore richiesta di energia e quindi di metano da rete. In particolare nei casi con η pari a 70 e 50% gli incrementi nelle spese per l'acquisto del combustibile sono rispettivamente del 60-65% e 140-147% a seconda del tenore di secco. A proposito di solidi, qui il divario tra il 7% e gli altri diventa ancora più marcato con il diminuire dell'efficienza. In termini economici, nonostante il notevole aumento delle spese, dalla figura 7.3 si può notare come queste restino comunque abbastanza trascurabili rispetto agli introiti per la vendita dei CIC. Solo nel caso di TS 3% e η 50 % si ha un calo notevole degli incassi annui.

Alla luce di tutto questo gli scenari più interessanti e conservativi, che vale la pena studiare più a fondo col metodo VAN, sono due, entrambi con una η del 50% e con TS pari a 3 e 7%.

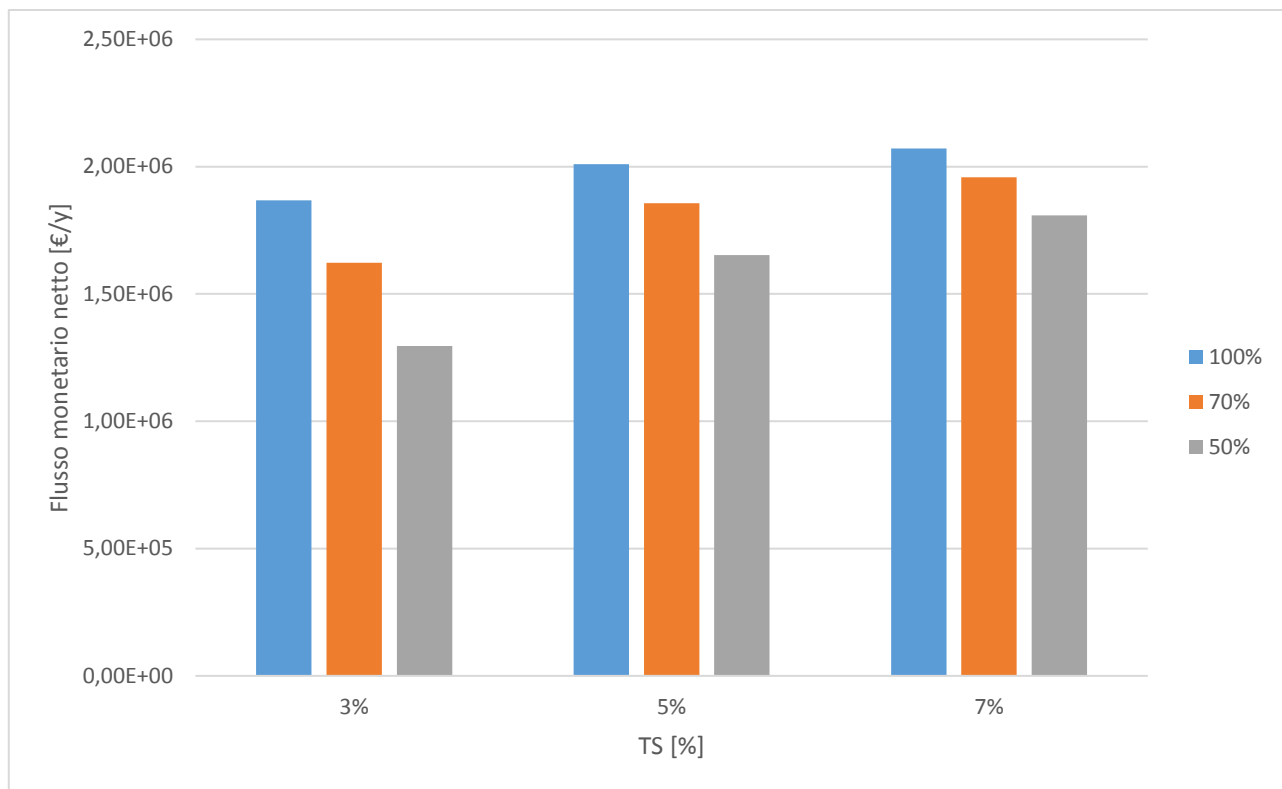


Figura 7.4: Flussi di cassa considerando la SMP della digestione anaerobica in due stadi

7.4 Applicazione metodo VAN

Si può ulteriormente approfondire l'analisi economica determinando il valore dell'investimento iniziale che l'impianto SMAT dovrebbe sostenere, ed i profitti futuri ad esso legati, con le condizioni operative introdotte nel precedente capitolo. Per far ciò è stato utilizzato il metodo del Valore Attuale Netto (VAN) che fornisce uno strumento utile alla valutazione della validità di un progetto finanziario. Generalmente, infatti, solo investimenti con un VAN positivo vengono presi in considerazione per essere poi eventualmente messi in atto. Per calcolarlo viene usata la seguente formula 7.10.

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{R_t}{(1+i)^t} \quad (7.10)$$

dove:

- R_t è il flusso finanziario al tempo t , racchiude tutte le entrate e le uscite in un singolo periodo;
- i è il tasso di rendimento, ossia il ritorno economico che può essere ottenuto in un determinato arco di tempo per investimenti con rischio simile;
- t è il numero degli intervalli.

In questo studio il flusso finanziario è stato calcolato annualmente considerando un tempo totale pari a 10 anni, che sono quelli garantiti per gli incentivi dal GSE (GSE - Gestore Servizi Energetici, 2018). Per quanto riguarda le voci presenti nel flusso, sono state prese in considerazione soltanto le spese per l'acquisto di metano da rete e il ricavato dalla vendita dei CIC, quindi i valori al fondo della tabella 5.14. Infine per quanto riguarda il tasso di rendimento, non avendo le informazioni per calcolarlo, è stato impostato al 5% come in studi per casi simili (Ruffino, et al., 2019).

Il VAN può essere utilizzato anche per calcolare il valore dell'investimento iniziale (I_0) per far partire un progetto, integrandolo nell'equazione come se fosse il flusso finanziario, ovviamente negativo, al periodo $t = 0$. Per completare l'operazione bisognerà decidere il tempo in cui si vuole recuperare l'investimento (pay-back time). In questo modo si ottiene un'espressione più completa della 7.10 (equazione 7.11), i cui risultati, relativi ai due scenari selezionati nel capitolo 7.3.2, possono essere apprezzati nella tabella 7.15.

$$VAN = -I_0 + \sum_{t=1}^n \frac{R_t}{(1+i)^t} \quad (7.11)$$

Tabella 7.15: Investimento iniziale calcolato per i due casi selezionati

	TS 3 %	TS 7 %
I_0 pay-back 3 [€]	3,53E+06	4,93E+06
I_0 pay-back 5 [€]	5,61E+06	7,83E+06

Mantenendo il primario con l'attuale tenore di secco del 3% sarebbe necessario un investimento minore senza contare il fatto che non bisognerebbe aumentare il carico di lavoro dei pre-ispessitori o installarne di nuovi e più efficienti. Nell'altra situazione, invece, come si evince dalla figura 7.3, è sempre possibile ottenere un guadagno maggiore al termine dei 10 anni a fronte di una spesa iniziale comunque più elevata.

Per quanto riguarda la scelta di uno o l'altro investimento, questa dipende soprattutto dalla quantità di spese da sostenere per modificare la linea fanghi esistente. Oltre alle apparecchiature sopracitate (digestore acido e scambiatore fango/fango) bisognerebbe installare anche quelle necessarie per il processo di upgrading del biogas. L'investimento iniziale per queste ultime, dipendente dalla tecnologia impiegata (Lombardi & Francini, 2020) e dalla produzione specifica di biogas ottenuta dal primario in modalità bistadio (circa $0,579 \text{ Nm}^3/\text{kgVS}$), si aggirerebbe tra 1,5 e 2 milioni di €. Molto probabilmente se si dovesse scegliere di concentrare il fango al 7% bisognerebbe poi optare per un investimento maggiore, da recuperare in 5 anni. Così facendo potrebbe essere avviata la costruzione nell'impianto di una linea di distribuzione per il biometano prodotto, in modo poter ricevere dal GSE maggiorazioni agli incentivi già preventivati. Un'altra strategia, stavolta favorevole all'adozione di

un investimento con tempo di ritorno in 3 anni, potrebbe essere volta a capitalizzare il più possibile la somma iniziale per arrivare alla fine del periodo di incentivazione con una forte somma da investire per eseguire una serie di migliorie e aggiornamenti.

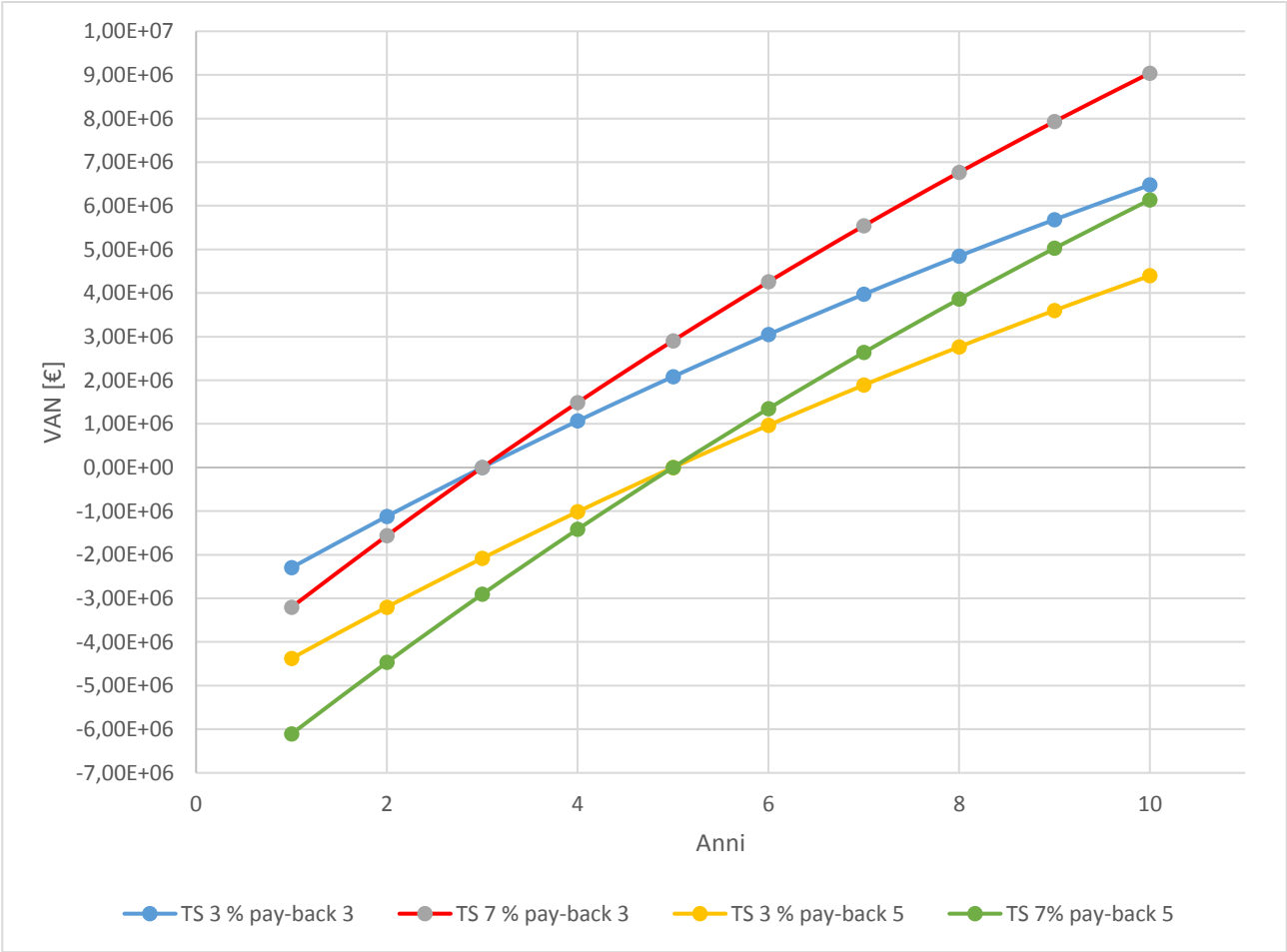


Figura 7.5: Andamento del VAN per fango al 3 e 7% con un tempo di pay-back di 3 e 5 anni

8. Conclusioni

L'obiettivo di questo studio era prima di tutto di studiare l'effetto della digestione in due stadi sul fango primario, valutando l'andamento dei parametri caratteristici del liquame e del processo in generale. Ovviamente per apprezzarne l'efficacia è stato necessario confrontarlo con la configurazione in monostadio attualmente impiegata nell'impianto SMAT di Castiglione Torinese. I risultati, riassunti nella tabella 7.1, hanno mostrato ottimi miglioramenti nell'efficienza di rimozione della sostanza volatile e la produzione specifica di metano.

Tabella 8.1: Efficienza di rimozione e produzione specifica dei due meccanismi di digestione

	Monostadio	Bistadio
η_{VS}	40,40%	57,10%
SMP [Nm ³ CH ₄ /kgVS]	0,277	0,336

Il solo incremento dei VS rimossi permetterebbe di risparmiare circa 681'000 € all'anno per la gestione finale del digestato anche se il potenziale maggiore per l'impianto risiede nella differenza di metano prodotto. Scegliendo di venderlo tramite il sistema dei CIC distribuiti dal GSE, infatti, quella differenza si traduce in un divario di 1,33 milioni di euro annui. Ovviamente per implementare la digestione in due stadi sarebbe necessario modificare la linea fanghi, nello specifico le tre linee dedicate al primario. Qui, per ogni linea, andrebbe inserito un piccolo digestore per il primo stadio dal volume totale di 2100 m³ e in aggiunta uno scambiatore di calore fango/fango. Dai bilanci termici è risultato evidente che trasferendo calore dal digestato acido a 50°C al tal quale a 15°C è possibile ridurre la potenza termica richiesta per quest'operazione del 32%. Il processo in due stadi, quindi, richiede maggiore calore, sia per scaldare il fango fresco, a 50°C invece di 38, che per mantenere la temperatura costante nei 3 nuovi bioreattori. Questo va a ridurre il divario tra i flussi monetari di monostadio e bistadio anche se non in maniera significativa. Si passa da 1,33 milioni senza spese a 870'000 € all'anno considerando il metano acquistato da rete per sopperire alle necessità del processo di digestione. Nonostante questo, e la spesa incognita per l'acquisto e l'installazione delle apparecchiature necessarie, la digestione in due stadi resta molto più vantaggiosa, tanto che per proseguo dello studio il confronto tra le due tipologie di digestione è stato considerato superfluo.

Accantonato il monostadio, si è cercato di rendere il sistema di digestione in due stadi del primario meno dispendioso andando ad aumentare la concentrazione di solidi nel tal quale. La riduzione di portata e quindi di calore richiesto negli scambiatori ottenuta passando dal 3 al 5% e dal 3 al 7% di

TS è notevole. I consumi, relativi alle due unità di scambio di calore, si abbassano del 36 e del 52% rispettivamente. Questo inoltre consente di aver bisogno di meno volume utile perché al variare della portata l'HRT deve rimanere costante. Ciò comporta che già al 5% di sostanza secca si avrebbe un digestore vuoto, disponibile per altre operazioni, ma anche che potrebbe rivelarsi necessario acquistare nuove unità più piccole. Un problema del genere sorge anche con gli ispessitori statici presenti nell'impianto che dovrebbero essere in grado di portare il fango primario fino ad valore massimo di sostanza secca del 7% ma che probabilmente sarebbe meglio sostituire con degli ispessitori dinamici, più efficienti. Per quanto riguarda poi l'introduzione di diversi valori di efficienza di scambio è facile intuire come ciò vada ad influire maggiormente dove i consumi sono più elevati, quindi nel caso del 3% di sostanza secca.

Infine l'analisi col metodo del Valore Attuale Netto presenta diverse opzioni di investimento e guadagno. Un'occhiata veloce alla figura 6.2 lascerebbe intuire che la scelta più conveniente sia di optare per il 7% di TS e pay-back in 3 anni, la soluzione che dopo 10 anni consente il guadagno maggiore. Tuttavia alla luce dei ragionamenti fatti in precedenza, le spese per l'adeguamento della linea fanghi potrebbero rendere necessario un forte investimento iniziale, problema che potrebbe essere risolto prolungando il tempo di recupero dell'investimento iniziale a 5 anni. Ovviamente il flusso di cassa considerato in questo studio è estremamente semplificato e non tiene conto di innumerevoli voci di spesa, come i consumi elettrici delle apparecchiature.

A valle di tutte queste considerazioni è possibile affermare con certezza che la digestione in due stadi del fango primario sia estremamente più vantaggiosa rispetto alla monostadio, nonostante le complicazioni impiantistiche e di gestione. Riguardo, invece, al tenore di solidi i dati ottenuti porterebbero ad indicare il 7% come ottimale ma sarebbero necessari ulteriori studi per valutare l'effetto di un ambiente così concentrato sull'attività microbica.

Lista dei simboli

Simbolo	Nome	Unità di misura utilizzate	
V	volume	m ³	L
T	temperatura	°C	K
m	massa	g	kg
$\tilde{V}$	portata volumica	m ³ /h	Nm ³ /y
$\dot{M}$	portata massica	kg/h	
Q	potenza termica	MWh/y	
C	concentrazione massica	kg/m ³	
S	superficie	m ²	
s	spessore	m	
C _p	calore specifico	kJ/kg°C	J/kg°C
ρ	densità	kg/m ³	
k	conducibilità	W/mK	
h	coeff. di convezione	W/m ² K	
LHV	potere calorifero inferiore	MJ/Nm ³	Gcal/Sm ³
W	umidità	kg/kg	
HRT	Tempo residenza idraulica	d	
SRT	Tempo residenza dei solidi	d	
SMP	Produzione Specifica Metano	Nm ³ CH ₄ /kg _{VS}	
OLR	Carico Organico Volumetrico	g _{VS} /L/d	
TS	solidi totali	%	
VS	solidi volatili	%	
K _s	coeff. di semisaturazione	kg/m ³	
k _d	coeff. di decadimento	s ⁻¹	
η	efficienza	%	
σ	scarto quadratico medio	%	
COD	Domanda Chimica Ossigeno	mgO ₂ /L	
VAN	Valore Attuale Netto	€	

Bibliografia

- APAT, 2005. *Digestione anaerobica della frazione organica dei rifiuti solidi*, Roma: Agenzia per la Protezione dell'Ambiente e per i Servizi Tecnici.
- APHA, 2017. *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 23 ed.. Washington, DC: American Public Health Association.
- Arlabosse, P., Chavez, S. & Prevot, C., 2005. Drying of municipal sewage sludge - From a laboratory scale batch indirect dryer to the paddle dryer. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 22(02), pp. 227 - 232.
- Baldi, F., Pecorini, I. & Iannelli, R., 2019. Comparison of a single-stage and two-stage anaerobic co-digestion of food waste and activated sludge for hydrogen and methane production. *Renewable Energy*, pp. 1755-1765.
- Carrère, H., Dumas, C., Battimelli, A. & Batstone, D. J., 2010. Pretreatment methods to improve sludge anaerobic degradability: A review. *Journal of Hazardous Materials*, Issue 183, pp. 1-15.
- D. Lgs. 3 Aprile 2006 n. 152, s.d. *Norme in materia ambientale*, s.l.: s.n.
- Dhanjai, et al., 2019. Water Analysis | Determination of Chemical Oxygen Demand. In: *Encyclopedia of Analytical Science*. III a cura di Amsterdam: Elsevier, pp. 258-270.
- Dumas, C., Perez, S., Paul, E. & Lefebvre, X., 2010. Combined thermophilic aerobic process and conventional anaerobic digestion: Effect on sludge biodegradation and methane production. *Bioresource Technology*, Issue 101, p. 2629–2636.
- Eastman, J. A. & F, F. J., 1981. Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion. *Water Pollution Control Federation*, 53(3), pp. 352-366.
- Ente Nazionale Italiano di Unificazione, 1997. *UNI 10349 - Riscaldamento e affrescamento degli edifici - Dati climatici*, Milano: UNI.
- Ge, H., Jensen, P. D. & Batstone, J., 2010. Pre-treatment mechanisms during thermophilic-mesophilic temperature phased anaerobic digestion of primary sludge. *Water Research*, Issue 44, pp. 123-130.
- GSE - Gestore Servizi Energetici, 2018. *Procedura applicativa DM 2 marzo 2018*, s.l.: s.n.
- Gujer, Z., 1983. Conversion processes in anaerobic digestion. *Water Science and Technology Vol. 15*, pp. 127-167.

- Kaspar, H. & Wurhmann, K., 1978. Kinetic Parameters and Relative Turnovers of Some Important Catabolic Reactions in Digesting Sludge. *Applied and Environmental Microbiology*, Volume 36, pp. 1-7.
- Lombardi, L. & Francini, G., 2020. Techno-economic and environmental assessment of the main biogas. *Renewable Energy*, Issue 156, pp. 440-458.
- Lu, J. et al., 2008. Improving anaerobic sewage sludge digestion by implementation of a hyper-thermophilic prehydrolysis step. *Journal of Environmental Management*, Issue 88, pp. 881-889.
- Malavé, L., Bernardi, Fino & Ruggeri, 2015. Multistep anaerobic digestion (MAD) as a tool to increase energy production via $H_2 + CH_4$. *International journal of hydrogen energy* 40, 13 March, pp. 5050-5061.
- Masotti, L. & Verlicchi, P., 2005. *Depurazione delle acque di piccole comunità. Tecniche naturali e tecniche impiantistiche*. Milano: HOEPLI EDITORE.
- Metcalf & Eddy, inc, 2003. *Wastewater engineering: Treatment and Reuse (Fourth Edition)*. Boston: McGraw-Hill.
- Ministero dello Sviluppo Economico, 2014. *Decreto Ministeriale 10 ottobre 2014*, Roma: Gazzetta Ufficiale della Repubblica Italiana.
- Ministero dello Sviluppo Economico, 2018. *Decreto Ministeriale 2 marzo 2018*, Roma: Gazzetta Ufficiale della Repubblica Italiana.
- Nordmann, W., 1977. Die Überwachung der Schlammfaulung. KA-Informationen. *Beilage zur Korrespondenz Abwasser*, 3(77).
- Ruffino, B. et al., 2020. Thermophilic vs. mesophilic anaerobic digestion of waste activate dsludge: Modelling and energy balance for its applicability at a full scale WWTP. *Renewable Energy*, Issue 156, pp. 235-248.
- Ruffino, et al., 2019. Improvement of energy recovery from the digestion of waste activated sludge (WAS) through intermediate treatments: The effect of hydraulic retention time (HRT) of the first-stage digestion. *Applied energy* 240, 15 February, pp. 191-204.
- Sina, et al., 2019. Optimization of the wastewater treatment plant: From energy saving to environmental impact mitigation. *Science of the Total Environment* 691, 16 July, pp. 1182-1189.
- Wainaina, S., Awasthi, M. K., Horvath, I. S. & Taherzadeh, M. J., 2020. Anaerobic digestion of food waste to volatile fatty acids and hydrogen at high organic loading rates in immersed membrane bioreactors. *Renewable Energy*, Issue 152, pp. 1140-1148.

Zhang, R., Tao, J. & Dugba, P., 2000. Evaluation of two-stage anaerobic sequencing batch reactor systems for animal wastewater treatment. *Transactions of the American Society of Agricultural Engineers*, pp. 1795-1801.

Appendice I

Di seguito si riportano i risultati relativi alla caratterizzazione del primario tal quale, del digestato e del biogas del processo monostadio.

Tabella I.1: Dati relativi a solidi, FOS/TAC e pH del primario tal quale

Data	Tara [g]	Lordo [g]	105°C [g]	600°C [g]	Campione [g]	ST [%]	SV [%]	FOS/TAC	pH
04/03/2019	19,7752	29,9335	20,1174	1984,79%	10,1583	3,37%	2,66%	1,79	6,16
	49,4773	85,4589	50,6809	4973,23%	35,9816	3,35%	2,65%		
11/03/2019	21,8833	33,3774	22,2882	21,9691	11,4941	3,52%	2,78%	2,80	5,89
	25,5001	43,2011	26,1314	25,6318	17,701	3,57%	2,82%		
25/03/2019	20,3858	31,1827	20,6795	20,45239	10,7969	2,72%	2,15%	2,79	5,69
	48,8806	104,2705	50,3863	49,2186	55,3899	2,72%	2,15%		
01/04/2019	21,3894	31,6025	21,7335	21,4547	10,2131	3,37%	2,66%	1,44	6,29
	20,3849	34,9043	20,8806	20,4783	14,5194	3,41%	2,69%		
08/04/2019	23,1282	38,3810	23,6242	23,2458	15,2528	3,25%	2,57%	2,23	6,12
	44,0747	77,7370	45,1819	44,3339	33,6623	3,29%	2,60%		
15/04/2019	20,3833	31,1892	20,6939	20,45725	10,8059	2,87%	2,27%	1,39	6,62
	28,0819	55,7420	28,8696	28,26919	27,6601	2,85%	2,25%		
13/05/2019	49,4767	104,6061	50,7217	49,7660	55,1294	2,26%	1,73%	1,30	5,92
	28,1826	51,0144	28,7006	28,3076	22,8318	2,27%	1,72%		
20/05/2019	20,0998	31,1739	20,4064	20,1785	11,0741	2,77%	2,06%	1,35	5,96
	53,0331	100,7098	54,3736	53,3742	47,6767	2,81%	2,10%		
27/05/2019	58,3347	111,9211	59,5366	58,6484	53,5864	2,24%	1,66%	1,35	6,33
	25,4387	50,7774	26,0144	25,5868	25,3387	2,27%	1,69%		
03/06/2019	44,8612	76,8555	45,5629	45,0363	31,9943	2,19%	1,65%	3,38	5,85
	28,1637	48,8300	28,6100	28,2673	20,6663	2,16%	1,66%		

Tabella I.2: Dati relativi a solidi, FOS/TAC e pH del digestato

Data	Tara [g]	Lordo [g]	105°C [g]	600°C [g]	Campione [g]	ST [%]	SV [%]	FOS/TAC	pH
04/03/2019	26,7830	46,0436	27,184	26,91274	19,2606	2,08%	1,41%	0,09	7,493
	44,1980	74,1395	44,8217	44,37745	29,9415	2,08%	1,48%		
05/03/2019	21,3697	35,1904	21,65801	21,47304	13,8207	2,09%	1,34%	0,1	7,406
	28,3550	57,4282	28,96504	28,57303	29,0732	2,10%	1,35%		
06/03/2019	19,7616	36,8458	20,0354		17,0842	1,60%	117,27%	0,11	7,607
	8,4250	20,0082	8,6113		11,5832	1,61%	74,34%		
07/03/2019	40,8044	64,1746	41,1874		23,3702	1,64%	176,24%	0,15	7,372
	26,7718	47,9061	27,0891		21,1343	1,50%	128,18%		
08/03/2019	28,8816	54,8177	29,3699	29,0513	25,9361	1,88%	1,23%	0,14	7,456
	58,6920	101,059	59,4861	58,9687	42,367	1,87%	1,22%		

11/03/2019	20,3859	26,4734	20,5143	20,4286	6,0875	2,11%	1,41%	0,12	7,465
	22,5846	35,6102	22,8616	22,6805	13,0256	2,13%	1,39%		
13/03/2019	20,0551	31,5279	20,3003	20,13563	11,4728	2,14%	1,44%	0,13	7,474
	40,795	74,3601	41,5160	41,03826	33,5651	2,15%	1,42%		
19/03/2019	58,3439	103,2117	59,2533	58,68137	44,8678	2,03%	1,27%	0,12	7,515
	44,1348	67,3710	44,5870	44,2745	23,2362	1,95%	1,34%		
20/03/2019	28,3552	53,2497	28,8742	28,54508	24,8945	2,08%	1,32%	0,11	7,7
	8,4284	19,2493	8,5917	8,4880	10,8209	1,51%	0,96%		
25/03/2019	20,049	33,0455	20,3158	20,14598	12,9965	2,05%	1,31%	0,12	7,458
	30,3703	52,2846	30,8205	30,54013	21,9143	2,05%	1,28%		
26/03/2019	18,8747	30,9805	19,1155	18,9616	12,1058	1,99%	1,27%	0,11	7,909
	48,6222	85,9297	49,3675	48,88991	37,3075	2,00%	1,28%		
29/03/2019	25,4528	42,0711	25,7945	25,5754	16,6183	2,06%	1,32%	0,1	8,115
	20,0526	29,2344	20,2431	20,1197	9,1818	2,07%	1,34%		
01/04/2019	21,8863	31,4062	22,0742	21,9513	9,5199	1,97%	1,29%	0,11	7,492
	51,8991	71,2246	52,2776	52,0298	19,3255	1,96%	1,28%		
02/04/2019	53,0393	80,5561	53,5981	53,2334	27,5168	2,03%	1,33%	0,08	7,671
	40,7392	59,891	41,1272	40,8749	19,1518	2,03%	1,32%		
03/04/2019	21,3686	29,5763	21,5356	21,4263	8,2077	2,03%	1,33%	0,11	7,617
	8,427	16,4687	8,5898	8,4831	8,0417	2,02%	1,33%		
04/04/2019	41,7805	68,1047	42,3149	41,9754	26,3242	2,03%	1,29%	0,11	7,124
	40,7889	73,9483	41,4640	41,0362	33,1594	2,04%	1,29%		
05/04/2019	49,4794	111,7144	50,7095	49,9053	62,235	1,98%	1,29%	0,11	7,891
	52,4155	110,8432	53,5642	52,8141	58,4277	1,97%	1,28%		
08/04/2019	48,6143	86,5834	49,3266	48,869	37,9691	1,88%	1,21%	0,11	7,608
	28,0877	55,5031	28,6029	28,2711	27,4154	1,88%	1,21%		
11/04/2019	21,3685	32,4615	21,5845	21,4447	11,093	1,95%	1,26%	0,08	7,646
	8,4268	18,0834	8,6165	8,4929	9,6566	1,96%	1,28%		
12/04/2019	28,8715	52,991	29,3513	29,0394	24,1195	1,99%	1,29%	0,1	8,174
	20,0516	33,6997	20,3198	20,1452	13,6481	1,97%	1,28%		
15/04/2019	23,1292	41,6118	23,4942	23,26321	18,4826	1,97%	1,25%	0,1	7,93
	44,0694	78,8420	44,7557	44,32331	34,7726	1,97%	1,24%		
13/05/2019	2676,00%	50,4537	27,2125	26,9304	23,6937	1,91%	1,19%	0,09	8,212
	1972,38%	30,8932	19,9388	19,8064	11,1694	1,92%	1,19%		
14/05/2019	4494,55%	75,5930	45,4926	45,1552	30,6475	1,79%	1,10%	0,08	8,018
	2136,91%	29,5258	21,5124	21,4226	8,1567	1,76%	1,10%		
15/05/2019	2004,77%	28,7901	20,1609	20,0912	8,7424	1,29%	0,80%	0,07	7,376
	4886,76%	97,8063	49,1853	48,9912	48,9387	0,65%	0,40%		
16/05/2019	2887,03%	47,1201	29,1873	28,9881	18,2498	1,74%	1,09%	0,07	7,484
	2026,97%	27,3363	20,3916	20,3156	7,0666	1,73%	1,08%		
20/05/2019	1977,62%	30,9783	19,9670	19,8477	11,2021	1,70%	1,06%	0,1	7,442
	4074,23%	74,4201	41,2654	40,9329	33,6778	1,55%	0,99%		
21/05/2019	4079,51%	74,8857	41,3989	41,0167	34,0906	1,77%	1,12%	0,07	7,478
	4447,00%	89,0994	45,2509	44,7571	44,6294	1,75%	1,11%		

22/05/2019	2136,75%	34,1049	21,6225	21,4591	12,7374	2,00%	1,28%	0,08	7,486
	842,63%	15,3536	8,5659	8,4761	6,9273	2,02%	1,30%		
23/05/2019	2886,59%	50,6851	29,1620	28,9754	21,8192	1,36%	0,86%	0,08	7,406
	5930,65%	114,2219	60,0379	59,5756	54,9154	1,33%	0,84%		
24/05/2019	2817,61%	47,9500	28,5450	28,3082	19,7739	1,87%	1,20%	0,1	7,399
	1886,43%	29,4916	19,0638	18,9347	10,6273	1,88%	1,21%		
26/05/2019	2009,82%	32,3798	20,3154	20,1796	12,2816	1,77%	1,11%	0,1	7,591
	1976,09%	40,2096	20,1133	19,891	20,4487	1,72%	1,09%		
27/05/2019	2808,27%	53,6009	28,5318	28,2473	25,5182	1,76%	1,11%	0,07	7,434
	5191,20%	115,8048	53,0383	52,3117	63,8928	1,76%	1,14%		
30/05/2019	2676,07%	49,0479	27,1437	26,9043	22,2872	1,72%	1,07%	0,1	7,483
	842,65%	15,8705	8,5556	8,4750	7,444	1,73%	1,08%		
31/05/2019	4074,06%	76,5710	41,3407	40,9630	35,8304	1,67%	1,05%	0,09	7,468
	1975,88%	36,5710	20,0410	19,8638	16,8122	1,68%	1,05%		

Tabella I.3: Dati relativi alla composizione del biogas

Data	Lettura contatore [mL]	CH ₄	CO ₂	O ₂	H ₂ [ppm]	Bal	T _{amb} [°C]
06/03/2019	14095						17
07/03/2019	7400	54	28,1	2,7	17	15,2	17
08/03/2019	7400	54	30,1	1,9	28	14,4	17
11/03/2019	12400	52,3	28	3	34	16,6	19
12/03/2019	5111	56,6	30,8	1,8	35	13,6	18
13/03/2019	8993	56,6	35,2	1,1	25	6,9	20
20/03/2019	6835	55,6	33,4	1,7	19	9,6	20
25/03/2019	12510	55,9	30,5	2,3	0	11,4	26
26/03/2019	4022	48,7	28,8	3,4	0	19,2	22
27/03/2019	6328	53,1	31	2,1	13	14	21
28/03/2019	6005	52	31,6	2,2	9	14,4	22
29/03/2019	7277	55,5	34,2	1	31	9,3	21
01/04/2019	8916	56,8	32,45	1,15			
02/04/2019	5776	58,1	30,7	1,3	34	9,7	24
03/04/2019	4827	57	36	0,8	27	6,2	19
04/04/2019	4225	54,7	34,9	1,3		9,1	19
05/04/2019	7554	56,6	33,7	1,2	26	8,5	19
08/04/2019		57,2	33,2	1,5	15	8,1	21
09/04/2019	5644	55,1	32,1	1,7	4	11,1	21
10/04/2019	7419	54	32,5	1,7		11,8	21
11/04/2019	4434	55,2	32,8	1,1		10,9	21
12/04/2019	8163	53,1	34,6	1,5		10,8	19
15/04/2019	11557	55,4	31,5	2		11,1	27
17/04/2019	7444	54,7	29,4	2,2		13,7	26
29/04/2019	9259	58,3	23,9	2,4		15,4	27

Tabella I.4: Valori del sCOD per alimento e digestato

Data	Primario t.q. [mgO₂/L]	Digestato [mgO₂/L]
04/03/2019	1325	534
08/03/2019		433
25/03/2019		751
01/04/2019	1497	638
08/04/2019	2349	835
15/04/2019	2097	605
13/05/2019		696
20/05/2019	1573	608
27/05/2019	1167	410
03/06/2019	1951	392

Appendice II

Di seguito si riportano i risultati relativi alla caratterizzazione del primario tal quale, del digestato e del biogas del processo monostadio.

Tabella II.1: Dati relativi a solidi, FOS/TAC e pH del primario tal quale

Data	Tara [g]	Lordo [g]	105°C [g]	600°C [g]	Campione [g]	ST [%]	SV [%]	FOS/TAC	pH
07/10/2019	44,8734	61,8225	45,4891	45,0051	16,9491	3,60%	2,86%	2,95	5,811
	19,7247	29,8521	20,0941	19,8035	10,1274	3,60%	2,87%		
14/10/2019	40,7697	64,0511	40,9838	40,8173	23,2814	0,90%	0,72%		
	51,902	91,1892	52,2596	51,9808	39,2872	0,90%	0,71%		
21/10/2019	20,3861	33,9277	20,901	20,5090	13,5416	3,80%	2,89%	1,71	6,173
	28,1847	51,2666	29,0566	28,39432	23,0819	3,80%	2,87%		
28/10/2019	8,4284	20,8524	8,7524	8,52022	12,424	2,60%	1,87%	1,12	6,346
	44,8742	75,42738	45,6722	45,09932	30,55318	2,60%	1,88%		
05/11/2019	19,776	31,5269	19,9643	19,8444	11,7509	1,60%	1,02%	1,02	6,53
	28,3623	55,0147	28,7882	28,5206	26,6524	1,60%	1,00%		
12/11/2019	49,4881	115,9637	51,4882	50,2465	66,4756	3,01%	1,87%	1,37	5,49
	28,1656	52,4445	28,8950	28,4374	24,2789	3,00%	1,89%		
18/11/2019	44,4885	96,3873	45,0580	44,6384	51,8988	1,10%	0,81%	2,76	7,195
	26,7697	53,8714	27,0732	26,8494	27,1017	1,12%	0,83%		
25/11/2019	28,8815	44,9978	29,6843	29,1571	16,1163	4,98%	3,27%	5,81	5,396
	44,963	73,7371	46,4213	45,4609	28,7741	5,07%	3,34%		
02/12/2019	20,052	37,0170	20,7587	20,2474	16,965	4,17%	3,01%	2,28	5,791
	23,144	42,8806	23,9505	23,3546	19,7366	4,09%	3,02%		

Tabella II.2: Dati relativi a solidi, FOS/TAC e pH del digestato acido

Data	Tara [g]	Lordo [g]	105°C [g]	600°C [g]	Campione [g]	ST [%]	SV [%]	FOS/TAC	pH
07/10/2019	44,0702	66,0610	44,4828	44,1947	21,9908	1,88%	1,31%	14,45	5,144
	19,7758	29,5056	19,9592	19,8292	9,7298	1,88%	1,34%		
08/10/2019	57,9745	90,8543	58,7632	58,17402	32,8798	2,40%	1,79%	7,04	5,15
	20,05	30,0484	20,2983	20,11286	9,9984	2,48%	1,85%		
09/10/2019	21,874	40,0108	22,3195	21,97472	18,1368	2,46%	1,90%	5,37	5,396
	21,3699	33,9051	21,6773	21,43949	12,5352	2,45%	1,90%		
11/10/2019	58,6858	90,164	59,5642	58,9028	31,4782	2,79%	2,10%		
	58,3435	86,118	59,125	58,5359	27,7745	2,81%	2,12%		
14/10/2019	28,8711	49,6468	29,4597	29,023	20,7757	2,83%	2,10%		
	44,951	79,1016	45,9216	45,2019	34,1506	2,84%	2,11%		
15/10/2019	20,2742	36,5571	20,6659	20,3670	16,2829	2,41%	1,84%		

	28,3577	56,9037	29,0629	28,5210	28,546	2,47%	1,90%		
21/10/2019	48,625	73,1371	49,0343	48,73669	24,5121	1,67%	1,21%	11,52	5,146
	23,129	38,8224	23,3866	23,19884	15,6934	1,64%	1,20%		
22/10/2019	40,7732	63,5617	41,292	40,90166	22,7885	2,28%	1,71%	8,79	5,231
	51,9093	89,0796	52,7375	52,1141	37,1703	2,23%	1,68%		
25/10/2019	28,8752	47,2736	29,3252	28,99681	18,3984	2,45%	1,78%	9,46	5,221
	44,955	71,6459	45,6253	45,13207	26,6909	2,51%	1,85%		
28/10/2019	21,877	37,9151	22,3008	21,99213	16,0381	2,64%	1,92%	9,53	5,213
	28,361	50,4505	28,9619	28,52049	22,0895	2,72%	2,00%		
29/10/2019	18,8625	27,6459	19,112	18,9313	8,7834	2,84%	2,06%	4,47	5,528
	21,3695	30,8996	21,6387	21,4434	9,5301	2,82%	2,05%		
30/10/2019	40,7736	57,6594	41,2508	40,9036	16,8858	2,83%	2,06%	4,27	5,474
	22,5787	32,9836	22,8688	22,6581	10,4049	2,79%	2,03%		
04/11/2019	25,4414	42,9963	25,8296	25,5759	17,5549	2,21%	1,45%	1,69	6,44
	19,725	28,7233	19,9246	19,7936	8,9983	2,22%	1,46%		
05/11/2019	21,8835	34,9535	22,18	21,9743	13,0700	2,27%	1,57%	1,77	7,37
	57,9742	101,2015	58,9521	58,2806	43,2273	2,26%	1,55%		
06/11/2019	40,7792	70,938	41,4344	40,9799	30,1588	2,17%	1,51%	2,8	5,821
	22,5818	40,0129	22,9632	22,6994	17,4311	2,19%	1,51%		
07/11/2019	21,3735	33,3651	21,6117	21,4599	11,9916	1,99%	1,27%	2,37	6,179
	23,1321	38,0262	23,4288	23,2389	14,8941	1,99%	1,28%		
08/11/2019	44,4783	87,6877	45,3734	44,8224	43,2094	2,07%	1,28%	1,12	7,049
	53,0326	106,3689	54,1224	53,4525	53,3363	2,04%	1,26%		
11/11/2019	25,4356	45,8478	25,8798	25,6391	20,4122	2,18%	1,18%	1,58	6,461
	19,7234	30,4605	19,965	19,8282	10,7371	2,25%	1,27%		
12/11/2019	19,7763	31,1882	19,9863	19,8675	11,4119	1,84%	1,04%	1,21	7,115
	28,3733	61,0391	28,9729	28,6221	32,6658	1,84%	1,07%		
13/11/2019	48,621	92,7448	49,6586	49,0149	44,1238	2,35%	1,46%	2,09	6,669
	28,1884	48,8158	28,6748	28,365	20,6274	2,36%	1,50%		
14/11/2019	41,7765	79,7487	42,604	42,1160	37,9722	2,18%	1,29%	1,62	6,675
	53,0257	120,0545	54,4955	53,6353	67,0288	2,19%	1,28%		
18/11/2019	59,3011	103,1372	60,297	59,7567	43,8361	2,27%	1,23%	2,76	6,013
	20,3832	35,0706	20,7163	20,5343	14,6874	2,27%	1,24%		
19/11/2019	44,076	78,3941	44,6354	44,3104	34,3181	1,63%	0,95%	2,28	6,19
	51,9204	129,6706	53,227	52,4561	77,7502	1,68%	0,99%		
20/11/2019	40,7765	61,6563	41,2053	40,9375	20,8798	2,05%	1,28%	1,7	6,664
	44,8814	72,6805	45,4425	45,0947	27,7991	2,02%	1,25%		
21/11/2019	48,6306	98,7323	49,324	48,8901	50,1017	1,38%	0,87%	1,86	6,327
	28,1876	46,0592	28,4375	28,2781	17,8716	1,40%	0,89%		
22/11/2019	25,4378	47,9727	25,7673	25,5572	22,5349	1,46%	0,93%	1,4	6,495
	19,7258	28,0924	19,8497	19,7687	8,3666	1,48%	0,97%		
25/11/2019	28,6663	54,1449	29,1212	28,8157	25,4786	1,79%	1,20%	1,21	7,058
	52,4223	106,5759	53,3925	52,7472	54,1536	1,79%	1,19%		
26/11/2019	41,7773	84,0508	42,9486	42,1925	42,2735	2,77%	1,79%	2,75	6,081

	53,0511	122,9775	55,0053	53,7304	69,9264	2,79%	1,82%		
27/11/2019	48,6177	101,0174	50,4139	49,2521	52,3997	3,43%	2,22%	2,68	6,33
	28,1794	55,0453	29,1108	28,5059	26,8659	3,47%	2,25%		
29/11/2019	28,6532	58,7529	30,2274	29,1909	30,0997	5,23%	3,44%	4,56	5,653
	52,4129	132,422	56,6465	53,8419	80,0091	5,29%	3,51%		
02/12/2019	25,443	50,6413	26,5652	25,8549	25,1983	4,45%	2,82%	3,18	6,378
	19,73	35,0111	20,4128	19,9783	15,2811	4,47%	2,84%		
03/12/2019	22,5851	43,7205	23,4702	22,876	21,1354	4,19%	2,81%	3,42	5,963
	21,3901	34,8663	21,9485	21,5733	13,4762	4,14%	2,78%		
04/12/2019	48,6186	99,4100	50,6445	49,2711	50,7914	3,99%	2,70%	3,43	5,872
	28,1825	55,8438	29,2928	28,5407	27,6613	4,01%	2,72%		
05/12/2019	28,0845	57,7251	29,2565	28,4506	29,6406	3,95%	2,72%	3,02	6,017
	40,7426	87,7908	42,6043	41,3297	47,0482	3,96%	2,71%		

Tabella II.3: Dati relativi a solidi, FOS/TAC e pH del digestato

Data	Tara [g]	Lordo [g]	105°C [g]	600°C [g]	Campione [g]	ST [%]	SV [%]	FOS/TAC	pH
09/10/2019	20,3857	28,3277	20,4878	20,425	7,9420	1,29%	0,79%	0,15	7,489
	28,1901	49,4758	28,467	28,30145	21,2857	1,30%	0,78%		
10/10/2019	57,9756	94,559	58,4873	58,1908	36,5834	1,40%	0,81%	0,14	7,389
	21,3736	30,7409	21,5036	21,42726	9,3673	1,39%	0,81%		
11/10/2019	44,4785	75,9876	44,9131	44,6558	31,5091	1,38%	0,82%		
	53,0325	80,8011	53,5462	53,2391	27,7686	1,85%	1,11%		
14/10/2019	20,0993	29,3801	20,2243	20,1512	9,2808	1,35%	0,79%		
	19,7265	28,3737	19,8438	19,7747	8,6472	1,36%	0,80%		
15/10/2019	8,4297	15,591	8,5291	8,4699	7,1613	1,39%	0,83%		
	28,66	59,1894	29,1092	28,85	30,5294	1,47%	0,85%		
21/10/2019	20,0994	25,6796	20,1736	20,13015	5,5802	1,33%	0,78%	0,13	7,347
	19,7263	30,9802	19,8753	19,78812	11,2539	1,32%	0,77%		
22/10/2019	49,4876	81,7253	49,9306	49,67068	32,2377	1,37%	0,81%	0,13	7,421
	22,5815	36,6528	22,7694	22,65978	14,0713	1,34%	0,78%		
25/10/2019	19,7638	31,281	19,9268	19,83092	11,5172	1,42%	0,83%	0,1	7,583
	44,0667	79,7333	44,5701	44,2778	35,6666	1,41%	0,82%		
28/10/2019	28,6698	48,8131	28,9624	28,79316	20,1433	1,45%	0,84%	0,11	7,486
	20,2734	29,9174	20,4121	20,33161	9,6440	1,44%	0,83%		
29/10/2019	44,4767	83,0534	45,0382	44,6916	38,5767	1,46%	0,90%	0,12	7,629
	19,7606	30,7453	19,922	19,8237	10,9847	1,47%	0,89%		
30/10/2019	28,8721	41,6377	29,0715	28,9508	12,7656	1,56%	0,95%	0,11	7,532
	44,9561	66,9576	45,2905	45,0862	22,0015	1,52%	0,93%		
04/11/2019	48,8806	108,933	49,7823	49,2592	60,0524	1,50%	0,87%	0,05	7,5
	26,767	46,4344	27,0678	26,8897	19,6674	1,53%	0,91%		
05/11/2019	28,1604	48,6735	28,4533	28,2835	20,5131	1,43%	0,83%	0,05	8,19
	49,4845	109,7421	50,3339	49,8433	60,2576	1,41%	0,81%		

06/11/2019	41,7823	77,5326	42,2860	41,9860	35,7503	1,41%	0,84%	0,05	8,454
	28,0941	57,6963	28,5099	28,2541	29,6022	1,40%	0,86%		
07/11/2019	51,9191	108,9465	52,7505	52,2562	57,0274	1,46%	0,87%	0,07	8,909
	28,6765	52,8968	29,0298	28,8173	24,2203	1,46%	0,88%		
08/11/2019	28,8757	53,5338	29,2585	29,0325	24,6581	1,55%	0,92%	0,05	8,469
	44,9573	75,7751	45,4325	45,1532	30,8178	1,54%	0,91%		
11/11/2019	26,7618	53,3102	27,1535	26,9308	26,5484	1,48%	0,84%	0,07	7,569
	20,0498	33,5441	20,2546	20,1358	13,4943	1,52%	0,88%		
12/11/2019	21,8806	38,1690	22,1144	21,984	16,2884	1,44%	0,80%	0,04	8,265
	57,9814	113,4151	58,773	58,333	55,4337	1,43%	0,79%		
13/11/2019	40,7929	74,4307	41,2719	40,9939	33,6378	1,42%	0,83%	0,04	8,375
	22,5828	36,3191	22,7929	22,6722	13,7363	1,53%	0,88%		
14/11/2019	28,6665	57,0817	29,0783	28,8561	28,4152	1,45%	0,78%	0,06	8,259
	52,4199	116,2178	53,3435	52,8497	63,7979	1,45%	0,77%		
18/11/2019	25,4358	51,8644	25,7076	25,5612	26,4286	1,03%	0,55%	0,09	7,714
	19,728	34,5550	19,8728	19,7914	14,8270	0,98%	0,55%		
19/11/2019	21,8815	39,0480	22,1359	21,9954	17,1665	1,48%	0,82%	0,1	6,915
	58,0066	110,1836	58,7625	58,3359	52,1770	1,45%	0,82%		
20/11/2019	8,4287	17,1284	8,5688	8,4447	8,6997	1,61%	1,43%	0,08	8,034
	21,376	33,3992	21,5689	21,4641	12,0232	1,60%	0,87%		
21/11/2019	19,7775	28,5422	19,9178	19,8426	8,7647	1,60%	0,86%	0,12	7,336
	28,3657	52,9992	28,7632	28,5521	24,6335	1,61%	0,86%		
22/11/2019	22,5834	39,6124	22,8622	22,7141	17,0290	1,64%	0,87%	0,09	7,841
	21,3864	36,8458	21,6426	21,5071	15,4594	1,66%	0,88%		
25/11/2019	18,8694	27,691	18,9955	18,9262	8,8216	1,43%	0,79%	0,08	7,724
	19,7651	33,4871	19,9622	19,8554	13,7220	1,44%	0,78%		
26/11/2019	28,081	56,4603	28,4789	28,2689	28,3793	1,40%	0,74%	0,1	7,173
	40,741	79,5290	41,2808	40,9976	38,7880	1,39%	0,73%		
27/11/2019	19,7727	35,1059	20,0045	19,8811	15,3332	1,51%	0,81%	0,13	7,456
	28,3603	59,5094	28,8266	28,5794	31,1491	1,50%	0,79%		
28/11/2019	21,8801	36,1601	22,0917	21,9774	14,2800	1,48%	0,80%	0,1	7,725
	57,983	104,9389	58,6941	58,3159	46,9559	1,51%	0,81%		
29/11/2019	8,4284	18,6872	8,6545	8,5405	10,2588	2,20%	1,11%	0,08	7,921
	21,3744	37,0212	21,7196	21,5451	15,6468	2,21%	1,12%		
02/12/2019	44,4806	107,8171	45,7103	45,0512	63,3365	1,94%	1,04%	0,1	7,197
	26,7675	54,3734	27,2934	27,0133	27,6059	1,91%	1,02%		
03/12/2019	18,868	28,7910	19,0264	18,9459	9,9230	1,60%	0,81%	0,08	7,402
	19,7682	39,8268	20,0987	19,9250	20,0586	1,65%	0,87%		
05/12/2019	40,7734	81,7145	41,5056	41,1282	40,9411	1,79%	0,92%	0,08	7,369
	44,8812	86,8454	45,6391	45,2430	41,9642	1,81%	0,94%		

Tabella II.4: Dati relativi alla composizione del biogas estratto dal I stadio

Data	Lettura contatore [mL]	CH ₄	CO ₂	O ₂	H ₂ [ppm]	Bal	T _{amb} [°C]
07/10/2019		15,9	44,7	4,4	94	35	20
08/10/2019		15,3	46,5	4,8	134	33,4	20
09/10/2019	1000	15,7	45	4,2	121	35,1	20
10/10/2019	500	17,2	45,8	3,1	109	33,9	20
11/10/2019	1000	18,8	48,8	2,4	133	30	20
14/10/2019	1000	19,8	55,6	2,3	187	22,3	20
15/10/2019	500	19,5	53,9	2,5	236	24,1	19
21/10/2019	500	22,4	47,7	4,2	194	25,7	21
22/10/2019	500	21,9	47,7	3,2	195	27,2	22
23/10/2019	500	21,9	47	3,3	172	27,8	22
25/10/2019	500	22,9	49,7	3,3	144	24,1	22
28/10/2019	3258	25,5	54,6	2,4	160	17,5	22
29/10/2019	1500	25,6	51,6	3	184	19,8	19
30/10/2019	1000	27,8	51,8	2,4	184	18	18
31/10/2019	7443	28,6	50,3	2	186	19,1	20
04/11/2019	8119	39,8	51,8	1,4	186	7	20
05/11/2019	500	39,5	47,1	2	120	11,4	19
06/11/2019	4330	40,8	47,9	1,4	139	9,9	15
07/11/2019	5158	39,7	49	1,4	122	9,9	17
08/11/2019	14677	41,4	50,2	1	118	7,4	17
11/11/2019	13017	45,7	47,3	1,1	106	5,9	14
13/11/2019	4074	33,5	37	4,1	110	25,4	15
15/11/2019	5129	30,3	38,4	4,3	140		11
18/11/2019	6100	34,2	54,4	1,7	136		9
19/11/2019	2466	35,4	51,5	1,9	123		14
20/11/2019	3582	41	46,3	1,5	116		20
21/11/2019	3667	45,8	42,9	1,4	119		16
22/11/2019	2715	47,3	42,8	1,1	143		17
25/11/2019	6103	47,7	44,7	1,5	127		17
26/11/2019	2165	27,8	56,4	2,1	>		20
27/11/2019	4456	19,5	73,7	1,2	>		20
28/11/2019	3840	22,8	67,9	1,4	567		19
29/11/2019	2260	22,8	61,5	2,4	623		19
02/12/2019	3149	24,8	64,6	1,9			16
03/12/2019	3323	24,5	61,4	0,9	889		16
04/12/2019	3230	24,4	63,1	1,1	915		13
05/12/2019	4174	24,5	63,5	0,9	>		10
06/12/2019	4120	25,6	64,2	0,8	>		8
09/12/2019	2209	33,9	60,1	0,8	444		13
10/12/2019	2832	25,6	65,4	0,8	>		12
11/12/2019	2323	25	66,9	0,8	>		11
12/12/2019	4549	22,7	68,1	1	>		12

13/12/2019	3382	22,7	64,5	1,4	>		7
16/12/2019	2307	26,9	61,4	1,7	800		12
17/12/2019	1774	23,6	62,5	0,9	>		13
18/12/2019	1350	21,6	60,9	1,5	>		16
19/12/2019	3030	20,9	63,8	1	>		12

Tabella II.5: Dati relativi alla composizione del biogas estratto dal II stadio

Data	Lettura contatore [mL]	CH ₄	CO ₂	O ₂	T _{amb} [°C]
08/10/2019	3227	35,3	22,4	6,9	20
09/10/2019	4770	55,3	26,7	1,8	20
10/10/2019	6721	59,5	30,5	1	19
11/10/2019	8056	57,8	33,6	1,1	17
14/10/2019	11222	59,6	31,7	1,1	20
15/10/2019	5460	59	32,2	0,9	20
21/10/2019	10180	60,2	29,6	1,5	21
22/10/2019	3955	55,7	23,7	1,9	22
23/10/2019	4921	59,7	29,7	1,1	22
25/10/2019	6198	58	31,4	1	22
28/10/2019	9272	59,9	31,1	1,2	22
29/10/2019	5613	57,7	31,3	1,4	19
30/10/2019	6169	56,7	30,7	1,6	18
31/10/2019	9501	54,7	34,2	1,3	18
04/11/2019	3667	63,1	25,6	2,2	20
05/11/2019	2978	59,3	28,3	1,6	19
06/11/2019	3600	61,7	27,8	1,2	15
07/11/2019	4329	62,5	27,5	1,3	14
08/11/2019	4160	61,8	27,6	1,1	17
11/11/2019	500	65	25,9	1,5	13
12/11/2019	7100	62,5	25,1	1,7	18
13/11/2019	3455	60,6	27,5	1,3	14
14/11/2019	4268	62,5	28,2	1,1	13
15/11/2019	3866	62,2	29,9	0,9	11
18/11/2019	5762	63,1	29,3	1,3	9
19/11/2019	3002	59,2	30,3	1,2	14
20/11/2019	4342	60,3	29,2	1,1	20
21/11/2019	3458	60,1	29,4	1,3	16
22/11/2019	2762	59,9	29,4	1,1	17
25/11/2019	4549	60,8	28,7	1,4	19
26/11/2019	2406	59,4	28,7	1,4	20
27/11/2019	6641	58,7	32,9	0,9	20
28/11/2019	6439	57,2	32,5	1	19
29/11/2019	6515	55,1	33,4	0,7	19
02/12/2019	14025	62,4	33	1,1	15

03/12/2019	5824	62,7	31,8	1,1	16
05/12/2019	7903	61,5	33,7	0,6	9
06/12/2019	8429	60,1	34,5	0,8	9
09/12/2019	11949	60,2	34,2	0,9	13
10/12/2019	6093	61,3	33,2	0,9	13
11/12/2019	8671	58,9	35,8	0,6	12
12/12/2019	9157	59,1	36,8	0,5	9
13/12/2019	10256	59,7	36,4	0,4	7
16/12/2019	13251	60,3	34,8	0,7	13
17/12/2019	4124	62,8	31,7	0,3	13
18/12/2019	5462	60,1	34,1	0,7	16

Tabella II.6: Valori del sCOD per alimento, digestato acido e digestato in uscita dal II stadio

Data	Primario t.q. [mgO ₂ /L]	Digestato acido [mgO ₂ /L]	Digestato finale [mgO ₂ /L]
18/11/2019	709	4723	409
22/11/2019		2577	592
25/11/2019	3259	2913	348
26/11/2019		5403	396
27/11/2019		7072	484
28/11/2019			241
29/11/2019		8392	374
02/12/2019	1692	9376	242
03/12/2019		7982	558
05/12/2019		7604	551
06/12/2019		7586	519
09/12/2019	2886	8671	719
10/12/2019		8662	751
11/12/2019		8781	712
12/12/2019		8859	874

Ringraziamenti

Raggiungere questo traguardo non sarebbe stato possibile senza il supporto di molte persone, familiari e amici che mi hanno sopportato in questi ultimi anni. Un ringraziamento speciale va ai miei genitori e le mie sorelle, Marianna e Valeria, che non hanno mai perso la fiducia in me nonostante gli alti e bassi. Parlando di famiglia non potrei non ringraziare i miei zii e cugini di Torino, Grazia, Salvatore, Franco, Andrea e Salvatore, sempre pronti ad aiutarmi in caso di necessità. Un'altra famiglia, non definita da legami di sangue ma comunque importantissima, è quella del collegio universitario salesiano in crocetta che mi ha accolto all'inizio del mio percorso di studi aiutandomi a crescere e creare legami con studenti da ogni parte d'Italia. Tra questi non posso non menzionare Berghy, Jacopo, Carmine, Roberto, Giordy, Luke, Alessio, Alessandro, Daniele e Davide. Restando a Torino vorrei infine ringraziare i colleghi dell'Opera Munifica Istruzione e i miei amici del gruppo de "Gli sbucciati". Tornando in puglia un doveroso ringraziamento va ai miei parenti e ai miei ex-compagni di liceo, in particolar modo, Fabrizio, Marica, Sara, Lucia e Gabriele. Infine per ultimi, ma non per importanza, vorrei ringraziare i professori e i dottorandi del DIATI che con estrema disponibilità mi hanno accolto e aiutato con questo progetto.