

# POLITECNICO DI TORINO

## *CORSO DI LAUREA MAGISTRALE IN INGEGNERIA PER L'AMBIENTE E IL TERRITORIO*



*TESI DI LAUREA MAGISTRALE*

### Effetto dei trattamenti intermedi sulla digestione anaerobica dei fanghi di supero

**Relatori:** *Prof.ssa Barbara Ruffino*  
*Prof.ssa Mariachiara Zanetti*  
*Ing. Giuseppe Campo*

**Candidato:** *Polimeno Luca*

*Anno Accademico*

*2017/2018*

## Indice

Introduzione .....	1
Capitolo I Impianto di depurazione acque reflue SMAT-Castiglione Torinese .....	3
1.1 Linea trattamenti acque.....	4
1.1.1 Trattamenti primari.....	5
1.1.2 Trattamenti biologici o secondari .....	5
1.1.3 Trattamenti terziari .....	6
1.2 Linea trattamenti fanghi.....	6
Capitolo II La digestione anaerobica.....	10
2.1 La digestione anaerobica dei fanghi di supero.....	10
2.2 Cinetiche di degradazione biologica.....	11
2.2.1 Cinetiche dei processi anaerobici.....	13
2.3 Parametri che incidono sul processo di digestione anaerobica .....	14
2.3.1 pH, alcalinità, rapporto acidi volatili/alcalinità.....	14
2.3.2 Temperatura .....	15
2.3.3 Parametri di dimensionamento.....	16
2.3.4 Componenti che potrebbero inibire il processo di digestione anaerobica .....	17
2.4 Tipologia di digestori anaerobici.....	18
2.4.1 Digestione a basso carico monostadio.....	18
2.4.2 Digestore ad alto carico monostadio.....	19
2.4.3 Digestore ad alto carico bistadio.....	20
2.5 La produzione di biogas.....	21
Capitolo III Analisi termico-economica relativa all'impianto di Castiglione Torinese .....	24
3.1 Attuali condizioni di digestione.....	25
3.2 Potenza termica nei digestori anaerobici .....	27
3.2.1 Scambio termico tra il digestore e l'esterno.....	27
3.2.2 Impianto di riscaldamento fanghi.....	30
3.3 Centrale cogenerativa .....	32
3.4 Bilancio della digestione anaerobica: risultati termico-economici .....	32
3.4.1 Bilancio termico-economico: confronto tra fango primario e fango di supero .....	33
3.4.2 Bilancio termico-economico complessivo.....	35
Capitolo IV Prettrattamenti dei fanghi di supero.....	36
4.1 Prettrattamenti meccanici .....	36
4.1.1 Trattamenti ad ultrasuoni .....	36
4.1.2 Sistemi rotore-statore e mulini a sfera.....	37
4.2 Prettrattamenti termici .....	38
4.2.1 Prettrattamenti ad alta temperatura.....	39
4.2.2 Prettrattamenti termici a bassa temperatura .....	40
4.3 Prettrattamenti chimici.....	44
4.3.1 Idrolisi ossidativa.....	44
4.3.2 Idrolisi alcalina e termoalcalina .....	45
4.4 Prettrattamenti biologici.....	46
Capitolo V Ottimizzazione del processo di digestione dei fanghi di supero mediante trattamenti del digestato.....	48

5.1 Introduzione .....	48
5.2 Post-trattamenti chimici e termici .....	49
5.3 Trattamenti Intermedi termici e termo-alcasini .....	57
Capitolo VI Digestione anaerobica di un fango di supero con trattamento intermedio termico e termo-alcasino .....	73
6.1 Introduzione .....	73
6.2 Prima fase della sperimentazione .....	73
6.2.1 Misura del biogas prodotto .....	79
6.3 Trattamenti intermedi termici e termo-alcasini .....	80
6.3.1 Determinazione dei solidi totali e volatili per il digestato e l'inoculo .....	80
6.3.2 Trattamenti intermedi .....	81
6.4 Digestione anaerobica in batch .....	87
6.4.1 Produzione di biogas .....	89
6.4.2 Produzioni di metano .....	93
6.4.3 Caratterizzazione del digestato .....	97
6.4.4 Risultati ottenuti a seguito della digestione anaerobica in batch .....	100
Capitolo VII Confronto tra le sperimentazioni condotte ad HRT controllato .....	104
7.1 Introduzione .....	104
7.2 Confronto tra le produzioni specifiche del primo stadio di digestione .....	104
7.3 Valutazione dell'efficienza dei trattamenti intermedi .....	106
7.4 Confronto tra le produzioni specifiche e i tassi di rimozione di solidi .....	107
7.5 Sintesi dei risultati delle sperimentazioni ad HRT controllato .....	109
Capitolo VIII Digestione anaerobica del fango primario .....	113
8.1 Introduzione .....	113
8.2 Apparato strumentale .....	113
8.3 Caratterizzazione del fango primario in alimentazione e del digestato .....	114
8.4 Misura del biogas prodotto e determinazione della produzione specifica .....	115
Capitolo IX Applicazione a piena scala dei trattamenti intermedi analizzati .....	117
9.1 Introduzione .....	117
9.2 Ipotesi di ispessimento dinamico dei fanghi primari e di supero .....	118
9.2.1 Fango primario ispessito dinamicamente al 4.25% di TS .....	119
9.2.2 Fango di supero ispessito dinamicamente da tenori di secco del 2.75 %TS a tenori dell'8% di TS .....	121
9.2.3 Bilancio termico-economico relativo alla digestione di tutti i fanghi ( fango primario ispessito al 4.25%TS e secondari ispessiti dal 3.50 all'8%TS .....	123
9.3 Valutazioni riguardo l'introduzione a piena scala dei trattamenti intermedi termici e termo-alcasini a bassa temperatura .....	125
9.3.1 Fango primario ispessito al 4.25%TS e fanghi di supero con tenori di secco dal 4.25 all'8%TS .....	127
9.3.2 Fango primario ispessito al 5%TS e fanghi di supero con tenori di secco dal 4.25 all'8%TS .....	130
9.3.3 Fango primario ispessito al 7.5%TS e fanghi di supero con tenori di secco dal 4.25 all'8%TS .....	131
9.3.4 Conclusioni .....	132
9.4 Stima della spesa per l'upgrade dell'impianto con l'introduzione dei trattamenti intermedi .....	134
Conclusioni .....	136
Appendice I .....	141
Appendice II .....	142
Bibliografia .....	143

## Introduzione

I fanghi prodotti negli impianti di depurazioni sono generati a seguito dei processi fisici, chimici e biologici a cui sono sottoposte le acque e sono ricchi di sostanza organica e agenti patogeni nocivi per la salute umana. Con il fine di ridurre i volumi e abbatterne il carico patogeno, i fanghi sono sottoposti a stabilizzazione attraverso un processo di digestione.

Il metodo più diffuso di stabilizzazione dei fanghi è quello per via biologica, che può avvenire in condizioni aerobiche o anaerobiche. Negli impianti di piccola taglia, solitamente, data la semplicità impiantistica e gestionale, si utilizzano dei processi biologici di tipo aerobico, mentre negli impianti di media e grande taglia sono attuati processi anaerobici, in quanto tali processi consentono di sfruttare il biogas prodotto. Il biogas prodotto, a seguito del processo di digestione, viene destinato alla sezione di cogenerazione, dove viene sfruttato dai motori endotermici per produrre potenza termica ed eventualmente energia elettrica da immettere in rete. La potenza termica prodotta dai motori cogenerativi viene impiegata per scaldare i fanghi e i digestori nel corso della digestione e l'energia elettrica generata può essere impiegata in impianto o immessa in rete, portando alla riduzione dei costi di gestione.

La stabilizzazione dei fanghi mediante il processo anaerobico evidenzia comunque delle problematiche legate alle caratteristiche del substrato carbonioso che limita l'efficienza dei processi biologici. Al fine di superare queste criticità e alla luce di numerosi aspetti quali, le recenti normative che impongono valori limite sempre più severi riguardo la qualità dei fanghi post trattamento, gli alti costi di gestione e la possibilità di attuare un recupero energetico dai fanghi digeriti, sono state introdotte nel processo modalità di trattamento che sfruttano nuove tecnologie, quali:

- l'utilizzo di ispessitori dinamici piuttosto che statici, ovvero macchine poste a monte della digestione che consentono di ottenere tenori di secco più elevato, ridurre le portate volumetriche avviate alla digestione e ridurre la quantità di polielettrolita;
- l'introduzione di pretrattamenti di lisi cellulare, per favorire la digestione dei fanghi biologici. Tali trattamenti permettono di raggiungere un elevato grado di solubilizzazione della componente organica, tramite la rottura delle pareti cellulari dei microrganismi costituenti il fango. La maggiore solubilizzazione porta all'incremento della produzione specifica di biogas prodotto a seguito del processo anaerobico;
- l'introduzione di trattamenti intermedi o post-trattamenti sul digestato, ovvero sul fango parzialmente digerito o digerito. Recenti lavori sperimentali hanno dimostrato come i trattamenti sul digestato abbiano consentito di raggiungere delle efficienze migliori in termini di incremento della produzione specifica di biogas e riduzione della sostanza secca, con dei vantaggi nella fase di post digestione, per le sezioni trattamento a valle del processo anaerobico.

Questo lavoro di tesi, che si colloca all'interno di un'attività di ricerca condotta dal Politecnico di Torino e dal centro di ricerca SMAT S.p.a. (Società Metropolitana Acque Torino), è incentrato sull'ottimizzazione del processo di digestione dei fanghi prodotti a seguito della depurazione delle acque reflue nell'impianto di Castiglione Torinese. Nello specifico la sperimentazione effettuata è consistita:

- nella valutazione dei trattamenti intermedi, termici e termo chimici a bassa temperatura, sul digestato di fanghi secondari e degli effetti in termini di produzione specifica di metano;
- sulla applicabilità a piena scala dei trattamenti intermedi, tenendo conto delle attuali condizioni operative dell'impianto, gestito da SMAT, di Castiglione Torinese.

A seguito dell'applicazione dei trattamenti intermedi a bassa temperatura, si è effettuata un'analisi comparata rispetto ad altre tipologie di lisi cellulare, con il fine di valutarne vantaggi, eventuali limiti ed efficienza in termini di produzione specifica di metano e degradabilità dei fanghi.

## Capitolo I Impianto di depurazione acque reflue SMAT-Castiglione Torinese

Il gruppo SMAT è una delle realtà più importanti a livello internazionale nella gestione del servizio idrico, operando sulla base di un sistema che si configura all'avanguardia sotto il profilo gestionale. Il gruppo si occupa della gestione integrata del servizio idrico a partire dalle fonti di approvvigionamento, fino alla potabilizzazione della risorsa idrica, manutenzione delle reti di raccolta, depurazione e riuso dei reflui, per un bacino molto vasto di abitanti pari a 2 milioni. Nello specifico viene gestita e mantenuta una rete di oltre 8000 km tra fognature comunali nere e bianche, consentendo il trattamento di tutti i reflui di origine urbana, meteorica e industriale dell'area in cui opera. Inoltre, il gruppo effettua dei controlli per quanto concerne lo scarico in fognatura, rendendo di fatto possibile l'attività di oltre 400 impianti di depurazione di piccola e media taglia presenti nell'area del torinese.

Nel corso di questa tesi verranno effettuate delle sperimentazioni su fanghi prelevati dall'impianto di Castiglione Torinese, che serve l'area della Città Metropolitana di Torino ed è il più grande impianto di trattamento chimico, fisico e biologico in Italia, con un bacino di oltre 3.800.000 abitanti equivalenti. Tale impianto è costantemente attivo quanto all'introduzione di processi innovativi ed ha degli elevati standards di qualità, che lo rendono un punto di riferimento nel settore del servizio idrico. Nonostante l'area del torinese occupi appena l'1.2% del bacino del Po, essendo un territorio con un tessuto industriale e urbano importante, ha un impatto pari a circa il 10% del carico inquinante causato dagli scarichi nella zona padana. (1).

Figura 1.1 – Impianto depurazione Castiglione Torinese (1)



Nello specifico, come si può osservare in *Figura 1.1*, l'impianto è dotato di quattro moduli, operanti in parallelo, per il processo di depurazione delle acque, e di una linea per il trattamento dei fanghi.

Le acque depurate, dopo i processi di trattamento, possono essere riutilizzate per scopi industriali o immesse nel fiume Po.

### 1.1 Linea trattamenti acque

I reflui in ingresso all'impianto vengono destinati ai quattro moduli della linea di depurazione, dove le acque sono sottoposte a una serie di processi che hanno l'obiettivo di eliminare i componenti, disciolti o particolati, presenti nelle stesse. I successivi steps di trattamento attuati possono essere suddivisi sulla base del principio sfruttato in:

- trattamenti primari o meccanici;
- trattamenti secondari o biologici;
- trattamenti terziari.

Tali trattamenti sono necessari per garantire il raggiungimento dei parametri soglia di qualità, imposti dalla normativa vigente, prima dello scarico o riuso del refluo.

*Figura 1.2 – Parametri delle acque reflue in entrata-uscita (1)*

Parametri delle acque reflue in entrata e in uscita dall'impianto		
	entrata	uscita
SST medio	200 mg/l	8 mg/l
SST massimo	500 mg/l	30 mg/l
BOD <sub>5</sub> medio	220 mg/l	5 mg/l
BOD <sub>5</sub> massimo	500 mg/l	25 mg/l
COD medio	380 mg/l	30 mg/l
COD massimo	700 mg/l	80 mg/l
NH <sub>4</sub> medio	25 mg/l	2 mg/l
NH <sub>4</sub> massimo	40 mg/l	10 mg/l
N <sub>tot</sub> medio	31 mg/l	8,4 mg/l
N <sub>tot</sub> massimo	45 mg/l	14 mg/l
P <sub>tot</sub> medio	4,0 mg/l	0,7 mg/l
P <sub>tot</sub> massimo	6,5 mg/l	2,0 mg/l

### 1.1.1 Trattamenti primari

I trattamenti primari o meccanici sono effettuati per evitare che i trattamenti a valle, ovvero i trattamenti secondari e terziari, registrino problemi di conduzione, dovuti alla presenza di componenti inquinanti che potrebbero danneggiare l'impianto; per questa ragione sono spesso identificati come pretrattamenti.

Il primo processo previsto è la grigliatura, che prevede il passaggio dei reflui attraverso delle griglie metalliche, poste in serie, aventi luce via via più piccola. Tale processo permette di eliminare i solidi grossolani che potrebbero danneggiare le condotte dell'impianto.

In seguito, per consentire la rimozione dei solidi inerti, che potrebbero portare a rottura le parti meccaniche, è attuata la dissabatura.

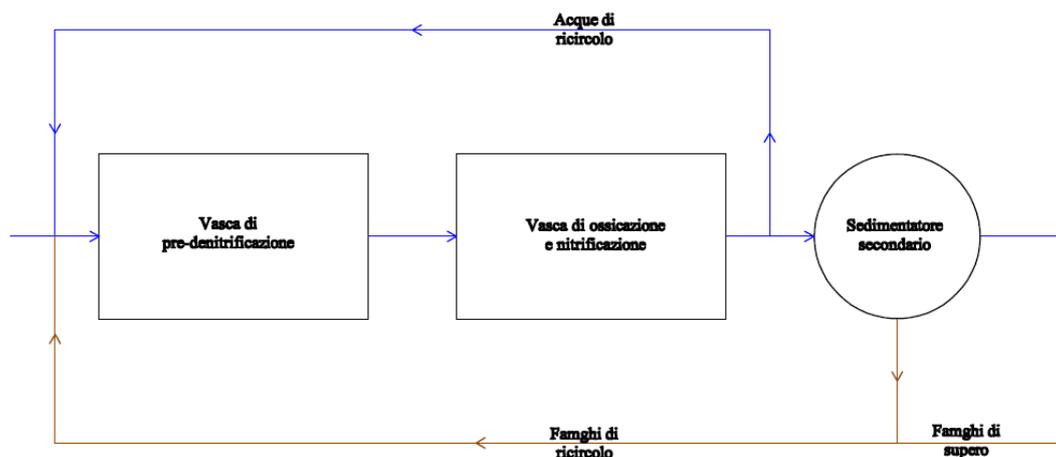
Per mantenere inalterato il grado di efficienza della fase di sedimentazione primaria e di ossidazione biologica, è previsto il processo di disoleatura, eseguito nello stesso modulo dove ha luogo la dissabatura, per rimuovere composti galleggianti ed oli.

Il processo di sedimentazione primaria, che chiude i trattamenti primari, consente di rimuovere i solidi sedimentabili e parte della componente organica presenti nei reflui, attraverso delle vasche in cui per decantazione si ha la separazione tra l'acqua chiarificata e i solidi sedimentabili, che costituiscono i fanghi primari e sono estratti dal fondo dei sedimentatori. Tale processo può avere delle efficienze in termini di rimozione del BOD del 25%, tuttavia con l'utilizzo di agenti flocculanti si possono raggiungere delle efficienze di rimozione del 50% del BOD, migliorando conseguentemente il rendimento di rimozione anche del processo di sedimentazione secondaria (Bonomo, 2008 (2)).

### 1.1.2 Trattamenti biologici o secondari

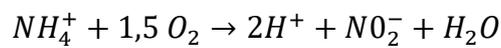
I reflui, dopo esser stati sottoposti ai trattamenti primari, vengono inviate alla sezione dedicata ai trattamenti biologici per la rimozione del carico organico e dell'azoto.

Figura 1.3 – Flow sheet linea trattamenti secondari



I trattamenti biologici consentono la rimozione della sostanza organica attraverso l'attività metabolica di microrganismi, i quali utilizzando la componente organica e degradandola prevalentemente a CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>O, si accrescono e sintetizzano nuove cellule. Il fango biologico è costituito dai residui dell'attività dei microrganismi e dalle nuove cellule, le quali con il progredire del processo possono risultare in eccesso rispetto alla componente organica da degradare e vengono allontanate con la sedimentazione secondaria. Il processo di sedimentazione secondaria, esattamente come quello di sedimentazione primaria, dà luogo alla formazione di fanghi di supero estratti dal fondo dei sedimentatori.

L'impianto di Castiglione Torinese è dotato anche di una sezione per la rimozione dell'azoto organico, sempre per via biologica. In questo caso le popolazioni batteriche in grado di attuare tale processo sono quella dei Nitrosomonas (che ossidano l'ammoniaca a nitriti) e quella dei Nitrobacter (che ossidano i nitriti a nitrati), e le reazioni di ossidazione attuate da questi batteri sono le seguenti:



A monte delle vasche aerobiche di ossidazione dell'azoto organico, vi sono le vasche anossiche necessarie per attuare il processo di pre-denitrificazione, che consente la rimozione dell'azoto nitrico e nitroso. Tale processo è condotto sfruttando l'attività di microorganismi che sfruttano il substrato organico come fonte di carbonio. L'azoto nitrico necessario alla fase di pre-denitrificazione viene alimentato tramite dei riciccoli dalla vasca di ossidazione aerobica.

Al fine di stabilizzare i fanghi di supero e sfruttare il biogas generato dal processo di gestione, si procede inviandoli alla linea fanghi, mentre le acque chiarificate dai sedimentatori continuano nel processo di depurazione, essendo sottoposte ai trattamenti terziari.

### 1.1.3 Trattamenti terziari

I processi di defosforazione, di disinfezione e infine la filtrazione, cui sono sottoposte le acque nella fase finale della depurazione, sono comunemente definiti trattamenti terziari.

La defosforazione, che prevede l'utilizzo di sali ferrici per ridurre le concentrazioni di fosforo, agente eutrofizzante, è seguita dalla filtrazione su letti a sabbia e carboni attivi, per la rimozione dei composti organici ancora disciolti. Prima dell'immissione dei reflui nelle condotte è attuata anche la disinfezione con l'utilizzo di ipoclorito di sodio.

### 1.2 Linea trattamenti fanghi

I trattamenti primari, secondari e terziari effettuati per depurare i reflui generano dei fanghi primari e secondari, che prima di essere smaltiti o avviati a recupero sono inviati alla linea trattamenti fanghi per essere stabilizzati in modo da diminuirne la quantità e ridurre la loro putrescibilità.

La portata media di fanghi primari e secondari generati dalla linea trattamenti acque è pari a 300-350 m<sup>3</sup>/h

e dal momento che il tenore di sostanza secca degli stessi è di circa l'1%, essi vengono sottoposti a un pre-ispessimento per aumentarne la concentrazione e ridurre i volumi di trattamento.

Il pre-ispessimento, nell'impianto oggetto di analisi, è condotto in sei vasche circolari coperte che consentono la separazione del fango ispessito dall'acqua in esso contenuto. All'interno delle vasche sono presenti dei ponti rotanti che raccolgono il fango al fondo e lo inviano alla linea fanghi con una portata media di 110 m<sup>3</sup>/h e un tenore di secco pari al 2.75% TS. L'acqua che si separa dopo il preispessimento viene inviata ad una sezione di raccolta, insieme all'acqua derivante dagli altri processi, per poi essere ricircolata a monte del processo di depurazione.

Nell'impianto in analisi, dopo il processo di preispessimento, è attuato un ricircolo di portata pari a 250 m<sup>3</sup>/h di fango dai digestori al fine di recuperare parte del calore necessario a scaldare i fanghi in ingresso, i quali insieme alla portata ricircolata sono portati alla temperatura di processo con l'utilizzo di scambiatori di calore. Tali dispositivi scaldano i fanghi per conduzione termica grazie all'acqua immessa nella rete di distribuzione alla temperatura di 80°C, recuperando potenza termica dai motogeneratori e dal processo di essiccazione. Il processo anaerobico è condotto in sei digestori di diametro pari a 26 metri e altezza pari a 30 metri, con HRT di circa 15-20 giorni.

Durante il processo anaerobico, la sostanza organica presente nei fanghi viene degradata dall'attività di microrganismi che operano in campo mesofilo, generando biogas, costituito per circa il 65-70% da metano e per il restante 30-35% da anidride carbonica.

Il biogas prodotto a seguito della digestione, dopo essere stato deumidificato e filtrato, viene destinato alla sezione di cogenerazione, costituita da quattro motori e da una caldaia, alimentata con combustibile ausiliario da rete per far fronte a deficit termici.

Il bilancio energetico attuale dell'impianto, senza l'introduzione dei trattamenti intermedi o pretrattamenti dei fanghi, consente di coprire il 50% del fabbisogno con una produzione di 30.000.000 kWh/anno (1).

Il prosieguo del trattamento prevede che il fango con tenori di solidi ancora bassi venga inviato alla fase di post-ispessimento e quindi disidratato in centrifughe o filtropresse.

L'impianto è dotato di quattro centrifughe, le quali sottoponendo il fango ad accelerazioni pari a circa 3100 g consentono la separazione della parte secca. Nel processo di centrifugazione viene utilizzato anche del polielettrolita per facilitare l'addensamento dei fanghi.

In seguito il fango viene, in parte, immesso in delle pompe che lo inviano in dei silos per utilizzarlo ai fini agricoli come ammendante organico o per trattamenti di compostaggio, ed in parte viene destinato all'essiccamento attraverso due essiccatori riscaldati da un fluido termovettore. Il vapore generato, detto fumane, viene condensato per recuperare acqua calda, a sua volta reimpiegata per

riscaldare i digestori. Il processo di essiccazione, di durata pari a circa 6 ore, genera piccoli granuli, che possono essere a loro volta recuperati in impianti di termovalorizzazione.

Qualora la filtrazione avvenisse invece attraverso l'utilizzo di filtropresse, il fango sarebbe dapprima addizionato con polielettrolita, per poi essere sottoposto a una pressione di 16 bar. Il processo consente di raggiungere tenori di secco del 40% e il prodotto finale può essere utilizzato all'interno delle discariche come strato di copertura o, se rispetta i limiti previsti dalla legge, come ammendante. (1)

Di seguito in *Figura 1.4* si riporta l'efficienza dell'impianto di trattamento della linea acque e della linea fanghi e in *Figura 1.5* una sintesi dei processi di trattamento effettuati dall'impianto SMAT di Castiglione Torinese.

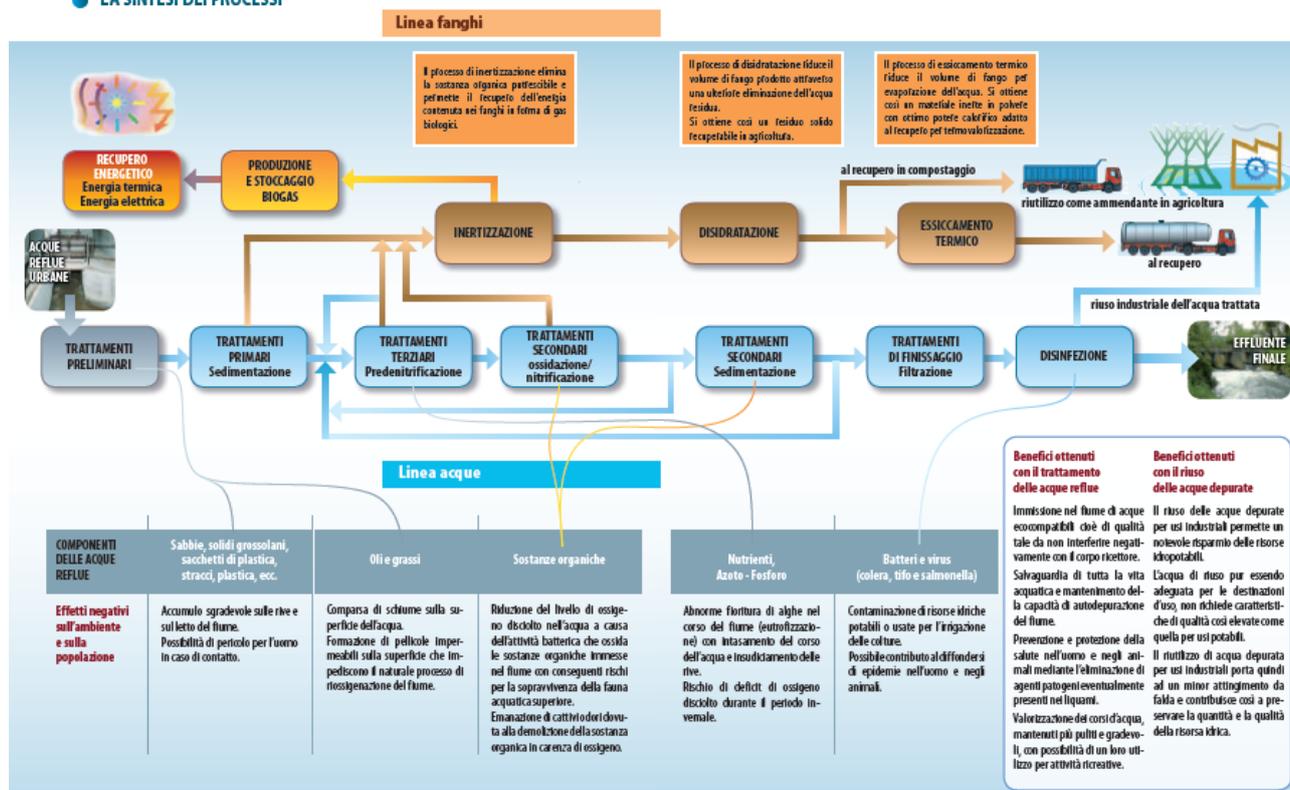
*Figura 1.4 – Efficienza impianto linea acque e linea fanghi (1)*

<b>Linea fanghi . Sludge treatment</b>	
<b>Rimozione sostanza organica (% SV)</b> <i>Organic matter removal (% VS)</i>	<b>40 ÷ 50 %</b>
<b>Produzione specifica biogas (Nm<sup>3</sup>/Kg SV)</b> <i>Biogas specific yield (Nm<sup>3</sup>/Kg SV)</i>	<b>1,0 ÷ 1,2 %</b>
<b>Tenore di secco nel disidratato (filtropressa)</b> <i>Dewatered sludge dry solids (filter-press)</i>	<b>40 %</b>
<b>Tenore di secco nel disidratato (centrifuga)</b> <i>Dewatered sludge dry solids (centrifuge)</i>	<b>27 %</b>
<b>Tenore di secco nel disidratato (essiccatore)</b> <i>Dewatered sludge dry solids (drying plant)</i>	<b>91 %</b>

Linea acque . Water treatment	
% di rimozione inquinanti (input-output) <i>Pollution percentage removal</i>	%
SST TSS	95
BOD <sub>5</sub> BOD <sub>5</sub>	97
COD COD	93
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	91
N <sub>tot</sub> N <sub>tot</sub>	73
P <sub>tot</sub> P <sub>tot</sub>	86
Oli e grassi <i>Oil and greases</i>	92
Tensioattivi <i>Surfactants</i>	86

Figura 1.5 – Sintesi dei processi di trattamento (1)

● LA SINTESI DEI PROCESSI



## Capitolo II La digestione anaerobica

### **2.1 La digestione anaerobica dei fanghi di supero**

I processi anaerobici di degradazione della sostanza organica sono caratterizzati da un ambiente privo di ossigeno libero e/o legato, in cui la sostanza organica stessa funge da accettore e donatore finale di elettroni. Nel corso dei processi anaerobici, la sostanza organica viene convertita, dopo una serie di ossidazioni e riduzioni, in  $\text{CO}_2$  e  $\text{CH}_4$ , che sono i costituenti principali del biogas prodotto a seguito del processo.

Dal processo di sedimentazione secondaria si originano i fanghi di supero, o waste activated sludge "WAS", ricchi di componenti organiche decomponibili e agenti patogeni. La rimozione di tali sostanze è attuata attraverso il processo di digestione anaerobica, dal momento che permette di sfruttare il biogas prodotto per fini di recupero energetico e di dar luogo a fanghi che dopo l'essiccazione possono essere recuperati.

Il processo di stabilizzazione si rende, dunque, fondamentale per consentire un corretto abbattimento della carica patogena e per l'eventuale reimpiego dei fanghi o il loro smaltimento, tanto che la gestione di questo processo ha dei costi pari a circa il 50% dei costi operativi totali dell'impianto.

Il processo di digestione anaerobica procede in più fasi grazie all'attività svolta da numerosi ceppi batterici aventi un proprio metabolismo; ciò che distingue tale processo da quelli biologici aerobici è che il substrato organico è degradato da più specie di microrganismi, le quali si trovano strettamente legate le une alle altre all'interno di questa particolare catena alimentare, in quanto i prodotti di degradazione di una fase sono sfruttati come alimento nella fase seguente. Le caratteristiche del substrato determinano la cinetica delle differenti fasi e l'accrescimento della popolazione batterica.

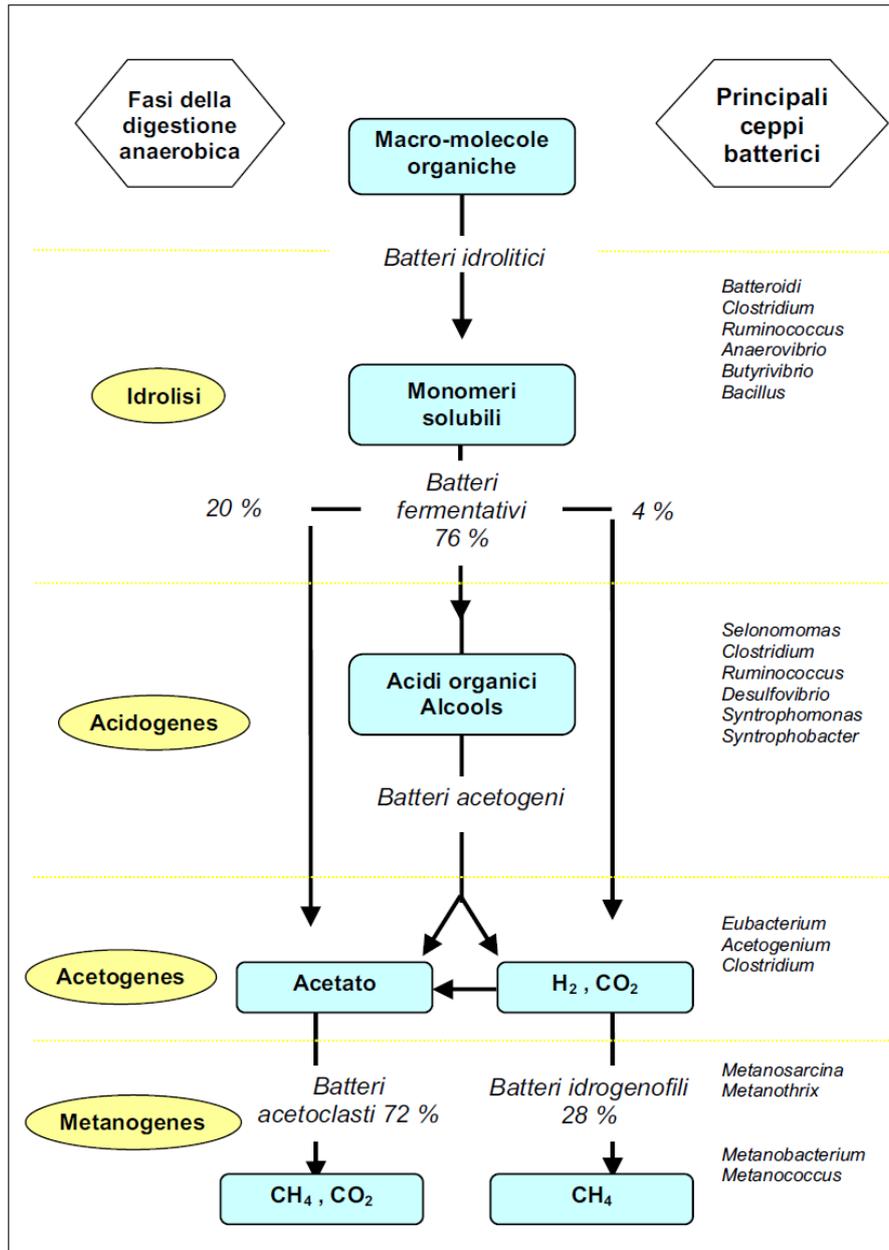
Gli stadi caratterizzanti la catena trofica dei microrganismi durante il processo anaerobico sono (3):

- Idrolisi. La sostanza organica, sottoposta all'azione dei batteri idrolitici, viene degradata e attraverso reazioni enzimatiche extracellulari dei microrganismi, dai polimeri costituenti il substrato vengono prodotti monomeri o composti a struttura meno complessa, come amminoacidi e acidi grassi.
- Acidogenesi. In questa fase i batteri fermentigeni, attraverso reazioni enzimatiche intracellulari, degradano i composti in soluzione dopo l'idrolisi dando luogo alla formazione di acidi organici come l'acido acetico, butirrico e propionico e di altri composti come ammoniaca e idrogeno solforato.
- Acetogenesi. In questa fase i batteri degradano gli acidi volatili ad alto peso molecolare producendo acido acetico, formico e anche idrogeno e anidride carbonica.

- Metanogenesi. L'acido acetico e formico costituiscono il substrato sfruttato dai batteri metanigeni per la produzione di metano. In particolare, il 70% del metano deriva dalla degradazione dell'acido acetico e il 30% dall'ossidazione dell'idrogeno molecolare con conseguente riduzione dell'anidride carbonica.

In *Figura 2.1* si riporta lo schema generale che riassume le reazioni attraverso le quali viene degradata la sostanza organica nel corso del processo di digestione anaerobica.

*Figura 2.1 – Stadi del processo di digestione anaerobica (3)*



## 2.2 Cinetiche di degradazione biologica

L'attività e l'accrescimento nel tempo delle diverse colonie batteriche è accompagnato dalla simultanea crescita e decadimento delle stesse e si può modellizzare come segue (2):

$$\frac{dx}{dt} = \left(\frac{dx}{dt}\right)_{crescita} - \left(\frac{dx}{dt}\right)_{scomparsa} = \mu x - k_d x$$

Dove:

“ $x$  = concentrazione della biomassa al tempo  $t$  [ $ML^{-3}$ ];

$\mu$  = velocità di crescita batterica [ $T^{-1}$ ];

$k_d$  = velocità di scomparsa batterica [ $T^{-1}$ ” (4).

Il parametro  $\mu$ , ovvero la velocità di crescita riferita all'unità di tempo e di biomassa presente, identifica, la variazione di biomassa, ed è legata strettamente al substrato disponibile nonché alle condizioni operative di processo. La  $\mu$  può essere descritta secondo la cinetica di Monod:

$$\mu = \mu_{20}^* \sum_{i=1}^n \frac{S_i}{(k_S)_i + S_i} \theta^{T-20} f(pH)$$

Dove

“ $\mu_{20}^*$  = massima velocità di crescita in assenza di fattori limitanti a  $20^\circ C$ ;

$S_i$  = concentrazione dell' $i$ -esimo substrato condizionante la crescita;

$k_{Si}$  = costante di semisaturazione dell' $i$ -esimo substrato;

$\theta$  = coefficiente che esprime l'influenza della temperatura;

$T$  = temperatura a cui si svolge il processo;

$f(pH)$  = generica funzione che esprime il ruolo limitante del pH” (4).

Un altro parametro importante è il coefficiente di resa cellulare, o tasso di crescita cellulare  $Y$ , dato dal rapporto tra la biomassa generatasi e il substrato degradato  $S$ :

$$Y = \left(\frac{dx}{dt}\right)_{crescita} / \left(\frac{dS}{dt}\right)$$

Il substrato degradato nell'unità di tempo risulta pari a :

$$\left(\frac{dS}{dt}\right) = \frac{1}{Y} \left(\frac{dx}{dt}\right)_{crescita} = \frac{1}{Y} \mu_T x$$

Cioè:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{1}{Y} \left( \mu_{20}^* \sum_{i=1}^n \frac{S_i}{(k_S)_i + S_i} \theta^{T-20} f(pH) \right) x$$

Definendo  $v_T$ , ossia la velocità di rimozione del substrato alla temperatura  $T$ , come il rapporto tra la

velocità di crescita della biomassa e il tasso di crescita cellulare

$$v_T = \frac{\mu_T}{Y}$$

Si può riformulare la rimozione del substrato in funzione del tempo come segue:

$$\frac{dS}{dt} = \left( v_{20}^* \sum_{i=1}^n \frac{S_i}{(k_S)_i + S_i} \theta^{T-20} f(pH) \right) x \text{ o più semplicemente } \frac{dS}{dt} = v_T x$$

## 2.2.1 Cinetiche dei processi anaerobici

La caratterizzazione delle cinetiche dei vari stadi che costituiscono il processo anaerobico è descritta attraverso degli schemi simili a quelli impiegati per i processi aerobici. Uno tra i modelli più diffusi è quello proposto dall'Internation Water Association IWA (5), noto come modello AMD (Anaerobic Digestion Model). Di seguito si presentano le cinetiche dei differenti stadi del processo, secondo il modello AMD.

- Idrolisi. Si ammette che la concentrazione della biomassa idrolizzante non sia un fattore limitante ed è impiegata una cinetica del primo ordine rispetto all'alimento, presente in forma particolata, come proteine o grassi.

$$\frac{dS_{p,i}}{dt} = -k_{p,i} S_{p,i}$$

dove  $k_{p,i}$  rappresenta la costante di idrolisi a seconda dei differenti substrati.

- Acitogenesi e Acetogenesi. Per caratterizzare questi stadi si ricorre ad una cinetica di Monod, con limitazione per il substrato idrolizzato  $S_i$  e la concentrazione di azoto  $S_N$ . Si introducono anche dei termini di inibizione per il pH e l'idrogeno. La cinetica di accrescimento della biomassa è descritta dalla seguente relazione:

$$\frac{dx_B}{dt} = \mu_T x_B \frac{S_i}{(k_S)_i + S_i} \frac{S_N}{(k_S)_N + S_N} I_{pH} I_{H_2} - k_d x_B$$

Dove:

$x_B$  = concentrazione della biomassa al tempo  $t$  [ $ML^{-3}$ ];

$\mu_T$  = velocità di crescita batterica alla temperatura  $T$  [ $T^{-1}$ ];

$k_d$  = velocità di scomparsa batterica [ $T^{-1}$ ]” (4);

Per quanto riguarda l'adegradazione dell'alimento, esso si può esprimere dividendo la relazione precedente per il coefficiente di resa cellulare  $Y_b$ .

$$\frac{dS_i}{dt} = \frac{1}{Y_b} \left( \mu_T x_B \frac{S_i}{(k_S)_i + S_i} \frac{S_N}{(k_S)_N + S_N} I_{pH} I_{H_2} \right)$$

La funzione d'inibizione del pH, che sottolinea il fatto che la cinetica è fortemente limitata al di fuori un determinato range di variazione del pH, può essere espressa come segue:

$$I_{pH} = \frac{1 + 2 \times 10^{0,5(pH_{inf}-pH_{sup})}}{1 + 10^{(pH-pH_{sup})} + 10^{(pH_{inf}-pH)}}$$

L'inibizione dovuta alla presenza di idrogeno molecolare caratterizza solo la degradazione degli acidi grassi volatili e si può esprimere come:

$$I_{H_2} = \frac{1}{1 + S_{H_2}/K_{H_2}}$$

La costante d'inibizione  $K_{H_2}$  rappresenta la concentrazione di idrogeno a cui corrisponde una riduzione del 50% della velocità del processo.

- Metanogenesi. Per la descrizione della cinetica dello stadio di metanogenesi, nel caso di metanogenesi acetoclastica, si considerano termini di Monod per la concentrazione di acetati e azoto inorganico, ma anche delle funzioni di inibizioni per il pH e l'ammoniaca.

$$\frac{dx_{M_a}}{dt} = \mu_T x_{M_a} \frac{S_{CH_3OOH}}{k_{CH_3OOH} + S_{CH_3OOH}} \frac{S_N}{k_N + S_N} I_{pH} I_{NH_3} - k_d x_{M_a}$$

$$I_{NH_3} = \frac{1}{1 + S_{NH_3}/K_{NH_3}}$$

I termini che seguono una cinetica di Monod, per la metanogenesi idrogenotrofica, sono l'idrogeno molecolare e l'azoto inorganico. E' introdotta, inoltre, funzione di inibizione da pH.

$$\frac{dx_{M_i}}{dt} = \mu_T x_{M_i} \frac{S_{H_2}}{k_{H_2} + S_{H_2}} \frac{S_N}{k_N + S_N} I_{pH} - k_d x_{M_i}$$

## 2.3 Parametri che incidono sul processo di digestione anaerobica

Il processo di digestione anaerobica fa sì che la materia organica venga degradata in serie da più specie di microorganismi, ognuna con un proprio metabolismo, e vi possono essere diversi parametri che incidono nei successivi stadi del processo di digestione. Di seguito vengono riportati i principali parametri che influenzano l'andamento della digestione, come suggerito dal "Manuale e Linee Guida 13/2005, Apat" (3).

### 2.3.1 pH, alcalinità, rapporto acidi volatili/alcalinità

*"Il pH fornisce un'indicazione della stabilità del mezzo di reazione, in quanto una sua variazione è associata sia alla capacità tamponante del sistema da parte del mezzo di reazione che a variazioni dell'equilibrio tra le specie che partecipano alla catena trofica dei microrganismi coinvolti nel processo. Ogni gruppo di microrganismi che partecipa attivamente al processo di digestione ha un proprio range ottimale di pH. I batteri metanogeni sono estremamente sensibili alle variazioni di*

*pH e il loro range ottimale è tra 6.5 e 7.2. Il valore del pH in un digestore è determinato essenzialmente dalla presenza di CO<sub>2</sub> nel mezzo liquido, e quindi dalla sua pressione parziale nel biogas e dai valori di concentrazioni degli acidi grassi volatili e dell'ammoniaca. Gli acidi grassi prodotti durante la digestione tendono a ridurre il pH e questa riduzione viene normalmente compensata dall'attività dei batteri metanogeni che contribuiscono a produrre alcalinità attraverso anidride carbonica, ammoniaca e bicarbonato” (3).*

*“L'alcalinità rappresenta la capacità di un sistema di neutralizzare protoni ed è generalmente espressa in termini di concentrazione di carbonato di calcio. L'alcalinità è di fondamentale importanza nei processi anaerobici, infatti poichè i tassi di crescita della biomassa metanigena sono bassi può capitare che in occasione di un incremento del carico organico le aumentate capacità idrolitiche ed acidificanti del sistema determinino uno sbilanciamento della popolazione batterica a favore della componente acidogenica e quindi a sfavore della componente metanigena. Ci sarà, pertanto, una fase transitoria in cui si osserverà un incremento di concentrazione degli acidi grassi volatili. In questi casi risulta fondamentale la capacità tamponante del sistema, che deve essere in grado di neutralizzare l'abbassamento di pH determinato dall'accumulo degli acidi organici” (3).*

La concentrazione degli acidi volatili grassi, espressa in termini di acido acetico o di COD, ha un range di variazione compreso tra 200 e 2000 mg/l. *“Di norma non è la concentrazione assoluta ad essere assunta come parametro di stabilità ma piuttosto la variazione di concentrazione, infatti variazioni repentine con incremento della concentrazione indicano che il processo sta scivolando verso processi acidogenici piuttosto che metanogenici. L'acido acetico è sempre presente e visibile ed è il più abbondante tra gli acidi. La presenza di acido propionico è indice di instabilità lungo la catena trofica. La concentrazione degli acidi grassi volatili e l'alcalinità sono i due parametri che mostrano una più rapida variazione quando il sistema tende ad allontanarsi da condizioni di stabilità. Dal momento che, in caso di problemi, la concentrazione degli acidi grassi tende ad aumentare mentre l'alcalinità tende a diminuire, un utile parametro da considerare è il rapporto tra queste due grandezze” (3).*

### **2.3.2 Temperatura**

La temperatura è uno dei parametri fondamentali che condiziona in modo significativo il processo di digestione del fango, in quanto regola l'attività metabolica dei microrganismi determinando i tassi di crescita e la presenza di diverse colonie batteriche all'interno del digestore. Temperature elevate favoriscono la solubilizzazione della sostanza organica, determinano velocità più alte delle cinetiche di reazione, e favoriscono un più efficace abbattimento degli agenti patogeni. Durante la digestione occorre evitare variazioni di temperatura frequenti, in quanto una temperatura stabile consente una efficiente

attività batterica, in particolare quella espletata dai batteri metanigeni, fortemente influenzati da sbalzi termici.

Si precisa che i batteri che operano durante la digestione sono comunemente classificati sulla base del range di temperatura in cui svolgono la propria attività come:

- “*batteri psicrofili con range di attività tra 4 e 25°C*;
- *batteri mesofili con range di attività tra 10 e 40°C*;
- *batteri termofili con range di attività tra 45 e 70°C*” (4).

In funzione del campo di temperatura in cui si opera, delle caratteristiche del substrato e delle condizioni operative, il processo può avere una durata variabile: (6):

- “*diversi mesi in campo psicrofilo*;
- *alcune settimane in campo mesofilo (20-25 giorni)*;
- *poche settimane in campo termofilo*” (4).

### 2.3.3 Parametri di dimensionamento

I parametri di dimensionamento, utili al controllo del corretto andamento del processo di digestione anaerobica, sono:

- il tempo di residenza idraulica HRT;
- il tempo di residenza dei fanghi SRT;
- il carico organico volumetrico OLR;
- il carico del fango CF.

Il rapporto tra il volume del reattore (V) in [m<sup>3</sup>] e la portata in ingresso al reattore (Q) in [m<sup>3</sup>/giorno] rappresenta il tempo di residenza idraulico o HRT (Hydraulic Retention Time):

$$HRT = \frac{V}{Q} [\text{giorni}]$$

“*Esso rappresenta il tempo di permanenza di ogni elemento di fluido all'interno di un reattore. Ciò è vero in senso stretto per i soli reattori ideali, mentre nel caso dei reattori reali assumerà il senso di tempo di permanenza medio per i vari elementi di fluido, che permarranno tempi diversi all'interno del reattore in relazione alla sua geometria e ad altri parametri caratteristici del reattore*” (3).

Si definisce tempo di residenza dei fanghi SRT (Sludge Retention Time) il rapporto tra la totalità della biomassa all'interno del reattore e quella allontanata nell'unità di tempo.

$$SRT = \frac{V \cdot X}{W} [\text{giorni}]$$

Con:

“*V = volume del digestore [m<sup>3</sup>]*;

$X$  = concentrazione dei solidi volatili all'interno del reattore  $[kgVS/m^3]$ ;

$W$  = portata di sostanza volatile estratta dal reattore,  $[kgVS/giorno]$ " (3).

Il carico organico volumetrico OLR (Organic Loading Rate) è definito come il rapporto tra il substrato in ingresso nell'unità di tempo e il volume del digestore.

$$OLR = \frac{Q \cdot S}{V} [kg_{substrato}/m^3_{reattore}giorno]$$

Dove:

" $Q$  = portata influente  $[m^3/giorno]$ ;

$S$  = concentrazione substrato nella portata influente  $[kg/m^3]$ ;

$V$  = volume del digestore  $[m^3]$ " (3).

Il carico organico di fango può essere espresso come il rapporto tra il substrato in ingresso nell'unità di tempo e la quantità di solidi volatili presenti nel reattore.

$$CF = \frac{Q \cdot S}{V \cdot X} [kg_{substrato}/kgVSgiorno]$$

Dove:

" $Q$  = portata influente  $[m^3/giorno]$ ;

$S$  = concentrazione di substrato nella portata influente  $[kgTVS/m^3]$ ;

$V$  = volume del reattore  $[m^3]$ ;

$X$  = concentrazione dei solidi volatili all'interno del reattore  $[kgVS/m^3]$ " (3).

"Il carico organico di fango è un parametro che difficilmente si può usare per comparare le prestazioni di diversi processi di digestione anaerobica, in quanto è difficile distinguere il contenuto della sostanza organica volatile presente nel digestore associabile alla biomassa rispetto al substrato" (3).

### 2.3.4 Componenti che potrebbero inibire il processo di digestione anaerobica

Come descritto precedentemente, il substrato avviato alla digestione presenta delle caratteristiche per cui non è facilmente caratterizzabile e può contenere delle sostanze che inibiscono il processo stesso. Di seguito vengono riportati i potenziali fattori di inibizione legati al substrato e a sostanze rilasciate a seguito della digestione.

- Ammoniaca.

Lo ione ammonio ( $NH_4^+$ ) e l'ammoniaca libera ( $NH_3$ ) sono le forme presenti maggiormente nei fanghi, derivanti dalla degradazione di proteine e urea. Il processo di digestione è inibito dall'ammoniaca libera, in quanto tossica per i microrganismi. I parametri che influenzano la sua concentrazione sono: la temperatura, il pH e la concentrazione di azoto totale. L'aumento della temperatura consente di avere delle velocità di accrescimento superiori per i microrganismi, ma di contro fa aumentare anche la concentrazione di ammoniaca libera. Anche l'aumento del pH

farebbe crescere il rapporto tra ammoniaca libera e azoto ammoniacale, inducendo un'inibizione del processo. La concentrazione ottimale di azoto totale presente nei fanghi in digestione dovrebbe essere pari a 200mg/l.

- Solfuro.

I solfati sono elementi spesso presenti nelle acque reflue e nei fanghi biologici avviati al processo anaerobico. In condizioni anaerobiche i solfati sono ridotti a solfuri, ma se la concentrazione dei solfuri è elevata ci possono essere delle inibizioni in quanto essi sono tossici per alcuni gruppi di batteri che partecipano alla digestione.

- Sodio e Potassio.

All'interno dei fanghi biologici sono presenti anche ioni positivi come Na e K, importanti per la crescita dei microrganismi. Tuttavia anche essi possono essere tossici se presenti in concentrazioni elevate, e dal momento che possono essere rilasciati anche in seguito al dosaggio di reagenti utilizzati per regolare il pH, è importante ricordare che possono limitare il processo.

- Metalli pesanti.

I metalli pesanti presenti nelle acque reflue derivano principalmente dall'attività industriale e in parte dall'azione di dilavamento delle condotte idrauliche. I metalli pesanti possono anche essere rilasciati in seguito ai trattamenti dei fanghi e risultano tossici per i microrganismi limitando la loro attività enzimatica.

## 2.4 Tipologia di digestori anaerobici

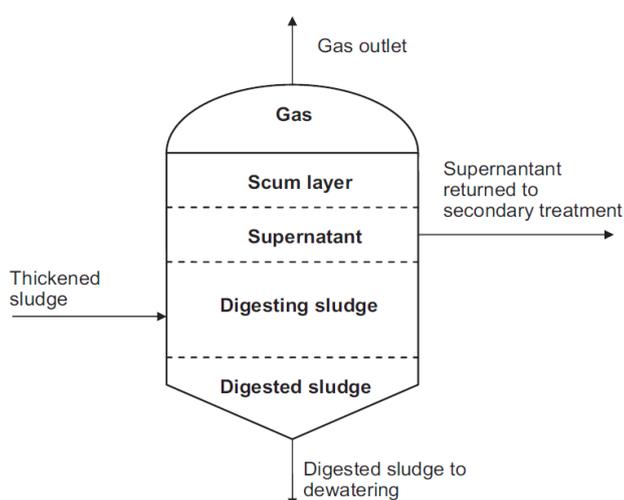
Il processo di digestione anaerobica dei fanghi può essere effettuato secondo differenti modalità operative, caratterizzate dall'utilizzo di differenti tipologie di digestori. Si possono distinguere le seguenti modalità operative:

- *“digestione a basso carico monostadio;*
- *digestione ad alto carico monostadio;*
- *digestione ad alto carico bistadio” (4).*

### 2.4.1 Digestione a basso carico monostadio

Utilizzando digestori a basso carico, il processo di digestione avviene alla temperatura ambiente, quindi in condizioni psicrofile e solo in climi caldi in condizioni mesofile. Il reattore impiegato, riportato in [Figura 2.2](#), non si avvale infatti di sistemi di miscelazione e riscaldamento, ed è costituito da una tramoggia conica alloggiata al fondo di un bacino cilindrico.

Figura 2.2 – Digestore a basso carico (7)



Il fango da digerire viene alimentato una o più volte al giorno, con il contestuale prelievo del digestato e dal surnatante. Questa tipologia di reattore, caratterizzato dalla semplicità impiantistica, si rivela particolarmente efficace per impianti di piccola taglia e perlopiù in climi caldi, ma evidenzia dei limiti prestazionali imputabili a:

- la mancanza di un sistema di miscelazione, che impone di condurre il processo di digestione solo per bassi carichi di VS, per evitare che si alteri l'equilibrio tra lo stadio di acidogenesi-acetogenesi e lo stadio di metanogenesi;
- la mancanza di una perfetta separazione tra il surnatante, ricco di particelle sospese, e il fango in digestione.

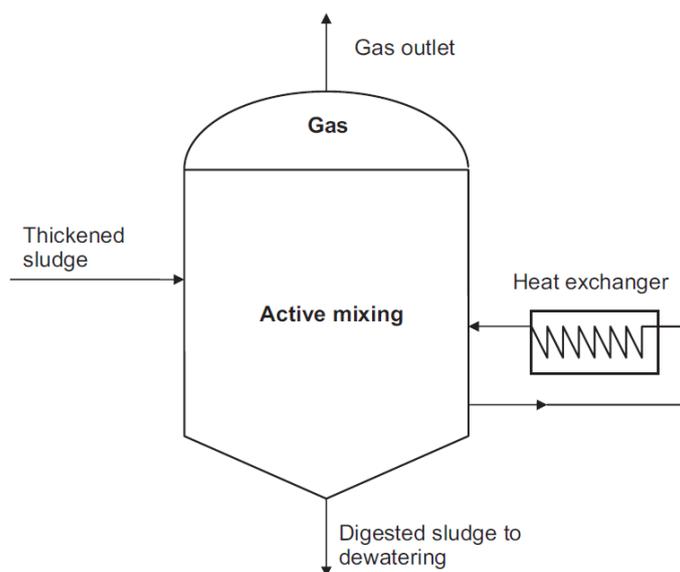
La determinazione del volume necessario, utilizzando digestori a basso carico, può essere effettuata fissando i parametri secondo quanto riportato in tabella:

<i>Parametro</i>	<i>Valore</i>
Tempo di detenzione	30-60 giorni
Carico organico	0,5-1,0 kgSV/m <sup>3</sup> d
Volume specifico	0,1-0,15 m <sup>3</sup> /ab. servito

#### 2.4.2 Digestore ad alto carico monostadio

I digestori ad alto carico, rispetto alla tipologia a basso carico, sono dotati di miscelazione e riscaldamento in modo da garantire dei tempi di digestione inferiori e volumi più contenuti.

Figura 2.3 – Digestore ad alto carico (7)



Il sistema di riscaldamento è costituito da uno scambiatore di calore in grado di garantire una temperatura del fango all'interno del digestore costante tra i 35-40°C, se la digestione avviene in campo mesofilo (6).

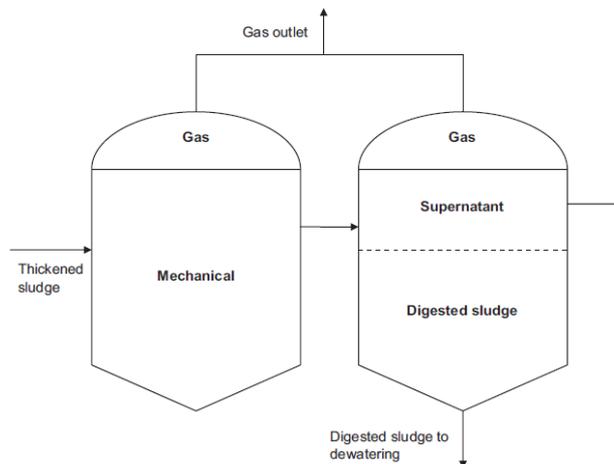
Il dimensionamento dei digestori ad alto carico, come visto precedentemente per quelli a basso carico, può essere basato su metodi empirici, definendo:

- *“il carico organico volumetrico pari a:  
2.0 kg<sub>sub</sub>/m<sup>3</sup> · giorno, per fanghi primari;  
1.5 kg<sub>sub</sub>/m<sup>3</sup> · giorno, per fanghi misti;*
- *il tempo di detenzione:  
15 giorni, per impianti di grande taglia;  
20 giorni, per impianti di piccola taglia;*
- *il volume specifico:  
20 l/ab, per soli fanghi primari;  
40 l/ab, per fanghi misti” (4).*

### 2.4.3 Digestore ad alto carico bistadio

Nel caso in cui lo schema impiantistico preveda l'utilizzo del digestore ad alto carico bistadio, si utilizzano due digestori in serie. Il primo digestore è riscaldato e miscelato al fine di favorire l'attività dei microrganismi e incrementare la produzione di biogas. Tuttavia la risalita del biogas non consente la separazione del surnatante, che avviene però nel secondo digestore privo di miscelazione e riscaldamento. Nel secondo digestore si completa il processo di digestione con cinetiche inferiori e si separa il surnatante dal fango digerito.

Figura 2.4 – Digestore ad alto carico bistadio (7)



In questo caso, come illustrato in *Figura 2.4*, il fango in ingresso alla fase di digestione è alimentato nel primo digestore, mentre il digestato si preleva dal secondo digestore. Il biogas prodotto da entrambi i digestori viene stoccato e può essere utilizzato dai motori cogenerativi.

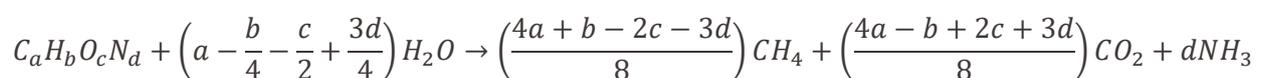
## 2.5 La produzione di biogas

Il processo anaerobico consente di produrre il biogas, costituito da una miscela di gas le cui componenti principali sono metano (CH<sub>4</sub>) e anidride carbonica (CO<sub>2</sub>). Il biogas è costituito anche da altre componenti in misura minoritaria, come è possibile osservare in *Tabella 2.1*.

Tabella 2.1 – Composizione media del biogas

Componente	% in volume
Metano (CH <sub>4</sub> )	50-75
Anidride carbonica (CO <sub>2</sub> )	25-45
Vapore d'acqua (H <sub>2</sub> O)	2 (20°C)-7(40°C)
Idrogeno solforato (H <sub>2</sub> S)	0,02-2
Azoto (N <sub>2</sub> )	<2
Ossigeno (O <sub>2</sub> )	<2
Idrogeno (H <sub>2</sub> )	<1

Il vantaggio del processo anaerobico è legato al fatto che il biogas sia costituito prevalentemente da metano, il quale, avendo un potere calorifico inferiore di 35880 kJ/Nm<sup>3</sup>, può essere combusto consentendo un significativo recupero di energia termica. Se si ammettesse che il biogas fosse costituito solo da metano e anidride carbonica, si potrebbe determinare la produzione massima teorica (G<sub>teor</sub>) sulla base della composizione del substrato sottoposto al processo attraverso il seguente bilancio stechiometrico (2):



Dal momento che una mole di un gas occupa un volume pari a  $22.415 \text{ Nm}^3$ , il volume di biogas generato per chilogrammi di solidi volatili alimentati può essere determinato come segue :

$$G_{teor} \left[ \frac{\text{Nm}^3}{\text{kg}_{SSV}} \right] = \frac{\left[ \left( \frac{4a + b - 2c - 3d}{8} \right) + \left( \frac{4a - b + 2c + 3d}{8} \right) \right] 22,415}{12a + b + 16c + 14d} = \frac{22,415a}{12a + b + 16c + 14d}$$

Il conseguente volume di metano sarà:

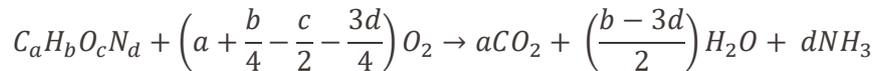
$$G_{teor,CH_4} \left[ \frac{\text{Nm}^3}{\text{kg}_{SSV}} \right] = \frac{\left( \frac{4a + b - 2c - 3d}{8} \right) 22,415}{12a + b + 16c + 14d}$$

Quindi la frazione di metano nel biogas sarà:

$$f_{CH_4} \left[ \frac{\text{Nm}^3_{CH_4}}{\text{Nm}^3_{biogas}} \right] = \frac{G_{teor,CH_4}}{G_{teor}} = \frac{4a + b - 2c - 3d}{8a} = \frac{1}{2} + \frac{b}{8a} - \frac{1}{4} \frac{c}{a} - \frac{3}{8} \frac{d}{a}$$

L'incremento del rapporto H/C induce all'incremento della frazione di metano prodotta, così come l'incremento del rapporto O/C e N/C ne determina la riduzione.

Risulta importante, per poter impostare i bilanci di massa, definire quale sia la produzione di biogas rispetto al COD totale costituente il substrato. Il COD è la richiesta chimica di ossigeno, ovvero la quantità di ossigeno stechiometricamente necessaria affinché si realizzi la completa ossidazione del substrato in analisi:



Quindi, per ossidare una mole del composto sono necessari

$$32 \left( a + \frac{b}{4} - \frac{c}{2} - \frac{3d}{4} \right) g \text{ di } O_2$$

Dunque, la produzione teorica massima di biogas rispetto al COD alimentato risulta pari a:

$$G_{teor,CH_4}' \left[ \frac{\text{Nm}^3}{\text{kg}_{COD}} \right] = \frac{a}{32 \left( a + \frac{b}{4} - \frac{c}{2} - \frac{3d}{4} \right)} 22,415 \cong 0,7 \frac{a}{\left( a + \frac{b}{4} - \frac{c}{2} - \frac{3d}{4} \right)}$$

In conclusione, da quanto riportato, definita la composizione elementare del substrato avviato alla digestione e ammettendo che il biogas prodotto sia costituito solo da metano e anidride carbonica, si può stimare la frazione di metano teorica che può essere prodotta. Nel caso in cui non sia possibile effettuare l'analisi elementare del substrato e non sia nota la sua composizione si ricorre a quanto già chiarito in studi di settore, [Tabella 2.2 \(2\)](#).

Tabella 2.2 – Caratteristiche fanghi prodotti dagli impianti di depurazione acque

Composizione	Fango primario	Fango biologico di supero
Proteine (% su SS)	15-30	35-45
Carboidrati (% su SS)	18-30	25-30
Lipidi (% su SS)	6-15	0-3
Fibre (% su SS)	15-25	0-2
COD/SSV	1,00-1,60	1,40-1,50
C/SSV	0,50-0,57	0,53-0,55
N/C	0,07-0,10	0,20-0,22
Formulazione Ponderale	$C_{3,5}H_7O_2N_{0,2}$	$C_5H_7O_2N$

La produzione specifica di biogas si può determinare come segue:

$$SGP = \frac{Q_{biogas}}{Qx_i}$$

dove:

“SGP rappresenta la produzione specifica di biogas [ $m^3_{biogas}/kg_{sub}$ ];

$Q_{biogas}$  rappresenta la portata di biogas prodotto [ $m^3_{biogas}/giorno$ ];

$Q$  rappresenta la portata volumetrica dei fanghi alimentati [ $m^3/giorno$ ];

$X_i$  rappresenta la concentrazione del substrato organico nei fanghi alimentati [ $kg_{sub}/m^3$ ]” (3).

Per stimare la velocità di produzione del biogas, occorre conoscere il volume del reattore e la portata di biogas prodotto:

$$GPR = \frac{Q_{biogas}}{V}$$

dove:

“GPR rappresenta la velocità di produzione del biogas [ $m^3_{biogas}/m^3 \cdot giorno$ ]

$Q_{biogas}$  rappresenta la portata di biogas prodotto [ $m^3_{biogas}/giorno$ ]

$V$  rappresenta il volume del reattore [ $m^3$ ]” (3).

## Capitolo III Analisi termico-economica relativa all'impianto di Castiglione Torinese

Il presente lavoro di tesi trae spunto dall'analisi delle condizioni operative con le quali viene effettuato il processo di digestione dei fanghi primari e secondari nell'impianto di Castiglione Torinese, al fine di ottimizzarne la produzione in termini di biogas prodotto e sotto il profilo termico ed economico con l'introduzione dei trattamenti intermedi a bassa temperatura. La sperimentazione condotta mira a valutare i benefici dell'introduzione di tali trattamenti, delineando lo scenario operativo per la loro attuazione.

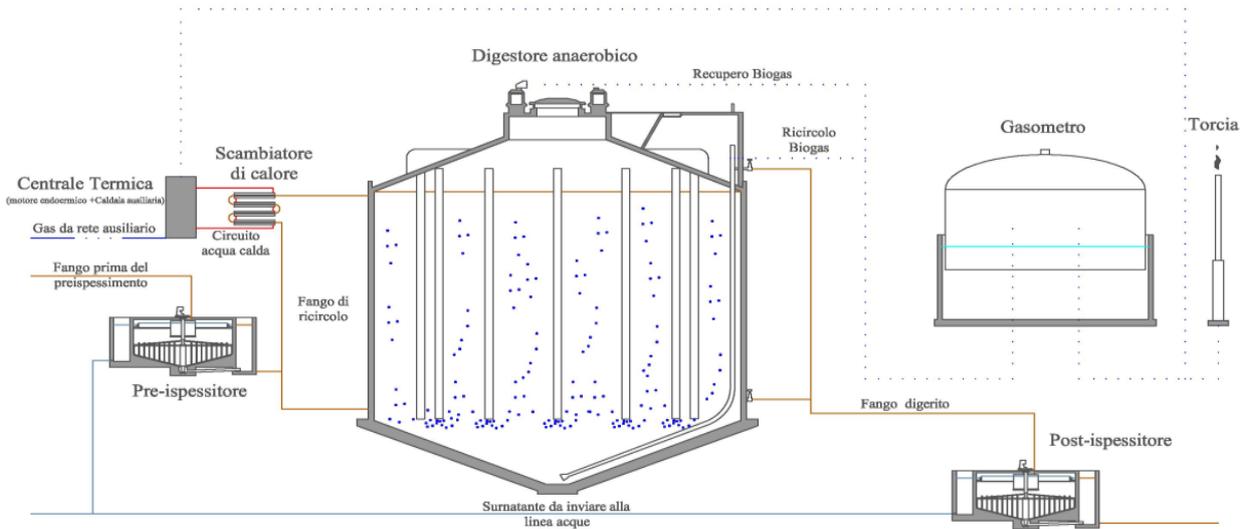
L'impianto analizzato si compone di sei digestori anaerobici cilindrici di volume pari a 12 000 m<sup>3</sup> ciascuno, operanti con un coefficiente di riempimento di 0,8, alimentati con una portata media di 23,5 m<sup>3</sup>/h e con un HRT di 17 giorni. Per miscelare i fanghi all'interno dei digestori è prevista l'immissione del biogas utilizzando lance che dalla copertura di spingono fino al fondo dei digestori stessi, consentendo di rimescolare il fango in digestione per evitare stratificazioni. I digestori effettivamente in uso sono cinque, in quanto si prevede che uno sia mantenuto a rotazione, dei quali due sono alimentati con fango primario, due con fango biologico e uno con fango misto.

*Tabella 3.1 - Caratteristiche dell'impianto*

<i>Condizioni attuali</i>		
<b>Dati</b>	Valore	U.m
<i>Numero digestori alimentati con fango primario</i>	2	-
<i>Numero digestori alimentati con fango di supero</i>	2	-
<i>Numero digestori alimentati con fango di misto</i>	1	-
<i>Portata volumetrica fango alimentata a ciascun digestore <math>q_f</math></i>	23,5	m <sup>3</sup> /h
<i>Secco alimentato (<math>s_f</math>)</i>	27,5	kg/m <sup>3</sup>
<i>Tempo di detenzione idraulica</i>	17	giorni

Per poter portare i fanghi alla temperatura di processo di 38°C, dal momento che la digestione è effettuata in campo mesofilo, garantire la temperatura ottimale ai digestori durante la digestione e bilanciare gli scambi termici tra i digestori e l'ambiente esterno, l'impianto è dotato di sei scambiatori di calore, uno per ciascun digestore. I motori cogenerativi della centrale termica scaldano, alla temperatura di 80°C, l'acqua successivamente inviata agli scambiatori a doppio tubo. Inoltre al fine di colmare possibili carenze termiche, è stata anche predisposta una caldaia a gas. Di seguito, in *Figura 3.1*, viene proposto il modello del digestore.

Figura 3.1 –Modello di un digestore (4)



### 3.1 Attuali condizioni di digestione

Nella presente sezione si definiscono le condizioni di processo impiegate per la stabilizzazione dei fanghi, per poi procedere con il bilancio termico-economico dell'impianto stesso.

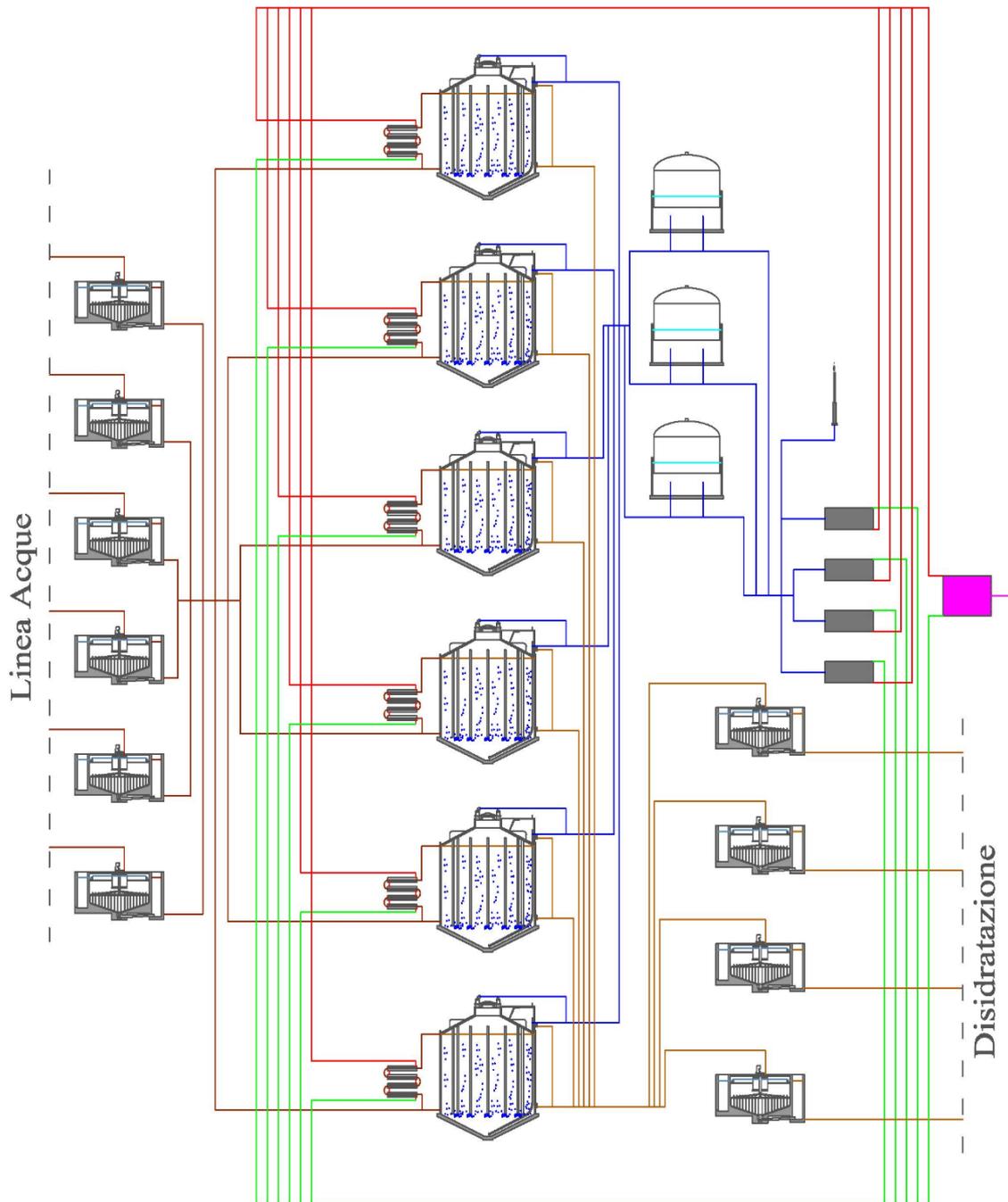
Nell'analisi condotta si è imposto che la portata massica di sostanza secca da avviare alla digestione sia ripartita allo stesso modo tra fanghi primari e di supero. Ne consegue che la sostanza secca,  $M_d$ , per digestore è pari a:

$$M_d = q_f \times s_f \sim 647 \text{ kg/h}$$

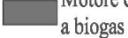
Da ciò si deduce che la sostanza secca avviata alla digestione nella linea fanghi è di 3.235 kg/h, dei quali 1617,5 kg/h sono costituiti da fanghi primari e 1617,5 kg/h da fanghi secondari.

In [Figura 3.2](#) si riporta lo schema dell'impianto relativo alla linea fanghi.

Figura 3.2 – Impianto linea fanghi (4)



**Legenda**

- |                                                                                                                   |                                                                                                  |                                                                                                                 |                                                                                                                         |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
|  Fanghi prima della digestione |  Biogas       |  Acqua calda mandata (90 °C) |  Motore cogenerativo a biogas      |
|  Fanghi digeriti               |  Gas naturale |  Acqua calda ritorno (70 °C) |  Caldaia ausiliaria a gas naturale |

### 3.2 Potenza termica nei digestori anaerobici

La potenza termica richiesta allo scambiatore di calore per il processo di digestione mesofila deve essere tale da garantire il riscaldamento dei fanghi a 38°C ( $T_r$ ), compensando le perdite di calore dovute al gradiente di temperatura con l'esterno ( $Q_a$ ) e assicurando una temperatura costante per l'intera durata del processo.

#### 3.2.1 Scambio termico tra il digestore e l'esterno

Per poter stimare quale sia l'energia termica persa dovuta al gradiente di temperatura rispetto all'ambiente esterno e determinare la potenza termica in eccesso da fornire ai fanghi, è opportuno valutare la struttura e i materiali costituenti il digestore, a patto che si disponga di alcuni dati quali, la temperatura media dei fanghi all'ingresso dei digestori, la temperatura media del suolo e la temperatura media mensile.

Il carico termico si può determinare come segue:

$$H_{Si} = k_{Ti} \times S_i \times \Delta T$$

- *" $H_{Si}$  è il carico termico perso dalla generica superficie  $i$ -esima,*
- *$S_i$  è la superficie  $i$ -esima,*
- *$k_{Ti}$  è il coefficiente di trasmissione globale della superficie  $i$ -esima. Questo si ricava noti tutti i coefficienti di conduzione  $k_{Ci}$  dei materiali, posti in serie lungo la direzione del flusso termico, che costituiscono le pareti del digestore e i coefficienti di convezione  $h_{Ci}$  dei fluidi che lo lambiscono.*
- *$\Delta T$  è il gradiente di temperatura tra l'interno e l'esterno del digestore" (4).*

$k_{Ti}$  si calcola come segue:

$$k_{Ti} = \left[ \frac{1}{h_{C1}} + \sum \left( \frac{s_i}{k_{Ci}} \right) + \frac{1}{h_{C2}} \right]^{-1}$$

Con:

- *" $h_{C1}$  il coefficiente di convezione del fluido che lambisce la parete interna;*
- *$h_{C2}$  il coefficiente di convezione del fluido che lambisce la parete esterna;*
- *$s_i$  lo spessore dell' $i$ -esimo materiale costituente la parete del digestore" (4).*

Tabella 3.2 – Caratteristiche di un digestore SMAT (4)

<i>Dati geometrici</i>	<i>Valore</i>	<i>U. m</i>
<i>Superficie interna laterale digestore</i>	<i>1.604,0</i>	<i>m<sup>2</sup></i>
<i>Superficie superiore digestore</i>	<i>589,0</i>	<i>m<sup>2</sup></i>
<i>Superficie inferiore digestore</i>	<i>496,5</i>	<i>m<sup>2</sup></i>

<i>Materiali costituenti le pareti (Spessore)</i>	<i>Valore</i>	<i>U. m</i>
<i>Calcestruzzo</i>	<i>0,550</i>	<i>m</i>
<i>Lana di vetro</i>	<i>0,015</i>	<i>m</i>

<i>Materiali costituenti le pareti (Conducibilità termica)</i>	<i>Valore</i>	<i>U. m</i>
<i>Calcestruzzo</i>	<i>0,81</i>	<i>W/(m K)</i>
<i>Lana di vetro</i>	<i>0,03</i>	<i>W/(m K)</i>

<i>Coefficienti di convezione</i>	<i>Valore</i>	<i>U. m</i>
<i>Esterno-aria</i>	<i>23</i>	<i>W/(m<sup>2</sup>K)</i>
<i>Interno-fango</i>	<i>2</i>	<i>W/(m<sup>2</sup>K)</i>
<i>Interno-gas</i>	<i>9</i>	<i>W/(m<sup>2</sup>K)</i>

A partire dai dati relativi ai digestori e ai coefficienti di convezione, si è potuto stimare il carico termico perso per gli scambi tra i digestori e l'esterno in funzione dei mesi.

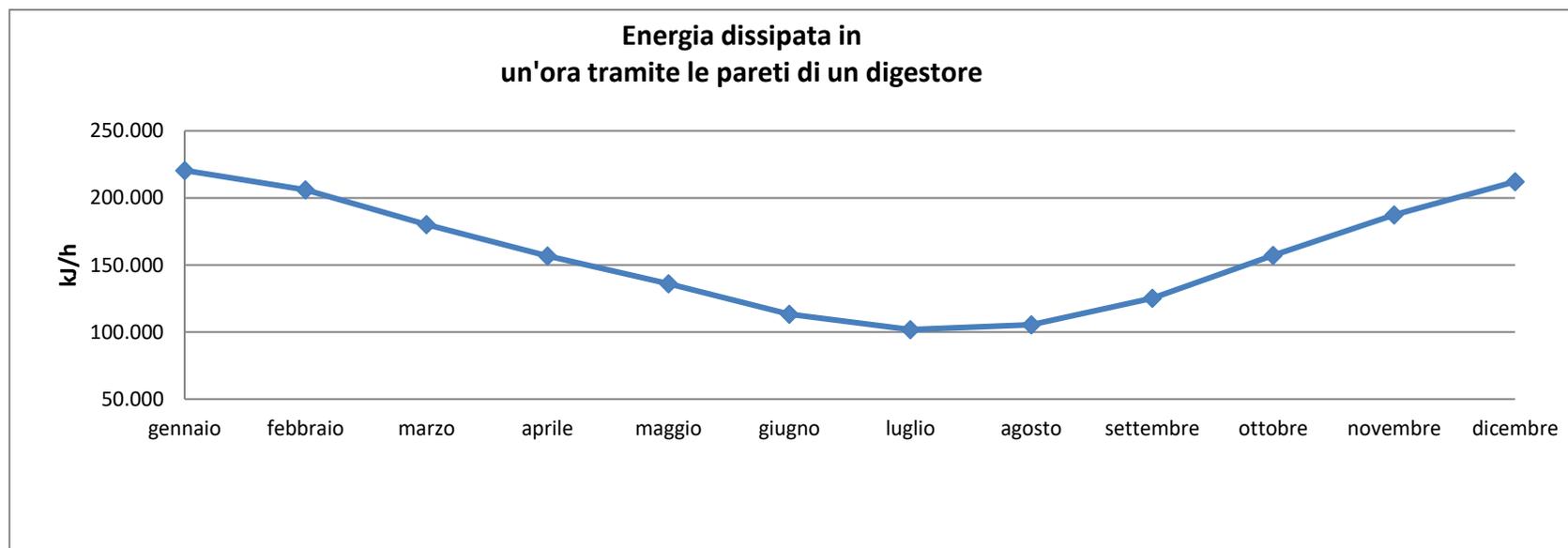
Tabella 3.3 – Coefficienti di trasmissione globale (4)

<i>Coefficienti di trasmissione globale</i>	<i>Valore</i>	<i>U. m</i>
<i>k<sub>T1</sub> (superficie laterale)</i>	<i>0,606</i>	<i>W/(m<sup>2</sup>K)</i>
<i>k<sub>T2</sub> (superficie superiore)</i>	<i>0,793</i>	<i>W/(m<sup>2</sup>K)</i>
<i>k<sub>T3</sub> (superficie inferiore)</i>	<i>0,623</i>	<i>W/(m<sup>2</sup>K)</i>

Le potenze termiche perse sono state tabellata come segue.

Tabella 3.4 –Potenza dissipata (4)

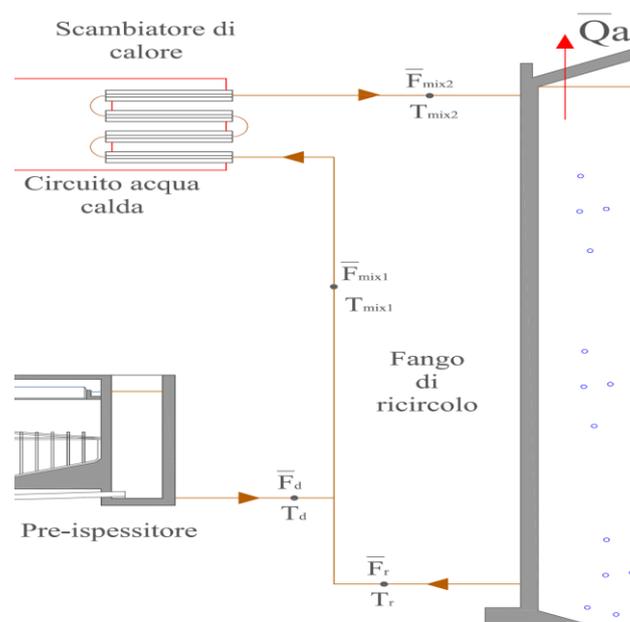
Potenza termica dissipata	U. m.	Gennaio	Febbraio	Marzo	Aprile	Maggio	Giugno	Luglio	Agosto	Settembre	Ottobre	Novembre	Dicembre
Lateralmente	W	36.570	33.846	28.983	24.607	20.716	16.437	14.297	14.978	18.674	24.704	30.345	35.013
Superiormente	W	17.572	16.264	13.927	11.824	9.955	7.898	6.870	7.197	8.973	11.871	14.581	16.825
Al suolo	W	7.112	7.112	7.112	7.112	7.112	7.112	7.112	7.112	7.112	7.112	7.112	7.112
<b>Totale</b>	W	61.254	57.222	50.022	43.542	37.783	31.447	28.279	29.287	34.759	43.686	52.038	58.950
<b>Energia dissipata in un'ora (Q<sub>a</sub>)</b>	<i>kJ/h</i>	220.513	205.999	180.080	156.753	136.017	113.209	101.804	105.433	125.131	157.271	187.337	212.219



### 3.2.2 Impianto di riscaldamento fanghi

Nell'impianto in analisi, è previsto il ricircolo di una portata di fanghi pari a 250 m<sup>3</sup>/h ( $F_r$ ) dal digestore, i quali trovandosi alla temperatura di 38°C vengono miscelati con i fanghi in ingresso ( $F_d$ ) consentendo di recuperare una quota parte di calore.

Figura 3.3 – Schema sistema riscaldamento fanghi impianto SMAT



Attuando il ricircolo con una portata di 250 m<sup>3</sup>/h, il fango in entrata ai digestori di portata pari a 23.5 m<sup>3</sup>/h viene, dapprima, miscelato con il fango ricircolato e ciò consente di avere una portata totale di fanghi ( $F_{mix}$ ) di 273,5 m<sup>3</sup>/h, e una temperatura ( $T_{mix1}$ ) di circa 36°C, stimata attraverso la seguente relazione:

$$T_{mix1} = \frac{T_d F_d + T_r F_r}{F_{mix1}}$$

Se non si attuasse il ricircolo i fanghi in entrata dovrebbero essere portati da 15 a 38°C, necessitando di una potenza termica pari a:

$$Q_{si} = F_d c_p (T_r - T_d) \sim 2.265.365 \text{ kJ/h}$$

Essendo  $c_p$  è il calore specifico del fango, pari a 4.186 kJ/(m<sup>3</sup> °C)

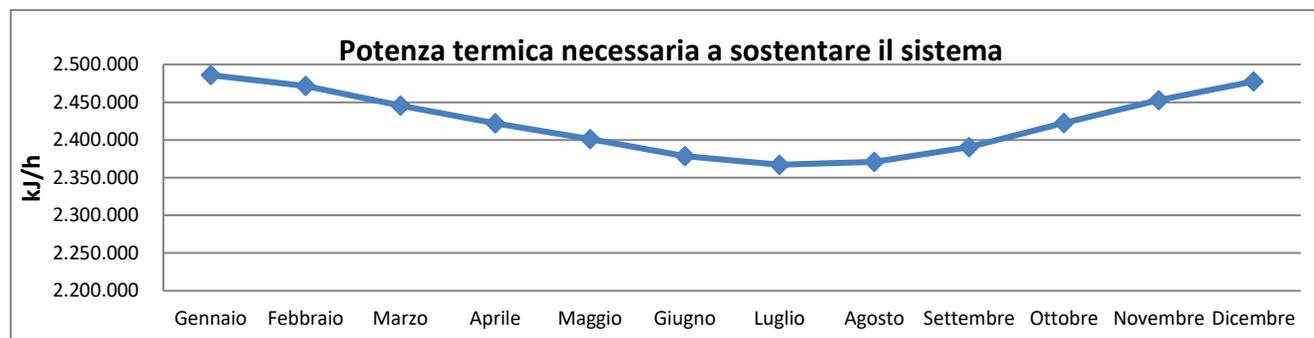
Come descritto precedentemente, essendo il calore ceduto all'ambiente, ( $Q_a$ ), non nullo, il calore totale  $Q_s$  che i fanghi in alimentazione devono ricevere da ciascuno scambiatore è :

$$Q_s = Q_{si} + Q_a = F_{mix} c_p (T_{mix2} - T_{mix1})$$

In *Tabella 3.5* si riporta la potenza termica necessaria ai fanghi per consentire il mantenimento delle condizioni operative ottimali.

*Tabella 3.5 – Potenza termica ceduta ai fanghi (4)*

Grandezze	U.m	Gennaio	Febbraio	Marzo	Aprile	Maggio	Giugno	Luglio	Agosto	Settembre	Ottobre	Novembre	Dicembre
T media ambiente (Uni 10349)	°C	0,40	3,20	8,20	12,70	16,70	21,10	23,30	22,60	18,80	12,60	6,80	2,00
Potenza termica necessaria Q <sub>s</sub>	kJ/h	2.483.046	2.468.532	2.442.613	2.419.286	2.398.550	2.375.742	2.364.337	2.367.966	2.387.664	2.419.804	2.449.870	2.474.752
Q <sub>a</sub> /Q <sub>s</sub>	%	8,9	8,3	7,4	6,5	5,7	4,8	4,3	4,4	5,2	6,5	7,6	8,6



La temperatura di alimentazione dei fanghi è data da:

$$T_{mix2} = \frac{Q_s}{F_{mix} C_p} + T_{mix1}$$

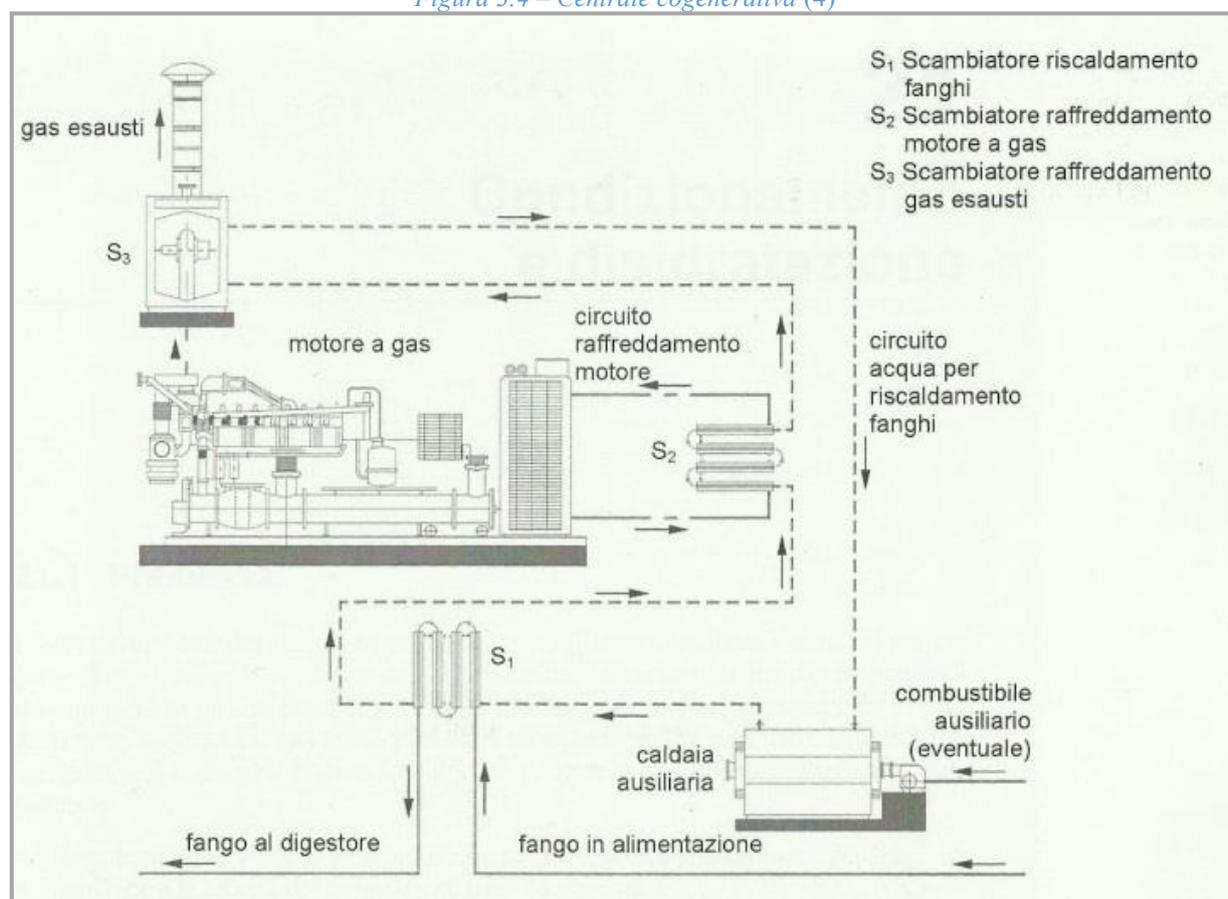
*Tabella 3.6 – Temperatura teorica immissione fanghi*

	Gennaio	Febbraio	Marzo	Aprile	Maggio	Giugno	Luglio	Agosto	Settembre	Ottobre	Novembre	Dicembre
Temperatura fanghi all'ingresso del digestore T <sub>mix2</sub> °C	38,17	38,16	38,13	38,11	38,10	38,08	38,07	38,07	38,09	38,11	38,14	38,16

### 3.3 Centrale cogenerativa

Il processo di digestione anaerobica dei fanghi di depurazione delle acque produce il biogas, che una volta deumidificato e stoccato nei tre gasometri in dotazione all'impianto, viene destinato ai motogeneratori. Questi dispositivi permettono di produrre sia energia termica che elettrica, quest'ultima ottenuta a seguito della trasformazione dell'energia meccanica attraverso un alternatore accoppiato all'albero motore. L'energia termica viene utilizzata proprio per le esigenze di processo, in particolare per scaldare i fanghi e garantire che i digestori operino alla temperatura ottimale per l'intera durata della digestione. Per far fronte al fatto che la potenza termica disponibile a seguito della combustione non basti a sostenere il processo, l'impianto di Castiglione Torinese è dotato di una caldaia alimentata a metano.

Figura 3.4 – Centrale cogenerativa (4)



### 3.4 Bilancio della digestione anaerobica: risultati termico-economici

Nella determinazione del bilancio termico ed economico relativi alla digestione dei fanghi prodotti nell'impianto nelle condizioni attuali, si è dapprima considerato il caso della sola digestione dei fanghi primari e dei soli fanghi secondari, e successivamente si è considerato il caso del bilancio relativo alla digestione di tutti i fanghi. Tale scelta deriva dal fatto che attualmente, come detto in precedenza, due digestori sono utilizzati per i soli fanghi primari, due per i secondari e uno per la digestione del fango misto.

### 3.4.1 Bilancio termico-economico: confronto tra fango primario e fango di supero

A partire dalle condizioni descritte ed essendo nota la produzione specifica di metano per i fanghi primari e secondari, rispettivamente di 0.361 e 0.167 Nm<sup>3</sup>/kgSV<sup>1</sup>, si sono determinati i metri cubi di metano generati in un'ora, sia nel caso di digestore alimentato con fango primario che nel caso di digestore alimentato con fango secondario. Per poter determinare la potenza termica ed elettrica generata a seguito della combustione nei motori cogenerativi del metano prodotto, è stato necessario conoscere i rendimenti della macchina termica ed elettrica pari a 0.42, e il potere calorifico inferiore del metano pari a 35.880 kJ/Nm<sup>3</sup><sup>2</sup>. Nella determinazione del bilancio termico non si è tenuto conto del carico termico perso nelle condotte dell'impianto.

Tabella 3.7 – Dati relativi ai digestori alimentati con fango primario e di supero

Digestore alimentato con fango primario		
Produzione specifica	0,361	Nm <sup>3</sup> (CH <sub>4</sub> )/kg SV
Metano prodotto	163.3	Nm <sup>3</sup> /h
Energia posseduta dal metano prodotto in un'ora	5.859.469	kJ/h
Potenza termica disponibile	2.484.415	kJ/h

Digestore caricato con fango di supero		
Produzione specifica	0,095	Nm <sup>3</sup> (CH <sub>4</sub> )/kg SV
Metano prodotto	43,0	Nm <sup>3</sup> /h
Energia posseduta dal metano prodotto in un'ora	1.541.965	kJ/h
Potenza termica disponibile	653.793	kJ/h

Tabella 3.8 – Produzione energia elettrica dopo la combustione

Produzione di energia elettrica dopo combustione del biogas prodotto dal:				
Digestore caricato con fango primario	2.455.117	kJ/h	682.0	kWh
Digestore caricato con fango di supero	646.084	kJ/h	179,5	kWh

Per comprendere se il bilancio termico sia positivo, e quindi il sistema autosufficiente a livello energetico, o negativo, con la necessità di sopperire alla potenza termica in difetto con l'approvvigionamento di combustibile ausiliario da rete, si è sottratta all'energia prodotta nell'impianto, l'energia richiesta per sostenere il processo.

<sup>1</sup> La produzione specifica di metano dei fanghi di supero è stata ottenuta sperimentalmente mediante digestione in batch, quella dei fanghi primari si è ricavata dalla produzione annua di biogas dell'impianto.

<sup>2</sup> Valore riportato nel testo: "Trattamenti delle acque reflue", Luca Bonomo. McGraw Hill. 2008 (2)

Tabella 3.9 – Energia termica da fornire o dissipare del sistema

Digestori caricati con:	U.m	Gennaio	Febbraio	Marzo	Aprile	Maggio	Giugno	Luglio	Agosto	Settembre	Ottobre	Novembre	Dicembre
<b>Fanghi primari</b> (Valore +) Potenza da smaltire (Valore -) Potenza termica che deve essere fornita da altra fonte.	kJ/h	1.368,69	15.882,69	41.801,69	65.128,69	85.864,69	108.672,69	120.077,69	116.448,69	96.750,69	64.610,69	34.544,69	9.662,69
<b>Fanghi di supero</b> (Valore +) Potenza da smaltire (Valore -) Potenza termica che deve essere fornita da altra fonte.	kJ/h	-1.829.252,6	-1.814.738,6	-1.788.819,6	-1.765.492,6	-1.744.756,6	-1.721.948,6	-1.710.543,6	-1.714.172,6	-1.733.870,6	-1.766.010,6	-1.796.076,6	-1.820.958,6

Infine, per poter valutare il bilancio economico relativo al processo di digestione, si è considerata l'energia elettrica prodotta dai motori cogenerativi e la quantità di metano da rete necessario a compensare il deficit di potenza termica, per quanto riguarda il solo processo di digestione dei fanghi di supero. Relativamente ai costi del metano da rete si è assunto che il prezzo dello stesso sia pari a 0.40 €/Sm<sup>3</sup>, mentre per la stima dei ricavi derivanti dalla produzione di energia elettrica si è stimato un ricavo pari 0.217 €/kWh.

Tabella 3.10 – Valore energia prodotta in €/h

Valore economico dell'energia elettrica prodotta, in un'ora, dalla combustione del biogas generato	
Digestore caricato con fango primario	147,99 €/h
Digestore caricato con fango di supero	38,94 €/h

Tabella 3.11 – Costi/ricavi relativi ai due digestori

	U.m	Gen	Feb	Mar	Apr	Mag	Giu	Lug	Ago	Set	Ott	Nov	Dic
<b>Fango primario. Metano naturale necessario</b>	Sm <sup>3</sup> /h	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
<b>Fango primario. Metano naturale -Costo</b>	€/h	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
<b>Fango primario. Ricavi Totali</b>	€/h	147,99	147,99	147,99	147,99	147,99	147,99	147,99	147,99	147,99	147,99	147,99	147,99
<b>Fango di supero. Metano naturale necessario</b>	Sm <sup>3</sup> /h	50,98	50,58	49,86	49,21	48,63	47,99	47,67	47,78	48,32	49,22	50,06	50,75
<b>Fango di supero. Metano naturale -Costo</b>	€/h	20,39	20,23	19,94	19,68	19,45	19,20	19,07	19,11	19,33	19,69	20,02	20,30
<b>Fango di supero. Ricavi Totali</b>	€/h	18,55	18,71	19,00	19,26	19,49	19,75	19,87	19,83	19,61	19,26	18,92	18,64

### 3.4.2 Bilancio termico-economico complessivo

Avendo considerato la digestione dei fanghi primari e dei fanghi di supero come due sistemi separati, per redigere il bilancio complessivo sotto il profilo termico ed economico si è innanzitutto cercato di ridurre l'approvvigionamento di metano da rete per sopperire al deficit di potenza termica per il processo di digestione dei fanghi di supero. Infatti, dal momento che i fanghi primari presentano un bilancio termico positivo, può essere utilizzata l'energia termica prodotta a seguito della combustione del metano derivante dalla digestione dei fanghi primari per ridurre proprio il deficit termico dei fanghi secondari. Avendo supposto che la portata massica oraria di sostanza secca sia equamente ripartita tra i fanghi primari e secondari, per determinare il bilancio globale sarà necessario sostituire i dati relativi ai costi dovuti al metano, per un digestore caricato con fanghi secondari, sommare questi costi a quelli stimati per un digestore caricato con fango primario e, infine, moltiplicarli per 2.5.

I possibili interventi mirati a limitare la richiesta di metano da rete o al raggiungimento della piena autosufficienza termica potrebbero essere:

- l'adozione di sistemi di ispessimento dinamico dei fanghi primari e secondari, con l'utilizzo di macchine, che sottoponendo i fanghi ad accelerazioni superiori a quella di gravità, possono garantire tenori di secco superiori all'8-10% di TS. Nell'impianto in esame per il preispessimento dei fanghi si utilizzano degli ispessitori statici a gravità che non consentono di superare tenori di secco del 3% di TS. Aumentando il tenore di secco dei fanghi si ridurrebbe la portata da avviare al processo di digestione e quindi anche la potenza termica richiesta per scaldare i fanghi. Inoltre, aumentando la concentrazione dei fanghi con la conseguente riduzione della portata degli stessi, si avrebbe anche la riduzione del volume complessivo necessario alla digestione e si potrebbe pensare o di aumentare l'HRT o di impiegare meno digestori.
- l'introduzione dei trattamenti intermedi a bassa temperatura al fine di incrementare le produzioni specifiche di metano e quindi la potenza termica disponibile in impianto.
- l'introduzione di sistemi di ispessimento dinamici e di trattamenti intermedi a bassa temperatura, con il fine di raggiungere non solo l'autosufficienza termica ma anche incrementare i ricavi dovuti alla produzione di energia elettrica.

Nei successivi capitoli verranno descritte le sperimentazioni effettuate riguardo il trattamento intermedio a bassa temperatura dei fanghi di supero per valutarne la possibile introduzione nell'impianto in analisi.

## Capitolo IV Pretrattamenti dei fanghi di supero

Negli impianti di depurazione delle acque reflue vengono prodotti fanghi primari e di supero, la cui stabilizzazione, nei medi e grandi impianti, avviene generalmente mediante digestione anaerobica. Infatti, oltre a stabilizzare i fanghi di depurazione, la digestione anaerobica consente una riduzione dei biosolidi da smaltire di circa il 40% (8), l'eliminazione o la riduzione degli agenti patogeni, il miglioramento della disidratabilità dei fanghi e la produzione di biogas (9), (10).

I fanghi primari sono facilmente biodegradabili anaerobicamente, essendo ricchi di sostanza organica immediatamente disponibile per la biomassa, mentre i fanghi di supero, presentano una maggiore complessità legata alla variabilità del substrato idrolizzante. La scarsa degradabilità dei fanghi di supero è legata alla loro struttura e caratteristiche, che si ripercuotono sulla cinetica della fase di idrolisi, in quanto le pareti cellulari impediscono la solubilizzazione del materiale organico al loro interno (7), (11).

I pretrattamenti dei fanghi di supero consentono di incrementare la produzione specifica di biogas in quanto facilitano la rottura delle pareti cellulari, evitando la formazione di macro fiocchi e favorendo il passaggio delle sostanze polimeriche extracellulari dalla forma legata alla forma solubile. Sebbene i pretrattamenti possano essere effettuati secondo tecniche differenti, quelli più efficaci e quindi diffusi sono i pretrattamenti meccanici e termici. Talvolta, per incrementare la solubilizzazione della sostanza organica, si ricorre a trattamenti ibridi quali i trattamenti termo-alcinali.

I pretrattamenti oltre ai benefici sopra citati, garantiscono ulteriori vantaggi legati alla gestione della fase di post digestione dei fanghi, infatti la maggiore degradabilità garantita da tali tecniche favorisce la disidratabilità dei fanghi, agevolando il processo di recupero degli stessi.

Un'analisi comparata tra le differenti tecniche utilizzate per pretrattare i fanghi biologici, non può, dunque, prescindere dalla valutazione dell'incremento di sostanza organica solubilizzata, ma anche dall'analisi dei costi operativi ed energetici imputabili al processo.

Nei paragrafi a seguire, si analizzeranno le differenti tecniche di pretrattamento.

### **4.1 Pretrattamenti meccanici**

I pretrattamenti meccanici, avvalendosi di dispositivi in grado di sottoporre il fango a sollecitazioni di taglio e/o compressione, favoriscono la rottura delle pareti cellulari. I dispositivi maggiormente utilizzati sono le centrifughe, i mulini a sfere e i sistemi rotore-statore. Maggiore è l'energia che i diversi strumenti consentono di avere e maggiore sarà l'efficienza del processo, infatti per basse energie si osserva la sola rottura delle strutture a macro-fiocchi. A seguire si propone una breve descrizione dei principali pretrattamenti meccanici.

#### **4.1.1 Trattamenti ad ultrasuoni**

Tali trattamenti, sfruttando sollecitazioni alla frequenza degli ultrasuoni, danno luogo al fenomeno della

cavitazione, che in particolare a basse frequenze, provoca l'implosione delle cellule contenute nei fanghi. I fattori che influenzano il processo sono il tempo di contatto, le caratteristiche in termini di contenuto di solidi e il range di frequenza.

Di seguito, si riportano, in *Figura 4.1*, alcuni lavori sperimentali effettuati con questa tecnica, in cui vengono tabulati i parametri di processo (frequenza e durata del trattamento) e i risultati ottenuti.

*Figura 4.1 – Risultati pretrattamenti ad ultrasuoni Carrère et al., 2010 (12)*

Substrate	Treatment conditions	Anaerobic digestion conditions	Results
Mixed sludge	31 kHz 3.6 kW, 64 s	Continuous, HRT: 22 days 37 °C	Increase of VS removal from 45.8% <sup>a</sup> to 50.3% (+9%)
Mixed sludge (25 g TS L <sup>-1</sup> )	9 kHz 200 W, 30 min	Batch, 11 days 36 °C	Increase of CH <sub>4</sub> production from 210 <sup>a</sup> to 345 mL g <sup>-1</sup> VS <sub>in</sub> (+64%)
Activated sludge (SRT: 16 days)	41 kHz 150 min	Semi-continuous, HRT: 8 days 37 °C	Increase of VS removal from 21.5% <sup>a</sup> to 33.7% (+36%)
Activated sludge (9.38 g TS L <sup>-1</sup> )	20 kHz 0.33 W mL <sup>-1</sup> , 20 min	Batch, 100 days 35 °C	Increase of CH <sub>4</sub> production from 143 <sup>a</sup> to 292 g kg <sup>-1</sup> TS <sub>in</sub> (+104%)
Sewage sludge (54 g TS L <sup>-1</sup> )	20 kHz 200 W, 30 min	Batch, 33 days 37 °C	Increase of biogas production (+138%)
Mixed sludge	20 kHz 180 W, 60 s	Batch, 28 days 35 °C	Increase of biogas production (+24%)
Activated sludge (27 g TS L <sup>-1</sup> )	20 kHz, 7000 and 15,000 kJ kg <sup>-1</sup> TS	Batch, 16 days 35–37 °C	Increase of biogas production (+40%)
Activated sludge	5000 kJ kg <sup>-1</sup> TS	Semi-continuous HRT: 20 days	Increase of biogas production (+36%)
Activated sludge (17.1 g TS L <sup>-1</sup> )	20 kHz 108,000 kJ kg <sup>-1</sup> TS	Batch, 50 days 37 °C	Increase of biogas production (+84%)
Activated sludge (2.14% TS)	20 kHz 9690 kJ kg <sup>-1</sup> TS	Batch, 35 days 36 °C	Increase of biogas production (+44%)
Activated sludge	30 kWh m <sup>-3</sup> sludge	Batch	Increase of biogas production (+42%)
Activated sludge	30 kWh m <sup>-3</sup> sludge	Continuous, HRT: 20 days	Increase of biogas production (+37%) Increase of VS removal (+25%)
Activated sludge	Sonication of 25% of WAS	WWTP 330,000 PE	Increase of biogas production (+30%)
Mixed sludge(1.5% VSS)	20 kHz W cm <sup>-2</sup> , 1.5 s	5000 m <sup>3</sup> egg-shape digester HRT: 22.5 days, 29–33 °C	Increase of biogas production (+45%)

<sup>a</sup> Performance of anaerobic digestion without pretreatment.

#### 4.1.2 Sistemi rotore-statore e mulini a sfera

Questa particolare tipologia di trattamenti meccanici si avvale di dispositivi costituiti da un doppio cilindro, quello esterno inamovibile, statore, e quello interno mobile, rotore. Il fango all'interno del dispositivo è sottoposto a forti accelerazioni e urti contro lo statore, provocati dall'azione del cilindro rotante. Tali sollecitazioni provocano la rottura delle pareti cellulari liberando la sostanza organica al loro interno. L'adozione di questo trattamento in impianti di media taglia ha determinato un incremento della produzione di biogas superiore al 20% rispetto al consueto processo di digestione (*Figura 4.3*).

Un funzionamento analogo è quello utilizzato dai mulini a sfera, i quali analogamente ai sistemi rotore statore dispongono di un cilindro mobile ma la sollecitazione è demandata a delle sfere poste all'interno del cilindro.

Figura 4.2- Schema rotore-statore<sup>3</sup>

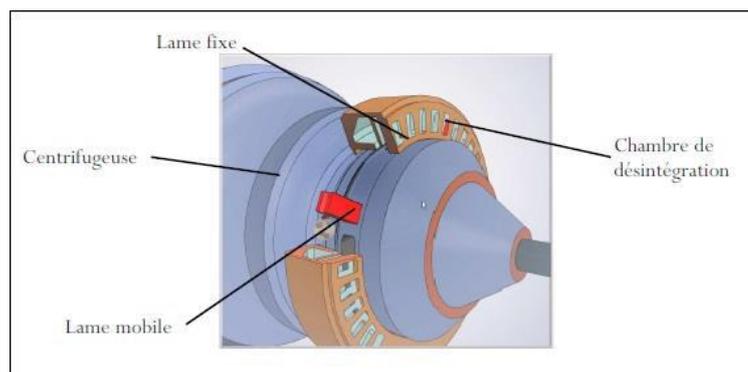


Figura 4.3 – Risultati mediante macinazione con mulini a sfera Carrère et al., 2010 (12)

Substrate	Treatment conditions	Anaerobic digestion conditions	Results
Activated sludge (SRT: 7 days)	$d_b$ : 0.25 mm $v_b$ : 10 m s <sup>-1</sup> 9 min, 60 °C	Batch, 21 days 37 °C	Increase of biogas production (+10%)
Activated sludge (extended aeration)	$d_b$ : 0.25 mm $v_b$ : 10 m s <sup>-1</sup> 9 min, 60 °C	Batch, 21 days 37 °C	Increase of biogas production (+24%)
Anaerobic digested sludge	$d_b$ : 0.25 mm $v_b$ : 10 m s <sup>-1</sup> 9 min, 60 °C	Batch, 21 days 37 °C	Increase of biogas production (+62%)
Activated sludge (SRT: 3 days)	$d_b$ : 0.35 mm $v_b$ : 6 m s <sup>-1</sup> $E_s$ : 2000 kJ kg <sup>-1</sup> TS	Continuous suspended biomass HRT: 7 days	Increase of VS removal from 42% <sup>a</sup> to 47% (+12%)
Activated sludge (SRT: 3 days)	$d_b$ : 0.35 mm $v_b$ : 6 m s <sup>-1</sup> $E_s$ : 2000 kJ kg <sup>-1</sup> TS	Fixed biomass HRT: 2 days	Increase of VS removal from 26% <sup>a</sup> to 37% (+88%)

$v_b$  is the balls velocity and  $d_b$  is the balls diameter.

<sup>a</sup> Performance of anaerobic digestion without pretreatment.

## 4.2 Pretrattamenti termici

La tipologia di pretrattamenti termici è una delle tipologie maggiormente utilizzate anche in impianti operanti a piena scala. Il principio alla base di tali trattamenti prevede il riscaldamento dei fanghi con il fine ultimo di accelerare la fase di idrolisi grazie all'aumento delle cinetiche connesse ai vari stadi del processo digestivo. I trattamenti termici si distinguono in trattamenti ad alta e a bassa temperatura; i primi sono condotti con temperature di esercizio comprese tra i 150-200°C, i secondi con temperature inferiori ai 100°C. Come è facile desumere, i trattamenti ad alta temperatura permettono di avere delle efficienze elevate in termini di incremento della produzione specifica di biogas a fronte di un costo energetico altrettanto elevato. I trattamenti a bassa temperatura, che comportano dei costi energetici inferiori, potrebbero risultare preferibili, in quanto a fronte di una minor potenza termica richiesta garantiscono comunque degli incrementi di produzione di biogas rilevanti. L'impiego dei trattamenti a bassa temperatura è, dunque, frutto di un rapporto produzione di biogas/costo del processo decisamente vantaggioso.

<sup>3</sup> Comparaison des technologies de prétraitement des boues d'épuration pour l'augmentation de la production de biogas. Micheline NDOH ROSSIER, Yves MEMBREZ, Adèle MOTTET (2007) (26).

Sebbene siano stati numerosi gli studi condotti riguardo a questa tipologia di pretrattamento, la loro introduzione in impianti reali non è stata oggetto di concreti approfondimenti.

#### 4.2.1 Pretrattamenti ad alta temperatura

Dagli studi condotti è stato possibile constatare come il range ottimale, per cui si ottengono i risultati migliori in termini di solubilizzazione di COD e produzione di metano, è tra i 160-180 °C e 30-60 minuti.

In figura, si propongono i risultati ottenuti dai lavori sperimentali riportati in letteratura.

Figura 4.4 – Risultati pretrattamenti termici ad alta temperatura Carrère et al., 2010 (12)

Substrate	Treatment conditions	Anaerobic digestion conditions	Results
Activated sludge	175 °C 30 min	CSTR, HRT: 15 days 35 °C	Increase of CH <sub>4</sub> production from 115 to 186 mL g <sup>-1</sup> COD <sub>in</sub> (+62%)
Primary sludge	175 °C 30 min	CSTR, HRT: 15 days 35 °C	CH <sub>4</sub> production of 252 mL g <sup>-1</sup> COD <sub>in</sub> (no influence)
Mixed sludge	175 °C 30 min	CSTR, HRT: 15 days 35 °C	Increase of CH <sub>4</sub> production from 205 <sup>2</sup> to 234 mL g <sup>-1</sup> COD <sub>in</sub> (+14%)
Activated sludge	175 °C 60 min	Batch, 25 days 35 °C	Increase of COD conversion to CH <sub>4</sub> from 48% to 68% (+42%)
Activated sludge	175 °C 60 min	CSTR, HRT: 5 days 35 °C	Increase of gas production from 108 <sup>2</sup> to 216 mL g <sup>-1</sup> COD <sub>in</sub> (+100%)
Activated sludge (industrial)	180 °C 60 min	Batch, 8 days 37 °C	Increase of CH <sub>4</sub> production (+90%)
Mixed sludge	165-180 °C 30-60 min	WWTP 90,000 PE HRT: 17 days	Increase of electricity production (+20%)
Activated sludge	160 °C	WWTP 45,000 PE CSTR, HRT: 15 days	Increase of biogas production (+60%)
Mixed sludge	121 °C 60 min	CSTR, HRT: 20 days 36 °C	Increase of biogas production from 350 <sup>2</sup> to 420 mL g <sup>-1</sup> soluble VS <sub>in</sub> (+20%)
Activated sludge	121 °C 30 min	Batch, 7 days 37 °C	Increase of biogas production from 3657 <sup>2</sup> to 4843 L m <sup>-2</sup> sludge <sub>in</sub> (+32%)
Digested mixed sludge	170 °C 60 s, 0.8 MPa	Batch 20 days	Increase of biogas production (+40%)
Activated sludge	170 °C 60 min	Batch, 24 days 35 °C	Increase of biogas production (+45%)
Activated sludge	170 °C 60 min	CSTR, HRT: 20 days 35 °C	Increase of CH <sub>4</sub> production from 88 <sup>2</sup> to 142 mL g <sup>-1</sup> COD <sub>in</sub> (+61%)
Activated sludge	175 °C 40 min	Fixed film reactor, HRT: 2.9 days 37 °C	65% TSS reduction
Activated sludge	170 °C 30 min	Batch, 24 days 35 °C	Increase of CH <sub>4</sub> production from 221 <sup>2</sup> to 333 mL g <sup>-1</sup> COD <sub>in</sub> (+76%)
Activated sludge	170 °C 30 min	CSTR, HRT: 20 days 35 °C	Increase of CH <sub>4</sub> production from 145 <sup>2</sup> to 256 mL g <sup>-1</sup> VS <sub>in</sub> (+51%)
Mixed sludge	140 °C, 1 min 0.6 MPa	WWTP 100,000 PE two-stage digestion 55-53 °C	Increase of biogas production from 507 <sup>2</sup> to 599 L kg <sup>-1</sup> VS <sub>in</sub> (+18%)
Activated sludge (extended aeration)	160 °C 30 min	WWTP 62,000 PE HRT: 15 days 35 °C	Increase of TS removal from 25% <sup>2</sup> to 45%
Activated sludge	170 °C 30 min, 7 bar	Batch	Increase of CH <sub>4</sub> production (+50%)
Activated sludge	170 °C 30 min, 7 bar	Continuous HRT: 12 days	Increase of biogas production (+40-50%) Increase of electricity production (+40%)
Activated sludge (wastewater from a crude oil refinery)	200 °C 30 min, 20 MPa	Two-stage UASB, HRT: 3.8 days 35 °C digestion of liquid after pretreatment (batch 33 days without pretreatment)	Increase of CH <sub>4</sub> production from 2419 <sup>2</sup> to 3775 mL kg <sup>-1</sup> WAS (+15%)
Activated sludge	Microwave 175 °C	Batch, 18 days 33 °C	Increase of CH <sub>4</sub> production (+31%)
Primary sludge	Microwave 35-90 °C	Batch, 18 days 33 °C	Increase of degradation rates No impact on ultimate methane production

<sup>2</sup> Performance of anaerobic digestion without pretreatment.

## 4.2.2 Pretrattamenti termici a bassa temperatura

A differenza dei trattamenti ad alta temperatura, oggetto di numerose sperimentazioni, i trattamenti a bassa temperatura sono a tutt'oggi ancora poco discussi. In questi trattamenti il parametro discriminante per l'ottimizzazione del processo non è la temperatura ma la durata del trattamento stesso. Risulta opportuno ricordare che nel corso del processo potrebbero entrare in soluzione composti inibenti, come i metalli, con conseguente riduzione dei benefici attesi.

1. *“Improvement of anaerobic digestion of sewage sludge in a wastewater treatment plant by means of mechanical and thermal pre-treatments: Performance, energy and economical assessment” pubblicato nel 2015 da Barbara Ruffino, Giuseppe Campo et al. (13)*

Tale articolo a cura del team di ricerca del Politecnico di Torino, analizza un caso di studio reale relativo all'introduzione di pretrattamenti termici a bassa temperatura per l'impianto a piena scala gestito da SMAT (Società Metropolitana Acque Torino). A differenza di altri lavori sperimentali, in cui l'attenzione è stata rivolta principalmente alla valutazione dei risultati ottenuti alla scala di laboratorio, questo studio analizza anche gli aspetti legati alla fattibilità economica del progetto.

I fanghi, prelevati dall'impianto di Castiglione Torinese, sono stati sottoposti a trattamento presso i laboratori del Politecnico di Torino, dove, dopo la setacciatura, sono stati ispessiti a tenori di secco pari rispettivamente al 2%, 4% e 9% di TS. In tabella, si riporta la caratterizzazione dei fanghi.

Tabella 4.1 – Caratteristiche del fango (13)

Parametro	Valore
TS	0.823%
VS/TS	67.7%
tCOD[mg/l]	7200
sCOD[mg/l]	31
pH	7.05
EC[ $\mu$ S/cm]	1270
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> [mg/l]	38.4

I soli fanghi ispessiti a tenori del 4% di TS sono stati sottoposti a trattamento termico con tempi di contatto compresi tra 1 e 15 ore e temperature di processo pari rispettivamente a 70°C, 80°C e 90°C. La sezione di trattamento termico prevedeva l'utilizzo di un bagno termostatico all'interno del quale è stato immesso il fango contenuto in contenitori di vetro, per un volume di 300ml ciascuno. Al fine di valutare l'efficienza dei trattamenti termici, una volta conclusi gli stessi, i campioni di fango sono stati centrifugati a 4000 giri/min per una durata massima di 15 minuti; il centrato, dopo la filtrazione su un filtro da 0.45  $\mu$ m, è stato impiegato per la valutazione del COD solubile e della concentrazione di ione ammonio.

Figura 4.5 – Caratteristiche pre e post trattamento dei fanghi (13)

	TS (%)	VS/TS (%)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	DR (%)	pH	EC ( $\mu$ S/cm)	NH <sub>4</sub> (mg/L)
UNT 1	4.74	72.8	48,500	146	–	7.03	1300	37.7
80 °C, 3 h	4.74	72.8	48,500	10,550	21.5	6.37	2060	193
90 °C, 3 h	4.74	72.8	48,500	11,590	23.7	6.41	2400	197
UNT 2	3.82	70.1	40,000	354	–	6.94	1590	53.3
70 °C, 3 h	3.82	70.1	40,000	8,370	20.2	6.49	2260	178
70 °C, 15 h	3.82	70.1	40,000	11,340	27.7	6.68	4860	712

Per la valutazione della produzione specifica di metano sono stati eseguiti due cicli differenti di digestione in batch con l'utilizzo di reattori da 6 litri, il primo per la stima dell'incremento di produzione a seguito dei trattamenti a 80°C e 90°C per una durata di 3 ore rispetto al campione non trattato, il secondo per il trattamento a 70°C con durata di 3 e 15 ore. Quotidianamente è stato campionato il biogas prodotto ai fini della valutazione qualitativa e volumetrica dello stesso.

Dall'analisi comparata, riportata nei grafici successivi, si evince che i trattamenti a 70°C nonostante abbiano un picco di produzione nei primi giorni della digestione, registrano, nel complesso, delle produzioni cumulate inferiori ai trattamenti effettuati con temperature di 80°C e 90°C.

Figura 4.6 – Produzione cumulata biogas 70°C (13)

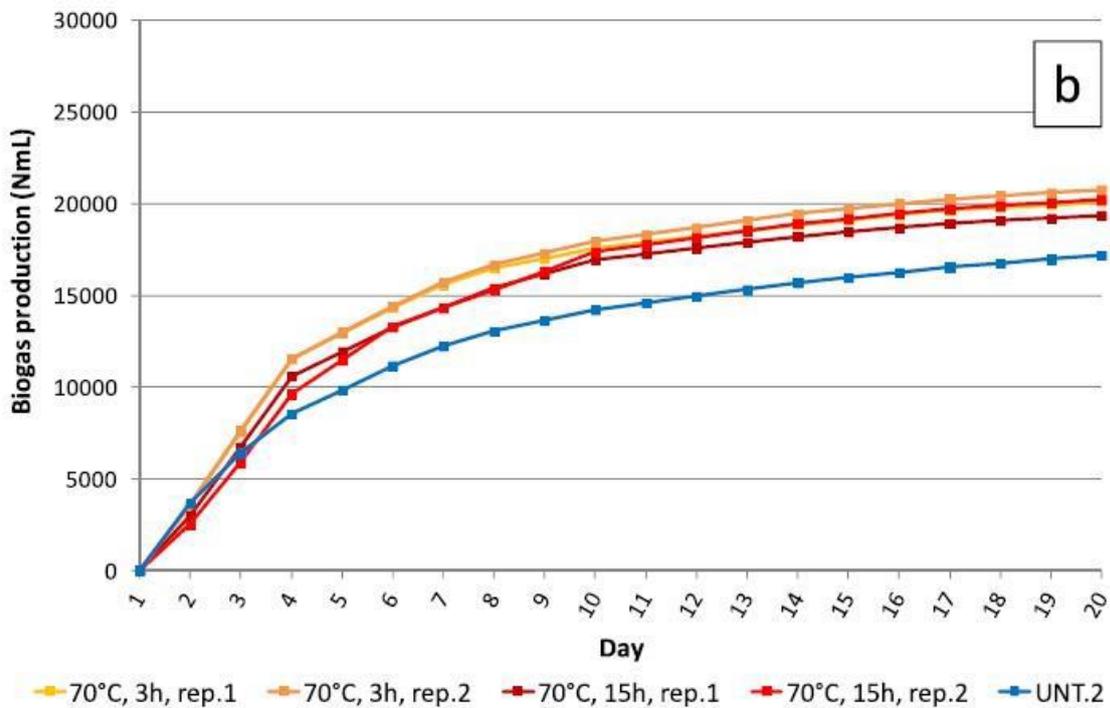


Figura 4.7 – Produzione cumulata biogas 80°C-90°C (13)

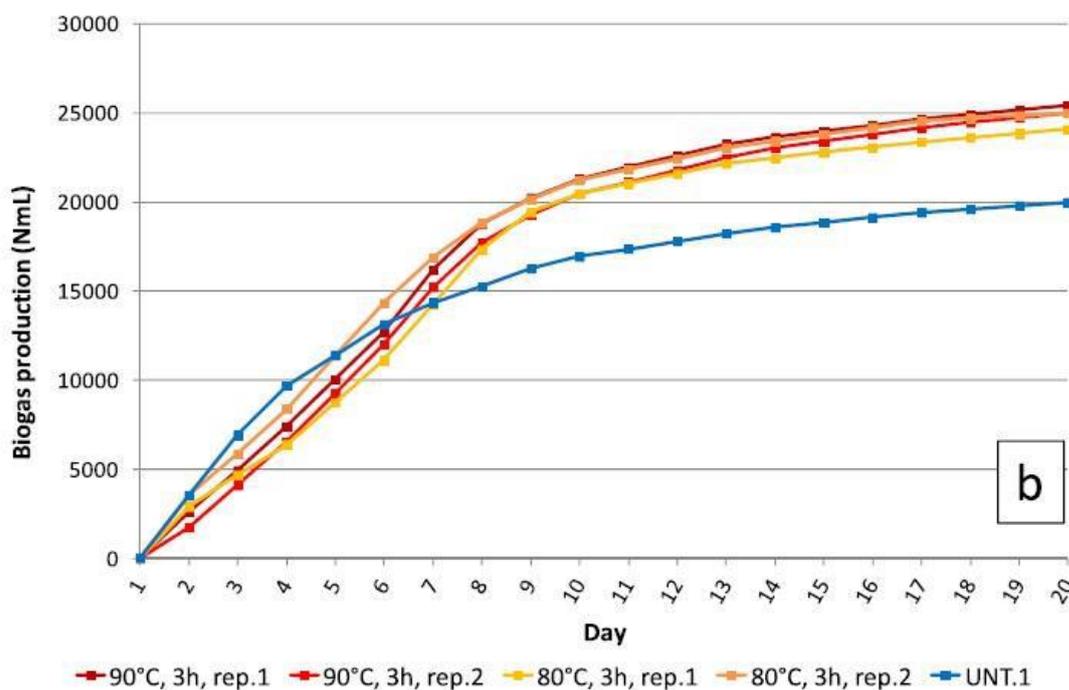


Figura 4.8 – Confronto tra i due cicli digestivi (13)

	Biogas production (Nm <sup>3</sup> /kgVS)	Biogas production increment (%)	CH <sub>4</sub> production (Nm <sup>3</sup> /kgVS)	CH <sub>4</sub> production increment (%)	CH <sub>4</sub> average content (% v/v)	CH <sub>4</sub> average content increment (%)
UNT 1	0.234	-	0.138	-	59.2	-
80 °C, 3 h	0.287 ± 0.007	22.7	0.179 ± 0.006	29.2	62.3	5.24
90 °C, 3 h	0.295 ± 0.003	26.1	0.182 ± 0.002	31.4	61.6	4.05
UNT 2	0.262	-	0.167	-	63.8	-
70 °C, 3 h	0.312 ± 0.007	18.9	0.202 ± 0.011	21.0	64.8	1.57
70 °C, 15 h	0.302 ± 0.009	15.1	0.199 ± 0.006	18.9	65.7	2.98

Dall'analisi dei risultati relativi ai cicli di digestione è emerso che in termini di produzione di biogas, il campione sottoposto per 3 ore a trattamento a 90°C ha registrato l'incremento maggiore pari al 26.1% contro l'incremento più basso registrato per il campione sottoposto a trattamento a 70°C. Lo stesso trend è stato osservato anche per la produzione specifica di metano, con un aumento pari al 29.2% e 31.4% per i campioni trattati rispettivamente a 80 e 90°C per tre ore, contro un aumento del 21% e del 18.9% per i campioni trattati a 70°C per 3 e 15 ore.

A comprova dell'efficienza del trattamento termico a bassa temperatura, è stato effettuato un ulteriore confronto tra i dati ottenuti per il campione sottoposto a trattamento termico a 90°C per tre ore e i dati relativi ai campioni, con tenori di secco pari al 2,4 e 9% di TS, sottoposti a trattamento meccanico di lisi cellulare con dispositivo rotore-statore.

Figura 4.9 – Confronto trattamento meccanico e termico (13)

TS (%)	Treatment modality	TCOD (mg/L)	SCOD <sub>0</sub> (mg/L)	SCOD <sub>t</sub> (mg/L)	DR (%)
1.96	Mechanical	17,100	26	160	0.936
4.23	Mechanical	37,600	32	420	1.12
9.31	Mechanical	84,200	45	1450	1.72
2.04	Thermal (90 °C)	18,300	28	3700	20.2
4.43	Thermal (90 °C)	39,300	32	9600	24.4
8.59	Thermal (90 °C)	78,100	39	22,500	28.8

Il confronto tra i trattamenti termici e meccanici appena descritti è stato effettuato ricorrendo al parametro Disintegration Rate, o DR, che consente di valutare il grado di solubilizzazione della componente organica, secondo la relazione seguente:

$$DR = \frac{SCOD_1 - SCOD_0}{TCOD - SCOD_0}$$

Il numeratore esprime la differenza tra il COD solubile post e pre trattamento, mentre il denominatore la differenza tra il COD totale e il COD del fango non trattato.

Considerando il bilancio complessivo dell'impianto in esame, nelle condizioni attuali, risulta non autosufficiente a livello termico, necessitando di combustibile ausiliario per far fronte alle condizioni di digestione imposte. Tuttavia occorre sottolineare che i ricavi derivanti dalla produzione di energia elettrica, dalla combustione del biogas generato in impianto, assicurano un guadagno orario di 530 €/h.

In *Figura 4.10*, è possibile osservare i risultati nel caso di introduzione dei pretrattamenti termici a bassa temperatura per l'impianto SMAT.

Figura 4.10– Bilancio energetico in presenza di pretrattamenti termici (13)

Main outcomes of the energy balance carried out on the mix made of primary sludge (TS 3.50%) and thermal pre-treated secondary sludge.

Pre-treatment temperature (°C)	70	80	90
Minimum flow rate (m <sup>3</sup> /h, secondary sludge)	39.7	30.3	23.4
Heat from the digester to the outside, maximum value on yearly basis (MJ/h)	220.5	220.5	220.5
Number of employed digesters	4	4	3
HRT (days)	18.6	21.0	17.3
Maximum TS content (%)	4.07	5.34	6.90
Required heat (MJ/h)	9146	7894	7357
Produced heat (MJ/h)	10,105	10,352	10,412
Balance <sup>a</sup> (MJ/h)	959	2458	3055
Increased revenues from electricity <sup>b</sup> (€/h)	35.3	49.9	53.5

<sup>a</sup> Positive values indicate that extra thermal energy is available.

<sup>b</sup> With respect to the present scenario.

Dall'analisi del bilancio termico relativo all'introduzione dei trattamenti termici a bassa temperatura, il sistema risulterebbe autosufficiente in quanto gli incrementi di produzione di biogas sarebbero tali da rendere nullo l'approvvigionamento di metano ausiliario da rete. Per consentire il recupero energetico si è previsto che i fanghi di supero post trattamento vengano miscelati con i fanghi primari, in modo da

consentirne il riscaldamento e, in funzione del tenore dei solidi presenti all'interno dei fanghi biologici, si è ricavata la portata volumetrica degli stessi in modo tale che essi possano scaldare i fanghi primari alla temperatura di processo. Come riportato in *Figura 4.10*, a seconda della temperatura di trattamento dei fanghi biologici e del conseguente recupero energetico attuabile, in impianto è disponibile un surplus di potenza termica che potrebbe essere utilizzata o per ragioni impiantistiche o immessa in rete.

*Figura 4.11 – Bilancio termico nel caso di utilizzo di tutta la potenza termica disponibile*

Main outcomes of the energy balance carried out on the mix made of primary sludge (TS 3.50%) and thermal pre-treated secondary sludge – balance between the produced heat and the required heat equal to zero.

Pre-treatment temperature (°C)	70	80	90
Minimum flow rate (m <sup>3</sup> /h, secondary sludge)	43.9	38.1	33.2
Heat from the digester to the outside, maximum value on yearly basis (MJ/h)	220.5	220.5	220.5
Number of employed digesters	4	4	4
HRT (days)	17.8	19.0	20.2
Maximum TS content (%)	3.69	4.25	4.88
Required heat (MJ/h)	10,105	10,352	10,412
Increased revenues from electricity <sup>a</sup> (€/h)	35.3	49.9	53.5

<sup>a</sup> With respect to the present scenario.

Dalla figura sopra riportata, ipotizzando che venga utilizzata tutta la potenza termica disponibile in impianto, la condizione per cui i fanghi biologici pretrattati possano scaldare i fanghi primari nel caso di trattamento a 70°C si avrebbe per fanghi biologici ispessiti a tenori del 3.69%, nel caso di trattamento a 80°C per fanghi ispessiti al 4.25% e nel caso di trattamento a 90°C per fanghi ispessiti al 4.88%.

### 4.3 Pretrattamenti chimici

Accanto ai pretrattamenti di tipo meccanico e termico, numerosi sono stati gli studi condotti riguardo i pretrattamenti chimici (12). Ciò che differenzia i pretrattamenti chimici è il processo idrolitico utilizzato. A seguire si illustrano, in breve, i principali processi appartenenti a tale categoria di pretrattamento.

#### 4.3.1 Idrolisi ossidativa

Grazie all'idrolisi ossidativa, che si avvale di un forte agente ossidante quale l'O<sub>3</sub>, è possibile facilitare la solubilizzazione del materiale organico, garantendo un adeguato rendimento della digestione. Rispetto ai trattamenti finora descritti, l'idrolisi ossidativa richiede una maggiore attenzione in quanto l'eccessivo dosaggio potrebbe portare alla degradazione della componente organica liberata.

Figura 4.12 – Risultati pretrattamenti idrolisi ossidativa Carrère et al., 2010 (12)

Substrate	Treatment conditions	Anaerobic digestion conditions	Results
Mixed sludge	0.1 g O <sub>3</sub> g <sup>-1</sup> COD	Batch, 30 days 33 °C	Increase of CH <sub>4</sub> production from 110 <sup>a</sup> to 220 mL g <sup>-1</sup> .COD <sub>in</sub> (+100%)
Sewage sludge	0.1 g O <sub>3</sub> g <sup>-1</sup> TSS	Batch 30 days	Increase of CH <sub>4</sub> production from 82 <sup>a</sup> to 173 mL g <sup>-1</sup> .COD <sub>in</sub> (+110%)
Activated sludge (synthetic)	0.05 g O <sub>3</sub> g <sup>-1</sup> TS	CSTR HRT: 28 days 35 °C	Increase of TS removal from 31% <sup>a</sup> to 59% (+90%)
Activated sludge (synthetic)	0.045 g O <sub>3</sub> g <sup>-1</sup> TS recirculation loop at digester outlet	CSTR With supernatant withdraw HRT: 28 days 35 °C	TS removal of 85%
Activated sludge	0.16 g O <sub>3</sub> g <sup>-1</sup> TSS recirculation loop at digester outlet (25%)	CSTR 35 °C	Increase of COD removal from 38% <sup>a</sup> to 58% (+53%)
Activated sludge	0.15 g O <sub>3</sub> g <sup>-1</sup> TS	Batch, 18 days 35 °C	Increase of biogas production from 150 <sup>a</sup> to 367 mL g <sup>-1</sup> COD <sub>in</sub> (+145%)
Activated sludge 17 g L <sup>-1</sup>	H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> : 150 mmol L <sup>-1</sup> FeSO <sub>4</sub> : 5 mmol L <sup>-1</sup> 90 °C, 60 min	Batch, 24 days 35 °C	Increase of biogas production (+16%)
Mixed sludge	2 g H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> g <sup>-1</sup> VSS 90 °C, 24 h	CSTR, HRT: 30 days 37 °C	Increase of COD removal from 52.2% <sup>a</sup> to 70.1% (+34%)
Mixed sludge	2 g H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> g <sup>-1</sup> VSS 90 °C, 60 h recirculation at digester outlet (20% per day)	CSTR HRT: 30 days 37 °C	Increase of COD removal from 52.2% <sup>a</sup> to 74.6% (+43%)
Digested mixed sludge (SRT: 15 days)	2 g H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> g <sup>-1</sup> VSS 90 °C, 24 h	CSTR, HRT: 15 days 37 °C	Increase of VSS removal from 52.2% <sup>a</sup> to 70.6% (+35%)
Sewage sludge	Catalytic wet oxidation 270 °C, 86 kg m <sup>-2</sup> 24 min	UASB, HRT: 24 h, 35 °C Digestion of supernatant of treated sludge	Soluble COD removal of 93.8%
Activated sludge (wastewater from a crude oil refinery)	Wet air oxidation 200 °C, 20 MPa 30 min	Two-stage UASB, HRT: 3.8 days, 35 °C digestion of liquid after pretreatment (classical batch 33 days without pretreatment)	Increase of CH <sub>4</sub> production from 2419 <sup>a</sup> to 33,084 mL kg <sup>-1</sup> WAS (+27%)

<sup>a</sup> Performance of anaerobic digestion without pretreatment.

### 4.3.2 Idrolisi alcalina e termoalcalina

Questa tipologia di pretrattamenti prevede l'impiego di specie alcaline in grado di favorire la lisi cellulare e il conseguente rilascio del materiale organico contenuto nelle cellule costituenti il fango. Le specie alcaline più impiegate, in quanto garantiscono una migliore efficienza, sono l'idrossido di sodio e l'idrossido di potassio. Sebbene i soli trattamenti alcalini garantiscano degli elevati incrementi in termini di produzione specifica di biogas, sono spesso impiegati trattamenti ibridi, ovvero trattamenti termo-alcalini. In tali trattamenti si sfruttano, infatti, i vantaggi dei trattamenti termici abbinati a quelli derivanti dalla dall'impiego di basi forti. Analogamente a quanto illustrato per i trattamenti termici, i trattamenti termo-alcalini prevedono temperature di esercizio differenti (alte temperature >100°C, basse temperature <100°C) e da quanto riportato nella letteratura tecnica, anche in questo caso si sono analizzate perlopiù le prestazioni garantite da quelli ad alte temperature. Il presente lavoro di tesi, al contrario, fa riferimento all'analisi condotta su trattamenti termo-alcalini a basse temperature, in quanto il rapporto tra l'incremento di produzione di biogas e il costo energetico, li rende più facilmente implementabili per impianti a scala reale.

Si riportano in figura i risultati relativi agli studi condotti con pretrattamenti alcalini e termo-alcalini.

Figura 4.13 – Risultati pretrattamenti alcalini e termo-alcalini, Carrère et al., 2010 (12)

Substrate	Treatment conditions	Anaerobic digestion conditions	Results
Activated sludge (43 g L <sup>-1</sup> )	300 meq HCl L <sup>-1</sup> 175 °C, 60 min	Batch, 25 days 35 °C	Increase of COD conversion to CH <sub>4</sub> from 48% <sup>a</sup> to 75% (+56%)
Activated sludge (43 g L <sup>-1</sup> )	300 meq NaOH L <sup>-1</sup> 175 °C, 60 min	Batch, 25 days 35 °C	Increase of COD conversion to CH <sub>4</sub> from 48% <sup>a</sup> to 78% (+62%)
Activated sludge (7 g L <sup>-1</sup> )	0.3 g NaOH g <sup>-1</sup> VSS 130 °C, 5 min	Batch, 10 days 37 °C	Increase of COD conversion to CH <sub>4</sub> from 32% <sup>a</sup> to 42% (+31%)
Activated sludge (industrial, 8.4 g L <sup>-1</sup> )	0.3 g NaOH g <sup>-1</sup> VSS 130 °C, 5 min	Batch, 10 days 37 °C	Increase of COD conversion to CH <sub>4</sub> from 11% <sup>a</sup> to 25% (+127%)
Activated sludge (17 g L <sup>-1</sup> )	7 g NaOH L <sup>-1</sup> 121 °C, 30 min	Batch, 7 days 37 °C	Increase of biogas production from 3 657 <sup>a</sup> to 5 037 L m <sup>-3</sup> sludge (+38%)
Activated sludge	7 g NaOH L <sup>-1</sup> 121 °C, 30 min	Two-stage: Acidogenic: HRT: 6 days, 37 °C Methanogenic: HRT: 12 days, 41 °C	Increase of CH <sub>4</sub> production from 290 <sup>a</sup> to 520 L kg <sup>-1</sup> VS <sub>in</sub> (+79%)
Activated sludge (30 g L <sup>-1</sup> )	45 meq NaOH L <sup>-1</sup> 55 °C, 240 min	Batch, 20 days 35 °C	Increase of CH <sub>4</sub> production from 165 <sup>a</sup> to 310 L kg <sup>-1</sup> VS <sub>in</sub> (+88%)
Activated sludge (100 g L <sup>-1</sup> )	pH: 11 90 °C, 10 h	Batch, 15 days 55 °C	CH <sub>4</sub> production of 280 L kg <sup>-1</sup> VS <sub>in</sub>
Activated sludge (17 g L <sup>-1</sup> )	1.65 g KOH L <sup>-1</sup> pH: 10 130 °C, 60 min	Batch 24 days 35 °C	Increase of biogas production (+30%)
Activated sludge (17 g L <sup>-1</sup> )	1.65 g KOH L <sup>-1</sup> pH: 10 130 °C, 60 min	CSTR, HRT: 20 days 35 °C	Increase of CH <sub>4</sub> production from 88 <sup>a</sup> to 154 mL g <sup>-1</sup> COD <sub>in</sub> (+75%)
Activated sludge	Microwave, 160 °C pH: 12 by NaOH 16 min	Batch 37 °C	Increase of CH <sub>4</sub> production (+19%)
Activated sludge	Microwave, 160 °C pH: 12 by NaOH 16 min	Semi-continuous, HRT: 15 days 37 °C	Increase of CH <sub>4</sub> production from 144 <sup>a</sup> to 220 mL g <sup>-1</sup> VS <sub>in</sub> (+53%)

<sup>a</sup> Performance of anaerobic digestion without pretreatment.

## 4.4 Pretrattamenti biologici

I pretrattamenti di tipo biologico, che possono avvenire in presenza o meno di ossigeno, mirano ad incrementare la cinetica dello stadio di idrolisi impiegando particolari colonie di microrganismi.

La tipologia di pretrattamento biologico più utilizzata è il TPAD, ovvero Temperature Phase Anaerobic Digestion, caratterizzato da uno schema impiantistico a doppio stadio.

Nel primo reattore si effettua la digestione a temperature di 50-70°C, che assicurano delle condizioni ottimali per l'idrolisi, nel secondo reattore, operante a temperature inferiori, si completa il processo di digestione.

Figura 4.14 – Risultati pretrattamenti biologici Carrère et al., 2010 (12)

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 <sup>a</sup> to 300 mL g <sup>-1</sup> VS <sub>in</sub> (+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 <sub>4</sub> production from 8.30 <sup>a</sup> to 10.45 mmol g <sup>-1</sup> VS <sub>in</sub> (+26%)
Activated sludge	70 °C 7 days	Batch 55 °C	CH <sub>4</sub> production of 10.9 mmol g <sup>-1</sup> VS <sub>in</sub> (no influence)
Primary sludge	70 °C 4 days	Batch 37 °C	Increase of CH <sub>4</sub> production from 21.2 <sup>a</sup> to 24.7 mmol g <sup>-1</sup> VS <sub>in</sub> (+16%)
Primary sludge	70 °C 7 days	Batch 55 °C	Increase of CH <sub>4</sub> production from 13.7 <sup>a</sup> to 25.5 mmol g <sup>-1</sup> VS <sub>in</sub> (+86%)
Activated sludge	70 °C 2 days	CSTR, HRT: 13 days (15 days without pretreatment) 55 °C	Increase of CH <sub>4</sub> production from 40 <sup>a</sup> to 55 mL L <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup> (+28%)
Primary sludge	70 °C 2 days	CSTR, HRT: 13 days (15 days without pretreatment) 55 °C	Increase of CH <sub>4</sub> production from 146 <sup>a</sup> to 162 mL day <sup>-1</sup> (+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 <sub>4</sub> production from 0.15 <sup>a</sup> to 0.18 mL g <sup>-1</sup> VS <sub>in</sub> (+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 <sub>4</sub> production from 13.6 <sup>a</sup> to 20.1 mmol g <sup>-1</sup> VS <sub>in</sub> (+48%)
Primary sludge	50–65 °C 2 days	CSTR HRT: 13–14 days 35 °C	Increase of CH <sub>4</sub> production (+25%) compared to 35 °C pretreatment

<sup>a</sup> Performance of anaerobic digestion without pretreatment.

<sup>a</sup> Performance of anaerobic digestion without pretreatment.

## Capitolo V Ottimizzazione del processo di digestione dei fanghi di supero mediante trattamenti del digestato

### **5.1 Introduzione**

Il processo di digestione anaerobica è senza dubbio il metodo più diffuso per la stabilizzazione dei fanghi di supero, per via della necessità di ridurre il rischio biologico ad essi connesso e per le finalità di recupero energetico e riduzione dei volumi di fango da smaltire, nell'ottica del pieno rispetto delle recenti indicazioni circa la Circular Economy. Tuttavia, soprattutto per i fanghi di supero, il processo di digestione anaerobica non riesce a garantire la degradazione di tutta matrice organica contenuta nei fanghi in quanto sono presenti composti e prodotti di demolizione dei vari stadi della catena trofica scarsamente degradabili. Da qui, come esposto nel precedente capitolo, la necessità di migliorare il processo di digestione con l'introduzione di pretrattamenti, trattamenti intermedi e post trattamenti. Infatti, negli ultimi venti anni al fine di raggiungere una maggiore efficienza del grado di solubilizzazione della sostanza organica, con la conseguente maggiorazione della produzione di biogas e riduzione dei solidi, oltre ai pretrattamenti si sono effettuate delle sperimentazioni anche sul digestato, ovvero su fanghi parzialmente o del tutto digeriti.

Numerosi studi<sup>4</sup> condotti sull'ottimizzazione del processo di digestione dei fanghi biologici hanno dimostrato come la presenza di strutture polimeriche extracellulari, note con l'acronimo EPS, influenzi negativamente la riuscita della digestione. Tali componenti, costituite da proteine e carboidrati, sono presenti sia nei fanghi avviati a digestione ma sono anche prodotte dall'attività svolta dai microrganismi nel corso del processo di degradazione della componente organica disponibile. Le EPS possono essere presenti sottoforma legata o solubile; quando presenti sottoforma solubile i biopolimeri che le costituiscono sono più facilmente degradabili mentre la forma legata rappresenta il limite maggiore per la riuscita della digestione.

Dal momento che le EPS sono biopolimeri che vengono generate dal processo di digestione stesso, effettuare dei trattamenti non a monte della digestione ma dopo una parziale digestione o alla fine del processo potrebbe portare alla solubilizzazione di molta più sostanza organica rilasciata e migliorarne nettamente il rendimento. Nonostante la maggiore complessità dei trattamenti effettuati sul digestato, a causa di fanghi con composizione elementare non facilmente caratterizzabile, questa sembra essere la direzione intrapresa da diversi gruppi di ricerca, con risultati positivi e incoraggianti.

Questo lavoro di tesi si colloca nel quadro delle sperimentazioni riguardo i trattamenti intermedi, cercando di valutare l'impatto dell'introduzione di tale trattamenti su un impianto a piena scala come quello di Castiglione Torinese. Di seguito verranno illustrati i lavori di ricerca effettuati sul digestato attraverso trattamenti chimici, termici e ibridi attraverso i quali si è potuta apprezzare l'efficacia del nuovo approccio

---

<sup>4</sup> Urbain *et al.*, 1993 (28), Laspidou and Rittmann, 2002 (29)

al processo di digestione anaerobica.

## 5.2 Post-trattamenti chimici e termici

Nel corso degli ultimi anni diversi autori hanno studiato l'impatto di trattamenti sul fango digerito sfruttando quanto noto riguardo i pretrattamenti ma ricercando condizioni che favoriscano la conversione delle EPS in SMP. Di seguito verranno illustrati due studi condotti su posttrattamenti chimici e termici.

1. *“Alkaline post-treatment for improving sludge anaerobic digestion” pubblicato nel 2013 da Huan Li, Shuxin Zou et al. (14)*

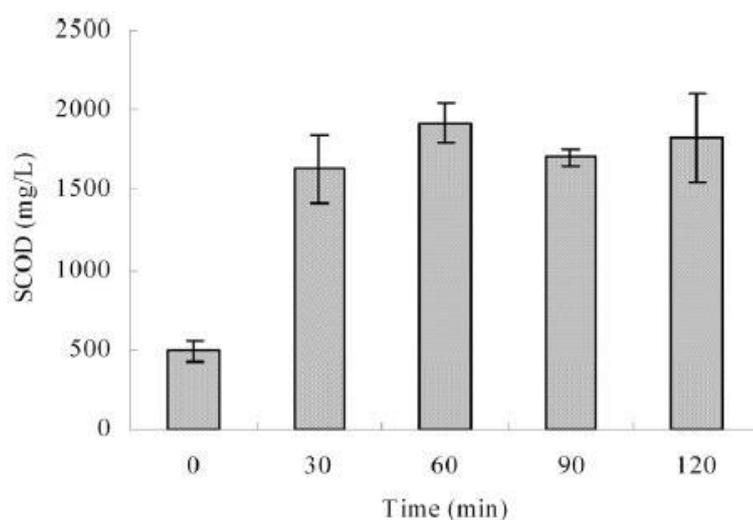
Tale articolo si focalizza sulle potenzialità dei trattamenti intermedi, in particolare in presenza di fanghi misti da digerire, ovvero costituiti da una quota parte di fanghi primari e dalla restante parte di fanghi biologici. I trattamenti intermedi risultano essere la migliore soluzione nei processi di digestione con fanghi misti. In presenza di trattamenti intermedi il processo di digestione viene effettuato in due stadi a cavallo dei quali si collocano proprio questi trattamenti. Dal momento che nella prima fase della digestione può essere degradata la componente organica immediatamente disponibile relativa ai fanghi primari, ricchi di sostanza organica disponibile per i microrganismi, si sono eseguiti, solo successivamente i trattamenti intermedi. Nello specifico la sperimentazione, effettuata su un fango misto costituito dal solo 20% di secondario, è stata condotta tramite un trattamento intermedio alcalino, con l'utilizzo della specie NaOH.

*Tabella 5.1 – Caratteristiche del fango misto*

Parametro	Valore
<i>pH</i>	7.00
<i>TS [g/l]</i>	20
<i>VS [g/l]</i>	11.3-12.9

L'apparato strumentale adoperato per la sperimentazione è consistito in due digestori da 6 litri ciascuno, uno impiegato per la digestione del fango trattato e uno utilizzato per la digestione del fango tal quale, in condizioni di mesofilia con SRT di 20 giorni. Il dosaggio della specie alcalina è stato di 0.1 mg/l e il dispositivo per la conduzione del trattamento alcalino utilizzato è stato un reattore di due litri, con miscelazione meccanica a velocità di 240 giri al minuto e tempo di contatto rispettivamente di 30,60 90 e 120 minuti. L'utilizzo di basi forti fa aumentare il pH dei fanghi dopo il trattamento, a tale scopo si è ricorsi al dosaggio di una soluzione di acido cloridrico per neutralizzare il fango trattato. Successivamente, si è campionato il fango sottoposto a differente durata di trattamento, per valutare il COD solubile e la concentrazione di proteine e acidi volatili.

Figura 5.1 –COD solubile a seguito del trattamento (14)



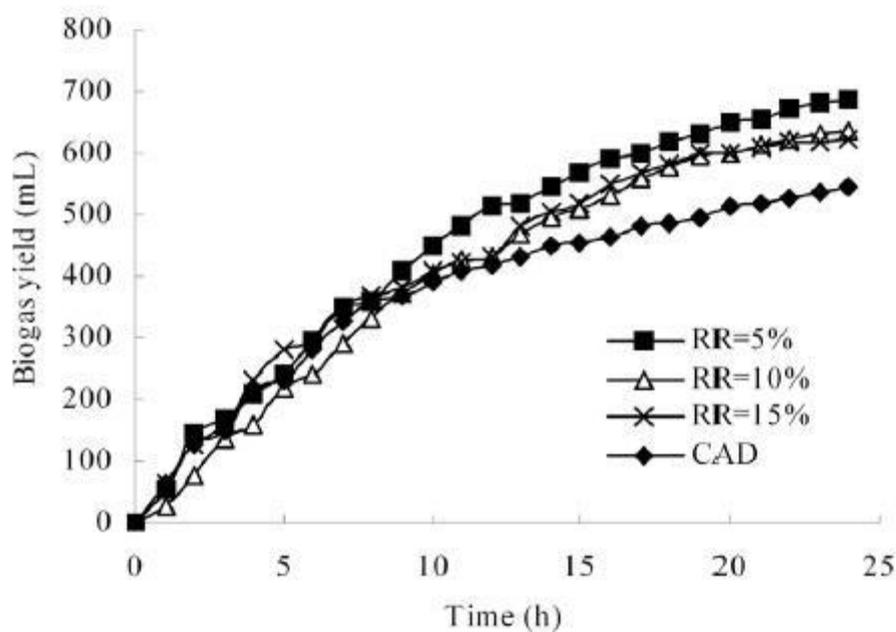
In termini di solubilizzazione della sostanza organica, i trattamenti hanno dimostrato un elevato tasso di COD solubile, che nel caso specifico del trattamento per una durata di 60 minuti ha registrato un incremento di circa il 400% rispetto al campione di bianco.

Figura 5.2 –Effetto del trattamento alcalino dopo 30 minuti (14)

	Before treatment	After treatment
SCOD (mg/L)	490.6 ± 69.5	1630.2 ± 215.8
Protein (mg/L)	2.2 ± 0.1	4.4 ± 0.4
Polysaccharide (mg/L)	71.9 ± 7.8	136.0 ± 14.1
VFA (mg/L, based on acetic acid)	84.0 ± 4.0	132.0 ± 6.7
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N (mg/L)	280.0 ± 6.5	279.5 ± 14.0

E' stato, infine, valutato quale fosse il volume ottimale di ricircolo/trattamento, utilizzando il parametro RR pari al rapporto tra il volume da trattare e il volume del digestore stesso, che rendesse maggiore la produzione di biogas. Come illustrato in Figura 5.3, è risultato più efficiente il trattamento caratterizzato dal parametro RR pari al 5%.

Figura 5.3 – Produzione di biogas in funzione di RR (14)



Il trattamento effettuato, in corrispondenza di un valore di RR pari al 5%, ha registrato un aumento del biogas prodotto del 33% e un grado di solubilizzazione superiore del circa 5.3% rispetto al processo standard.

2. “Acidic thermal post-treatment for enhancing anaerobic digestion of sewage sludge” pubblicato nel 2014 da M. Takashima , Y. Tanaka (15)

In questo studio è stato dimostrato come un post trattamento termico e a pH acido possa garantire una migliore solubilizzazione della sostanza organica contenuta nei fanghi, una maggiore riduzione dei solidi volatili, una maggior produzione di metano e facilitare il processo di disidratabilità dei fanghi. La sperimentazione è consistita, dapprima, in una prova batch, attraverso la quale testare le condizioni migliori di trattamento in termini di pH e temperatura, e successivamente in una prova in continuo con l’utilizzo di un digestore con fango non trattato (bianco) e di un digestore con fango trattato.

Il fango utilizzato per le sperimentazioni è stato prelevato da un impianto di depurazione acque reflue in Giappone e le sue caratteristiche sono riportate in [Figura 5.4](#).

Come detto in precedenza, le prove effettuate in batch sono servite per capire quali fossero le condizioni migliori affinché anche i composti più recalcitranti potessero solubilizzarsi e l’apparato utilizzato per questa prima digestione è consistito in un digestore di volume pari a 120 ml. Il trattamento termo-chimico è stata effettuato in una autoclave in acciaio del volume di 2,5 litri e in grado di lavorare a una pressione massima di 1.5 MPa. Sono state valutate tre diverse condizioni di temperatura, 25, 100 e 180°C, e tre diverse condizioni di pH, 2, 4 e 6 utilizzando acido cloridrico. Il trattamento in autoclave è durato un’ora

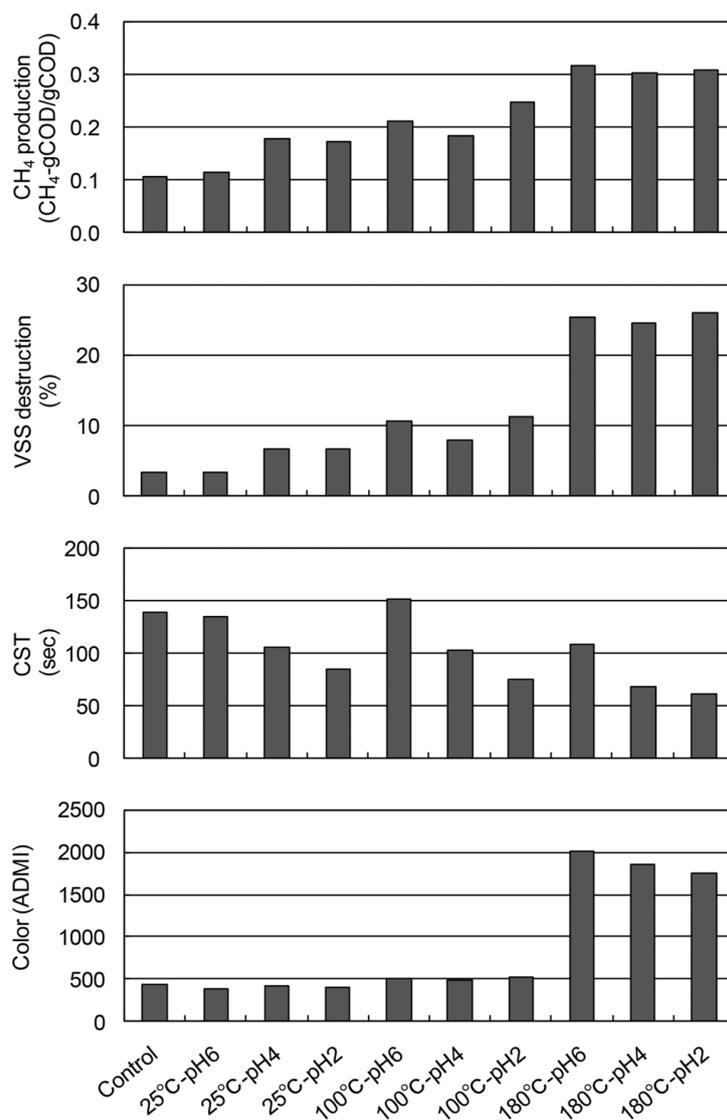
con una velocità di miscelazioni di 300 giri/min e successivamente 25 ml di fango trattato sono stati immessi nei digestori batch, i quali erano in un bagno termostato alla temperatura di 35°C.

Figura 5.4 – Caratteristiche del fango utilizzato (15)

TS (g/L)	26.1
VS (g/L)	15.4
SS (g/L)	25.2
VSS (g/L)	15.0
COD (g/L)	26.6
Sol. COD (g/L)	0.27
Color (ADMI)	300
CST (s)	203
pH	7.5

Di seguito, in *Figura 5.5*, si riportano i risultati delle prove effettuate in batch per ciò che riguarda la produzione cumulata di metano, la riduzione dei solidi volatili, le prove di disidratabilità e le prove colorimetriche.

Figura 5.5 – Risultati delle prove batch (15)

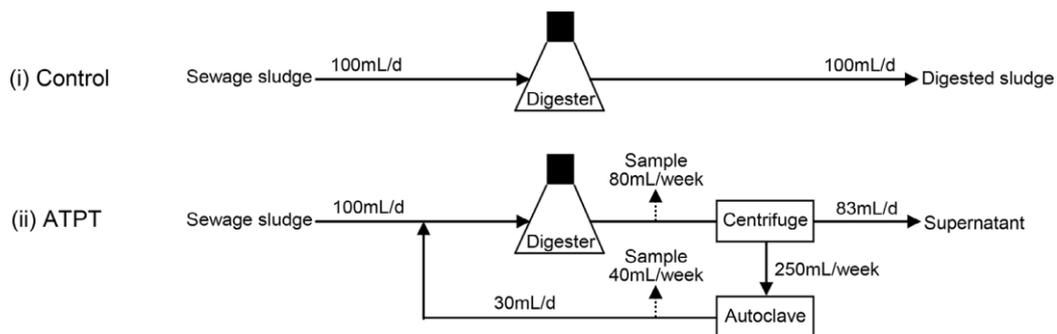


La produzione cumulata di metano è passata da 0.11 gCH<sub>4</sub>/gCOD-substrato del campione di controllo a una produzione di 0.12-0.18, 0.18-0.25, 0.25-0.32 dopo il trattamento termo chimico alle temperature rispettivamente di 25, 100 e 180°C. La riduzione di solidi volatili segue lo stesso trend passando dal 3.3% del campione di controllo al 26% alla temperatura di 180°C. Si può dedurre, quindi, che la produzione di metano e la conseguente riduzione di solidi volatili siano favorite dall'aumento della temperatura, mentre bassi valori di pH incidono solo per basse temperature. Il pH incide notevolmente sulla disidratabilità, rilevata attraverso il parametro CST (Capillarity Suction Time), e per tutte le temperature un valore più basso del pH si traduce in una più efficace disidratazione. Temperature superiori a 100°C fanno variare notevolmente il colore del filtrato e ciò è dovuto alla riduzione di amminoacidi e zuccheri, i quali creano composti che alterano il colore del filtrato.

Alla luce dei risultati ottenuti con le prove batch, gli autori hanno scelto di operare la prova in continuo adottando una temperatura di trattamento di 170°C, una durata del trattamento di 1 ora e un pH debolmente acido, compreso tra 5 e 6, per evitare la corrosione delle parti meccaniche e un peggioramento della colorazione associata al filtrato.

La prova in continuo è consistita nella conduzione di due digestioni in parallelo, una con fango tal quale e una fango trattato, entrambe in mesofilia e con fango avente HRT di 20 giorni. La sperimentazione è durata 63 giorni per poter portare il fango a una condizione di stabilità, raggiunta solitamente per un tempo pari a 3 volte il parametro HRT, e il post trattamento termo chimico prevede il ricircolo di un volume pari al 30% del volume digerito

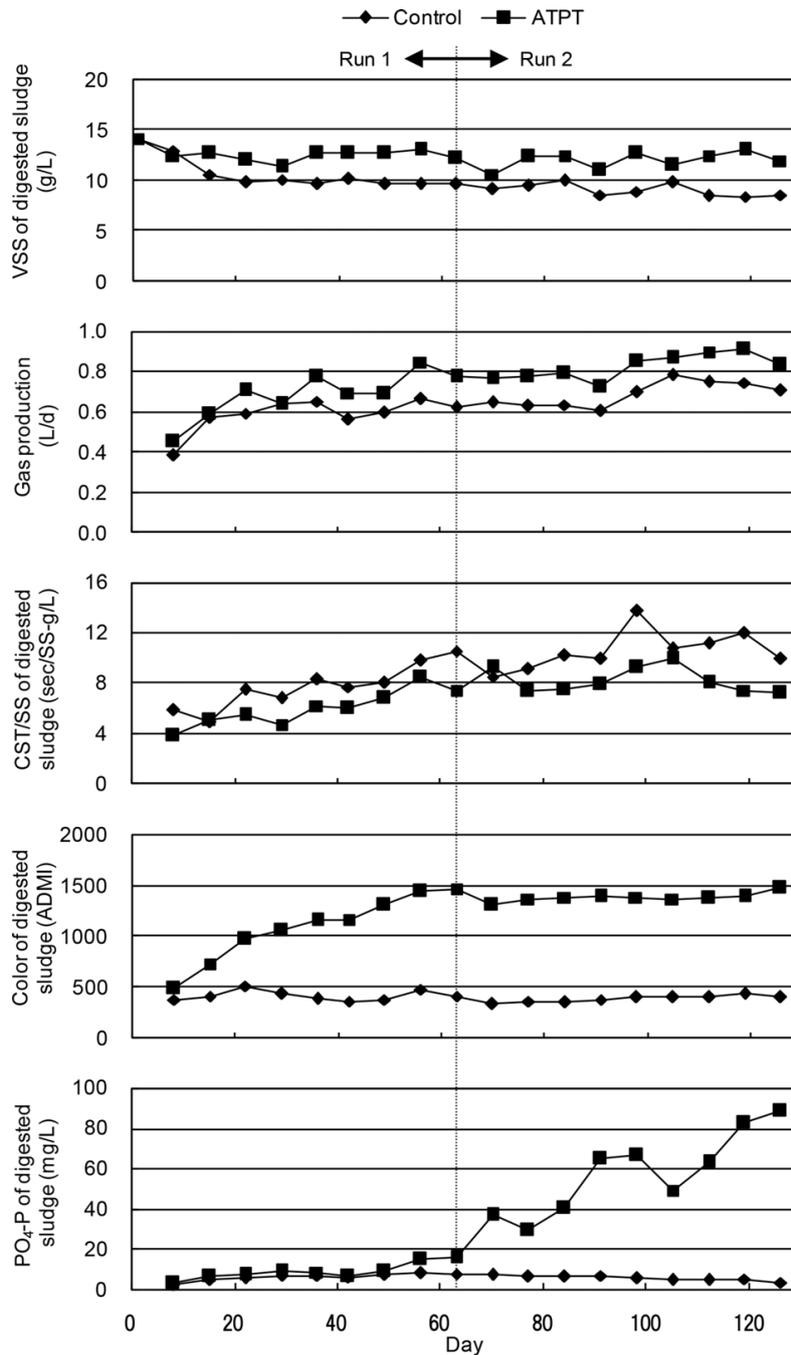
Figura 5.6 – Schema di conduzione della prova in continuo (15)



Anche la prova in continuo ha presentato i medesimi aspetti rilevati per la prova in batch, come si può osservare in [Figura 5.7](#), ma se per la prova in batch l'incremento nella produzione cumulata di metano per la temperatura di 180°C era superiore al bianco di circa tre volte, nella prova in continuo l'incremento è limitato. Tuttavia, la riduzione dei solidi è superiore rispetto al bianco del 45%, contro un miglioramento nella prova batch del 26%. Ciò sembra essere dovuto al fatto che con l'avanzare del processo, il trattamento termo chimico porti alla generazione di composti poco solubilizzabili, che si accumulano nel

digesore, e che quindi la produzione di metano non sia tanto efficiente quanto ci si aspetterebbe.

Figura 5.7 – Risultati della prova in continuo (15)



In conclusione, in questo studio si è visto come post trattamenti termo chimici in campo acido possano portare al miglioramento della lisi della matrice organica, all'incremento della produzione di metano, alla riduzione dei solidi volatili fino al 75% e a un sensibile miglioramento anche della disidratabilità dei fanghi, seppur a temperature elevate. Tali trattamenti portano però alla liberazione di fosfati, dovuti all'utilizzo di acido cloridrico, e al peggioramento del colore del filtrato.

3. “Enhancing post anaerobic digestion of full-scale anaerobically digested sludge using free nitrous acid treatment” pubblicato nel 2016 da Tingting Zhang et al. (8)

Questo studio, condotto in Australia, ha avuto l’obiettivo di dimostrare l’efficacia di trattamenti con acido nitroso al fine di migliorare la fase di post digestione anaerobica di fanghi misti, costituiti da fango primario e fango secondario. Lo sperimentazione prende spunto da alcuni dati forniti dagli impianti di depurazione della regione del Queensland, i quali riportano che circa il 5.5% della degradazione dei fanghi in termini di riduzione di solidi volatili avviene nei post digestori anaerobici con tempo di ritenzione dei fanghi (SRT) di 4 giorni.

I trattamenti con acido nitroso sono risultati i più convenienti da testare, rispetto all’utilizzo di altri agenti acidificanti, anche sotto il punto di vista economico, dal momento che l’acido nitroso può anche essere prodotto in situ attraverso la nitrificazione del fango digerito. Al fine di rilevare le potenzialità di questo trattamento sono state eseguite delle prove in batch, sui fanghi prelevati da un impianto operante a piena scala, con concentrazioni di 0.77, 1.54, 2.31, 3.08, 3.85 mg HNO<sub>2</sub>-N/l per 24 ore. Successivamente si è effettuato il BMPs, biochemical methane potential tests, per vedere quale sia stata la resa del trattamento in termini di produzione di metano.

Il fango misto prelevato dall’impianto è stato trasportato entro 2 ore nel laboratorio e una parte del fango è stata riposta in una cella, alla temperatura di 4°C, per poi essere utilizzata per i trattamenti, la restante parte è stata posta in un incubatore alla temperatura di 37°C, per mantenere l’attività batterica, e utilizzata come inoculo per la fase di post digestione.

Tabella 5.2 – Caratteristiche del fango utilizzato

Parametro	Valore
TS [g/l]	28.02 ± 0.5
VS [g/l]	19.4 ± 0.3
TCOD [g/l]	29.4 ± 0.5
SCOD [g/l]	0.4 ± 0.002
pH	7.00
Alcalinità [mg/l]	3000 ± 55

La prima parte della sperimentazione è consistita, come suddetto, nelle prove di digestione in batch, per le quali si sono utilizzati sei reattori di volume pari a 0.3 litri. Dei sei reattori batch, cinque sono stati utilizzati per testare gli effetti delle diverse concentrazioni di acido nitroso sul fango digerito, un reattore è stato utilizzato come bianco, ovvero per la digestione del fango tal quale. Per raggiungere le concentrazioni desiderate, 0.77, 1.54, 2.31, 3.08 e 3.85 mg HNO<sub>2</sub>-N/l, è stata dosata nei cinque digestori batch una soluzione di concentrazione pari a 40 g-N/l e il pH è stato tenuto stabile a un valore di circa 5.5 con dosaggio di una soluzione 1 M di HCl, come riassunto in [Figura 5.8](#).

Figura 5.8 – Condizioni attuate nel trattamento batch (8)

Reactor no.	Treatment	FNA (mg N/L)	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> -N (mg N/L)	pH
1	Control	0	0	7.2–7.6
2	FNA 1	0.77	100	5.5 ± 0.2
3	FNA 2	1.54	200	5.5 ± 0.2
4	FNA 3	2.31	300	5.5 ± 0.2
5	FNA 4	3.08	400	5.5 ± 0.2
6	FNA 5	3.85	500	5.5 ± 0.2

Dopo aver eseguito le prove in batch, della durata di 24 ore, si è svolto il biochemical methane potential tests, per confermare che i trattamenti con acido nitroso abbiano migliorato la resa in termini di produzione di metano. Tale test è stato svolto in triplicato, utilizzando dei reattori all'interno dei quali è stato immessa una quantità di inoculo pari a 65 ml e 35 ml di fango digerito, per garantire un rapporto inoculo-substrato pari a 2 circa. Nel reattore utilizzato come bianco di riferimento è stato immesso solo inoculo e acqua distillata per garantire comunque una diluizione tale da arrivare allo stesso volume dei reattori con fango trattato.

Il test è durato 4 giorni, conformemente alla durata della post digestione anaerobica dell'impianto a piena scala e i risultati in termini di degradazione della sostanza organica e produzione cumulata di metano sono riportati nelle figure sottostanti.

Figura 5.9 – Degradazione della sostanza organica a seguito del BMPs tests (8)

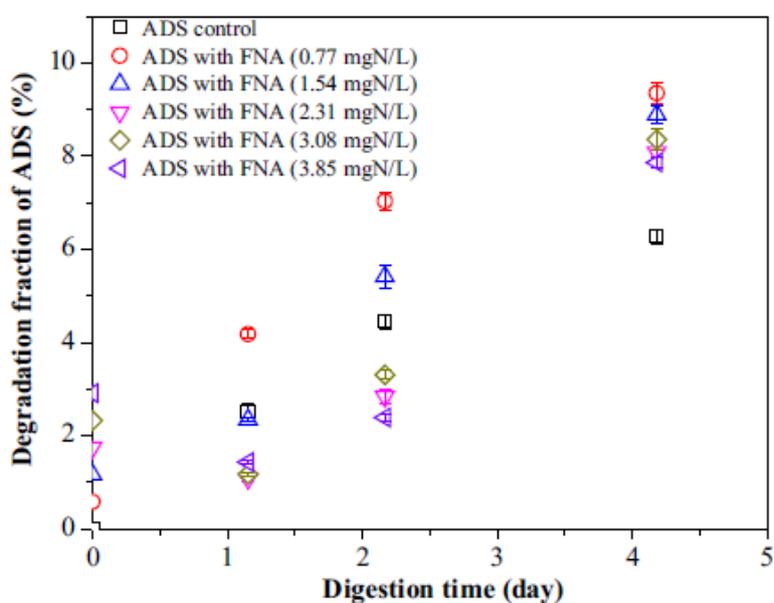
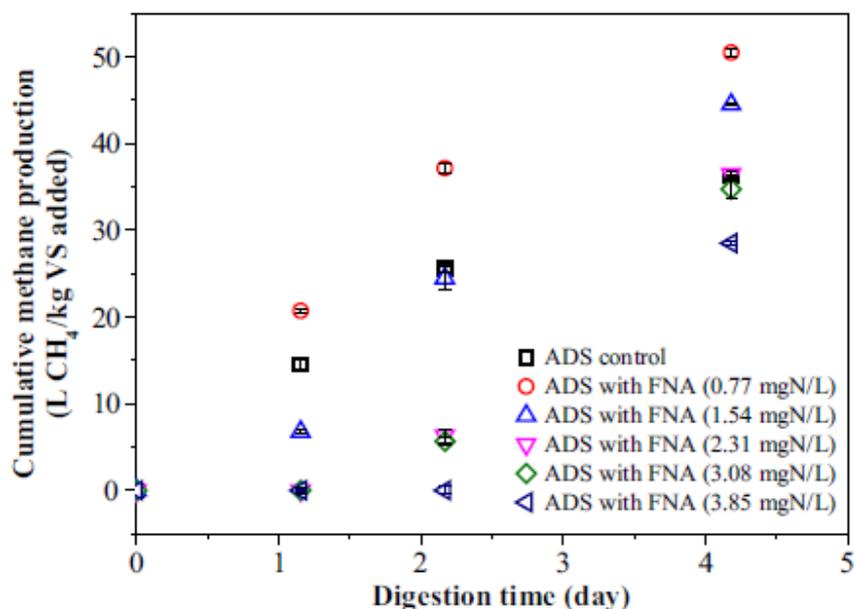


Figura 5.10 – Produzione cumulata di metano a seguito del BMPs tests (8)



Come è possibile notare in *Figura 5.9*, il trattamento con acido nitroso ha avuto degli effetti positivi in termini di degradazione della sostanza organica per tutte le condizioni testate, con incrementi rispetto al bianco che vanno dall'1.5 al 3.1%. Le concentrazioni che hanno dimostrato avere una migliore efficacia sono state quelle di 0.77 e 1.54 mg HNO<sub>2</sub>-N/l; ciò si è riscontrato anche per quanto riguarda la produzione cumulata di metano (*Figura 5.10*), con incrementi rispettivamente del 40 e del 23% per le concentrazioni di acido nitroso di 0.77 e 1.54 mg HNO<sub>2</sub>-N/l.

In conclusione, questo studio ha dimostrato come trattamenti con acido nitroso possano migliorare il processo di digestione anaerobica dei fanghi misti, in particolare la fase di post digestione, con incrementi significati in termini di produzione di metano. Inoltre, dall'analisi di fattibilità eseguita, tale trattamento presenta dei costi di implementazione e degli investimenti iniziali sostenibili.

### 5.3 Trattamenti Intermedi termici e termo-alcasini

Negli ultimi anni, accanto ai pretrattamenti, ai post trattamenti effettuati sul digestato, si sono effettuate diverse sperimentazioni sui trattamenti intermedi termici e termo-chimici. Tali trattamenti, come discusso precedentemente, prevedono una parziale digestione del fango seguita da trattamenti che migliorino la lisi cellulare, e infine un'ultima fase di digestione anaerobica.

Questo lavoro di tesi è incentrato proprio sulla valutazione dell'efficacia dei trattamenti intermedi su fanghi di supero, cercando di seguire gli sviluppi riportati dalla letteratura di settore.

Di seguito verranno illustrate delle sperimentazioni riguardo i trattamenti intermedi, che seppur di recente applicazione e ancora non implementati su impianti a piena scala, dimostrano degli ottimi risultati sia per quanto riguarda la produzione di metano che per quanto riguarda la degradazione della sostanza organica.

1. “Anaerobic digestion of waste activated sludge – comparison of thermal pretreatments with thermal inter-stage treatments” pubblicato nel 2010 da H.B.Nielsen et al. (16)

Questo lavoro sperimentale ha messo a confronto i pretrattamenti e i trattamenti intermedi effettuati su fanghi attivi nelle medesime condizioni operative. La sperimentazione ha analizzato i rendimenti in termini di produzione cumulata di metano e solubilizzazione della sostanza organica per basse temperature di trattamento, 80°C, per alte temperature, 130-170°C, e anche nel caso di trattamenti termochimici, 170°C e pH 10, seguendo quanto già noto in letteratura da precedenti lavori sui fanghi di supero. Sono state eseguite due diverse digestioni in batch, la prima per confrontare pretrattamenti e trattamenti intermedi effettuati alla temperatura di 80°C, la seconda per valutare lo scenario con alte temperature di trattamento. I fanghi attivi e l'inoculo, costituito da fango primario e fanghi attivi digeriti a 35°C, utilizzati nelle due prove sono stati prelevati da un impianto a piena scala in Danimarca, e le loro caratteristiche sono riportate in *Figura 5.11*.

*Figura 5.11 – Caratteristiche dei fanghi attivi e inoculo utilizzati nella prova batch a bassa temperatura (16)*

	TS %	VS %	pH	Total N mg-N L <sup>-1</sup>	Ammonia N mg-N L <sup>-1</sup>	Acetate mmol L <sup>-1</sup>	Propionate mmol L <sup>-1</sup>	Butyrate mmol L <sup>-1</sup>
<b>Pretreatment</b>								
Raw WAS, batch 1	2.28	1.58	6.44	1400	130	3.8	1.3	0.2
With N2 flushing - 10 h	2.35	1.62	7.14	1500	150	3.4	1.2	0.3
Without N2 flushing - 10 h	2.32	1.60	6.98	1500	130	2.8	1.0	0.2
Inoculum batch 1	3.69	2.03	7.35	2400	1100	1.0	0.1	b.d
<b>Inter-stage treatment</b>								
Digested WAS	2.30	1.31	7.10	1900	910	0.2	b.d	b.d
With N2 flushing - 10 h	2.48	1.39	9.32	1500	510	0.9	b.d	b.d
Without N2 flushing - 10 h	2.33	1.29	8.02	1900	990	1.4	b.d	b.d
Without N2 flushing - 24 h	2.35	1.32	7.98	n.d.	n.d.	n.d	n.d	n.d
Without N2 flushing - 48 h	2.29	1.30	8.05	n.d.	n.d.	n.d	n.d	n.d
Inoculum, batch 1	3.74	2.09	7.35	n.d.	n.d.	n.d	n.d	n.d

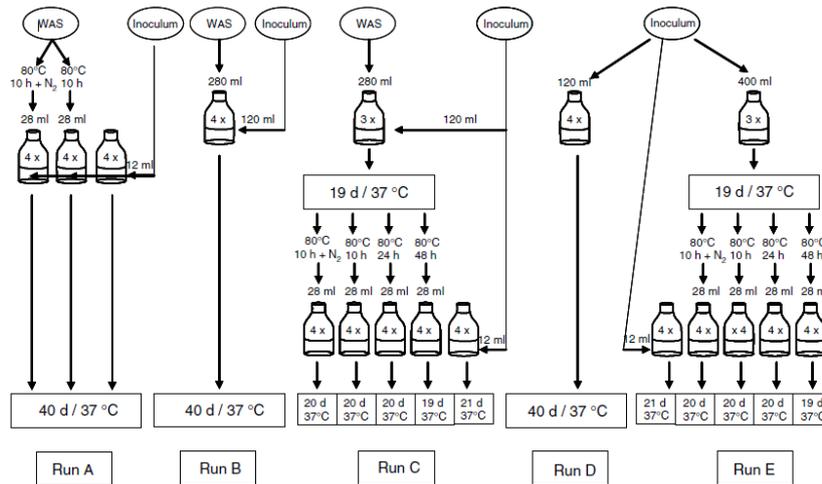
b.d.: below detection level.  
n.d.: not determined.

Durante la prima digestione in batch per valutare gli effetti del pretrattamento termico, si sono utilizzati 300ml di fango attivo immessi in due contenitori e posizionati in un bagno alla temperatura di 80°C. In un contenitore è stato insufflato azoto per strappare la CO<sub>2</sub> per 10 ore, e lo spazio di testa è stato spiazzato all'incirca quattro volte all'ora. Nel secondo contenitore è stato insufflato N<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>, per 10 ore, al fine di ottenere condizioni anaerobiche. I contenitori sono stati miscelati attraverso un agitatore operante a 100 giri/min. Dopo i trattamenti termici, i fanghi trattati sono stati immessi in delle fiale da 100ml con l'aggiunta di 12ml di inoculo e insufflaggio di N<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>, prima delle chiusura con dei tappi e la successiva digestione per 40 giorni alla temperatura di 37°C.

I trattamenti intermedi, nelle medime condizioni operative, sono stati effettuati utilizzando 280 ml di fango attivo e 120 ml di inoculo, immessi in sette contenitori insufflando di N<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>. Quattro contenitori sono stati utilizzati come bianco, ovvero destinati alla digestione per 40 giorni alla temperatura di 37°C, gli altri tre contenitori dopo una prima digestione alla temperatura di 37 °C per 19 giorni, sono stati svuotati in

quattro contenitori per effettuare i trattamenti esattamente come operato per i pretrattamenti. In un contenitore è stato insufflato N<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> e incubato per 10 ore a 80°C, gli altri tre contenitori sono stati incubati a 80°C rispettivamente per 10, 24 e 48 ore. Successivamente i campioni sono stati destinati alla seconda fase di digestione alla temperatura di 37°C e per 21 giorni. In *Figura 5.12* si riporta uno schema della prima prova della sperimentazione.

*Figura 5.12 –Prima parte della sperimentazione con trattamenti a bassa temperatura (16)*



Al fine di una corretta valutazione della produzione di metano, si sono eseguite le medesime procedure per il solo inoculo (Run D e Run E *Figura 5.12*).

I risultati ottenuti per i pretrattamenti a bassa temperatura hanno dimostrato che si ha un incremento della produzione cumulata di metano del 5% , rispetto ai fanghi attivi tal quali, se viene insufflato azoto e il corrispondente aumento dei solidi volatili solubili è di circa il 27% (*Figura 5.13* e *Figura 5.14*). I trattamenti intermedi a bassa temperatura hanno determinato un incremento dei solidi volatili solubili che sono passati dal 3% nei fanghi digeriti senza trattamento, per 19 giorni a 37°C, al 29% dei fanghi sottoposti a trattamenti intermedi con insufflaggio di azoto (*Figura 5.14*). La produzione cumulata di metano, in questo ultimo caso, è stata superiore del 31% rispetto ai fanghi digeriti senza trattamento alcuno. L'aumento della percentuale di solubilizzazione di sostanza organica nel caso di trattamenti intermedi termici può essere spiegata dall'aumento del pH, come si può osservare in *Figura 5.15*. Tale aumento si verifica nelle prime 2-3 ore di trattamento, durante le quali si ha la solubilizzazione di circa il 70% dei solidi volatili solubili totali a fine trattamento. Si può osservare che nel caso di trattamenti intermedi senza insufflaggio di azoto il prolungamento dei tempi di trattamento porta all'aumento della sostanza organica dal 19 al 29% ma ciò non accompagnato da un significativo aumento della produzione di metano. In *Figura 5.15* si può notare come il trattamento intermedio termico con insufflaggio di azoto porti alla riduzione della concentrazione di azoto ammoniacale. Dall'analisi delle diverse condizioni risulta più efficiente il trattamento intermedio dei fanghi si supero con insufflaggio di azoto.

Figura 5.13 – Produzione cumulata di metano a)pretrattamenti b)trattamenti intermedi (16)

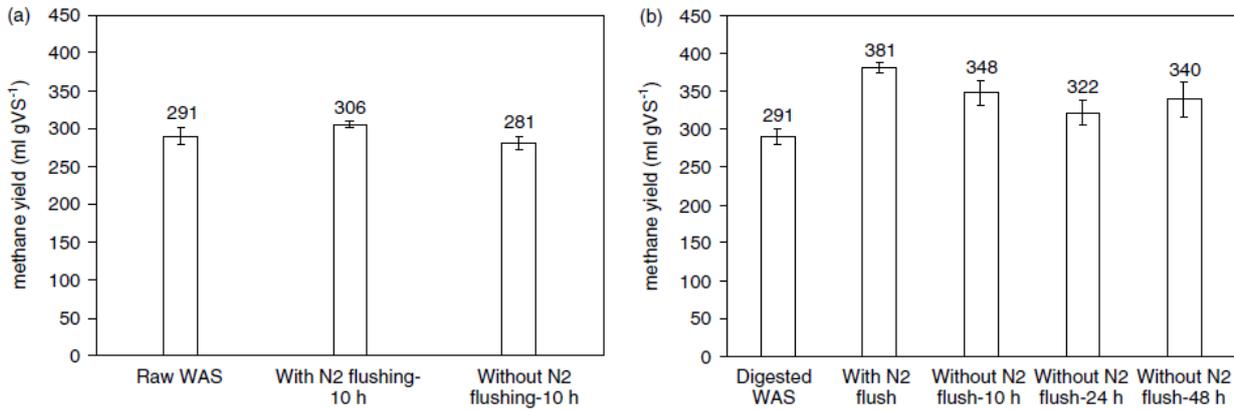


Figura 5.14 – Distribuzione dei solidi disciolti e sospesi nei fanghi attivi a) pretrattamenti b)trattamenti intermedi  
“Grey bar: soluble VS White bar: suspended VS Black bar: total recovery of VS” (16)

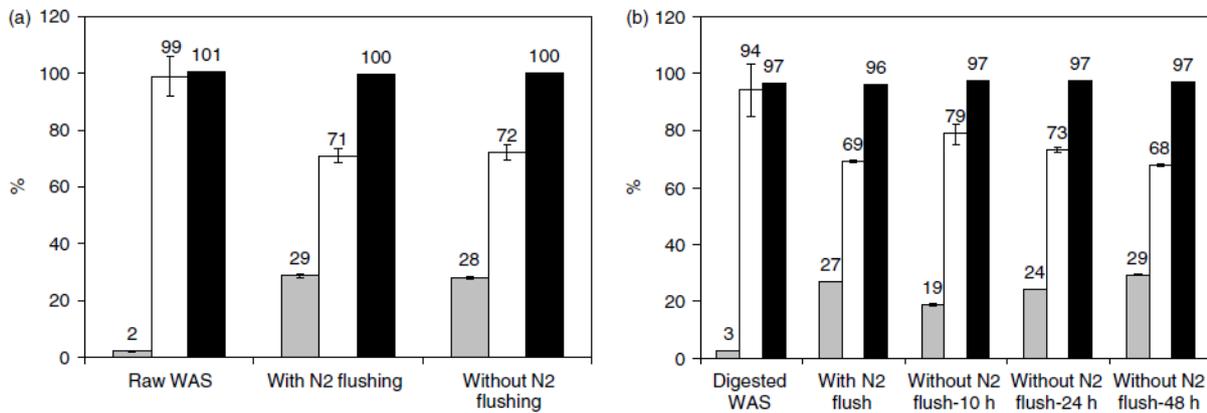


Figura 5.15 – Andamento VS e pH per fanghi sottoposti a trattamenti intermedi e della concentrazione di azoto totale e ammoniacale (16)

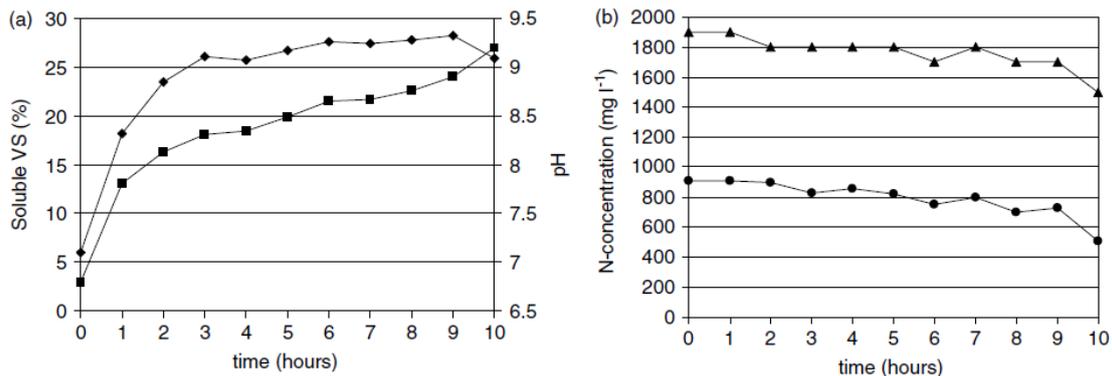
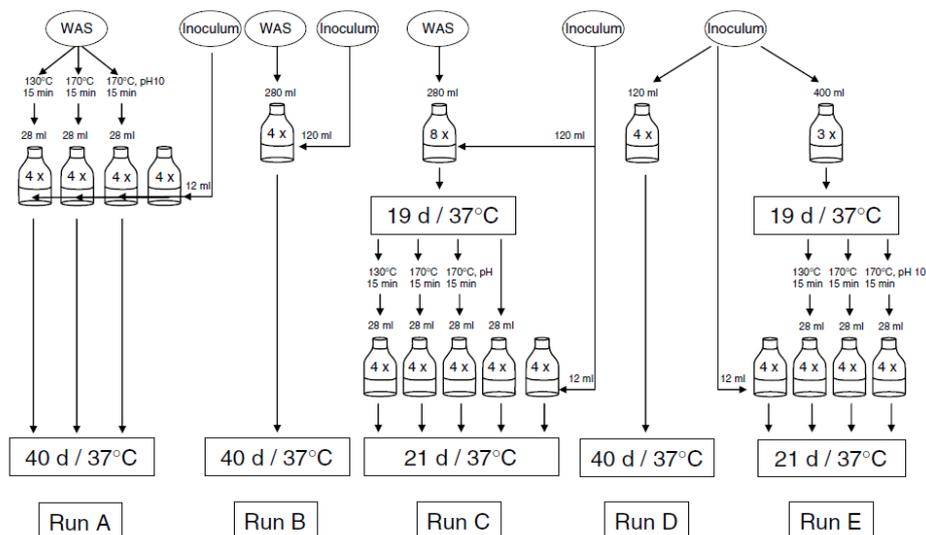


Figure 5. Digested waste activated sludge during moderate-thermal interstage-treatment at 80 °C with N<sub>2</sub> flushing of headspace. Profile of ♦: soluble VS (fraction of total VS), ■: pH ▲: total-N concentration ●: ammonia-N concentration.

Per quanto riguarda i trattamenti ad alta temperatura, si sono effettuati dei trattamenti rispettivamente a 130 e 170°C, e 170°C e pH 10, confrontando, esattamente come fatto nella prima digestione, l'efficacia dei pretrattamenti e dei trattamenti intermedi. Per i pretrattamenti termici, così come per i trattamenti intermedi, si è utilizzata una autoclave e per il trattamento termochimico si è utilizzato l'idrossido di potassio per portare i fanghi a pH 10, con successivo dosaggio di acido solforico per riportarli alla

neutralità. In *Figura 5.16* si riporta uno schema della seconda digestione batch.

*Figura 5.16 – Seconda parte della sperimentazione con trattamenti ad alta temperatura (16)*



L'effetto dei pretrattamenti termici a 130, 170 e 170°C e pH 10, in termini di aumento percentuale di sostanza organica solubilizzata è stato pari al 17, 44 e 68% rispetto al solo 2% dei fanghi non pretrattati, come si può osservare in *Figura 5.18*. Per quanto riguarda la produzione cumulata di metano l'incremento percentuale alle temperature di trattamento di 130 e 170°C e per il pretrattamento termo-chimico a 170°C e pH 10 è stato rispettivamente del 13, 9 e 2%. Nonostante i pretrattamenti a 170 °C abbiano portato ad un maggiore incremento della sostanza organica solubilizzata, l'incremento in termini di produzione cumulata di metano è stata più bassa rispetto al pretrattamento a 130°C e ciò può essere dovuto al fatto che l'idrolisi a temperature più elevate può solubilizzare composti recalcitranti o può portare ad avere elevate concentrazioni di acidi grassi volatili che inibiscono il processo.

I trattamenti intermedi hanno dimostrato una migliore efficienza alla temperatura di 170°C e pH 10 con un incremento della sostanza organica solubilizzata rispetto al bianco del 74% e un incremento della produzione cumulata di metano del 29%.

*Figura 5.17 – Produzione cumulata di metano a)pretrattamenti b)trattamenti intermedi (16)*

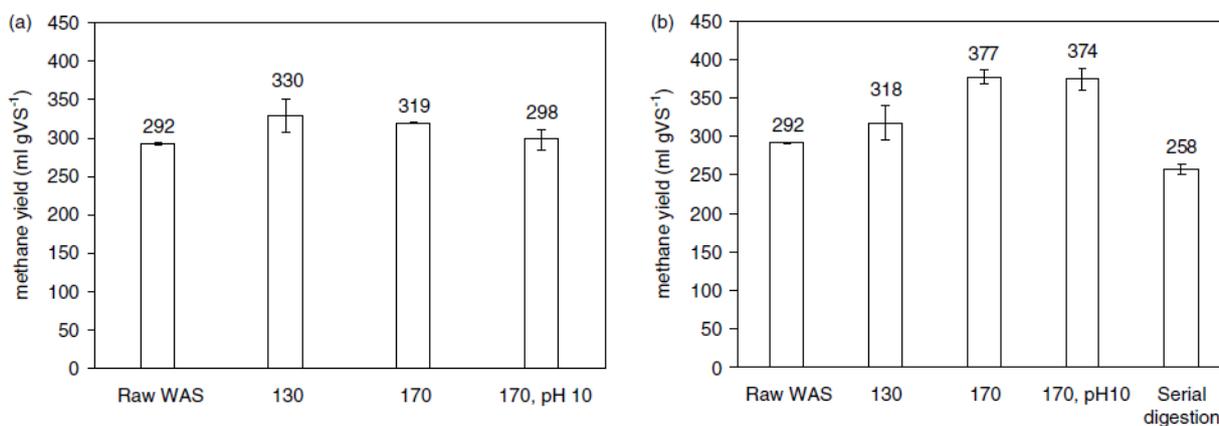
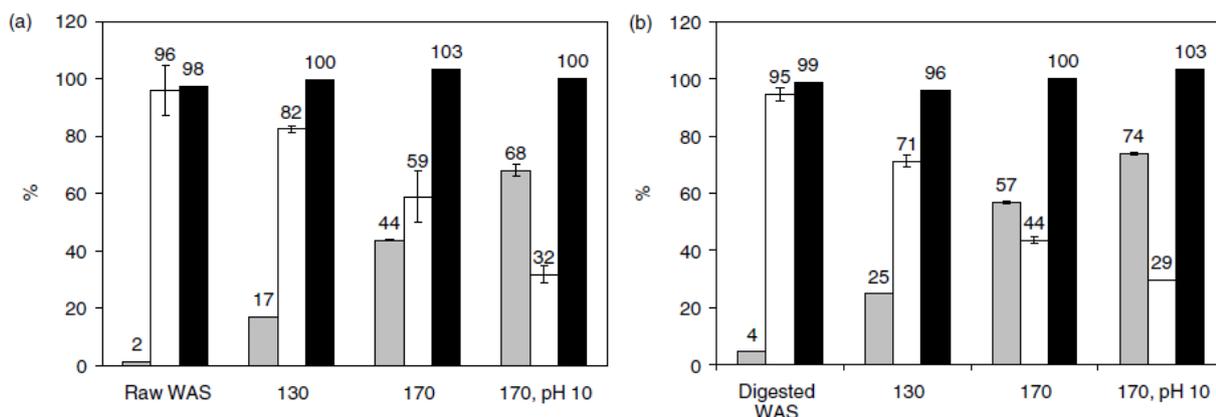


Figura 5.18 – Disistribuzione dei solidi disciolti e sospesi nei fanghi attivi a) pretrattamenti b) trattamenti intermedi  
 “Grey bar: soluble VS White bar: suspended VS Black bar: total recovery of VS” (16)



In conclusione, dall’analisi dei risultati delle sperimentazioni si può concludere che i trattamenti intermedi garantiscono, in generale, un miglior rendimento in termini di produzione specifica di metano e di solubilizzazione di solidi volatili rispetto ai pretrattamenti ad alta temperatura, anche se i pretrattamenti a 130 e 170°C garantiscono delle produzioni cumulate di metano leggermente superiori, dell’ordine del 5-6%, e tali incrementi potrebbero tradursi in una diminuzione del tempo di ritenzione idraulica e quindi dei volumi dei digestori in un impianto a piena scala.

2. “The impact of intermediate thermal hydrolysis process and conventional thermal hydrolysis process on biochemical composition during anaerobic digestion of sewage sludge” pubblicato nel 2015 da A.D. Shana, S. Ouki, M. Asaadi, P. Pearce (17)

Questo lavoro sperimentale, condotto per circa un anno e mezzo, ha messo a confronto un pretrattamento termico e un trattamento intermedio termico, eseguiti con la medesima temperatura di processo e di pari durata, valutandone l’efficacia in termini di solubilizzazione di proteine e carboidrati, ossia i costituenti principali delle EPS.

Figura 5.19 – Trattamento termico standard (17)

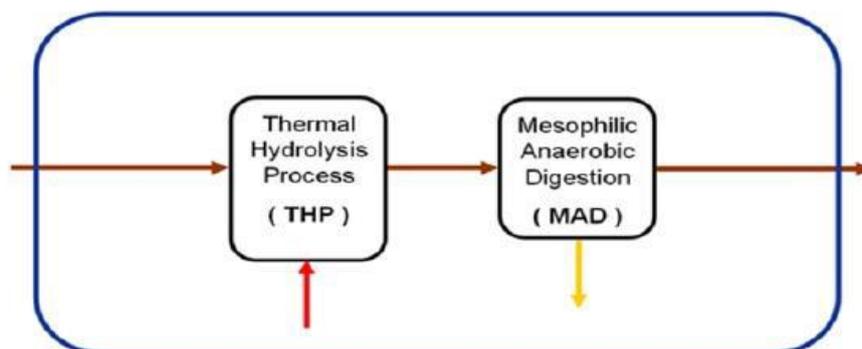
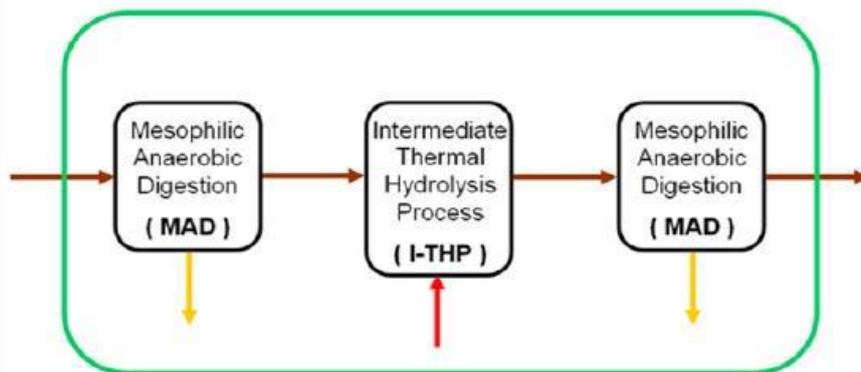


Figura 5.20 – Trattamento intermedio termico (17)



I parametri del processo mesofilo prefissati sono stati il carico organico e il tempo di ritenzione idraulica dei fanghi, pari rispettivamente a 4.5-6 kgVS/m<sup>3</sup> e 16 giorni. Giornalmente si sono registrati i valori di produzione di biogas.

I pretrattamenti, eseguiti per un tempo di contatto pari a 30 minuti, sono stati caratterizzati da una temperatura di esercizio di 165°C.

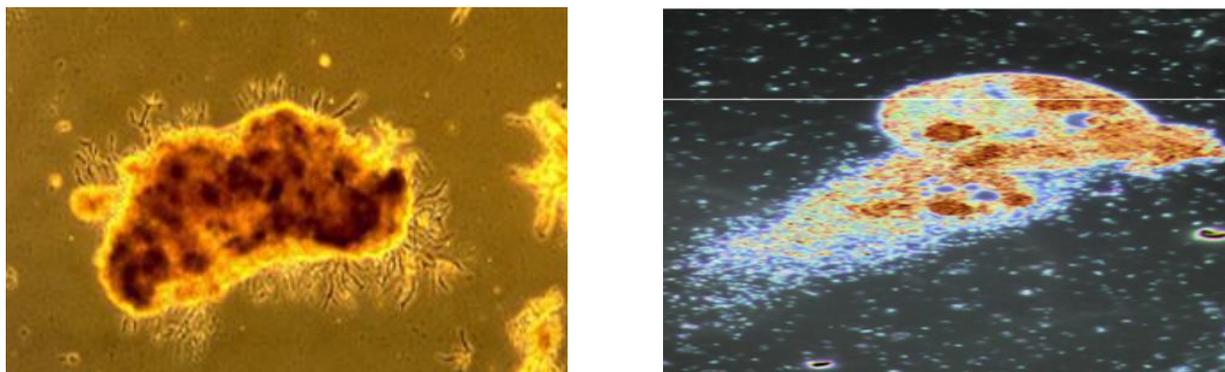
Figura 5.21 – Dispositivo impiegato per il pretrattamento (17)



I fiocchi che caratterizzano la struttura dei fanghi attivi sono costituiti da microrganismi, componenti ionici e dalle EPS, ovvero da sostanze polimeriche extracellulari. Le EPS sono dei biopolimeri che si trovano solitamente in forma di fiocchi o di biofilm e l'azione dei trattamenti termici consente di rompere queste strutture e di liberare la sostanza organica.

Ai fini della valutazione della concentrazione dei carboidrati e delle proteine contenuti nei biopolimeri nelle forme EPS e SMP si sono stati utilizzati rispettivamente il metodo descritto in Dubois et al., 1956 (18) e il test delle proteine.

Figura 5.22 –EPS pre e post trattamento (17)



Nelle figure successive sono stati illustrati i risultati derivanti dall'applicazione delle due diverse tipologie di trattamento termico: pretrattamento termico e trattamento intermedio termico.

Figura 5.23 – Concentrazione carboidrati post trattamento (17)

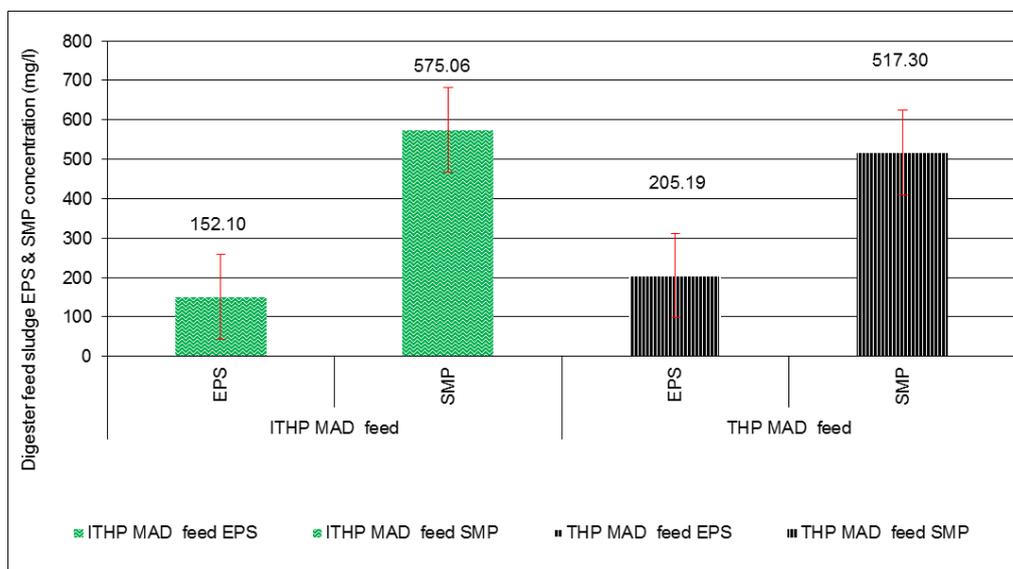
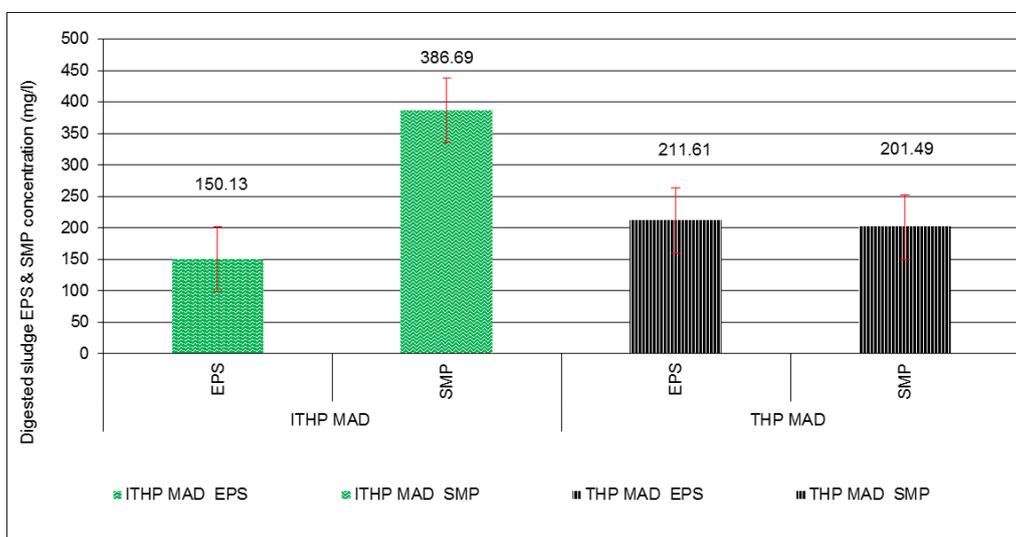


Figura 5.24 – Concentrazione carboidrati post digestione a HRT 16 (17)



Dalle figure sopra riportate, si desume che sia i pretrattamenti che i trattamenti intermedi realizzano una maggiore solubilizzazione della componente organica, con valori di poco superiori nel caso dei trattamenti intermedi.

Analogamente a quanto riportato per l'analisi effettuata per i carboidrati, anche per le proteine si registrano incrementi della concentrazione della stessa entità a seguito dei trattamenti.

Figura 5.25 – Concentrazione delle proteine nei fanghi post trammento (17)

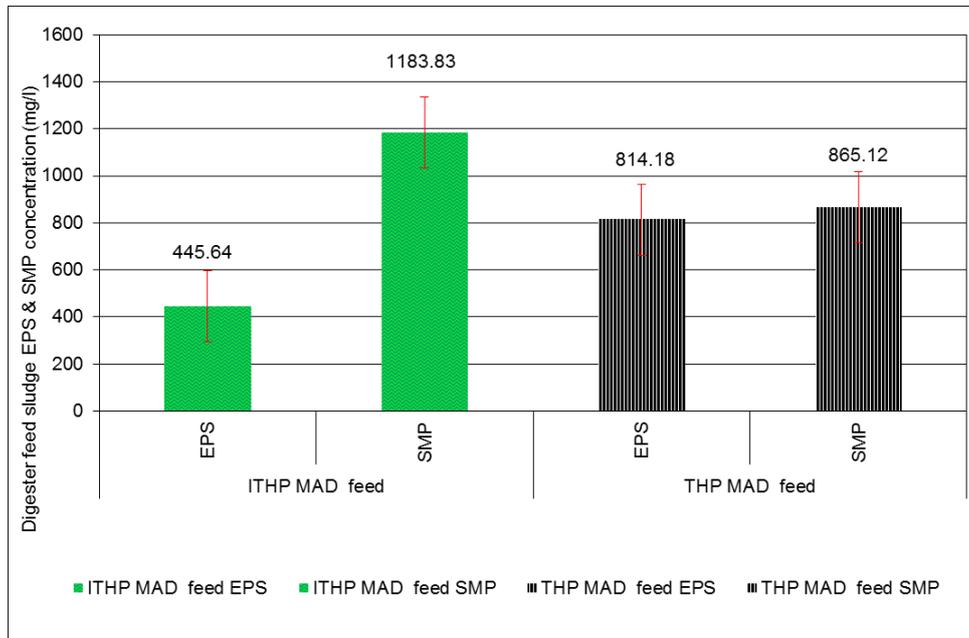
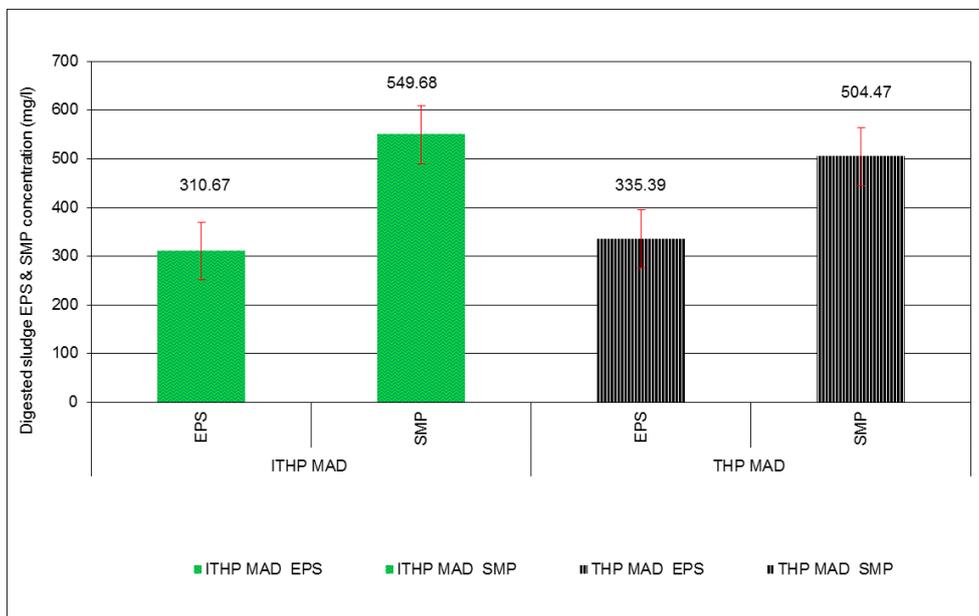


Figura 5.26 – Concentrazione proteine post digestione ad HRT 16 (17)



Questo lavoro sperimentale ha permesso di dimostrare che l'efficacia di un trattamento intermedio può essere, spesso, superiore a quella ottenuta con l'applicazione di un pretrattamento termico. Infatti, i trattamenti intermedi consentono di modificare la struttura delle EPS legate consentendone il passaggio alla forma SMP, più facilmente degradabile. La maggior solubilizzazione della sostanza organica implica

conseguentemente l'aumento della produzione specifica di metano.

3. *“Enhancement of waste activated sludge (WAS) anaerobic digestion by means of pre- and intermediate treatments. Technical and economic analysis at a full-scale WWTP” pubblicato nel 2017 da Giuseppe Campo, Alberto Cerutti, Mariachiara Zanetti, Gerardo Scibilia, Eugenio Lorenzi, Barbara Ruffino (19)*

Questo lavoro sperimentale, nato dalla collaborazione tra SMAT e Politecnico di Torino, mette a confronto tre diversi scenari, nei quali trattamenti termici a bassa temperatura e trattamenti termo-chimici, utilizzati come pretrattamenti e trattamenti intermedi, sono stati eseguiti per valutare l'efficienza del processo di digestione anaerobica di un campione di fanghi attivi e di due campioni di fango digerito con HRT 7 e 15 giorni. I risultati del test di digestione sono stati impiegati per una valutazione tecnico-economica finalizzata a capire quale sia l'impatto dell'introduzione di pretrattamenti e trattamenti intermedi sull'impianto a piena scala di Castiglione torinese, gestito da SMAT.

I pretrattamenti termici e i trattamenti termici intermedi sono stati eseguiti alle temperature di 20, 70 e 90°C per un tempo di trattamento di 1.5 ore e miscelazione effettuata per 1 minuto ogni 15 minuti, inoltre, per i trattamenti intermedi termo-chimici sono state utilizzate le specie alcaline NaOH e Ca(OH)<sub>2</sub>. Tali specie alcaline sono state dosate con tenori del 4 e dell'8% rispetto ai solidi totali, sulla base di un precedente studio condotto da Ruffino et al., 2016 (20).

I pretrattamenti sono stati eseguiti su un fango attivo prelevato dall'impianto a piena di scala di Castiglione Torinese (che ha una potenzialità di circa 2.000.000 di abitanti equivalenti), ispessito fino a tenori di secco del 4.5%; mentre i trattamenti intermedi termici e termo-chimici sono stati eseguiti su un fango digerito caratterizzato da HRT di 7 giorni, prelevato dal medesimo impianto, e su un fango digerito con HRT di 15 giorni, prelevato da un impianto pilota. Il digestato con HRT di 7 giorni è stato ispessito tramite l'uso di un telo filtrante fino a tenori di secco del 4.5% e il digestato con HRT di 15 giorni è stato ispessito fino a tenori di secco del 4.3%, come si può osservare in [Tabella 5.3](#) sottostante.

*Tabella 5.3 – Caratteristiche dei substrati utilizzati nella sperimentazione (19)*

	TS (%)	VS/TS (%)	pH	EC (mS/cm)	C (%)	H (%)	N (%)	S (%)	O (%)	gO <sub>2</sub> /gVS	tCOD (mg/l)	sCOD (mg/l)	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)
WAS	4.88	0.70	6.78	1.09	49.2	6.65	7.77	0.82	35.6	1.347	46,000	210	128
7-day Digestate	4.58	0.67	7.36	3.53	49.6	6.77	7.64	0.77	35.3	1.372	42,100	125	299
15-day Digestate	4.30	0.63	7.56	2.88	NA	NA	NA	NA	NA	NA	37,200	525	35

I test di digestione sono stati effettuati in batch utilizzando un apparato sperimentale costituito da sei digestori operanti contemporaneamente, [Figura 5.27](#). Sono state effettuate cinque serie di test, delle quali tre effettuate sul campione di fango attivo, una sul digestato con HRT 7 e una sul digestato con HRT 15 giorni. I trattamenti effettuati sul fango attivo sono stati solo termici alla temperatura di 70 e 90°C e ibridi alle temperature di 20, 70 e 90 °C con un dosaggio di NaOH del 4%. I trattamenti intermedi effettuati sui due campioni di digestato sono stati effettuati alla temperatura di 70 e 90 °C e con il medesimo daggio di

NaOH del 4%. Per tutte le serie di test ogni condizione è stata analizzata in duplicato con un campione non trattato, anch'esso in duplicato, come controllo.

Figura 5.27 –Apparato strumentale utilizzato (19)

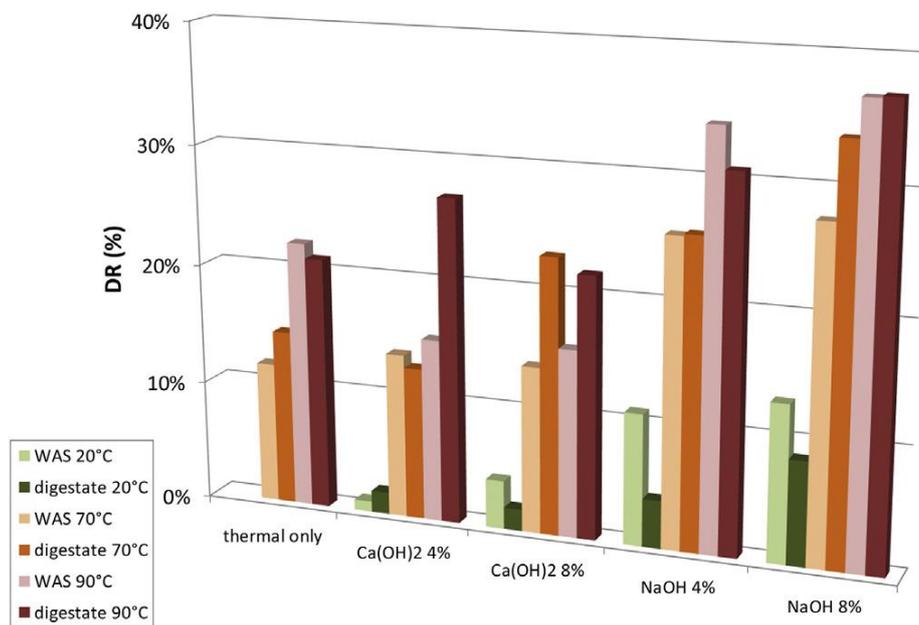


L'efficienza dei trattamenti di lisi cellulare è stata valutata attraverso il parametro DR, disintegration rate, definito come:

$$DR = \frac{sCOD_1 - sCOD_0}{tCOD_0 - sCOD_0} \cdot 100$$

dove il termine  $sCOD_1$  rappresenta il COD solubile dopo il trattamento, il termine  $sCOD_0$  rappresenta il COD solubile del fango non trattato e il termine  $tCOD$  il COD totale del fango.

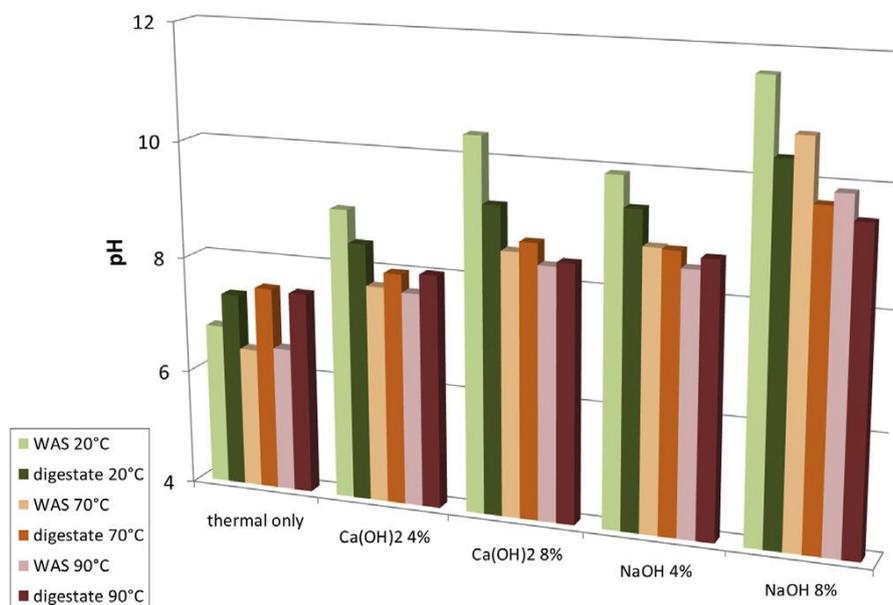
Figura 5.28 – DR dopo il trattamento di lisi cellulare per il campione di WAS e digestato con HRT 7 giorni (19)



Il solo trattamento termico a 70°C presenta un DR superiore per il digestato con HRT di 7 giorni rispetto al WAS, mentre per il solo trattamento termico a 90°C la situazione è opposta. I trattamenti termo-chimici a 20°C sono risultati più efficienti sul WAS rispetto al digestato, ma per quanto riguarda i trattamenti termo-chimici a 70°C le efficienze maggiori si sono registrate per il digestato. Il DR relativo ai trattamenti termo-chimici intermedi per il digestato con HRT di 15 giorni sono sensibilmente più bassi dei valori ottenuti per il digestato con HRT di 7 giorni.

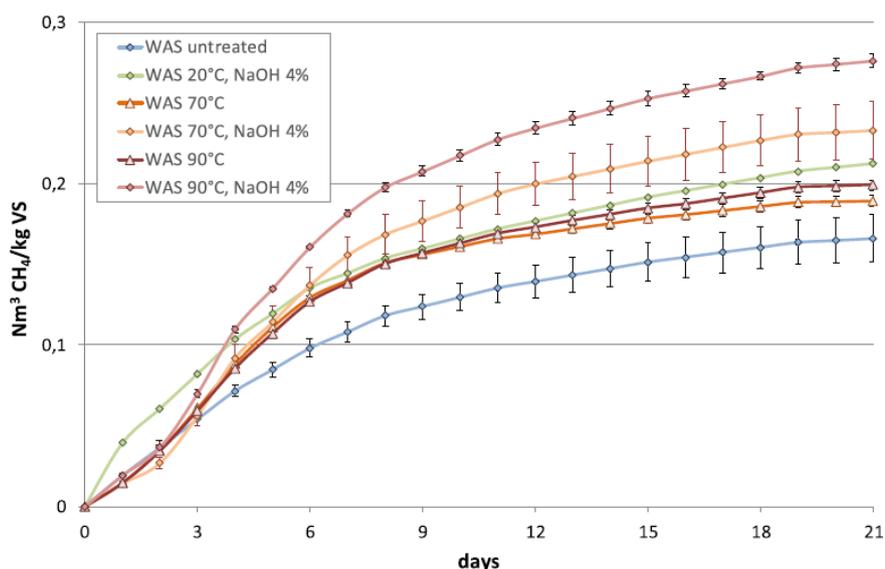
Per quanto riguarda il pH, si è riscontrato un aumento derivante dall'utilizzo delle specie alcaline usate e la condizione che ha portato al maggior aumento è stata quella del trattamento alla temperatura di 20°C con dosaggio di NaOH all'8%.

Figura 5.29 – pH dopo il trattamento di lisi cellulare (19)



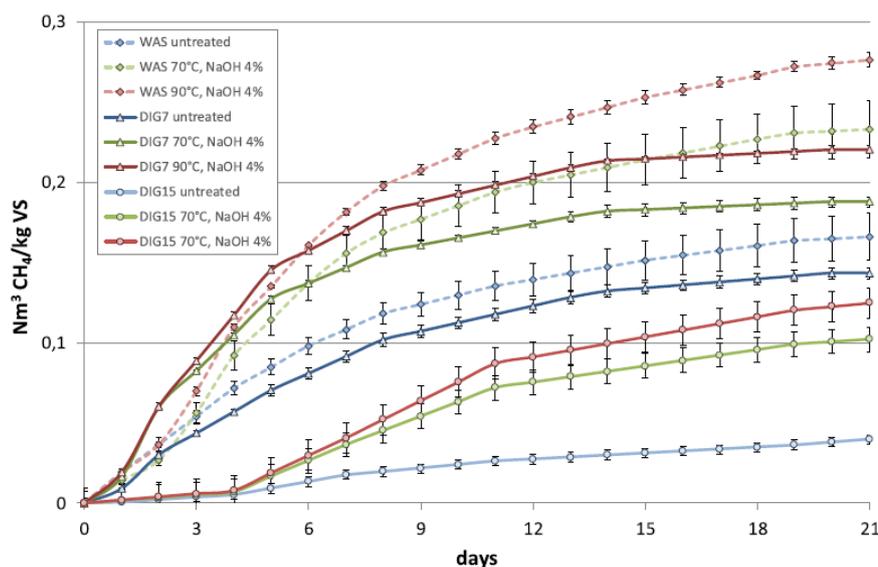
Da una precedente sperimentazione, Ruffino et al. 2016, si è notato che le produzioni specifiche di biogas e metano, per un fango di supero non trattato, e per test di digeribilità svolti in momenti diversi, variavano in modo sostanziale e, mediando i valori ottenuti per le diverse repliche, si è definita la produzione specifica di biogas per un campione di WAS non trattato pari a circa 0.257 Nm<sup>3</sup>/kg VSadded, con una produzione specifica di metano di circa 0.166 Nm<sup>3</sup>/kg VSadded e una percentuale volumetrica di metano compresa tra il 61 e il 67%. Per poter confrontare i risultati ottenuti per le diverse condizioni di trattamento si è, dunque, normalizzato per la produzione specifica di metano di 0.166 Nm<sup>3</sup>/kg VSadded, relativa al WAS non trattato. In *Figura 5.30* si è riportata l'evoluzione della produzione specifica di metano durante la digestione di 21 giorni eseguita in condizione mesofila, relativa campione di WAS per le diverse condizioni di trattamento. I soli trattamenti termici a 70°C e 90°C hanno migliorato la produzione specifica di metano rispettivamente del 14% e del 20%, mentre i trattamenti termo-chimici alle medesime temperature hanno migliorato la produzione rispettivamente del 40% e del 66%.

Figura 5.30 – Andamento della produzione specifica metano WAS (19)



In *Figura 5.31* si sono riportati i risultati relativi all'evoluzione della produzione specifica di metano dei WAS sottoposti a trattamento termo-alcantino e dei digestati, con HRT 7 e 15 giorni, sottoposti al medesimo trattamento. Il digestato con HRT di 7 giorni non sottoposto a trattamento presenta una produzione di metano del 16% inferiore al campione di WAS non trattato, ma se sottoposto a trattamento intermedio termo-alcantino a 70 e 90°C con dosaggio di NaOH del 4% la sua produzione specifica aumenta rispettivamente del 31% e del 54%. Il digestato con HRT di 15 giorni, seppur sottoposto a trattamento intermedio termo-alcantino, ha una produzione specifica di metano inferiore a quella del WAS non trattato.

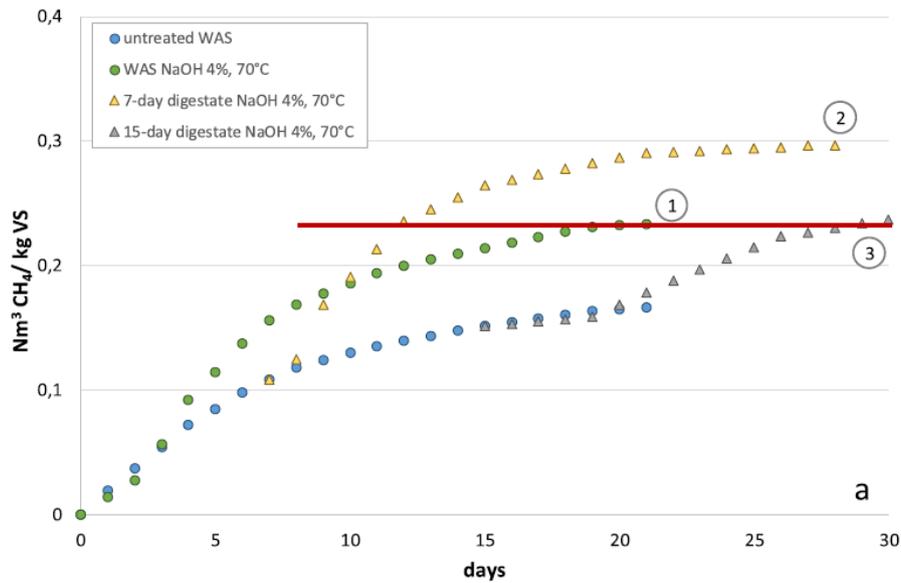
Figura 5.31 – Andamento della produzione specifica metano WAS, HRT 7 e HRT 15 (19)



In *Figura 5.32* si riportano i risultati relativi alla produzione specifica di metano di un campione di WAS non trattato e della conseguente produzione se il campione di WAS fosse digerito con HRT di 7 e 15 giorni

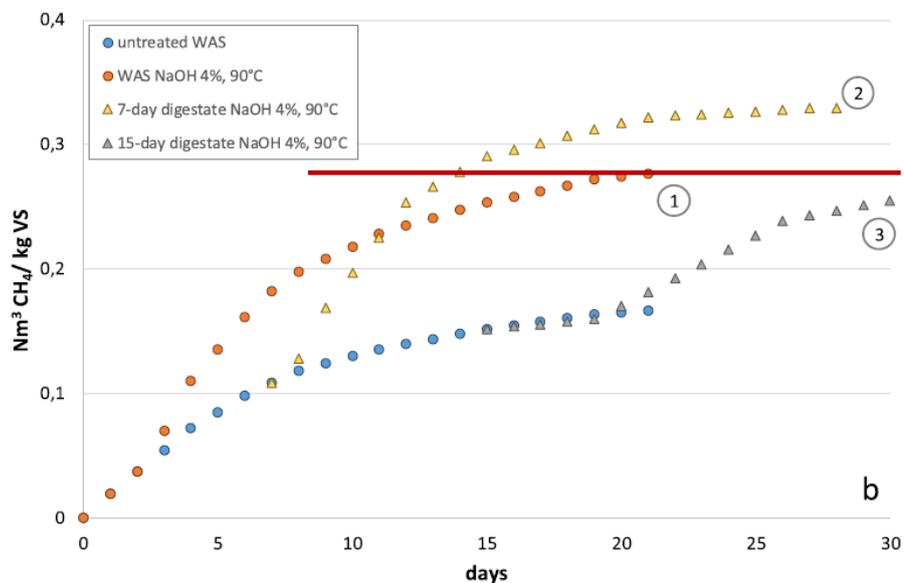
e quindi sottoposto a trattamento intermedio termo-alcalino a 70°C e con NaOH al 4%.

Figura 5.32 – Produzione specifica metano ottenuta con trattamento intermedio termo-alcalino 70°C, NaOH 4% (19)



In Figura 5.33 si riportano i risultati relativi alle medesime analisi graficate in Figura 5.32 ma nel caso in cui i trattamenti intermedi termo-alcalini fossero condotti alla temperatura di 90 °C con un dosaggio di NaOH del 4%.

Figura 5.33 – Produzione specifica metano ottenuta con trattamento intermedio termo-alcalino 90°C, NaOH 4% (19)



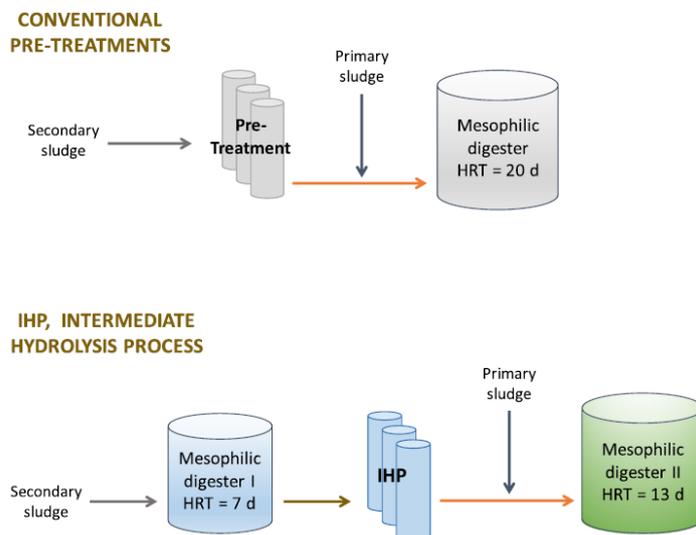
Per entrambe le figure sopra riportate la curva 1 rappresenta la produzione specifica di metano nel caso in cui il campione di WAS fosse sottoposto a trattamento termo-alcalino a 70 (a) e 90°C (b) e con NaOH al 4%, la curva 2 rappresenta la produzione cumulata di metano ottenuta sottoponendo un campione di WAS non trattato a digestione per 7 giorni e poi a trattamento intermedio termo-alcalino a 70 (a) e 90°C (b) e

con NaOH al 4%, la curva 3 rappresenta la produzione cumulata di metano ottenuta sottoponendo un campione di WAS non trattato a digestione per 15 giorni e poi a trattamento intermedio termo-alcalino a 70 (a) e 90°C (b) e con NaOH al 4%.

Dai risultati riportati nelle figure precedenti si può concludere che sottoponendo un campione di WAS non trattato a una digestione di 7 giorni, trattarlo termo-alcalinamente, sia a 70°C che a 90°C con un dosaggio di NaOH del 4% di TS, e destinarlo ad una ulteriore digestione di 13 giorni, consente di avere una produzione cumulata di metano notevolmente superiore rispetto a quella che si otterrebbe sottoponendo il campione di WAS a pretrattamento termo-alcalino nelle medesime condizioni. Per quanto riguarda la configurazione con una digestione iniziale di 15 giorni, successivo trattamento intermedio termo-alcalino e una ultima fase di digestione anaerobica, non porterebbe in nessuna condizione testata ad avere un miglioramento in termini di produzione specifica di metano rispetto al pretrattamento del campione di WAS.

Questo lavoro sperimentale si conclude con un'analisi tecnico-economica volta a valutare quale sia l'impatto sulle condizioni operative e i conseguenti ricavi, derivanti dalla vendita di energia elettrica prodotta, nel caso in cui vengano introdotti i pretrattamenti o i trattamenti intermedi. In *Figura 5.34* si riportano i due scenari analizzati e messi a confronti.

*Figura 5.34 – Schema delle due configurazioni di trattamento analizzate (19)*



Dall'analisi condotta, nel caso di introduzione dei pretrattamenti termo-alcalini si avrebbe oltre che l'autosufficienza dell'impianto, quanto a energia termica richiesta per i trattamenti, anche un surplus di energia elettrica prodotta, dalla cui vendita si potrebbero avere dei ricavi superiori a quelli attuali del 13% e del 25% se i trattamenti fossero condotti rispettivamente a 70 e 90°C. Lo scenario che prevede l'introduzione dei trattamenti intermedi termo-alcalini porterebbe a dei ricavi superiori rispetto a quelli attuali del 26% e del 32% se i trattamenti fossero condotti rispettivamente a 70 e 90°C.

Questo studio, quindi, conferma quanto noto in letteratura riguardo la migliore efficienza dei trattamenti intermedi in termini di miglioramento della produzione specifica di metano ma introduce anche un'analisi che consente di avere un quadro completo del passaggio delle sperimentazioni analizzate dalla scala di laboratorio a un impianto a piena scala con potenzialità di 2.000.000 di abitanti equivalenti.

## Capitolo VI Digestione anaerobica di un fango di supero con trattamento intermedio termico e termo-alcantino

### **6.1 Introduzione**

Il processo di digestione anaerobica dei fanghi di supero presenta delle criticità legate alla presenza di substrati organici complessi la cui degradazione risulta fondamentale al fine di garantire delle produzioni specifiche di biogas significative. Per favorire la lisi cellulare e consentire il passaggio delle EPS a strutture SMP, con una maggiore solubilizzazione della matrice organica, si è valutata l'adozione di trattamenti termici e termo-chimici da introdurre in impianti operanti a piena scala.

Nel Capitolo III del presente lavoro di tesi, analizzando il processo di digestione e le relative produzioni specifiche di biogas per l'impianto SMAT in esame, è emerso che nella condizione attuale la digestione dei fanghi biologici presenti una condizione lontana dalla autosufficienza termica.

Da ciò la necessità di incrementare la produzione specifica di metano relativa al processo di digestione dei fanghi di supero, cercando di valutare l'introduzione di quanto alla scala di laboratorio è stato testato dal team di ricerca del Politecnico di Torino, per limitare la potenza termica ottenuta dalla combustione di metano da rete e raggiungere l'autosufficienza, incrementando i ricavi derivanti dalla produzione di energia elettrica.

Questo lavoro di tesi si colloca in tale scenario, in particolare cerca di affrontare la tematica dei trattamenti intermedi termici a bassa temperatura (<100°C) e termo-alcantini, valutandone le prestazioni in termini di incremento di produzione specifica di metano e degradazione di sostanza organica, alla scala di laboratorio, ed effettuando un'analisi tecnico-economica legata all'introduzione di tali trattamenti per l'impianto di Castiglione Torinese.

La sperimentazione descritta in questo capitolo, come suddetto, si inserisce all'interno di uno studio finalizzato a capire quale possa essere la durata della prima fase della digestione anaerobica, cui far seguire i trattamenti intermedi e la seconda fase di digestione. A fronte delle sperimentazioni già condotte, il lavoro è stato incentrato sullo studio dei trattamenti intermedi su fanghi di supero aventi HRT fissato a 10 giorni.

La prima fase della sperimentazione è stata quella di produrre un digestato con HRT di 10 giorni attraverso l'utilizzo di un digestore operante in semicontinuo. Successivamente, dopo aver raggiunto la stazionarietà del processo, i campioni di digestato sono stati sottoposti a trattamenti intermedi ibridi e infine digeriti in condizioni mesofile in apparati batch. I risultati dei test verranno impiegati per valutare la sostenibilità complessiva dei trattamenti intermedi.

### **6.2 Prima fase della sperimentazione**

Al fine di produrre un digestato caratterizzato da un HRT di 10 giorni, si è provveduto alla realizzazione di un sistema di digestione anaerobica in condizioni mesofile, composto dal reattore CSTR (Continuous-flow

Stirred-Tank Reactor), operante in semicontinuo, in acciaio inox dal volume utile di 10L, dal boiler da 25L per il mantenimento del sistema in mesofilia e i sistemi di controllo e misura della temperatura interna al digestore e del boiler.

*Figura 6.1 – Digestore pilota CSTR da 10 litri*



*Figura 6.2 – Boiler per il mantenimento della temperatura di processo*



Il digestore è incamiciato così da poter permettere il passaggio tra le pareti dell'acqua, che è riscaldata attraverso una resistenza posta nel boiler. Il controllo elettronico misura in tempo reale la temperatura interna del digestore, attivando e disattivando la pompa di ricircolo dell'acqua calda. Contemporaneamente viene comandata la resistenza presente nel boiler al fine di mantenere l'acqua alla temperatura desiderata.

Il digestore è caricato manualmente tramite un'apposita tramoggia. Il battente idraulico presente nel tubo di carico, che si spinge fino a  $\frac{3}{4}$  dell'altezza del digestore, garantisce la tenuta del sistema. La massa interna al digestore è miscelata meccanicamente tramite pale messe in moto da un motorino elettrico situato in testa al reattore, comandato da un timer. Lo scarico avviene manualmente attraverso l'apertura di una valvola a sfera posta sul fondo del digestore.

In data 22/09/2017 il digestore è stato caricato con 10 litri di fanghi di supero prelevati nell'impianto di trattamento delle acque reflue SMAT di Castiglione Torinese, e più precisamente dal "quadro svedese", quindi già additivati con polielettrolita e preispressiti. L'inoculo utilizzato nel processo di digestione alla scala di laboratorio è stato prelevato da uno dei sei digestori (1034) da 12.000 m<sup>3</sup> presenti nell'impianto di Castiglione Torinese, e, come riportato in [Appendice I](#), dalla media dei valori rilevati per le due repliche del campione di inoculo si rileva che lo stesso è caratterizzato da un contenuto di solidi totali del  $2,07 \pm 0,05\%$ , un contenuto di solidi volatili dell' $1,27 \pm 0,03\%$  e un rapporto solidi volatili/solidi totali del  $61,15 \pm 0,05\%$ . Il reattore anaerobico monostadio, dal quale è stato prelevato l'inoculo, è alimentato con fango primario digerito alle temperature di 38 °C. Al fine di raggiungere le condizioni stazionarie per il digestore è necessario che il processo sia portato avanti per un tempo pari a tre volte l'HRT fissato e quindi la digestione in semicontinuo è stata condotta fino al 22/11/2017, data in cui il digestato ottenuto è stato sottoposto alla seconda fase della sperimentazione.

Avendo fissato il parametro HRT a 10 giorni ed avendo un volume utile per il digestore pari a 10 litri, la quantità di fango alimentata e scaricata giornalmente è stata pari 1 litro. Dal lunedì al venerdì, esclusi i giorni festivi, prima di scaricare e alimentare il digestore si è proceduto a ricircolare parte del digestato per evitare che nonostante la miscelazione si creassero delle stratificazioni nel digestore. Eseguiti i ricircoli si è scaricato un litro di digestato e successivamente si è alimentato un litro di fango di supero, con l'ausilio sia per lo scarico che per l'alimentazione di una bilancia tecnica, con portata massima di 3000 grammi e sensibilità di 10<sup>-2</sup> grammi, per la corretta definizione delle quantità estratte/introdotte. I fanghi di supero utilizzati come alimento sono stati prelevati dall'impianto SMAT di Castiglione Torinese con frequenza settimanale o bisettimanale, imessi in bidoncini da 10 litri e riposti in cella frigorifera alla temperatura di 4°C.

Il fango in alimentazione così come il campione di digestato, prelevato giornalmente, sono stati caratterizzati fisicamente e chimicamente, con la determinazione dei parametri TS, VS, pH e FOS/TAC,

secondo le procedure standard (APHA, 2005).

Il parametro TS rappresenta i solidi totali, cioè disciolti e sospesi, presenti nel campione in analisi e per la sua determinazione dapprima si sono pesati i crogioli, dopo condizionamento per 2 ore alla temperatura di 105°C e successivo ripristino della temperatura ambiente in essiccatore, per avere la tara, poi si sono riempiti i crogioli con i campioni da analizzare per avere il peso lordo e infine si sono riposti i crogioli in stufa a 105°C per 12 ore. Trascorse 12 ore si sono tirati fuori i crogioli, riposti negli essicatori per farli raffreddare e si è effettuata la pesatura. Per ricavare il valore del parametro TS si è utilizzata la seguente relazione:

$$TS = \frac{Peso_{105^{\circ}C} - Tara}{Lordo - Tara}$$

Per effettuare le pesature si è utilizzata una bilancia analitica con sensibilità di 10<sup>-5</sup> grammi.

Il parametro VS rappresenta la frazione organica di un campione che volatilizza alla temperatura di 600°C. Operativamente, i crogioli in uscita dalla stufa a 105°C, dopo esser stati pesati, sono stati riposti nella muffola a 600°C per tre ore. Successivamente si è proceduto con la pesatura dei crogioli e i solidi rimanenti dopo il trattamento di incenerimento rappresentano i solidi non volatili mentre la frazione perduta nel riscaldamento rappresenta i solidi volatili. Per la determinazione del valore del parametro VS si è utilizzata la seguente relazione:

$$VS = \frac{Peso_{105^{\circ}C} - Peso_{600^{\circ}C}}{Lordo - Tara}$$

*Figura 6.3 – Bilancia analitica utilizzata per la pesatura dei campioni*

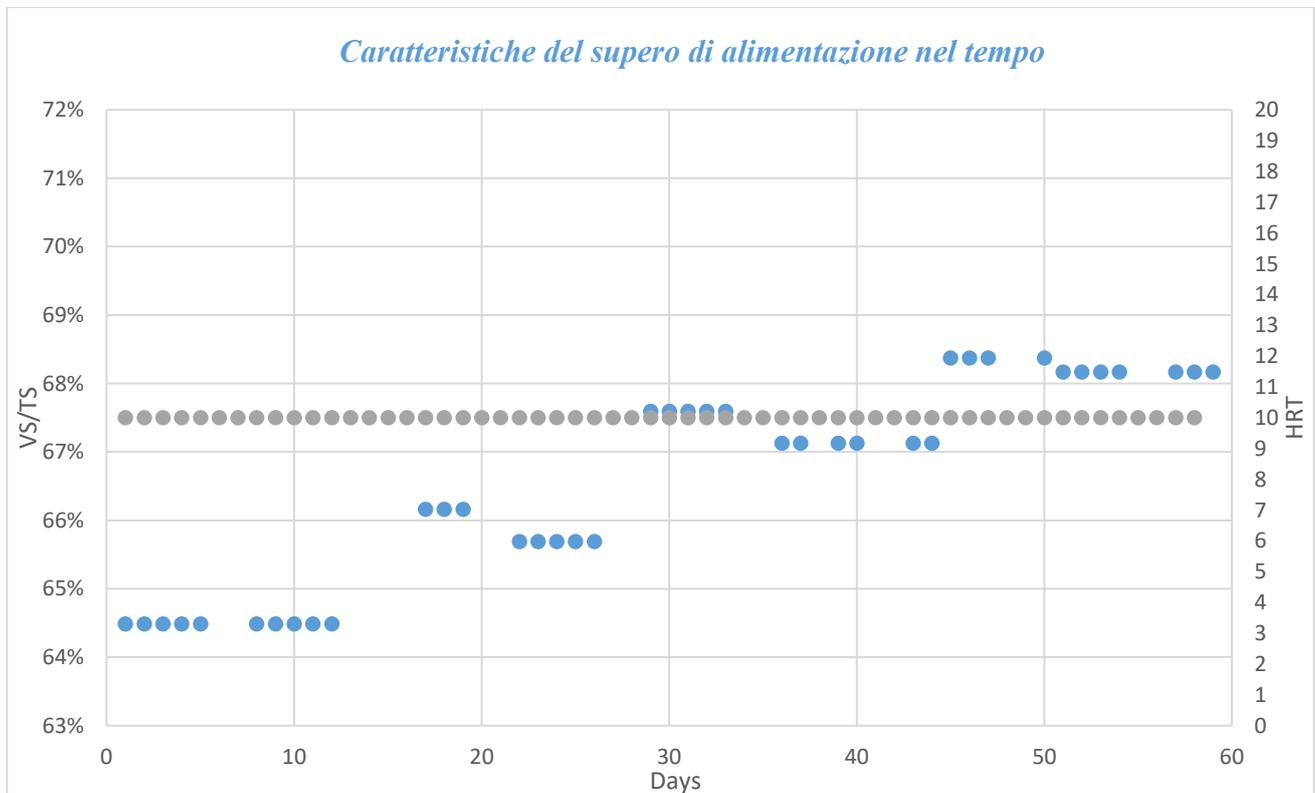


Figura 6.4 – Essicatori con sali sul fondo



Il tenore di secco del fango di alimentazione, durante la digestione in semi-continuo, è variato con valori compresi tra 2.7-3.3 % TS e un rapporto VS/TS compreso tra il 64.5-68.2%. Il digestato ha presentato tenori di secco compresi tra il 2.05-3.05%, con un rapporto VS/TS che è variato tra il 49.06-63.7%. Il tasso di rimozione della sostanza organica, in termini di solidi volatili, è stata di circa il 22% e tale dato deriva dalle analisi dei solidi effettuate sul digestato.

Figura 6.5 – Caratteristiche del fango di supero di alimentazione nel corso della prima digestione



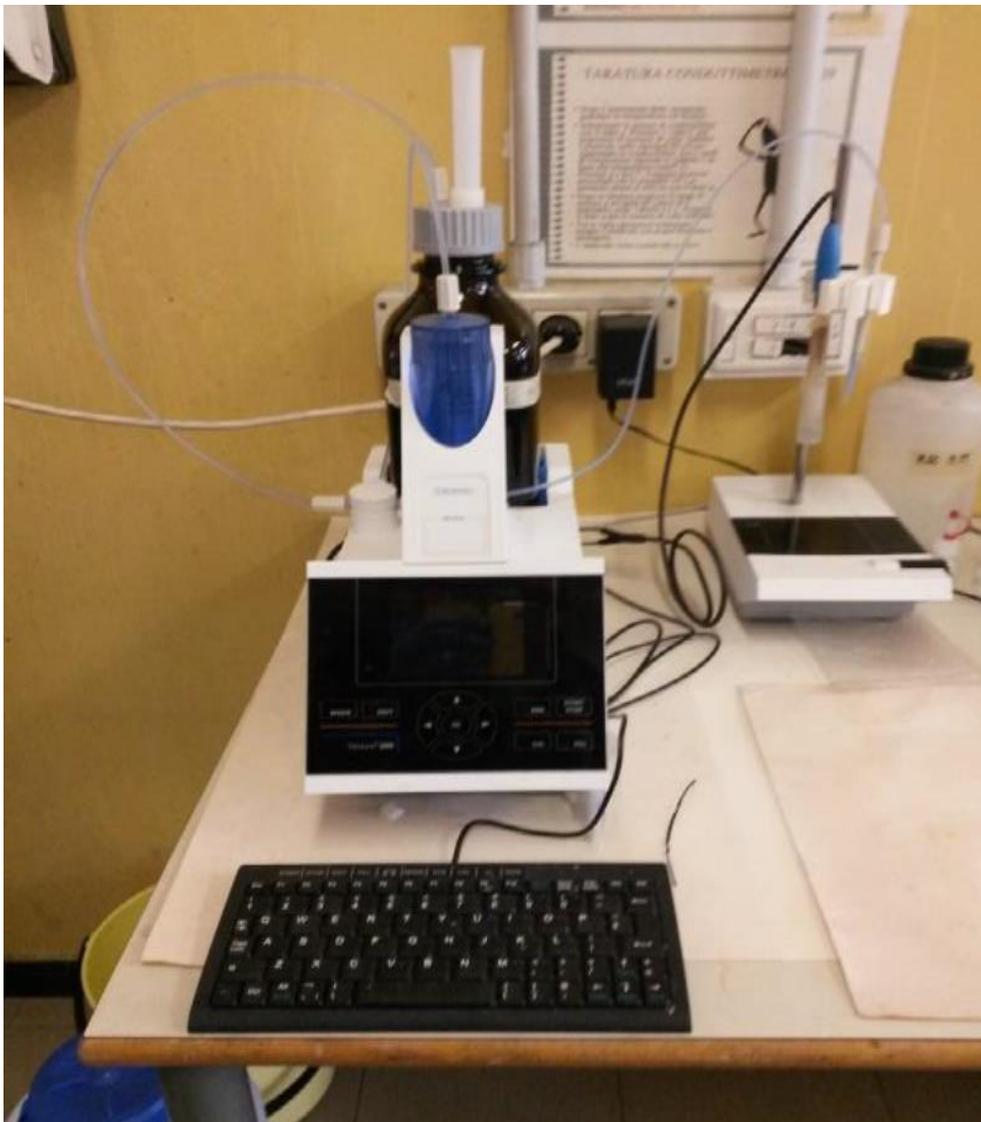
Il fango in alimentazione, così come il digestato prelevato giornalmente, sono stati caratterizzati in termini di pH e rapporto FOS/TAC. Il parametro FOS/TAC esprime il rapporto tra acidità ed

alcalinità come concentrazione di acido acetico rispetto alla concentrazione di carbonato di calcio, e risulta importante per comprendere se la fase di acidogenesi-acetogenesi sia in equilibrio con la fase di metanogenesi nel corso della digestione.

Il dispositivo utilizzato per la determinazione del rapporto acidità-alcalinità, riportato in *Figura 6.6*, utilizza una soluzione di  $H_2SO_4$  0.05 molare per titolare la soluzione costituita da 20 ml di centrato del campione di fango, ottenuto a seguito di centrifugazione per 10 minuti a 4000 giri al minuto, diluiti con 20 ml di acqua bidistillata. Tale dispositivo, essendo dotato di un elettrodo, consente la contestuale definizione del pH per il campione analizzato.

Il pH del digestato, nel corso della sperimentazione, era compreso tra 7.2 e 7.6, il FOS/TAC tra 0.11 e 0.13.

*Figura 6.6 – Dispositivo per la misura del rapporto FOS/TAC*



*Figura 6.7 – Centrifuga*



*Figura 6.8 – Campione centrifugato*



### 6.2.1 Misura del biogas prodotto

Il digestore è stato collegato tramite un opportuno tubo a due sacchetti in Tedlar da 5 L, i quali hanno raccolto il biogas prodotto. La misura del biogas prodotto è stata effettuata con metodo volumetrico e giornalmente, contestualmente alla misura del volume prodotto, si è analizzata la qualità del biogas. La caratterizzazione del biogas, in termini di concentrazione di metano, anidride carbonica e ossigeno, è stata effettuata con l'ausilio dell'analizzatore portatile Biogas Analyser Geotechnical Instrument, avente una portata volumetrica di aspirazione pari a 500 ml/min. Il biogas contenuto nei sacchetti è stato aspirato dall'analizzatore per 1 minuto e successivamente si è bloccata l'aspirazione e si sono letti i valori delle concentrazioni volumetriche di metano, anidride carbonica e ossigeno.

Il rimanente volume di biogas nei sacchetti è stato determinato attraverso lo spiazzamento d'acqua, utilizzando il boccione di *Figura 6.10*.

Giornalmente, con il fine di riportare le produzioni volumetriche di biogas e metano alle condizioni normali (0°C e 1atm), è stata registrata la temperatura ambiente del laboratorio.

*Figura 6.9 – Analizzatore di biogas portatile*

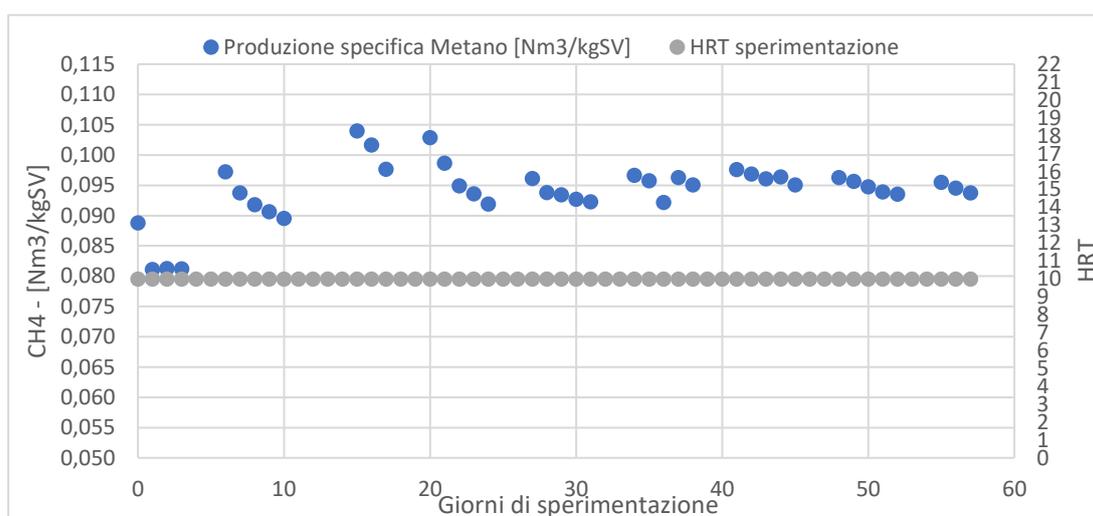


Figura 6.10 – Boccione utilizzato per la determinazione del volume di biogas prodotto



Nella *Figura 6.11* è possibile osservare le produzioni specifiche in termini di metano. Risulta che per un HRT di 10 giorni la produzione specifica media è pari a  $0,095 \pm 0,003 \text{ Nm}^3 \text{ CH}_4 / \text{kg SV}$ .

Figura 6.11 – Produzione specifica metano fango di supero con HRT 10 giorni



### 6.3 Trattamenti intermedi termici e termo-alcasini

Una volta raggiunte le condizioni stazionarie per il digestore dopo un tempo pari a tre volte l'HRT fissato, la digestione in semicontinuo è stata interrotta in data 22/11/2017 e il digestore è stato scaricato. Il digestato ottenuto è stato utilizzato per la seconda fase della sperimentazione in cui si sono effettuati i trattamenti intermedi. Il digestato e l'inoculo, utilizzato per la successiva fase di digestione mesofila in batch e prelevato in data 21/11/2017 dal digestore 1034 dell'impianto SMAT, sono stati caratterizzati a livello chimico-fisico, determinandone il contenuto in termini di solidi totali e volatili e i rispettivi pH e FOS/TAC.

#### 6.3.1 Determinazione dei solidi totali e volatili per il digestato e l'inoculo

Seguendo la procedura descritta precedentemente, nel paragrafo 6.2, riguardo la determinazione del

contenuto di solidi totali e volatili per un campione di fanghi, il digestato e l'inoculo sono stati caratterizzati in termini di TS, VS/TS. In *Appendice I* si riportano i risultati ottenuti dalle analisi condotte su due repliche per ciascun campione.

Dalla media dei valori rilevati per le due repliche del campione di digestato si rileva che lo stesso è caratterizzato da un contenuto di solidi totali del  $2,65 \pm 0,05\%$ , un contenuto di solidi volatili dell' $1,65 \pm 0,03\%$  e un rapporto solidi volatili/solidi totali del  $63,7 \pm 0,10\%$ .

Il campione è stato sottoposto ad analisi del pH e FOS/TAC, seguendo la metodologia illustrata nel paragrafo 6.2, e il suo pH è risultato pari a 7.66 con un rapporto FOS/TAC di 0.11.

Analogamente a quanto fatto per il digestato, si riportano in *Appendice I* i risultati delle analisi condotte sul campione di inoculo, e dalla media dei valori rilevati per le due repliche del campione di inoculo si rileva che lo stesso è caratterizzato da un contenuto di solidi totali del  $2,07 \pm 0,05\%$ , un contenuto di solidi volatili dell' $1,27 \pm 0,03\%$  e un rapporto solidi volatili/solidi totali del  $61,15 \pm 0,05\%$ .

### **6.3.2 Trattamenti intermedi**

Tutti i pretrattamenti sono stati realizzati alla scala di laboratorio e, partendo dai risultati delle sperimentazioni passate, quali quelle presentate nell'articolo "Pretreatments and Intermediate Hybrid Treatments for the Improvement of the Anaerobic Digestion of Sewage Sludge: Preliminary Results" (21), 2017, sono state scelte le condizioni di trattamento termico e termo-alcalino che si sono mostrate più efficaci. Entrando nel dettaglio, si è optato per un trattamento termico, alla temperatura di  $90^{\circ}\text{C}$  con tempo di contatto di 90 minuti, e per un trattamento ibrido, ovvero termico con l'utilizzo della specie alcalina NaOH. La dose di idrossido di sodio è stata pari a 4 g idrossido/100 g TS. Il trattamento intermedio termo-alcalino ha previsto l'immissione di 200 ml di digestato e di 50 ml di soluzione salina in una bottiglia Duran da 500 ml. La concentrazione della specie alcalina utilizzata, NaOH, per la soluzione è stata determinata sulla base del rapporto in peso tra idrossido e solidi totali del campione di digestato. La soluzione è stata preparata utilizzando una soluzione madre caratterizzata da una concentrazione di idrossido di sodio pari a 100 g NaOH/l. I trattamenti, di durata pari a 90 minuti, hanno avuto inizio nel momento in cui i campioni sono stati posti all'interno del bagno termostatico, con l'acqua contenuto nello stesso alla temperatura di  $90^{\circ}\text{C}$ . Successivamente, conclusi i trattamenti, le bottiglie sono state raffreddate con acqua corrente e riportate alla temperatura ambiente.

In tutte le esperienze di laboratorio, prima e dopo il trattamento, è stato determinato il COD solubile, come descritto di seguito, ed inoltre è stato considerato l'effetto della diluizione dovuta all'aggiunta della soluzione basica. Dopo i trattamenti intermedi sono stati determinati anche il pH, la conducibilità elettrica e il disintegration rate "DR".

Figura 6.12 –Bagno termostatico



Per poter valutare il tenore di sostanza organica che, a seguito dei trattamenti intermedi, è passata in soluzione, è necessario determinare il parametro COD.

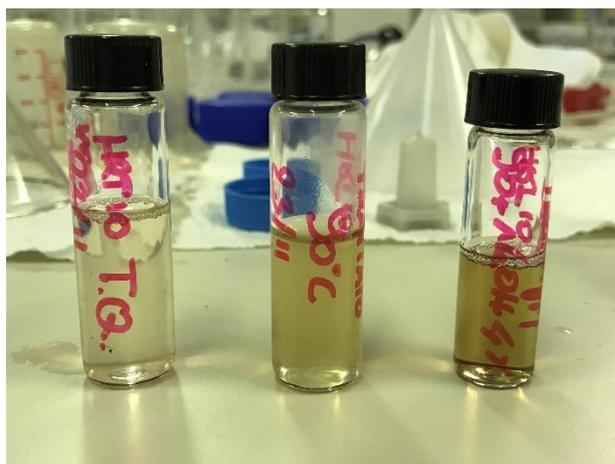
### Determinazione del COD

*“Il COD rappresenta la misura dell’ossigeno necessario ad ossidare chimicamente le sostanze presenti in un campione, per mezzo di un ossidante forte in ambiente acido a caldo. Per la determinazione del COD è necessario dosare ossidanti energici, quali il bicromato di potassio, in soluzione fortemente acida. L’ambiente acido è dato dalla presenza di acido solforico concentrato. Secondo il tipo o la concentrazione dell’ossidante usato, la concentrazione dell’acido, del catalizzatore o il valore della temperatura di riscaldamento, le diverse sostanze risultano più o meno facilmente ossidabili per cui le condizioni di analisi devono essere rigorosamente standardizzate. La determinazione del COD viene eseguita mediante “titolazione di ritorno” dell’eccesso di bicromato, aggiunto in quantità nota, dopo che sia terminata l’ossidazione della soluzione contenente sostanze ossidabili chimicamente. La quantità di sostanze ossidabili presenti nel campione è proporzionale alla quantità di bicromato consumata. L’aggiunta di solfato d’argento come catalizzatore serve ad accelerare l’ossidazione di alcoli e acidi a catena lineare ma non influisce sull’ossidazione degli idrocarburi aromatici. La presenza di concentrazioni elevate di ioduri, bromuri e cloruri può portare a risultati errati per eccesso. Questo inconveniente viene superato con l’aggiunta di solfato di mercurio che forma con gli alogeni complessi insolubili” (22)(Velp catalogo 2017, edizione del 2006-2007 [www.velp.com](http://www.velp.com)). Prima di effettuare il COD, esattamente come per la determinazione del rapporto acidità-alcalinità, è stato necessario porre i campioni di fango, sottoposti a trattamento, nella centrifuga, dove sono stati centrifugati per 10 minuti a 4000 giri/minuto e, successivamente, il centrato ottenuto, dopo filtrazione a 0.45 $\mu$ m, è stato immesso in dei vials, posizioni in frigo per la corretta conservazione.*

Figura 6.13 – Siringa con filtro monouso



Figura 6.14 – Campioni filtrati riposti in vials



Gli strumenti adoperati per eseguire la misura del COD sono stati:

- 6 condensatori a ricaduta;
- beuta;
- riscaldatore elettrico;
- pipetta graduata di plastica da 10 ml;
- pipetta da 30 ml;
- 7 becher da 250 ml;
- matraccio da 100 ml;

I reattivi impiegati sono stati:

- solfato di mercurio;
- 10 ml di soluzione di dicromato di potassio 0.24 N;
- 30 ml di soluzione di solfato di argento in acido solforico;
- campione (generalmente tra 0.200 e 0.400 ml)
- acqua distillata.

Operativamente si sono posti in dei provettoni ed in una beuta, che servirà per il campione di bianco freddo, del solfato di mercurio, 10 ml di dicromato di potassio e 30 ml di solfato di argento in acido solforico. Dei sei provettoni in due non si è posto il filtrato e tali provettoni sono stati i bianchi caldi, mentre negli altri si è inserito il filtrato del digestato non trattato diluito con un volume di acqua distillata pari al volume del filtrato, in due il filtrato del digestato trattato termicamente e in due il filtrato del digestato trattato termo-alcalinamente. Successivamente si sono riposti i provettoni nel termoreattori, si sono coperti con i condensatori a ricaduta e si è avviata la digestione per due ore a 150°C. La beuta contenente il campione di bianco freddo è servita per correggere eventuali errori derivanti dalla titolazione. Conclusa la digestione nel termoreattore, si sono portati i

provettoni sotto cappa per 30 minuti e successivamente si è versato il contenuto di ogni provettone in un becher, portando il volume a 150 ml con acqua distillata.

Infine, si è proceduto con la titolazione, utilizzando come titolante una soluzione di solfato di ammonio 0.125 N e ferro<sub>II</sub> e un indicatore dosato in ciascun becher. La titolazione si è interrotta nel momento in cui la soluzione ha virato al colore rosso.

Figura 6.15 – Preparazione dei provettoni



Figura 6.16 – Riscaldatori elettrici con provettoni



Per il calcolo del COD si è utilizzata la seguente relazione:

$$COD = (b - a) \cdot \frac{8000 \cdot N}{x} \cdot F_c$$

dove:

“COD = richiesta chimica di ossigeno espressa come concentrazione in mg/l;

b = ml di titolante utilizzati per la titolazione del bianco;

a = ml di titolante utilizzati per la titolazione dei campioni;

N = normalità della soluzione titolante (N = 0.125);

x = ml del campione utilizzati;

F<sub>c</sub> = fattore di correzione pari a 20/n, con n che rappresenta i millilitri effettivamente utilizzati per titolare il bianco freddo;

8000 = peso equivalente dell'ossigeno moltiplicato per mille in modo da riferire il dato al volume di un litro” (23).

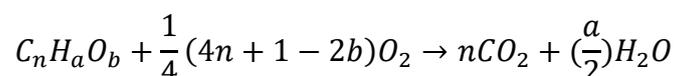
Di seguito si riportano i risultati relativi alla determinazione del COD, ottenuti dopo la titolazione.

Tabella 6.1 – COD solubile dopo i trattamenti intermedi

	Campione utilizzato [ml]	Titolante [ml]	Titolante Medio [ml]	sCOD [mg/l]
Bianco	-	18,65	18,68	-
Bianco	-	18,70		
Dig. T.Q. diluito	1,20	18,10	18,15	362,00
Dig. T.Q. diluito	1,20	18,20		
Dig. 90°C	0,70	15,90	15,90	4173,00
Dig. 90°C	0,70	15,90		
Dig 90°C NaOH 4%	0,40	16,35	16,38	6053,00
Dig 90°C NaOH 4%	0,40	16,40		
Bianco freddo	-	19,00	19,00	-

Come si può notare dal valore del parametro COD solubile, l'applicazione dei trattamenti intermedi ha favorito la solubilizzazione della sostanza organica con incrementi considerevoli rispetto al campione di digestato tal quale.

Per determinare il COD totale, TCOD, presente nei fanghi di supero si è adoperato il metodo analitico, prendendo in esame l'ossidazione chimica completa del generico composto ( $C_nH_aO_b$ ).



Dalla reazione proposta si evince che per ossidare una mole di sostanza organica sono necessarie  $\frac{1}{4}(4n + 1 - 2b)$  moli di ossigeno, e quindi che la richiesta teorica dello stesso è pari a:

$$TCOD = \frac{8(4n + a - 2b - 3d)}{(12n + a + 16b + 14d)} \left[ \frac{gO_2}{g C_nH_aO_bN_d} \right]$$

I coefficienti necessari per la determinazione del TCOD sono stati stimati da analisi condotte dal laboratorio SMAT.

Tabella 6.2 – Coefficienti derivanti da analisi SMAT

Fanghi sperimentali SMAT	C	O	H	N	S	COD analisi elementare	
indici	a	c	b	d	e	gO <sub>2</sub> /gC <sub>a</sub> H <sub>b</sub> O <sub>c</sub> N <sub>d</sub>	mgO <sub>2</sub> /gC <sub>a</sub> H <sub>b</sub> O <sub>c</sub> N <sub>d</sub>
VS-Digesto 10gg	7,60	4,00	12,30	1,00	0,00	1,40	1372,50

Definito il contenuto in termini di solidi volatili dei fanghi biologici sottoposti ai trattamenti, considerato il rapporto di diluizione del campione tal quale, si può determinare il TCOD in [mg/l] che è risultato pari a 18116 mg/l.

### Determinazione del Disintegration Rate (DR)

Gli effetti dei trattamenti intermedi studiati sono stati valutati attraverso il DR (Disintegration Rate); tale parametro, comunemente utilizzato per valutare il grado di lisi raggiunto e mettere a confronto più tecnologie di pretrattamento, è stato calcolato a partire dalla formula seguente:

$$DR = \frac{sCOD_{after} - sCOD_{before}}{TCOD - sCOD_{before}}$$

Dove i differenti termini rappresentano:

“TCOD = COD totale del fango espresso in [mg/l];

sCOD<sub>before</sub> = COD solubile del fango prima del pretrattamento espresso in [mg/l];

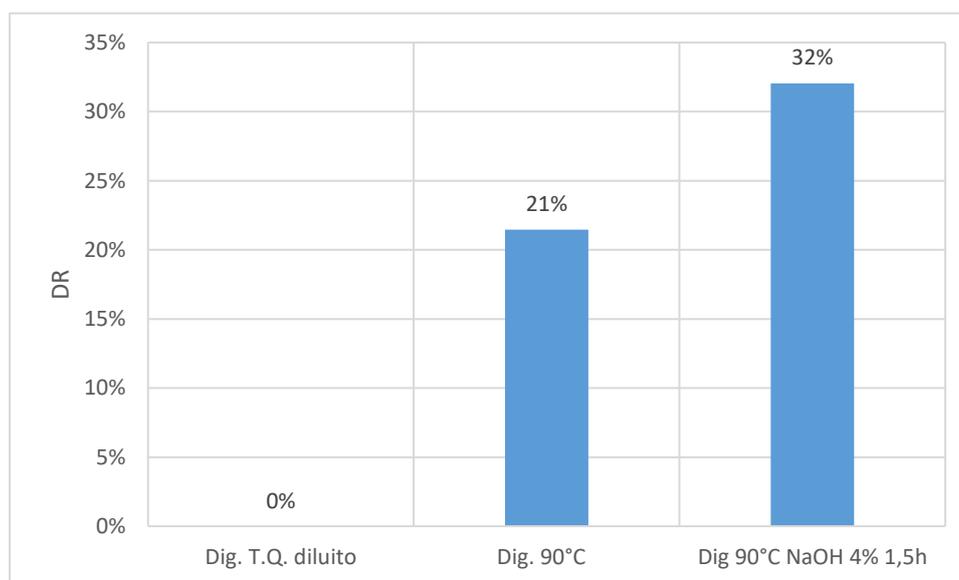
sCOD<sub>after</sub> = COD solubile del fango dopo il pretrattamento espresso in [mg/l]” (4).

Di seguito, in *Tabella 6.3* si riportano i diversi valori ottenuti per il parametro DR in funzione dei trattamenti intermedi applicati al campione di digestato.

*Tabella 6.3 – Determinazione del disintegration rate DR*

	sCOD [mg/l]	sCOD <sub>after</sub> /sCOD <sub>before</sub>	sCOD/tCOD	DR
Dig. T.Q. diluito	362,00	-	2,00%	-
Dig. 90°C	4173,00	11,52	23,00%	21,50%
Dig 90°C NaOH 4%	6053,00	16,70	33,40%	32,10%

*Figura 6.17 – DR in funzione del trattamento*



A partire dalle precedenti sperimentazioni, necessarie per stabilire quali siano le migliori condizioni di trattamento (1.5 h come tempo di contatto, temperatura di 90°C e concentrazione di NaOH del 4%TS), si può notare come il trattamento termo-alcalino sia il più efficace in termini di solubilizzazione della

sostanza organica e quindi in termini di DR. Il trattamento intermedio termo-alcantino consente di incrementare il DR del trattamento termico del 10.6%, e quest'ultimo garantisce un DR pari al 21.5%.

#### **6.4 Digestione anaerobica in batch**

Conclusi i trattamenti intermedi effettuati sul digestato, alla temperatura di 90°C per un tempo di contatto di 1.5 ore e nel caso del trattamento ibrido con uso di NaOH alla concentrazione del 4%TS, per stimare l'incremento di produzione di metano a seguito degli stessi trattamenti, si è condotta una digestione in batch.

Il digestato, dopo i trattamenti termici e termo-alcantini, presentava pH non superiori a 8.00, quindi non è stato necessario acidificare i campioni in quanto tali valori si sono ritenuti compatibili con il successivo processo di digestione.

Il ciclo di digestione è iniziato il 22/11/2017, con l'alimentazione dei digestori, e si è concluso il giorno 15/12/2017, con le attività relative alla caratterizzazione del digestato e la pulizia dei digestori.

Tutti i fanghi, prima e dopo la digestione, sono stati caratterizzati mediante analisi chimiche e fisiche.

Sono stati utilizzati otto digestori, sei dalla capacità di 6 litri e due da 2,8 litri, mantenuti alla temperatura di 38°C mediante immersione in bagno termostatico. I digestori, di forma cilindrica e flangiati, sono stati collegati tramite opportuno tubo ad uno o due sacchetti in Tedlar da 5 litri.

Per ciascun campione sottoposto alla digestione in batch (inoculo, fango non trattato, fango sottoposto a trattamento intermedio termico e fango sottoposto a trattamento intermedio termo-alcantino) si sono utilizzate due repliche, ovvero due reattori alimentati con il medesimo campione, per poter ridurre gli errori nella determinazione delle produzioni specifiche di biogas e metano.

I digestori sono stati miscelati meccanicamente ogni quindici minuti per la durata di un minuto, inoltre due digestori sono stati utilizzati come bianco di riferimento, ovvero alimentati con digestato non trattato. Ulteriori due digestori da 2,8 litri sono stati utilizzati per misurare la produzione di biogas del solo inoculo, in modo da poter depurare la produzione specifica dei sei digestori da 6 litri dal contributo dato dallo stesso inoculo. La misura del biogas prodotto giornalmente è avvenuta mediante metodo volumetrico e la caratterizzazione del biogas in termini di concentrazione di metano, anidride carbonica e ossigeno è avvenuta mediante analizzatore portatile (Biogas analyser Geotechnical Instrument), in continuità con quanto fatto nella fase di stabilizzazione del fango di supero con HRT di 10 giorni. Dato che le quantità di biogas prodotto non erano sufficienti per eseguire una analisi qualitativa giornalmente, caratterizzando il biogas in termini di metano, anidride carbonica e ossigeno, le misure con analizzatore portatile si sono eseguite con cadenze legate alla produzione. Il campionamento volumetrico e qualitativo del biogas prodotto dal solo inoculo è stato effettuato l'ultimo giorno della sperimentazione, date le basse produzioni.

Figura 6.18 – Bagno termostatico contenente gli otto digestori



I digestori da sei litri sono stati utilizzati nel modo seguente:

- 2 digestori utilizzati per i campioni di bianco, ovvero digestato non trattato, denominati 1A e 1B;
- 2 digestori utilizzati per i campioni di digestato trattato termicamente, denominati 2A e 2B;
- 2 digestori utilizzati per i campioni di digestato trattato termo-alcalinamente, denominati 3A e 3B.

Prima del caricamento dei digestori e dell'avvio della digestione, si è determinata la quantità di inoculo e di digestato da introdurre in ciascun digestore. Per poter ottimizzare il riempimento e tenuto conto del tenore di solidi volatili presenti nell'inoculo e nel digestato, si è fissato il rapporto tra i solidi volatili del digestato e i solidi volatili dell'inoculo, pari a 1.2, e la quantità di inoculo da introdurre in ciascun digestore pari a 1500 ml. Di seguito in *Tabella 6.4* si riporta il procedimento seguito per determinare la quantità di digestato introdotta nei digestori

Tabella 6.4 – Determinazione della quantità di digestato da introdurre in ciascun digestore

<i>Alimentazione</i>	
Inoculo [ml]	1500
VS <sub>inoculo</sub> %	1,27%
VS introdotti inoculo [g]	18,98
VS <sub>alimento</sub> / VS <sub>inoculo</sub>	1,2
VS da introdurre alimento [g]	22,78
VS <sub>alimento</sub> % (post diluizione)	1,32%
Alimento [ml]	1726
Alimento reale [ml]	1600
VS <sub>alimento</sub> / VS <sub>inoculo</sub> reale	1,11

I digestori sono stati riempiti con 1500 ml di inoculo, 1600 ml di digestato e si sono aggiunti 1500 ml di acqua distillata, lasciando, quindi, 1400 ml di spazio di testa. I digestori da 2.8 litri, destinati alla digestione del solo inoculo, sono stati riempiti con 2000 ml di inoculo, lasciando 800 ml di spazio di testa.

Nelle tabelle seguenti si riportano le caratteristiche medie del digestato e dell'inoculo alimentato ai digestori, ottenute dall'analisi eseguite su due repliche dei campioni.

Tabella 6.5 – Caratteristiche digestato in alimentazione

Digestore	TS %	VS/TS %	TCOD [mg/l]	sCOD [mg/l]	DR %	pH
1 A	2.65	62.37	18116	362	-	7.41
1 B	2.65	62.37	18116	362	-	7.35
2 A	2.65	62.37	18116	4173	21.5	7.39
2 B	2.65	62.37	18116	4173	21.5	7.34
3 A	2.65	62.37	18116	6053	32.1	7.94
3 B	2.65	62.37	18116	6053	32.1	7.92

Tabella 6.6 – Caratteristiche inoculo (media su due repliche)

	TS %	VS/TS %	VS %
Inoculo	2.07±0.06	61.15±0.05	1.27±0.05

Alimentati i digestori secondo i rapporti precedentemente riportati per quanto riguarda inoculo, digestato e acqua distillata, si è rimosso l'ossigeno presente nei reattori con l'introduzione di azoto. Infine, prima di procedere con la chiusura dei digestori, si sono collegati i sacchetti di Tedlar da 5 litri.

### 6.4.1 Produzione di biogas

Si presentano le produzioni giornaliere di biogas rilevate durante il processo anaerobico in batch per ogni coppia di digestori.

Figura 6.19 – Produzione giornaliera biogas digestori 1A e 1B

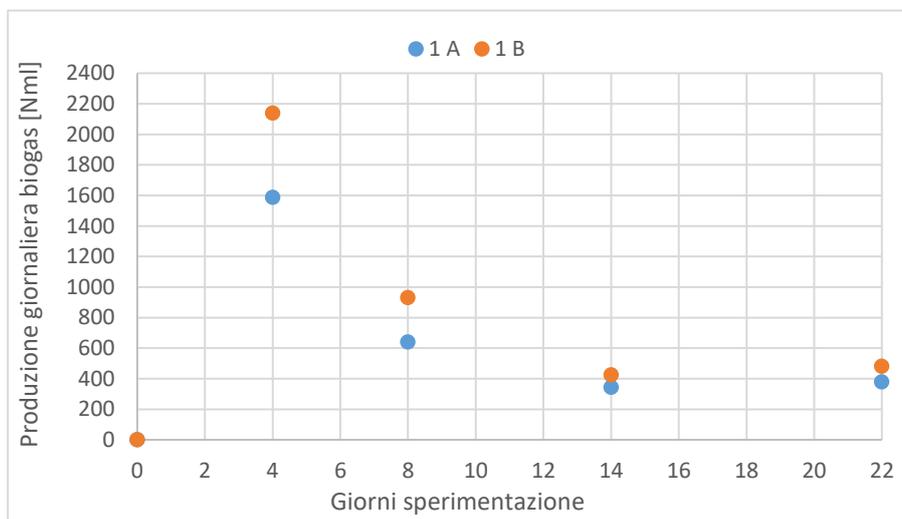


Figura 6.20 – Produzione giornaliera biogas digestori 2A e 2B

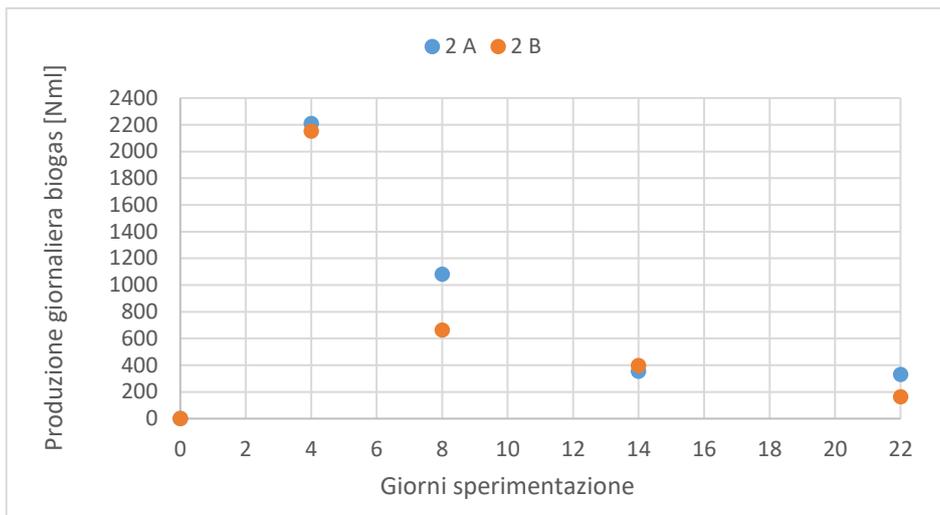
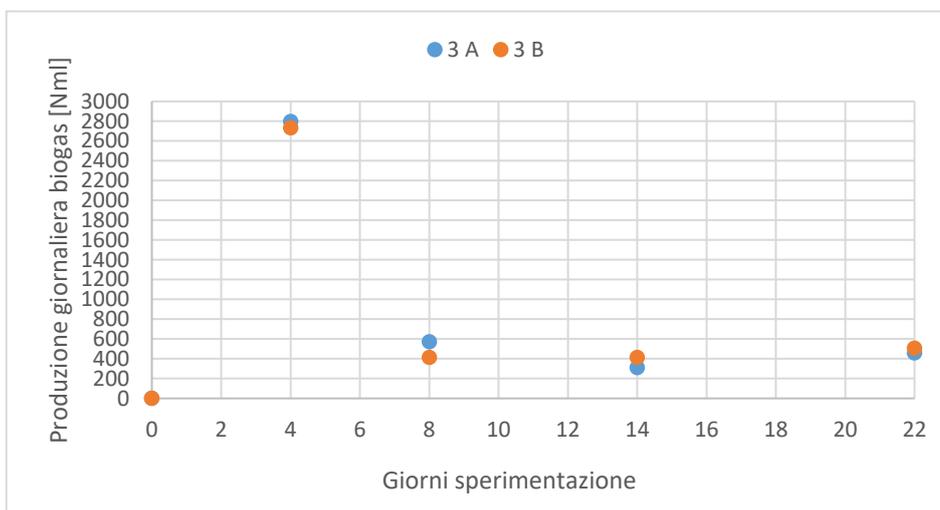
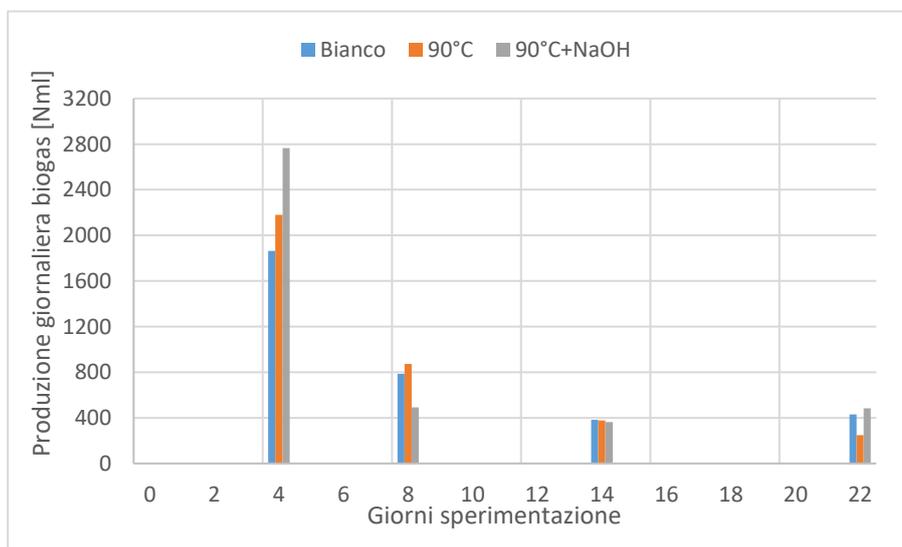


Figura 6.21 – Produzione giornaliera biogas digestori 3A e 3B



In *Figura 6.22* si riporta la produzione giornaliera di biogas ottenuta mediando i valori di produzione di ciascuna coppia di digestori.

Figura 6.22 – Produzione giornaliera biogas media per ciascuna coppia di digestori



Per riportarsi alle condizioni normali, si è utilizzata la relazione successiva, :

$$V_{norm} = V_{letto} \cdot \left( \frac{273.15}{273.15 + T} \right)$$

dove:

$V_{norm}$  = volume normalizzato espresso in [Nml];

$V_{letto}$  = volume letto al momento del campionamento espresso in [ml];

T = temperatura del laboratorio espressa in [°C].

Oltre a ricalcolare il volume di biogas prodotto riportandolo alle condizioni normali, è stata determinata la composizione del biogas tenendo presente che nei campionamenti si è analizzato il solo biogas presente nei sacchetti, la cui composizione è stata alterata dal biogas dello spazio di testa. La relazione che ha permesso di determinare le concentrazioni dei diversi componenti del biogas è:

$$C_{reale} = \left[ (V_{norm} + V_{spazio\ di\ testa}) \cdot \frac{C_{gas\ attuale}}{100} \right] - \left( V_{spazio\ di\ testa} \cdot \frac{C_{gas\ precedente}}{100} \right)$$

Con:

$C_{reale}$  = concentrazione reale dei gas [%];

$V_{norm}$  = volume normalizzato [Nml];

$V_{spazio\ di\ testa}$  = volume dello spazio di testa dei digestori (1400 ml);

$C_{gas\ attuale}$  = concentrazione dei gas letta nella misurazione attuale [%];

$C_{gas\ precedente}$  = concentrazione dei gas relativa alla lettura precedente [%].

Dal momento che l'analisi delle concentrazioni dei gas costituenti il biogas e del volume di biogas prodotto non sono state eseguite giornalmente, non essendo nota la cinetica di produzione del biogas, per poter stimare la produzione giornaliera, si sono mediati i risultati rilevati rispetto ai giorni trascorsi dalla precedente rilevazione. In tal modo si è potuto constatare che il tenore di metano ha raggiunto un picco nei primi giorni di digestione per poi stabilizzarsi nella restante fase del processo. Per quanto riguarda i campioni di bianco il tenore di metano medio è stato del 56%, per i campioni di digestato trattati a 90°C è stato il 60% e per i campioni di digestato trattati termo-alcalinamente è stato del 62%.

Di seguito si riportano i risultati relativi alle produzioni cumulate di biogas per ogni digestore e le produzioni specifiche nette cumulate per i campioni di digestato non trattato, trattato a 90°C e trattato termo-alcalinamente, che tengono conto della produzione in relazione ai chilogrammi di VS alimentati e delle produzioni dei campioni di inoculo, sottratte a quelle registrate per i campioni di digestato.

Figura 6.23 – Produzione cumulata biogas digestori 1A e 1B

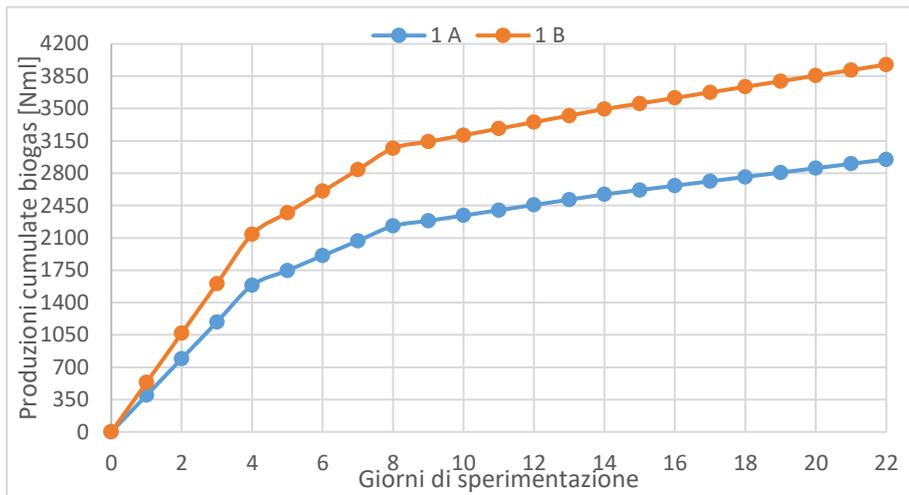


Figura 6.24 – Produzione cumulata biogas digestori 2A e 2B

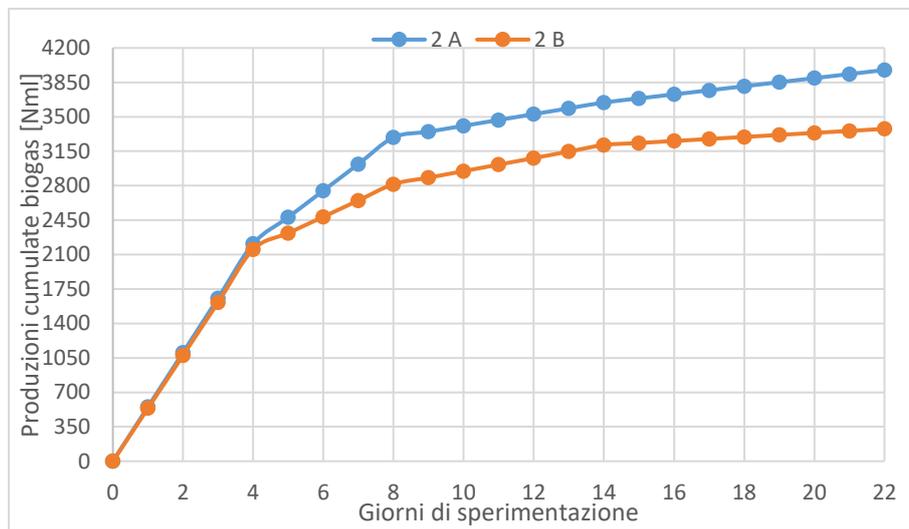


Figura 6.25 – Produzione cumulata biogas digestori 3A e 3B

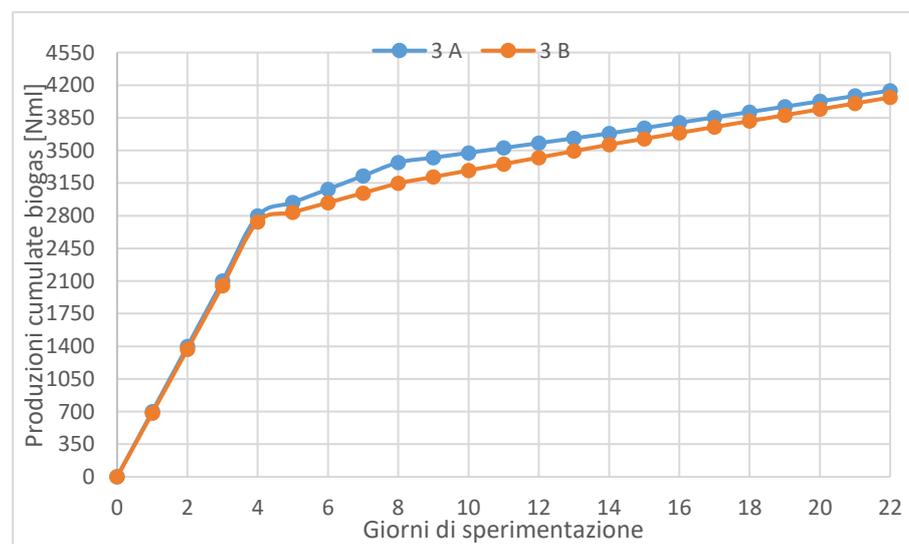
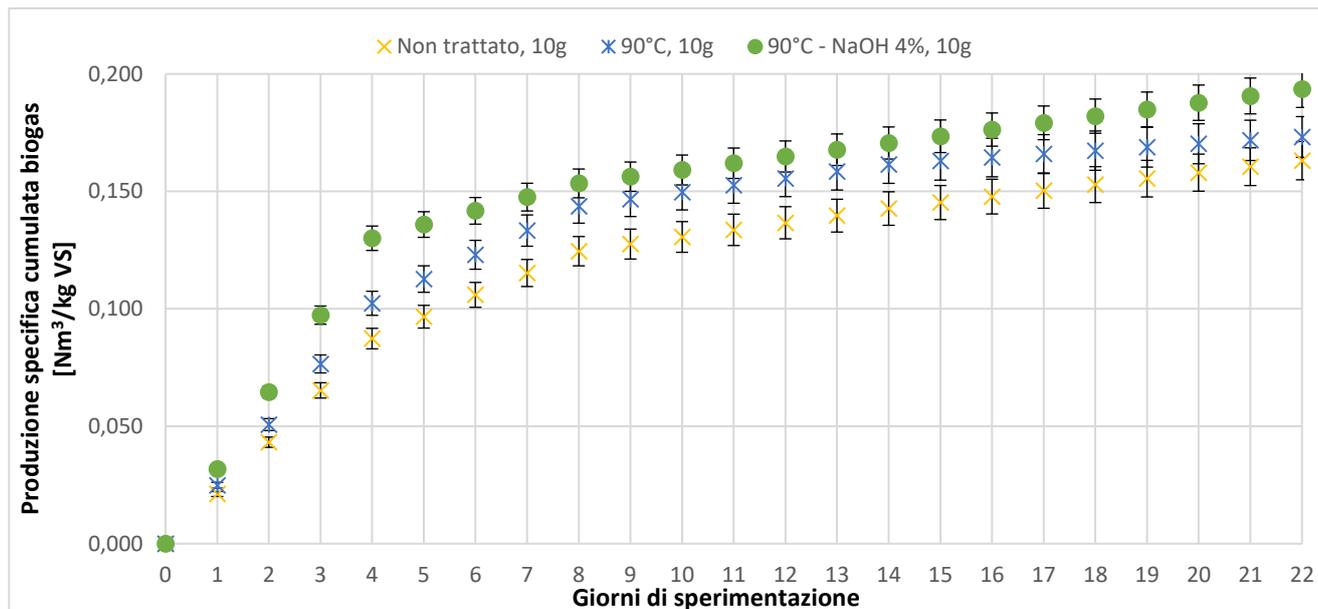
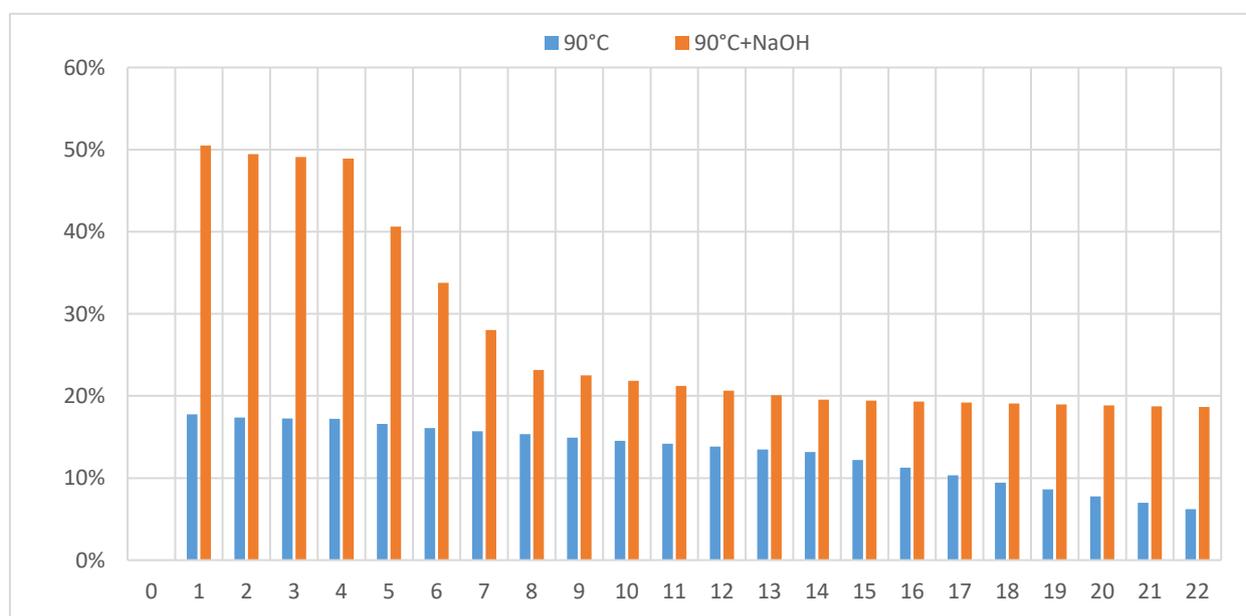


Figura 6.26 – Produzione specifica netta cumulata biogas



In *Figura 6.26* si nota come il trattamento intermedio termo-alcalino incrementi la produzione specifica netta cumulata di biogas e in *Figura 6.27* si può osservare l'andamento degli incrementi percentuale del digestato trattato rispetto al bianco.

Figura 6.27 – Incremento percentuale produzione specifica netta cumulata rispetto al non trattato



## 6.4.2 Produzioni di metano

Come illustrato per la produzione di biogas, in questo paragrafo verranno esposti i risultati relativi, dapprima, alla produzione giornaliera e, successivamente, alla produzione cumulata di metano, mettendo a confronto i trattamenti effettuati sul digestato.

Figura 6.28 – Produzione giornaliera metano digestori 1A e 1B

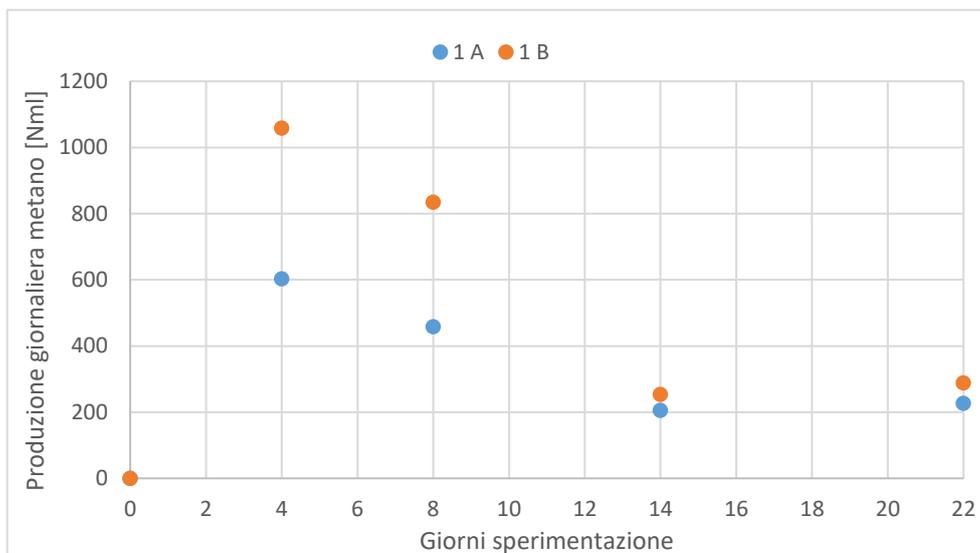


Figura 6.29 – Produzione giornaliera metano digestori 2A e 2B

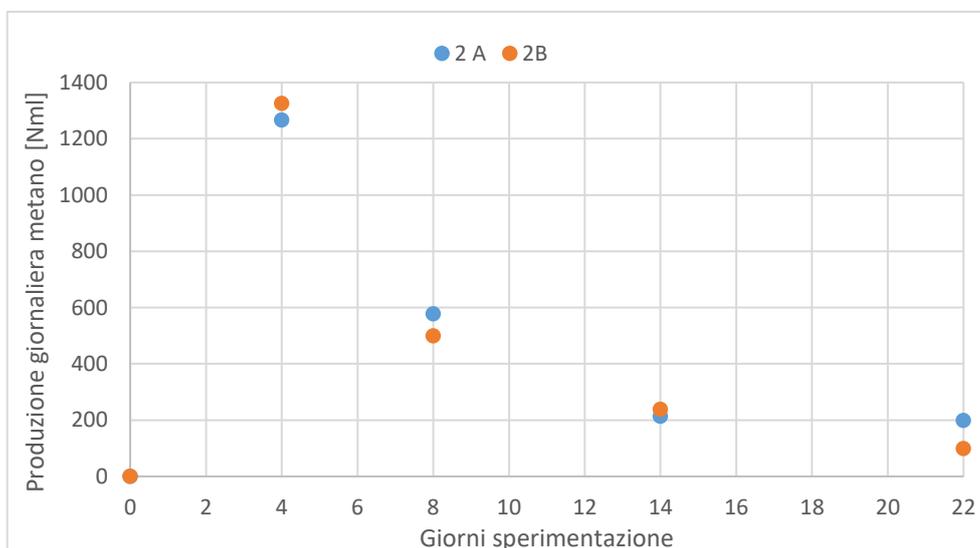
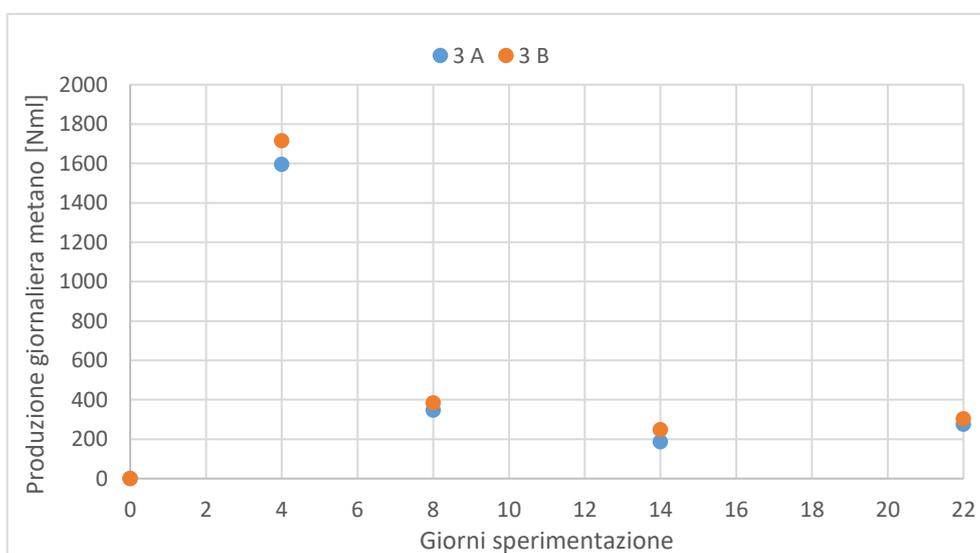
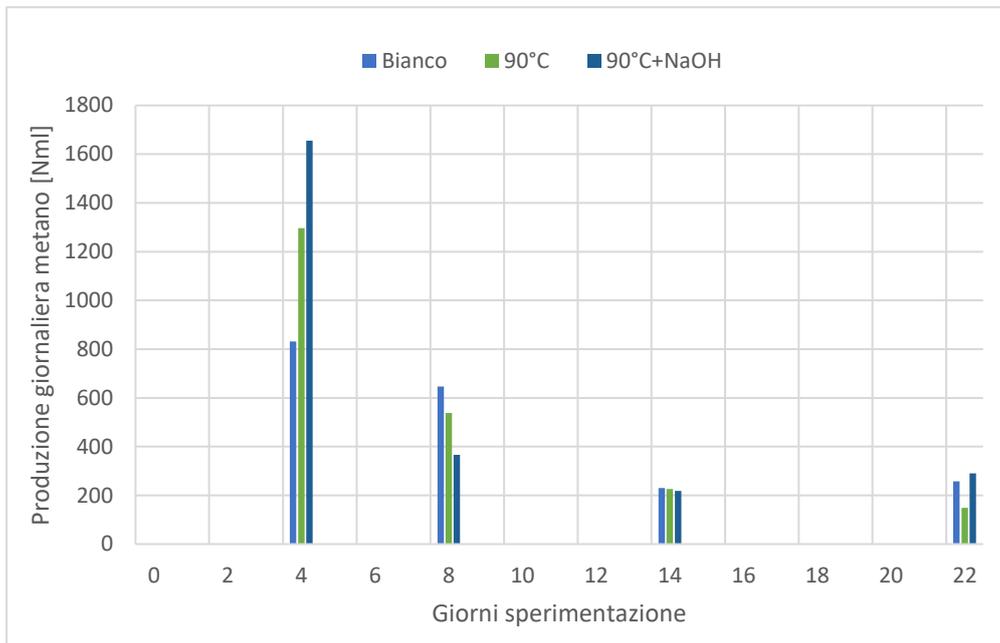


Figura 6.30 – Produzione giornaliera metano digestori 3A e 3B



In *Figura 6.31* si riporta la produzione giornaliera di metano ottenuta mediando i valori di produzione di ciascuna coppia di digestori.

*Figura 6.31 – Produzione giornaliera metano media per ciascuna coppia di digestori*



Di seguito si riportano i risultati relativi alle produzioni cumulate di metano per ogni digestore e le produzioni specifiche nette cumulate per i campioni di bianco, trattato a 90°C e trattato termocalcinamente, che tengono conto della produzione in relazione ai chilogrammi di VS alimentati e delle produzioni dei campioni di inoculo, da sottrarre a quelle registrate per i campioni di digestato.

*Figura 6.32 – Produzione cumulata metano digestori 1A e 1B*

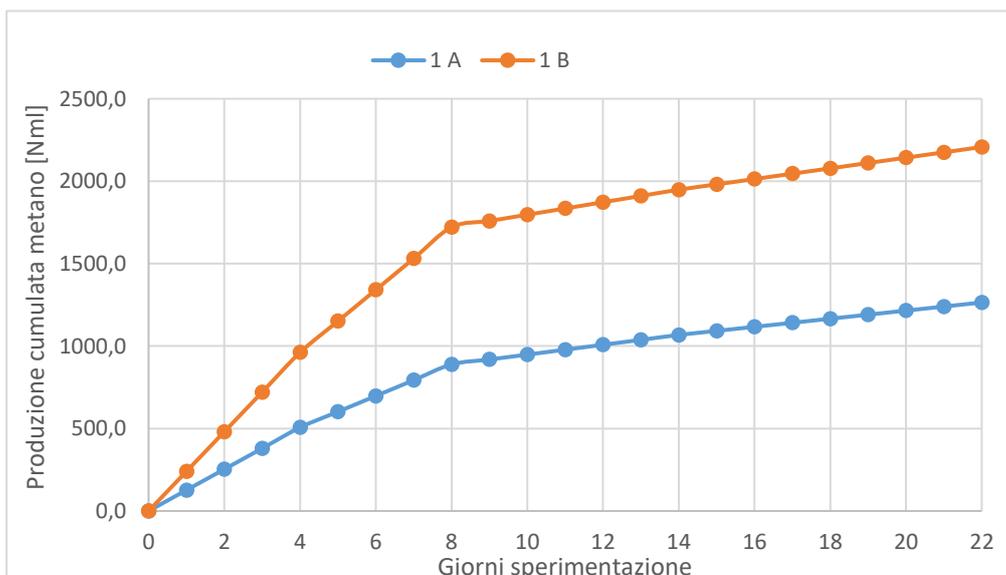


Figura 6.33 – Produzione cumulata metano digestori 2A e 2B

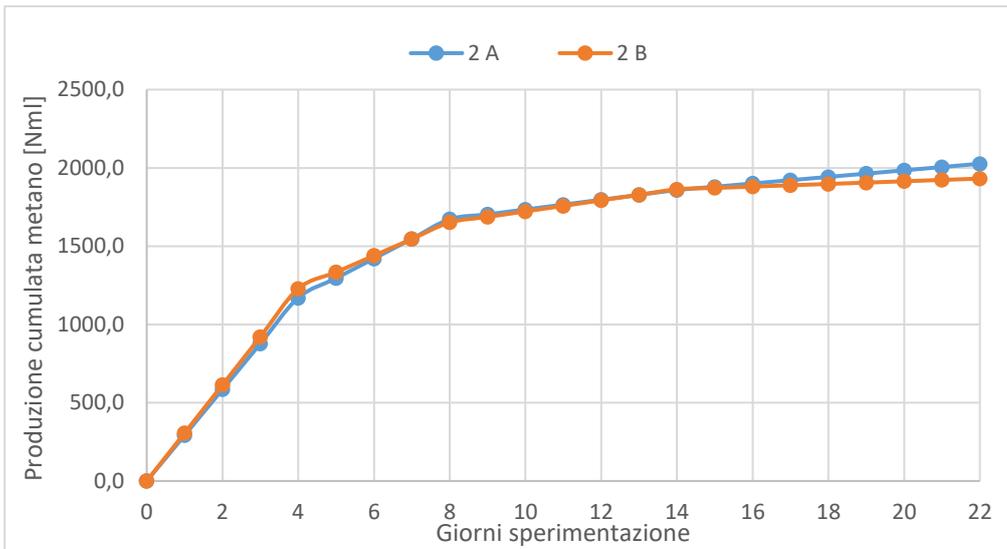


Figura 6.34 – Produzione cumulata metano digestori 3A e 3B

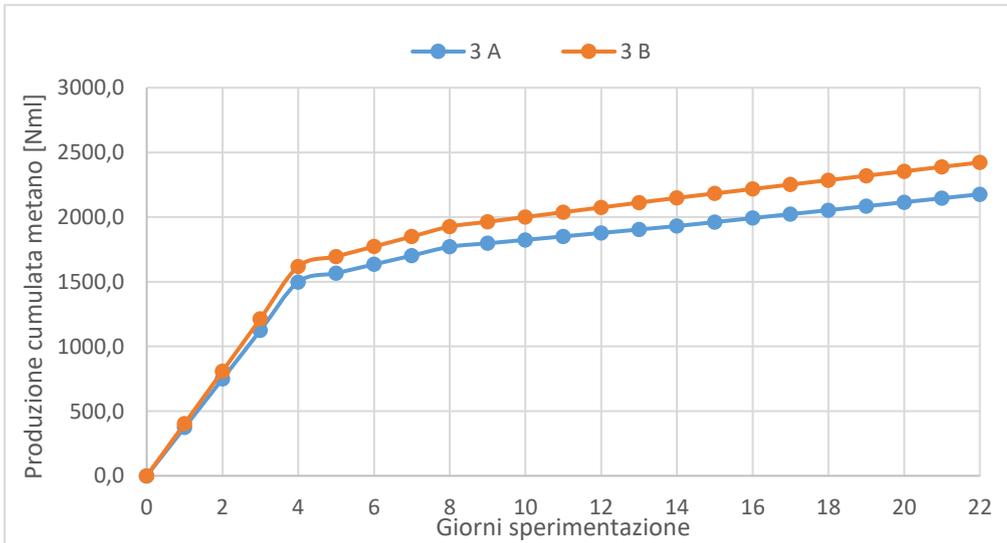


Figura 6.35 – Produzione specifica netta cumulata metano

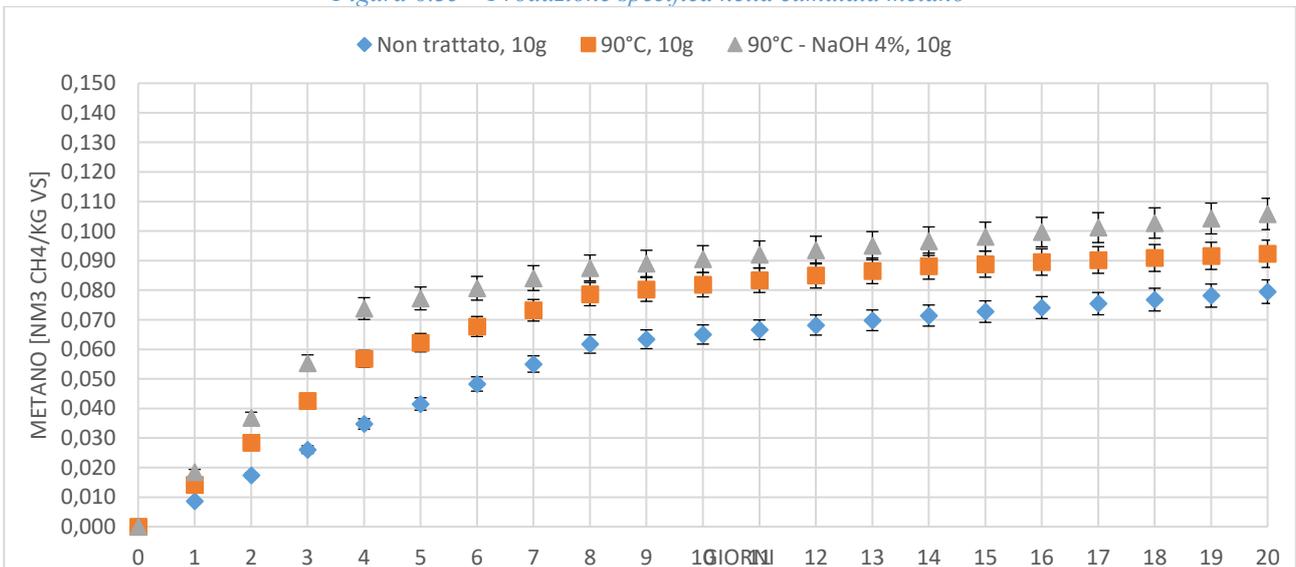
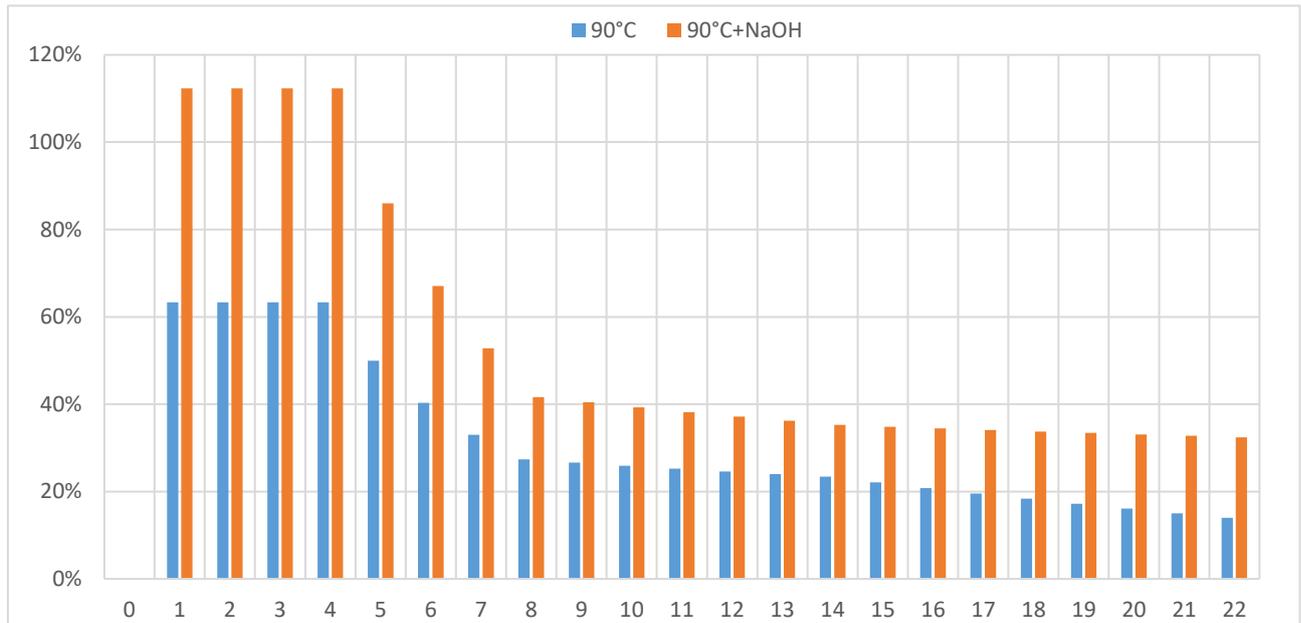


Figura 6.36 – Incremento percentuale produzione specifica netta cumulata rispetto al bianco



Dalle figure sopra riportate, *Figura 6.35* e *Figura 6.36*, si può constatare che le produzioni specifiche nette cumulate di metano seguono l'andamento delle produzioni di biogas per quanto riguarda i diversi campioni di digestato trattato, infatti il trattamento intermedio termo-alcalino consente di avere una migliore efficienza in termini di produzione di metano. Osservando l'andamento degli incrementi percentuali di produzione specifica di metano rispetto ai campioni di bianco per i campioni di digestato trattati con solo trattamento termico e quelli trattati termo-alcalinamente, appare chiaro che questi ultimi garantiscano, in particolare nei primi giorni di digestione, delle produzioni più elevate.

Nonostante gli incrementi percentuali registrati per quanto riguarda le produzioni specifiche di metano dei campioni di digestato trattati rispetto ai campioni di bianco, pari rispettivamente al 56% e all'89% per i trattamenti intermedi termici e termo-alcalini, le produzioni specifiche in valore assoluto sono state più basse di quanto ci si sarebbe aspettato, anche considerando le sperimentazione già effettuate. Alla luce di quanto detto, è stato necessario caratterizzare il digestato a livello chimico-fisico.

### 6.4.3 Caratterizzazione del digestato

Terminato il ciclo di digestione in batch, si sono prelevati i campioni di digestato da ciascun digestore per poterli caratterizzare quanto a tenore di solidi totali e volatili, pH e conducibilità. In *Appendice II* si riportano i risultati ottenuti, di seguito si riportano i valori medi rilevati.

Tabella 6.7 – Caratteristiche medie del digestato dopo il ciclo di digestione batch

Campione	TS %	VS/TS %	VS %
INOCULO (INO 1-INO 2)	1,91±0.01%	57,8±0.01%	1,10±0.01%
BIANCO (1A-1B)	1,28±0.01%	58,6±0.01%	0,75±%
90°C (2A-2B)	1,26±0.01%	56,7±0.01%	0,71±0.01%
90°C + NaOH (3A-3B)	1,26±0.01%	54,8±0.01%	0,69±0.01%

E' possibile osservare una generale riduzione del tenore di solidi presenti nei campioni in seguito al ciclo di digestione in batch, infatti per quanto riguarda l'inoculo il tenore di solidi totali e volatili, prima della digestione, era rispettivamente del 2.07% e del 1.27%, per il digestato il tenore di solidi totali e volatili era del 2.65% e 1.65%.

In particolare, è interessante valutare quale sia la riduzione della componente volatile presente nei campioni, a seconda del trattamento effettuato sugli stessi, in quanto ad essa è correlata la produzione di biogas e di metano. A partire dal tenore di solidi presenti nell'inoculo e nel digestato prima del ciclo di digestione, pari rispettivamente al 1.27±0.06% TS e a 1.65±0.06% TS, tenendo conto delle quantità di inoculo e digestato utilizzati in ciascun digestore da 6 litri e della diluizione, è possibile determinare la quantità di solidi volatili in alimentazione.

$$VS_{inoculo} = 1.27 \cdot 1500 = 18.98 \text{ g}$$

$$VS_{alimento} = 1.32 \cdot 1600 = 21.12 \text{ g}$$

Per quanto riguarda la digestione del solo inoculo, ricordando che il volume di inoculo utilizzato nei digestori da 2.8 litri è stato pari a 2000ml senza diluizione, i solidi volatili in alimentazione erano pari a:

$$VS_{inoculo} = 1.27 \cdot 2000 = 25.31 \text{ g}$$

Avendo caratterizzato i campioni al termine della digestione, [Tabella 6.7](#), è possibile determinare i solidi volatili rimanenti dopo il processo, al netto della riduzione di solidi volatili imputabili all'inoculo, come illustrato in [Tabella 6.8](#).

Tabella 6.8 – Determinazione della riduzione di solidi volatili dopo la digestione

Campione	VS %	VS <sub>rimanenti</sub> [g]	Riduzione VS %
INOCULO (INO 1-INO 2)	1.10%	$2000 \cdot 1.10\% = 22.06 \text{ g}$	$1 - \left(\frac{22.06}{25.31}\right) = 13\%$
BIANCO (1A-1B)	0.75%	$4600 \cdot 0.75\% - (18.98 - (18.98 \cdot 13\%)) = 17.98 \text{ g}$	$1 - \left(\frac{17.98}{21.12}\right) = 15\%$
90°C (2A-2B)	0.71%	$4600 \cdot 0.71\% - (18.98 - (18.98 \cdot 13\%)) = 16.26 \text{ g}$	$1 - \left(\frac{16.26}{21.12}\right) = 23\%$
90°C + NaOH (3A-3B)	0.69%	$4600 \cdot 0.69\% - (18.98 - (18.98 \cdot 13\%)) = 15.21 \text{ g}$	$1 - \left(\frac{15.21}{21.12}\right) = 28\%$

Avendo riscontrato delle produzioni specifiche nette più basse rispetto a quanto ci si sarebbe aspettato dai risultati presenti in letteratura e dalle sperimentazioni già effettuate, si è deciso di determinare le produzioni specifiche nette sulla base del tasso di rimozione di solidi volatili e della produzione specifica massima teorica, nota a patto di conoscere la composizione elementare del fango di supero.

La produzione specifica massima teorica si può determinare, come visto nel paragrafo 2.5, con le dovute ipotesi, ovvero che il biogas sia costituito soltanto da metano e anidride carbonica, che si trascuri la crescita batterica, che il carbonio originario sia completamente gassificato e che si operi in condizioni normali. La produzione specifica massima teorica si può ricavare utilizzando i coefficienti impiegati nella determinazione del TCOD, *Tabella 6.9*.

Tabella 6.9 – Valori teorici delle produzioni specifiche di biogas e metano

Produzione specifica di biogas [Nm <sup>3</sup> /kg VS]	Frazione teorica di metano %	Produzione specifica di metano [Nm <sup>3</sup> /kg VS]
0,933	52%	0,485

Per la determinazione delle produzioni specifiche relative ai campioni di bianco, digestato trattato a 90°C e digestato trattato a 90°C con aggiunta di NaOH al 4% TS, si è effettuato il prodotto tra il tasso di rimozione e la produzione specifica di metano, determinata in *Tabella 6.10*.

Tabella 6.10 – Produzioni specifiche per i campioni di digestato

<i>Campione</i>	<i>Rimozione VS %</i>	<i>Produzione specifica metano [Nm<sup>3</sup>/kg VS]</i>
Bianco	15%	0.485 · 15% = 0.072
Dig. 90°C	23%	0.485 · 23% = 0.112
Dig. 90°C NaOH 4%	28%	0.485 · 28% = 0.136

Le produzioni specifiche ottenute considerando la rimozione dei solidi sono in linea con i valori attesi rispetto a quanto riportato in letteratura e, escludendo il campione di bianco, per i campioni di digestato trattato a 90°C e di digestato trattato termo-alcalinamente sono superiori alle produzioni rilevate durante la sperimentazione rispettivamente del 21% e del 28%. Ciò può essere imputabile al fatto che parte del biogas prodotto sia andato perso nel corso della digestione e dei campionamenti. Le cause per le quali si sia verificata la perdita di parte del biogas prodotto, facendo sì che le produzioni specifiche rilevate siano più basse di quelle reali, sono da ricercare nelle perdite dovute alla miscelazione meccanica dei digestori e il non perfetto isolamento degli stessi, in perdite imputabili alle valvole dei sacchetti in Tedlar e anche in perdite dovute alla fase di campionamento con analizzatore portatile.

In *Tabella 6.11* si riportano i valori del pH e della conducibilità rilevati al termine della digestione per ciascun

Tabella 6.11 – pH e conducibilità elettrica dei diversi campione di digestato

<i>Campione</i>	<i>pH</i>	<i>Conducibilità[mS/cm]</i>
Ino 1	7,30	4,82
Ino 2	7,38	4,75
1A - Digestato T.Q.	6,99	3,45
1B - Digestato T.Q.	6,94	3,39
2A - Digestato 90°C	7,00	3,84
2B - Digestato 90°C	7,02	3,79
3A - Digestato 90°C 4%	7,10	4,41
3B - Digestato 90°C 4%	7,10	4,40

#### 6.4.4 Risultati ottenuti a seguito della digestione anaerobica in batch

Dopo aver protrato la digestione del fango di supero fino alle condizioni stazionarie del digestore pilota da 10 litri, aver effettuato i trattamenti intermedi sul digestato, scegliendo come condizioni da analizzare un trattamento termico a 90°C per 1.5 ore e un trattamento termo-alcalino a 90°C con l'utilizzo della specie alcalina NaOH dosata al 4% di TS per 1.5 ore, e dopo aver effettuato il ciclo di digestione anaerobica in batch, per valutare quale siano stati i vantaggi derivanti dai trattamenti in termini di produzione specifica di metano, di seguito si riporta una sintesi dei principali risultati ottenuti.

Il parametro disintegration rate ha dimostrato come i trattamenti termo-alcalini siano più efficaci nella

solubilizzazione della sostanza organica, consentendo un passaggio dalle EPS a una struttura SMP, con un valore percentuale del 32%, a fronte del 21% ottenuto per il solo trattamento termico. Dopo il ciclo di digestione in batch è stato confermato il fatto che un incremento del parametro DR e, dunque, una migliore solubilizzazione della sostanza organica, consenta un incremento anche della produzione specifica netta di metano.

Figura 6.37 – Produzione specifiche nette di metano per i campioni di digestato

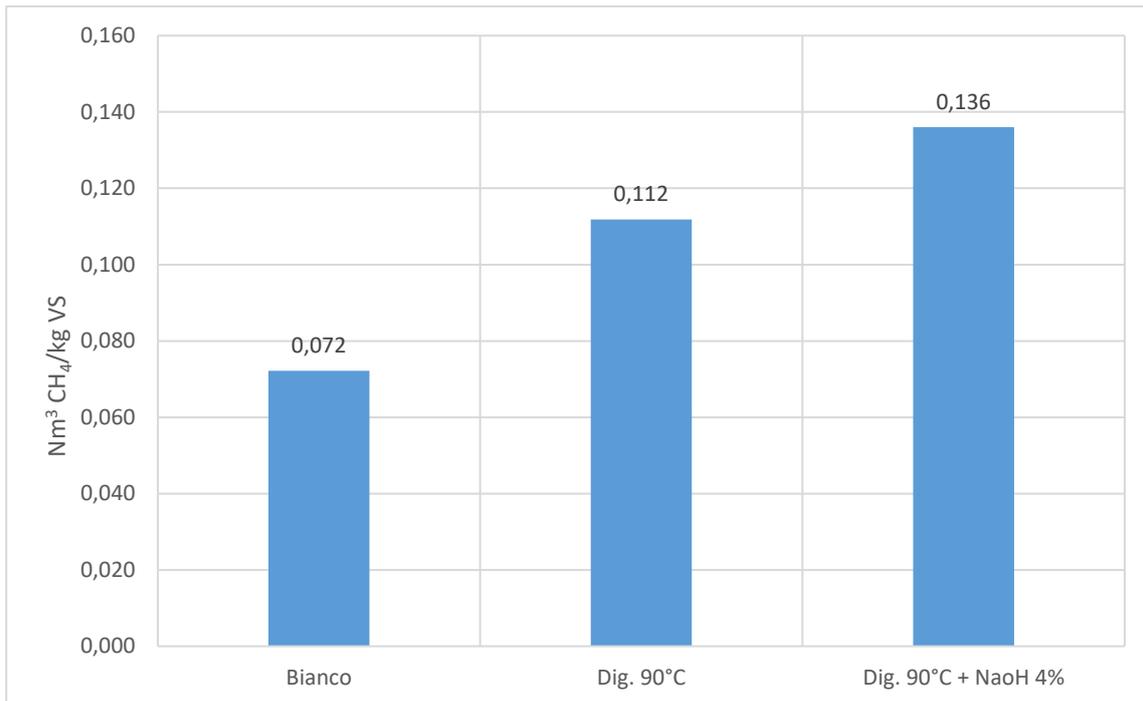
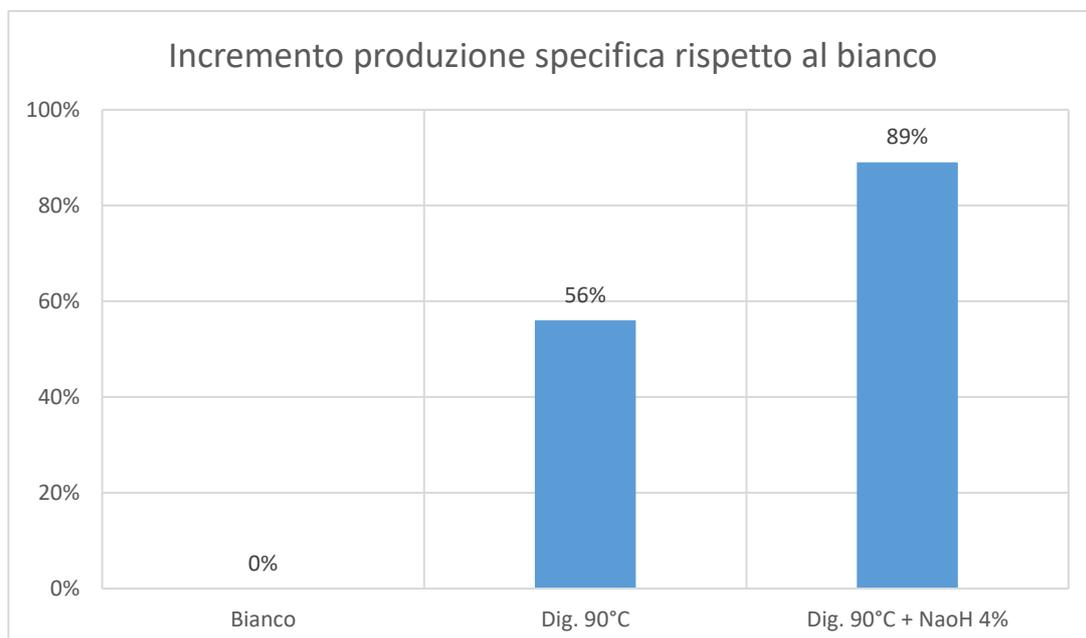


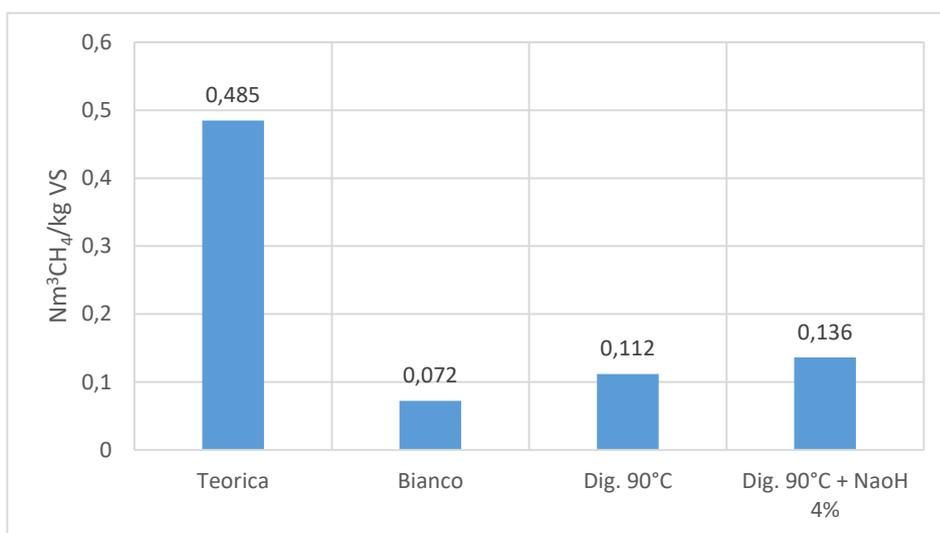
Figura 6.38 – Incremento percentuale della produzione specifica netta di metano rispetto al bianco



In *Figura 6.38*, si può osservare come il trattamento termo-alcantino consenta un incremento percentuale della produzione specifica netta di metano dell'89% rispetto al campione di digestato non trattato, ovvero il bianco.

La produzione specifica massima teorica, determinata sulla base dell'ipotesi che il substrato nel corso del processo venga degradato interamente in metano e anidride carbonica, non può che essere un parametro ideale, che, tuttavia, permette di avere un termine di paragone rispetto ai dati rilevati nella sperimentazione.

*Figura 6.39 – Confronto tra le produzioni specifiche nette e la produzione specifica massima teorica*



L'incremento della produzione specifica netta di metano, a seguito dei trattamenti intermedi, è strettamente legato alla rimozione della sostanza secca volatile presente all'interno del digestato. Infatti accanto alla migliore produzione specifica di metano, per i trattamenti intermedi termo-alcantini, si è affiancata la migliore efficienza di rimozione di solidi, come è possibile osservare nelle figure sottostanti.

*Figura 6.40 – Percentuale di rimozione di VS*

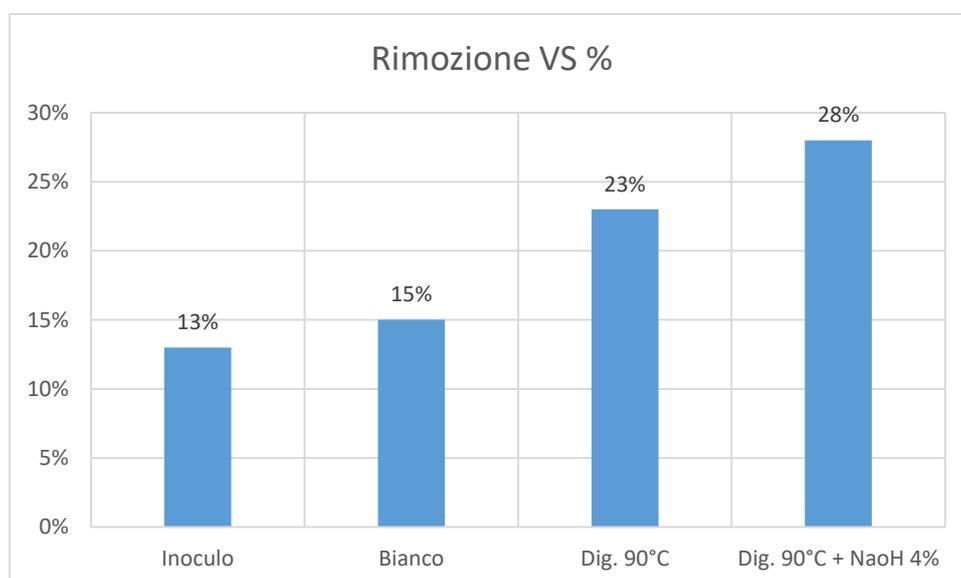
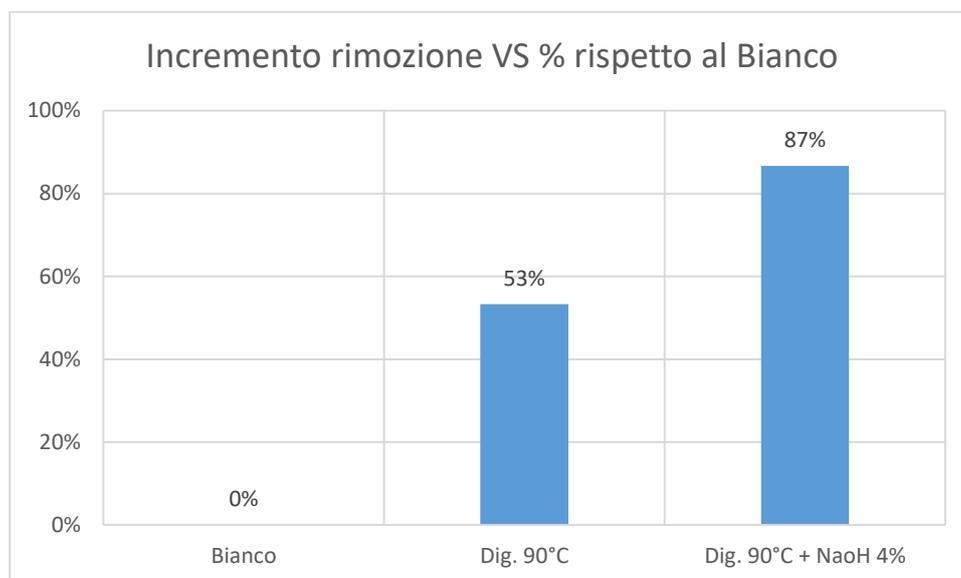


Figura 6.41 –Incremento percentuale di rimozione di VS rispetto al bianco



Il trattamento termo-alcantino garantisce un incremento percentuale in termini di rimozione di VS pari all'87% rispetto alla percentuale di rimozione del campione di bianco e una riduzione in termini assoluti del 28%.

In conclusione, alla luce delle sperimentazioni condotte e dei risultati riportati in letteratura, i trattamenti intermedi sembrano superare le criticità rilevate per altre tipologie di trattamento e contrastare le limitazioni dovute alla produzione di strutture come le EPS durante la digestione. Nonostante le difficoltà legate alla struttura dei fanghi biologici, i trattamenti intermedi a bassa temperatura, in particolare quelli termo-alcantini, consentono un'elevata solubilizzazione della componente organica e il conseguente incremento della produzione specifica di metano, rappresentando, di fatto, una valida alternativa per la conduzione del processo.

Occorre precisare che i dati determinati nel corso della sperimentazione descritta in questo lavoro di tesi sono relativi alla scala di laboratorio, dunque, per la valutazione dell'introduzione di tali trattamenti in un impianto operante a piena scala, sarebbe opportuno condurre delle analisi tecnico-economiche su un impianto pilota operante in semicontinuo e alimentato con fanghi più ispessiti.

Eventuali approfondimenti potrebbero riguardare lo studio della reologia dei fanghi dopo il trattamento intermedio, in quanto diverse sperimentazioni dimostrano che i fanghi trattati presentino delle caratteristiche reologiche paragonabili a fanghi con tenori di secco pari alla metà di quelli reali (24); lo studio della sedimentabilità post digestione ai fini della determinazione delle caratteristiche funzionali dei post-ispessitori; l'analisi sulla disidratabilità dei fanghi per comprendere quali siano le condizioni operative migliori.

## Capitolo VII Confronto tra le sperimentazioni condotte ad HRT controllato

### **7.1 Introduzione**

Questo lavoro di tesi, come esposto precedentemente, si colloca all'interno di una sperimentazione svolta in collaborazione tra il dipartimento di Ingegneria per l'ambiente e il territorio del Politecnico di Torino e la SMAT, al fine di ottimizzare il processo di digestione anaerobica dei fanghi derivanti dalla depurazione delle acque reflue. Nello specifico, la sperimentazione si è concentrata sullo studio dei trattamenti intermedi termici e termo-alcalini a bassa temperatura, cercando di identificare la configurazione e le condizioni operative ottimali al fine di incrementare la produzione specifica di metano e la riduzione della sostanza secca da avviare a smaltimento. Per migliorare l'intero processo, contrastando l'effetto delle EPS prodotte durante la digestione dei fanghi, si è deciso di condurre un'indagine sull'effetto della durata del primo stadio di digestione anaerobica del fango di supero sui trattamenti intermedi.

In questo capitolo verranno messe a confronto le sperimentazioni caratterizzate da un primo stadio di digestione ad HRT fissato a 5, 10 e 15 giorni, seguito dall'applicazione dei trattamenti intermedi sui campioni di digestato, alla temperatura di 90°C e per un tempo di contatto di 1.5 ore e nel caso del trattamento ibrido con l'utilizzo della specie alcalina NaOH al 4% di TS. Lo stadio finale, esattamente come esposto nel capitolo precedente, è rappresentato dalla digestione in batch dei campioni trattati.

La sperimentazione effettuata ad HRT 5 giorni è stata condotta nel Giugno 2017, la sperimentazione ad HRT 15 giorni nel Luglio 2017 e, a chiusura dei primi due cicli, questo lavoro di tesi, effettuato su un fango digerito ad HRT 10 giorni, svolto da Novembre a Dicembre 2017. Il periodo in cui sono state svolte le sperimentazioni risulta importante in quanto il fango di supero presenta delle caratteristiche variabili, a seconda del periodo dell'anno, in termini di rapporto tra solidi volatili e solidi totali e può essere più o meno stabilizzato. Alla luce di questa considerazione, si sono valutate le prestazioni delle diverse configurazioni riferendosi alla produzione specifica di metano prodotto per chilogrammo di VS alimentati.

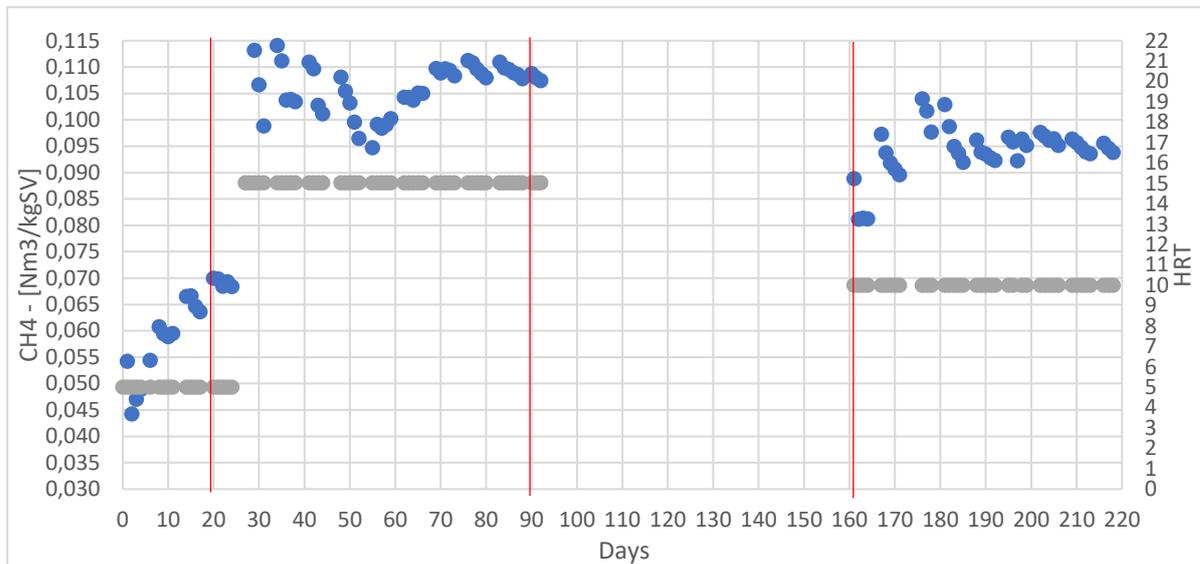
### **7.2 Confronto tra le produzioni specifiche del primo stadio di digestione**

L'apparato strumentale e le metodologie di conduzione della prima fase di digestione per i fanghi di supero sono i medesimi descritti nel paragrafo 6.2. Infatti per produrre un digestato con HRT controllato, è stato impiegato un digestore avente volume utile di 10 litri alimentato in semicontinuo (*Figura 6.1*).

Il reattore pilota è stato alimentato giornalmente, ad esclusione dei giorni festivi, in semicontinuo con fango di supero prelevato nell'impianto di trattamento delle acque reflue SMAT di Castiglione Torinese. Il tenore di secco del substrato alimentante è variato nel corso delle tre digestioni ad HRT controllato, così come il rapporto VS/TS, che può essere un indicatore di un'età del fango più o meno alta in grado di influenzare la produzione. Un HRT più elevato comporta una maggiore stabilizzazione del fango nella prima fase di digestione, ovvero una maggiore degradazione della sostanza organica immediatamente

disponibile per i microrganismi, con una maggiore produzione specifica. La variazione della produzione specifica di metano in funzione dell'HRT è riportata nella figura sottostante.

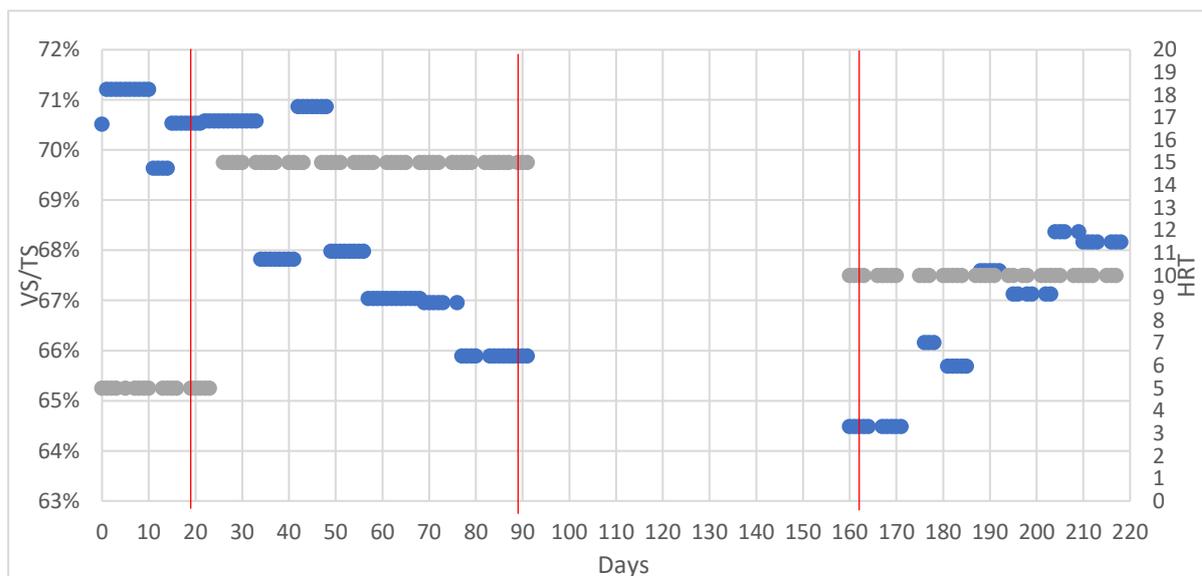
Figura 7.1 – Variazione della produzione specifica di metano al variare dell'HRT



Come si può osservare la produzione specifica media di metano aumenta con l'aumentare dell'HRT ed è stata pari a 0.069 Nm<sup>3</sup>/Kg VS per la digestione con fango ad HRT di 5 giorni, a 0.095 Nm<sup>3</sup>/Kg VS per la digestione con fango ad HRT di 10 giorni, descritta nel capitolo precedente, e 0.109 Nm<sup>3</sup>/Kg VS per la digestione con fango ad HRT di 15 giorni.

In riferimento alla variazione delle caratteristiche del fango di supero, nella figura sottostante si riporta la variazione del rapporto VS/TS riscontrato nel corso dell'intera sperimentazione.

Figura 7.2 – Variazione del rapporto VS/TS nel corso della sperimentazione



Nel corso della sperimentazione ad HRT fissato a 5 giorni, il rapporto medio tra VS/TS del fango di supero alimentato al digestore era del 70.7%, nel corso di quella ad HRT fissato a 15 giorni il rapporto medio tra VS/TS era del 66.5%, e infine nel corso della sperimentazione analizzata in questa tesi il

rapporto medio tra VS/TS è stato del 67.3%.

Al termine del primo ciclo di digestione la percentuale di rimozione di solidi volatili per il digestato ad HRT 5 è stata del 13%, per il digestato ad HRT 10 è stata del 22% (come illustrato nel capitolo precedente), per il digestato ad HRT 15 è stata del 26%. I risultati sono coerenti con quanto ci si aspetterebbe, infatti all'aumentare dell'HRT aumenta il tasso di rimozione di solidi volatili.

### 7.3 Valutazione dell'efficienza dei trattamenti intermedi

Dopo il primo ciclo di digestione, di durata pari a 3 volte l'HRT fissato, come descritto nel capitolo precedente, si sono effettuati i trattamenti intermedi anche per i campioni di digestato con HRT di 5 e 15 giorni. Prima dei trattamenti intermedi sono stati caratterizzati i rispettivi digestati a livello chimico-fisico, per poter stabilire la quantità di specie alcalina da dosare. I trattamenti intermedi a bassa temperatura testati sono stati solo termici, alla temperatura di 90°C, e ibridi, cioè alla temperatura di 90°C con dosaggio di NaOH al 4% di TS, per un tempo di contatto di 1.5 ore. Successivamente, prima di procedere con il secondo ciclo di digestione in batch, si è valutata l'efficacia dei trattamenti attraverso la determinazione del COD solubile e quindi del disintegration rate.

Di seguito si riportano i risultati ottenuti per il parametro DR nel caso del digestato a HRT 5 e 15 giorni.

*Figura 7.3 – DR ottenuto per il digestato ad HRT 5 giorni*

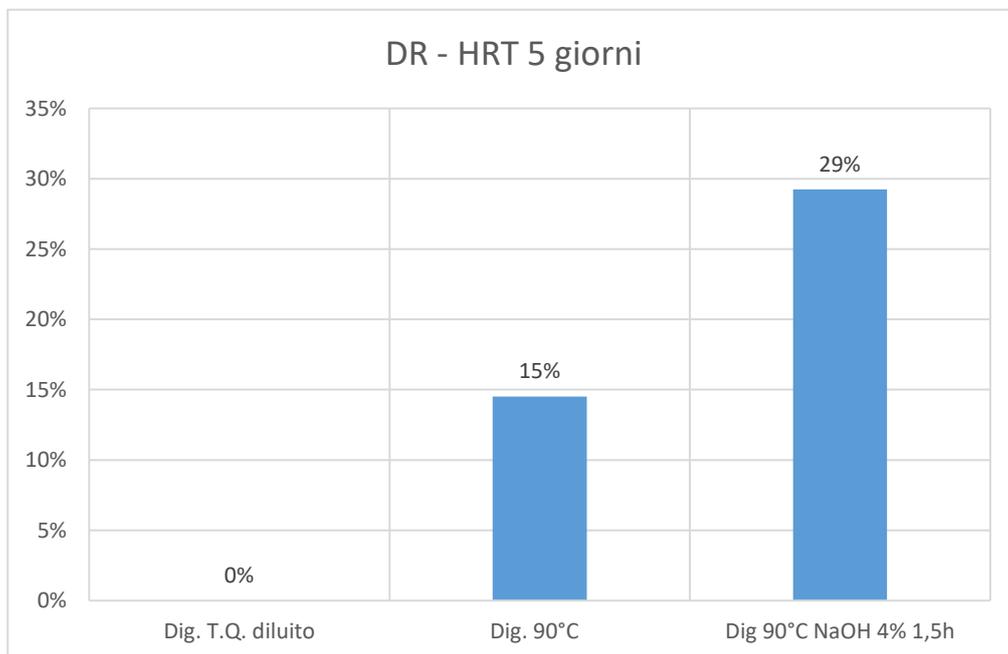
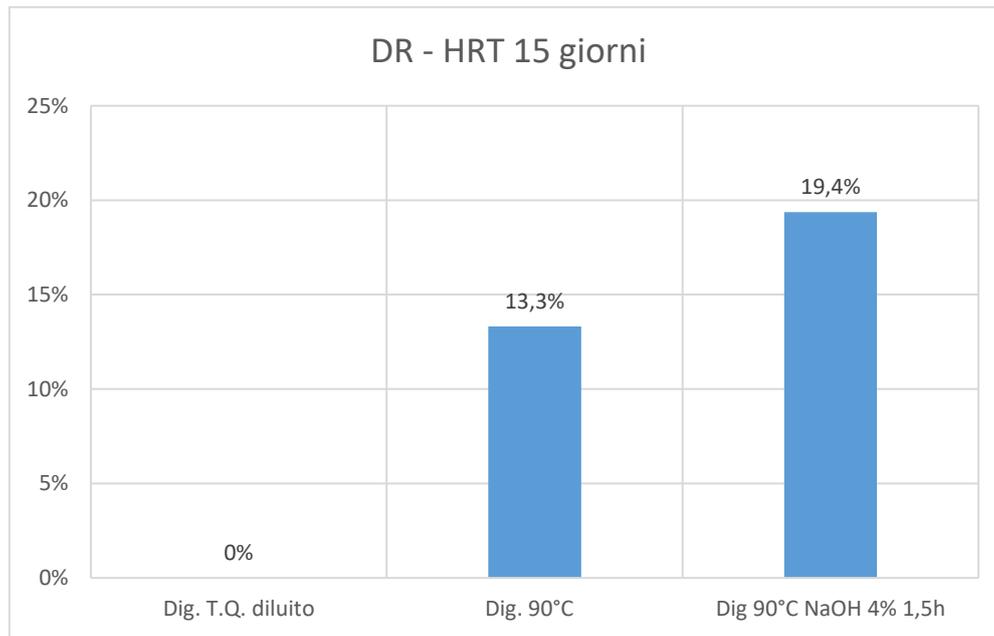


Figura 7.4 – DR ottenuto per il digestato ad HRT 15 giorni



In termini di solubilizzazione della sostanza organica e quindi di disintegration rate, i trattamenti intermedi svolti nel corso della sperimentazione descritta in questo lavoro di tesi presentano i valori più elevati, rispetto alle sperimentazioni precedenti. Infatti, come riportato nel paragrafo 6.2, il DR rilevato per il campione di digestato sottoposto al solo trattamento termico è stato del 21% e il DR per il campione di digestato sottoposto al trattamento termo-alcantino è stato del 32%. Per quanto riguarda l'efficacia nella solubilizzazione della matrice organica, la durata ottimale della prima fase della digestione sembrerebbe essere proprio quella caratterizzata da un HRT di 10 giorni. Per valutare i rendimenti dei digestati ad HRT controllato anche in termini di produzione specifica di metano, è stato effettuato un confronto dei risultati ottenuti a seguito del secondo ciclo di digestione in batch.

#### 7.4 Confronto tra le produzioni specifiche e i tassi di rimozione di solidi

Effettuati i trattamenti intermedi, i campioni di digestato sono stati destinati al ciclo di digestione in batch, utilizzando il medesimo apparato e le medesime procedure descritte nel paragrafo 6.4. Si sono registrate le produzioni giornaliere di biogas, poi riportate alle condizioni normali e avendo caratterizzato il digestato in alimentazione ai digestori batch, è stato possibile ottenere le rispettive produzioni specifiche per i fanghi a HRT 5 e 15 giorni. Di seguito si riportano i risultati relativi alle produzioni specifiche registrate per le due sperimentazioni.

Figura 7.5 – Produzione specifica netta metano HRT 5

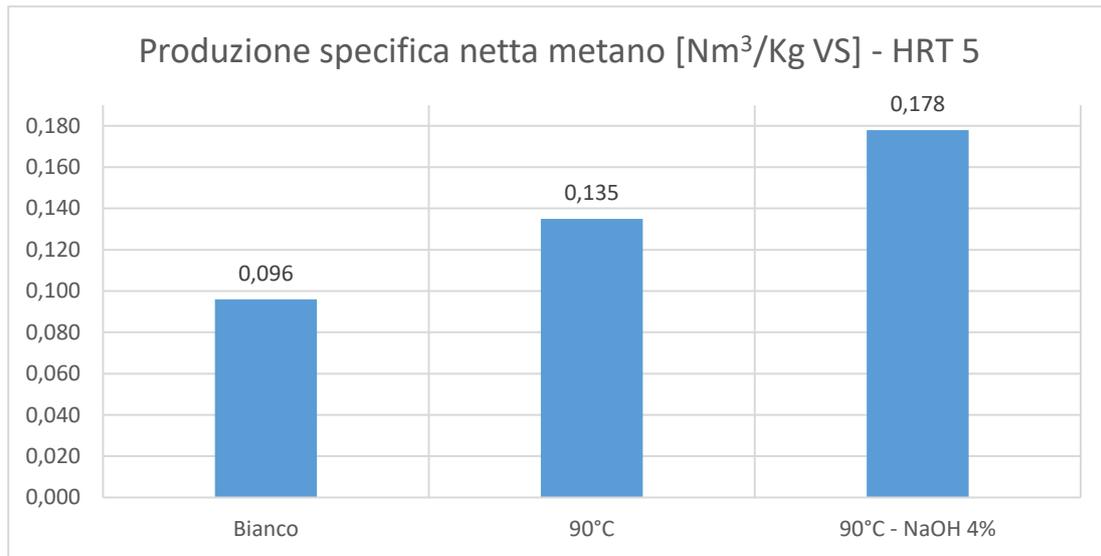
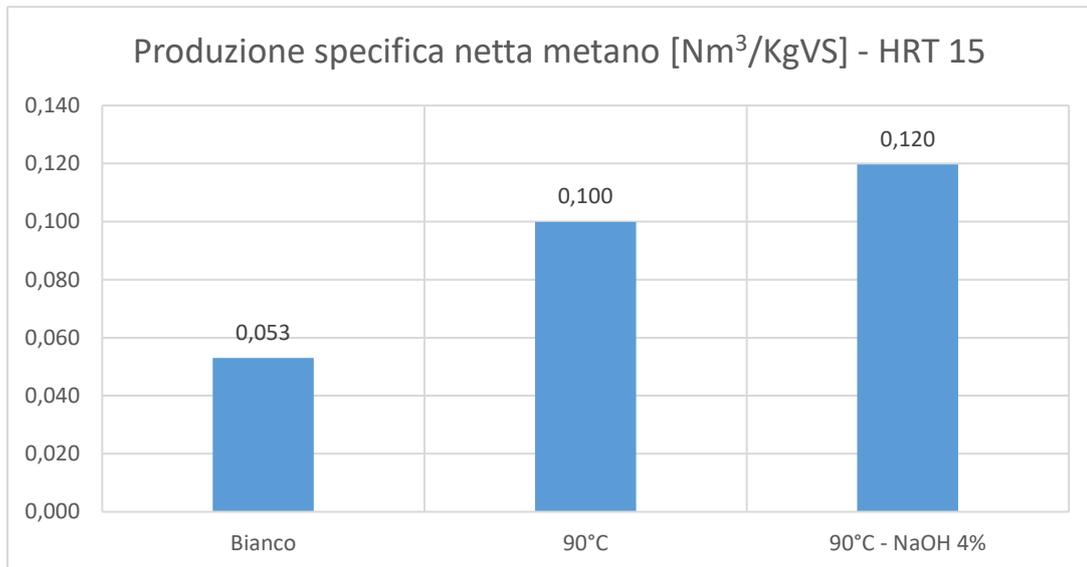


Figura 7.6 – Produzione specifica netta metano HRT 15



Confrontando le produzioni specifiche nette di metano ottenute per le sperimentazioni sul digestato ad HRT 5 e 15 giorni con la sperimentazione descritta in questo lavoro di tesi, si può notare che nel caso del digestato ad HRT 10 giorni le produzioni, pari a 0.072 Nm<sup>3</sup>/KgVS per il bianco, 0.112 Nm<sup>3</sup>/KgVS per il digestato trattato termicamente e 0.136 Nm<sup>3</sup>/KgVS per il digestato trattato termo-alcalinamente, si collocano esattamente tra quelle registrate nel caso di digestato ad HRT 5 e quelle registrate per il digestato ad HRT 15. Esaminando le sole produzioni specifiche nette di metano sembrerebbe che le efficienze maggiori si abbiano nel caso di digestato con la prima digestione caratterizzata da HRT 5 giorni.

Dalla caratterizzazione chimico-fisica al termine della digestione in batch, è stato possibile determinare anche il tasso di rimozione di solidi volatili dovuto al secondo ciclo di digestione. I risultati per quanto riguarda il digestato ad HRT 10 sono stati riportati nel paragrafo 6.4.4 in [Figura 6.39](#), mentre di seguito si riportano i risultati relative alle sperimentazioni ad HRT 5 e 15 giorni.

Figura 7.7 – Rimozione di solidi volatili dopo la digestione in batch HRT 5

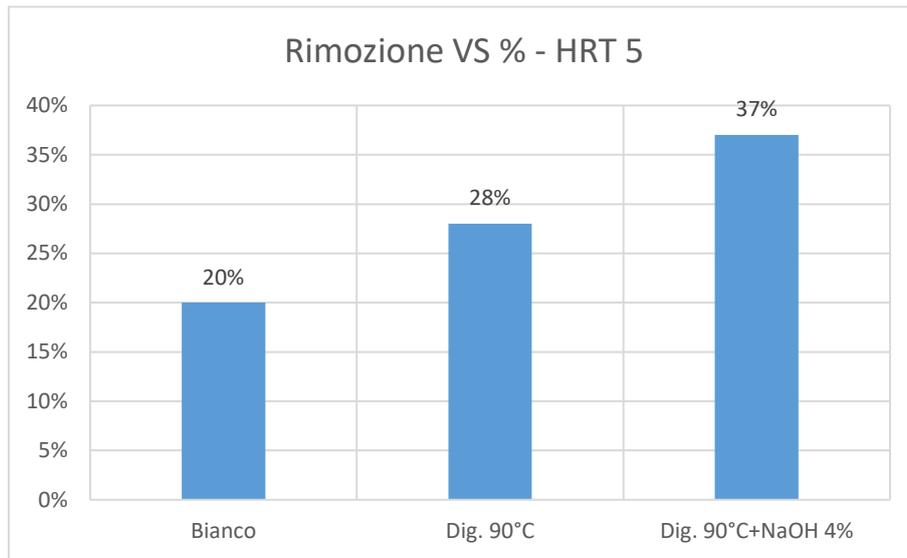
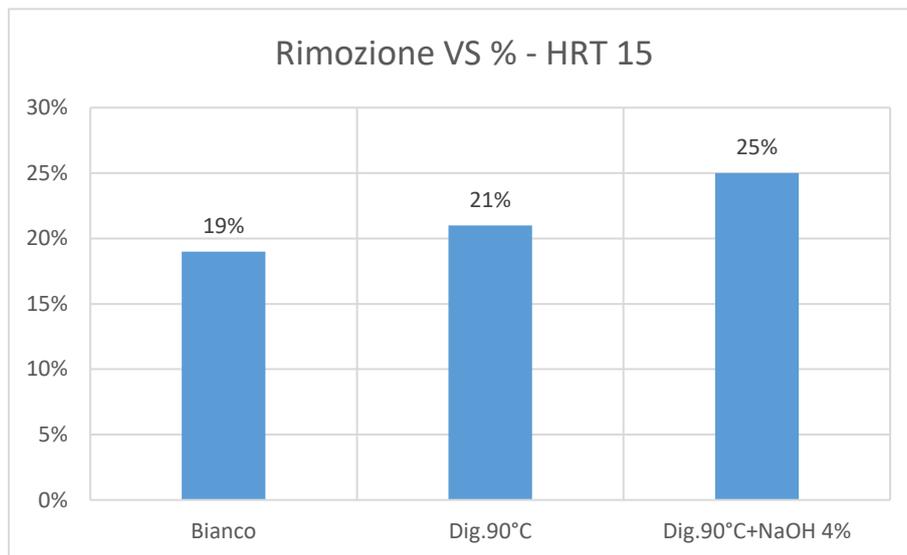


Figura 7.8 – Rimozione di solidi volatili dopo la digestione in batch HRT 15



Per quanto riguarda il tasso di rimozione di solidi volatili dopo il secondo ciclo di digestione, i trattamenti intermedi termo-alcalini effettuati sul digestato ad HRT 5 giorni presentano risultati migliori rispetto a quelli registrati per il digestato ad HRT 10 giorni.

### 7.5 Sintesi dei risultati delle sperimentazioni ad HRT controllato

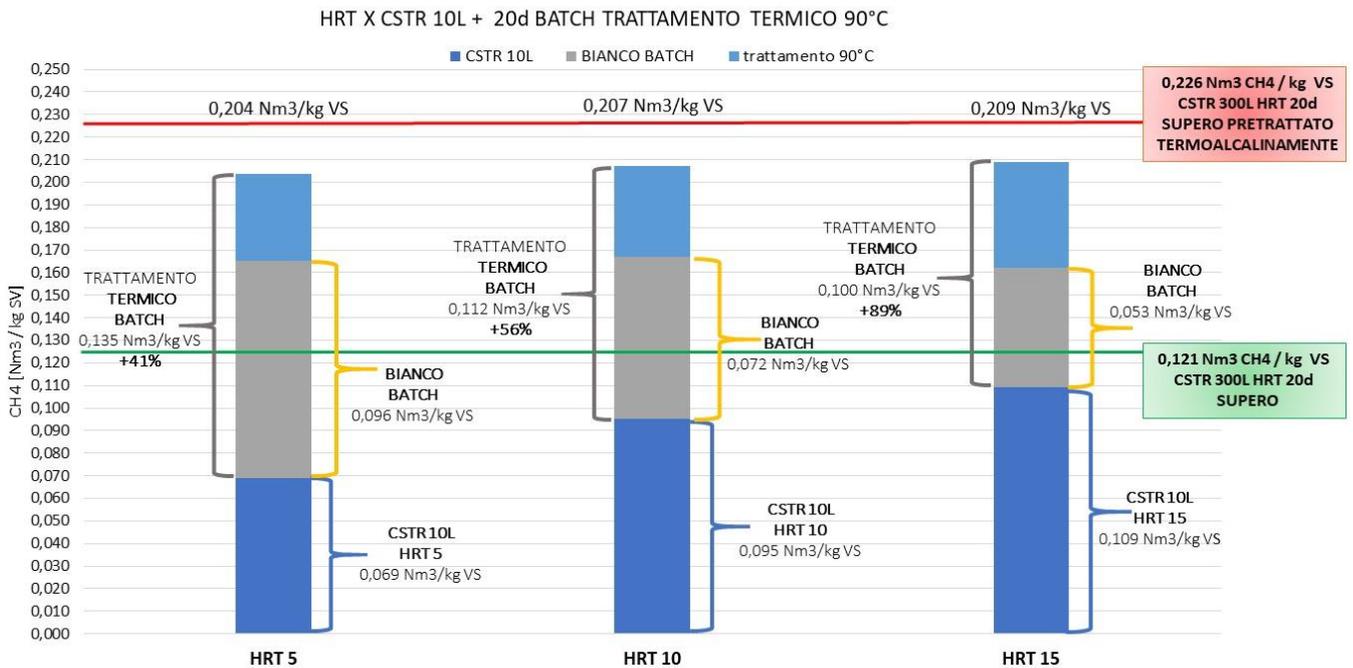
Alla luce delle sperimentazioni svolte per identificare quale possa essere la durata del primo ciclo di digestione, che precede l'applicazione dei trattamenti intermedi e quindi della seconda digestione, di seguito si riportano i principali risultati ottenuti dalle prove alla scala di laboratorio e per il digestore pilota da 300 litri, situato presso l'impianto di Castiglione Torinese, utilizzato dal team di ricerca costituito dalla Prof.ssa Ruffino, dall'Ing. Campo e dall'Ing. Cerutti.

Come illustrato poc'anzi, i digestati caratterizzati da diversi HRT hanno dato luogo a differenti produzioni

specifiche nette di metano, consentendo di indentificare le condizioni più favorevoli per l'eventuale applicazione dei trattamenti intermedi a piena scala.

In *Figura 7.9* si riportano le produzioni specifiche nette ottenute al termine dei due cicli di digestione, tra i quali si è effettuato il trattamento termico, in funzione del parametro HRT che caratterizza il digestato considerato.

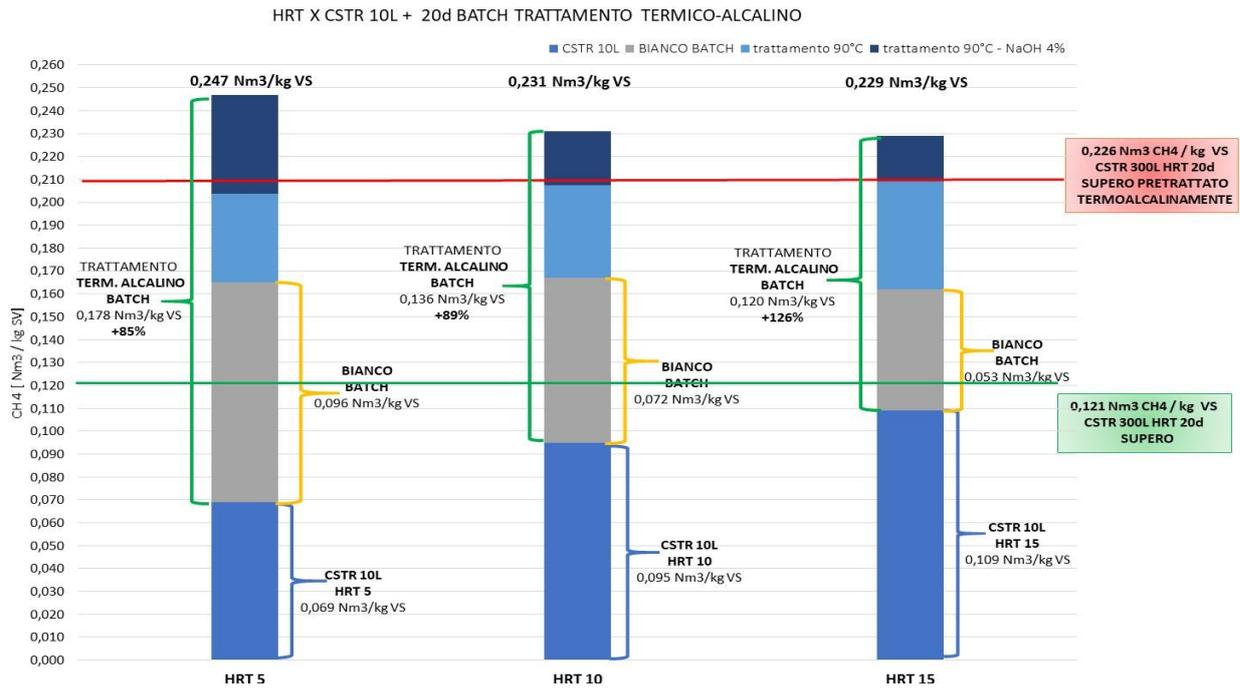
*Figura 7.9 – Produzioni specifiche nette metano HRT controllato-trattamento intermedio termico 90°C*



Dalla figura sopra riportata si può notare come il trattamento termico risulti efficace allo stesso modo indipendentemente dalla durata del primo ciclo di digestione. Si registrano degli incrementi rilevanti in termini di produzione specifica rispetto al campione di bianco nel secondo ciclo di digestione in batch, dovuti proprio all'applicazione del trattamento intermedio termico. Tuttavia, confrontando i risultati ottenuti in laboratorio con le produzioni specifiche nette del digestore pilota da 300 litri, si evidenzia una produzione specifica più elevata nella prima digestione del fango di supero tal quale e una produzione specifica di 0.226 Nm<sup>3</sup>/Kg VS per la digestione del supero pretrattato termo-alcalinamente.

Il dato relativo alla produzione specifica netta di metano per la digestione del fango di supero pretrattato termo-alcalinamente risulta importante per effettuare un confronto con la produzione, ottenuta alla scala di laboratorio, per il digestato sottoposto a trattamenti intermedi termo-alcalini. Infatti, ci si sarebbe aspettato di rilevare una produzione molto simile nel caso di supero pretrattato termo-alcalinamente, digerito nel digestore da 300 litri, rispetto al supero trattato solo termicamente con trattamento intermedio alla scala di laboratorio, ma si è avuto un importante dato relativamente alle potenzialità dell'introduzione dei trattamenti intermedi termo-alcalini, come riportato in *Figura 7.10*.

Figura 7.10 – Produzioni specifiche nette metano HRT controllato-trattamento intermedio termoalcalino 90°C+NaOH



In *Figura 7.10* si può osservare come le produzioni specifiche nette dei digestati sottoposti a trattamento intermedio termo-alcalino siano superiori rispetto a quelle riscontrate per il solo trattamento termico, e in particolare che indipendentemente dall'HRT caratteristico del digestato i trattamenti intermedi termo-alcalini garantiscano delle efficienze superiori rispetto ai pretrattamenti termo-alcalini. Inoltre, considerando, ad esempio, le produzioni specifiche ottenute per la digestione del supero tal quale, si potrebbe pensare che il digestore pilota da 300 litri garantisca delle condizioni operative migliori e che possa sussistere un fattore di scala che porti a un incremento delle produzioni stesse. Ciò potrebbe portare ad avere anche nel caso del digestato sottoposto a trattamento intermedio termo-alcalino degli incrementi ulteriori.

Il digestato caratterizzato da HRT 5 giorni è quello che consente di avere produzioni specifiche più elevate, se sottoposto a trattamenti termo-alcalini, con un incremento percentuale del 7% rispetto alla produzione del digestato ad HRT 10 giorni e del 7.8% rispetto alla produzione del digestato ad HRT 15 giorni.

In ultimo, per avere un quadro completo dell'andamento delle sperimentazioni, si riportano i risultati ottenuti per quanto riguarda il tasso di rimozione di solidi sia nel caso di trattamento intermedio solo termico che nel caso di trattamento ibrido, sempre in funzione dell'HRT del digestato.

Figura 7.11 – Rimozione di solidi HRT controllato – trattamento intermedio termico 90°C

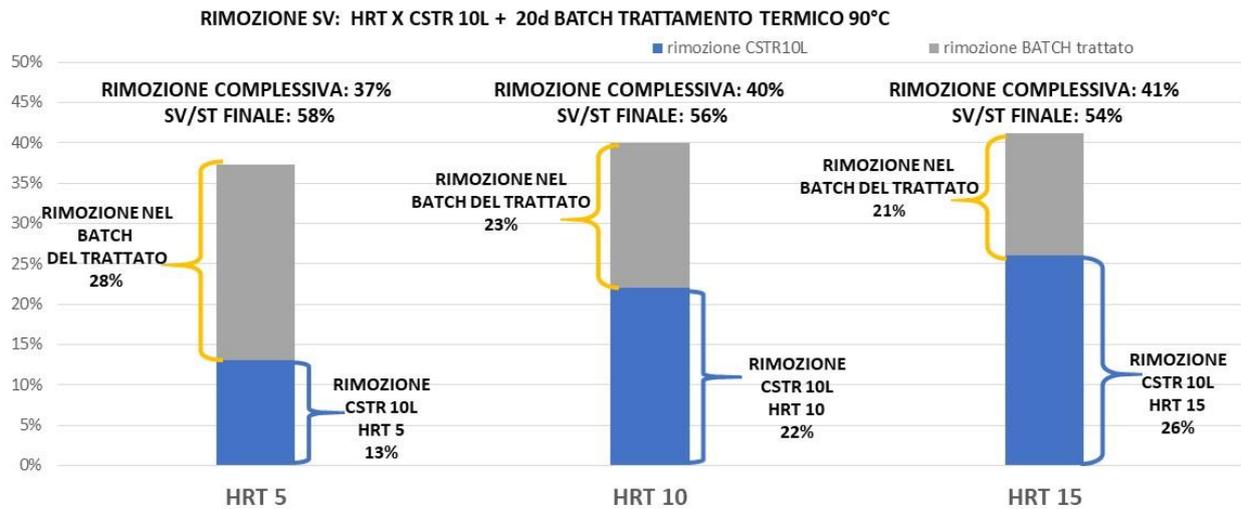
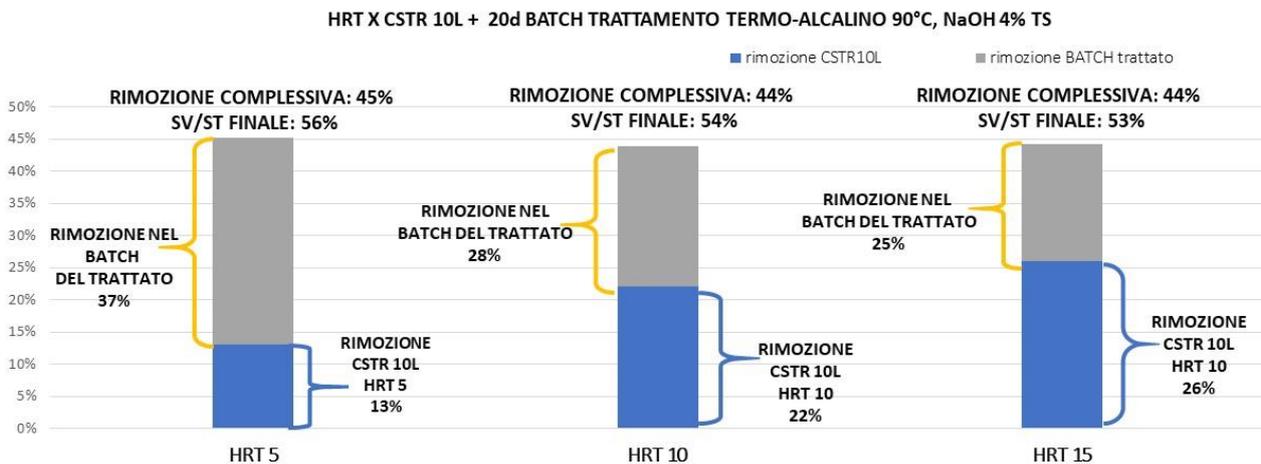


Figura 7.12 – Rimozione di solidi HRT controllato – trattamento intermedio termoalcalino 90°C+NaOH



I trattamenti termo-alcalini avendo delle produzioni specifiche più elevate hanno anche dei tassi di rimozione di solidi volatili più elevati in termini di rimozione complessiva, garantendo anche dei rapporti VS/TS più bassi a fine processo. Confrontando i digestati a differente HRT, il digestato ad HRT 5 giorni ha il tasso di rimozione complessivo più elevato, pari al 45%, ma non sembrano esserci marcate differenze rispetto agli altri campioni.

Concludendo, alla luce della sperimentazione svolta e descritta in questo lavoro di tesi e rispetto alle sperimentazioni già effettuate, la configurazione con il primo ciclo di digestione caratterizzato da HRT di 5 giorni, successiva applicazione dei trattamenti intermedi termo-alcalini e digestione finale con HRT pari a 20 giorni, sembra essere quella migliore, tenendo conto dei risultati ottenuti in termini di produzione specifica netta di metano e rimozione di sostanza secca. Prima di affrontare l'analisi tecnico-economica legata all'applicazione a piena scala dei trattamenti intermedi termo-alcalini per l'impianto di Castiglione Torinese, è necessario considerare anche quale siano le prestazioni garantite in termini di produzione specifica di metano dalla digestione dei fanghi primari, aspetto analizzato nel capitolo successivo.

## Capitolo VIII Digestione anaerobica del fango primario

### **8.1 Introduzione**

Dopo aver effettuato la sperimentazione riguardo i trattamenti intermedi termici e termo-alcalini, a bassa temperatura, su fanghi di supero digeriti ad HRT 10 giorni e registrato quale sia la produzione specifica netta di metano potenziale e il tasso di rimozione della sostanza secca, in seguito al secondo ciclo di digestione in batch, è stata avviata un'altra sperimentazione effettuata sui fanghi primari. L'obiettivo del lavoro di tesi è, infatti, capire quale possa essere l'impatto dell'introduzione dei trattamenti intermedi su un impianto operante a piena scala, come quello di Castiglione Torinese, in termini energetici ed economici. Da ciò la necessità di analizzare nel dettaglio i fanghi primari generati nell'impianto, in quanto parte integrante del processo di digestione anaerobica e del bilancio termico-economico.

Al fine di comprendere quale sia la produzione specifica netta dei fanghi primari prodotti, è stato avviato un ciclo di digestione alla scala di laboratorio, adoperando il medesimo apparato strumentale e le medesime metodologie di analisi descritte per la digestione del fango di supero.

Avendo analizzato nei capitoli precedenti un processo di digestione anaerobica per i fanghi di supero suddiviso in due steps di digestione, tra i quali effettuare i trattamenti intermedi, il primo caratterizzato da HRT 10 e il secondo da HRT 20, l'analisi riguardo i fanghi primari è stata condotta effettuando una digestione anaerobica caratterizzata da HRT 20 giorni.

### **8.2 Apparato strumentale**

Al fine di digerire il fango primario con un HRT di 20 giorni in condizioni di mesofilia, si è utilizzato il medesimo sistema di digestione anaerobica descritto nel paragrafo 6.2, impiegato per la digestione dei fanghi di supero, composto dal reattore CSTR (Continuous-flow Stirred-Tank Reactor), operante in semicontinuo, in acciaio inox dal volume utile di 10L, dal boiler da 25L per il mantenimento del sistema in mesofilia e i sistemi di controllo e misura della temperatura interna al digestore e del boiler.

Il digestore è incamiciato così da poter permettere il passaggio tra le pareti dell'acqua, che è riscaldata attraverso una resistenza posta nel boiler. Il digestore è caricato manualmente tramite un'apposita tramoggia. La massa interna al digestore è miscelata meccanicamente tramite pale messe in moto da un motorino elettrico situato in testa al reattore, comandato da un timer. Lo scarico avviene manualmente attraverso l'apertura di una valvola a sfera posta sul fondo del digestore.

In data 27/11/2017 il digestore è stato caricato con 10 litri di fango primario prelevato nell'impianto di trattamento delle acque reflue SMAT di Castiglione Torinese. Il fango primario utilizzato come alimento è stato prelevato con frequenza settimanale o bisettimanale, imesso in bidoncini da 10 litri, successivamente posizionati in cella frigorifera alla temperatura di 4°C.

Avendo fissato il parametro HRT a 20 giorni ed avendo un volume utile per il digestore pari a 10 litri, la quantità di fango alimentata e scaricata giornalmente è stata pari 0.5 litri. Dal lunedì al venerdì, esclusi i

giorni festivi, prima di scaricare e alimentare il digestore si è proceduto con una prima misura del biogas, seguita dal ricircolo di parte del digestato per evitare che nonostante la miscelazione si creassero delle stratificazioni nel digestore. Eseguito il ricircolo si è scaricato mezzo litro di digestato e successivamente si è alimentato mezzo litro di fango primario, con l'ausilio sia per lo scarico che per l'alimentazione di una bilancia tecnica, con portata massima di 3000 grammi e sensibilità di  $10^{-2}$  grammi, per la corretta definizione delle quantità estratte/introdotte. Infine si è effettuata l'analisi della qualità del biogas per vedere se dopo lo scarico e l'alimentazione fossero cambiati i tenori dei gas costituenti il biogas e quindi rilevare delle perdite.

### 8.3 Caratterizzazione del fango primario in alimentazione e del digestato

In continuità con quanto illustrato nella descrizione della digestione in semi-continuo dei fanghi di supero, anche per la digestione del fango primario, il substrato alimentante e il digestato, prelevato quotidianamente, sono stati caratterizzati a livello chimico-fisico. Il primario in alimentazione è stato caratterizzato, non appena giunto nel laboratorio biologico dipartimentale, per definire il tenore dei solidi totali e volatili, il pH e il rapporto FOS/TAC, mentre il digestato primario è stato caratterizzato quotidianamente per la rilevazione dei medesimi parametri, al fine di comprendere come stesse procedendo il processo di digestione.

Per la determinazione dei solidi totali TS, dopo aver pesato i crogioli con il campione da esaminare, si sono riposti gli stessi nella stufa a  $105^{\circ}\text{C}$  per 12 ore. Successivamente i crogioli sono stati riposti negli essicatori per il raffreddamento per poi essere sottoposti a pesatura. Il valore del parametro è stato ottenuto applicando la seguente relazione:

$$TS = \frac{\text{Peso}_{105^{\circ}\text{C}} - \text{Tara}}{\text{Lordo} - \text{Tara}}$$

La determinazione dei solidi volatili si è ottenuta riponendo i crogioli, in uscita dalla stufa e sottoposti a pesatura per la determinazione dei TS, nella muffola a  $600^{\circ}\text{C}$  per tre ore. Il valore del parametro è stato ottenuto applicando la seguente relazione:

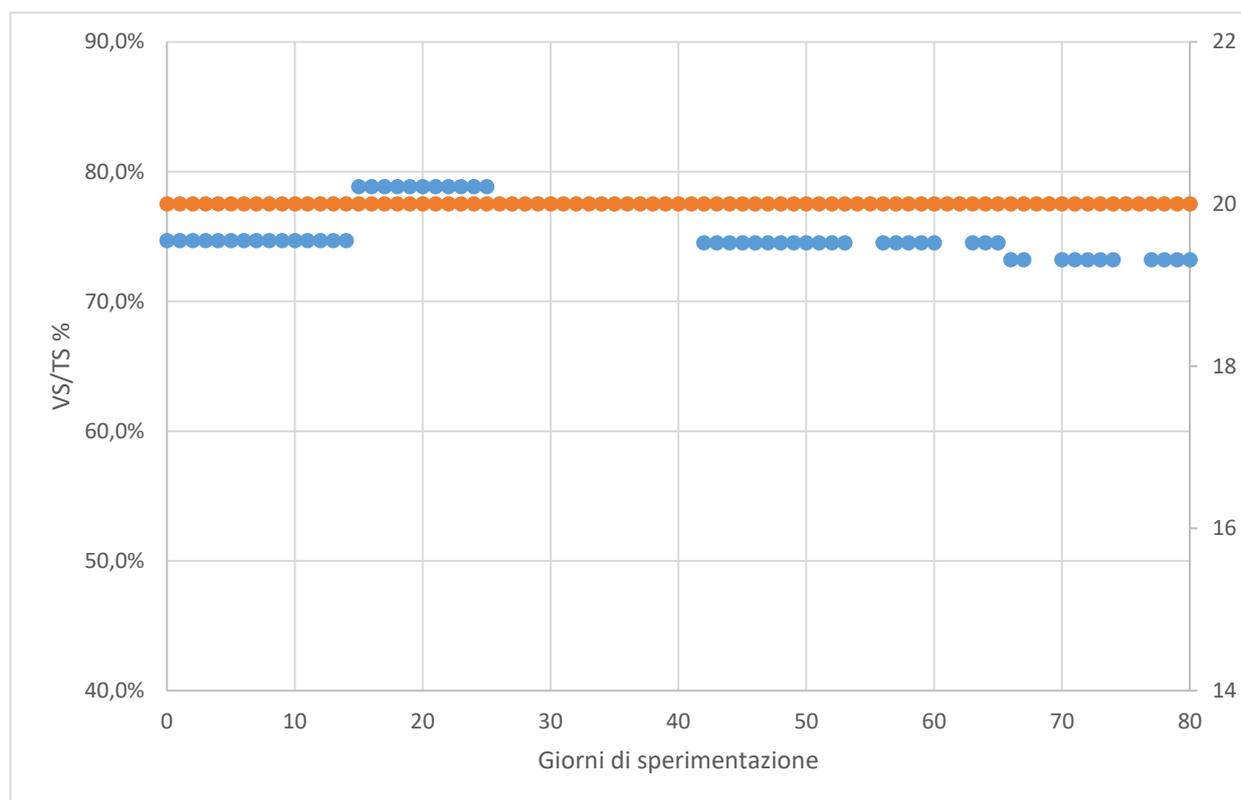
$$VS = \frac{\text{Peso}_{105^{\circ}\text{C}} - \text{Peso}_{600^{\circ}\text{C}}}{\text{Lordo} - \text{Tara}}$$

Per le operazioni di pesatura si è utilizzata una bilancia analitica con sensibilità di  $10^{-5}$  grammi.

Il tenore di secco del substrato alimentante, durante la digestione, è variato con valori compresi tra 2.7-3.6 % TS, con un rapporto VS/TS compreso tra il 73.2-78.8. Il digestato ha presentato tenori di secco compresi tra il 1.47-3.20%, con un rapporto VS/TS che è variato tra il 57.92-64.60

In *Figura 8.1* si riportano le caratteristiche del fango primario in alimentazione.

Figura 8.1 – Caratteristiche del fango primario in alimentazione al digestore



Il dispositivo utilizzato per la determinazione del rapporto acidità-alcalinità, riportato in [Figura 6.6](#), utilizza una soluzione di  $H_2SO_4$  0.05 molare per titolare la soluzione costituita da 20 ml di centrato del campione di fango, ottenuto a seguito di centrifugazione per 10 minuti a 4000 giri al minuto, diluiti con 20 ml di acqua bidistillata. Tale dispositivo, essendo dotato di un elettrodo, consente la contestuale definizione del pH del campione analizzato. Il parametro FOS/TAC esprime il rapporto tra acidità ed alcalinità come concentrazione di acido acetico rispetto alla concentrazione di carbonato di calcio, e risulta importante per comprendere se la fase di acidogenesi-acetogenesi sia in equilibrio con la fase di metanogenesi nel corso della digestione.

Il valore del pH, rilevato per il digestato, è stato compreso tra 7.3 e 8.43, il rapporto FOS/TAC ha presentato dei valori compresi tra 0.07 e 0.13.

#### 8.4 Misura del biogas prodotto e determinazione della produzione specifica

La misura del biogas e la determinazione della produzione specifica di metano sono state effettuate come descritto nella precedente sperimentazione. Il digestore è stato collegato tramite un opportuno tubo a due sacchetti in Tedlar da 5 L, i quali hanno raccolto il biogas prodotto. La misura del biogas prodotto è stata effettuata con metodo volumetrico e giornalmente, contestualmente alla misura del volume prodotto, si è analizzata la qualità del biogas. La caratterizzazione del biogas, in termini di concentrazione di metano, anidride carbonica e ossigeno, è stata effettuata con l'ausilio dell'analizzatore portatile Biogas Analyser Geotechnical Instrument, avente una portata volumetrica di aspirazione pari a 500 ml/min. Il biogas

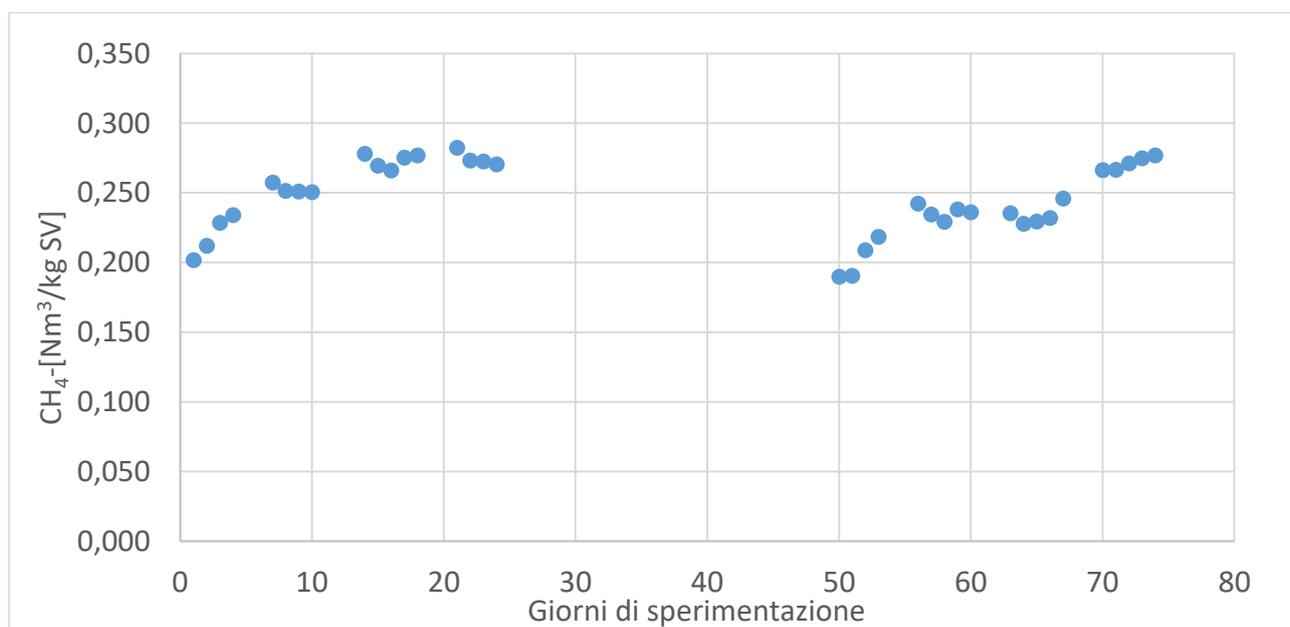
contenuto nei sacchetti è stato aspirato dall'analizzatore per 1 minuto e successivamente si è bloccata l'aspirazione e si sono letti i valori delle concentrazioni volumetriche di metano, anidride carbonica e ossigeno.

*Figura 8.2 – Misura biogas con analizzatore portatile*



Il rimanente volume di biogas nei sacchetti è stato determinato attraverso lo spiazzamento d'acqua, utilizzando il boccione di *Figura 6.10*. Giornalmente, con il fine di riportare le produzioni volumetriche di biogas e metano alle condizioni normali (0°C e 1atm), è stata registrata la temperatura ambiente del laboratorio. Si è inoltre tenuto conto del biogas presente nello spazio di testa del digestore per la correzione delle concentrazioni dei gas costituenti il biogas stesso. Di seguito, si riportano i valori giornalieri di produzione specifica di metano dovuti alla digestione del fango primario. Arrivato a stabilizzazione, il processo di digestione del fango primario è stato caratterizzato da una produzione specifica di metano di circa  $0.290 \pm 0.01 \text{ Nm}^3/\text{kgVS}$  alimentati.

*Figura 8.3 – Produzione specifica metano fango primario con HRT 20 giorni*



## Capitolo IX Applicazione a piena scala dei trattamenti intermedi analizzati

### **9.1 Introduzione**

Dopo aver valutato quali siano gli incrementi delle produzioni specifiche a seguito dei trattamenti intermedi termici, a 90°C, e termo-alcalini, a 90°C con NaOH dosato al 4 % di TS, effettuati su fanghi di supero prelevati dall'impianto di Castiglione Torinese gestito da SMAT, aver valutato la produzione specifica del fango primario tal quale prelevato dal medesimo impianto, nel prosieguo di questo capitolo verranno illustrate le modalità con cui poter applicare i trattamenti intermedi all'impianto considerato, operante a piena scala. Attualmente, prima della sezione di digestione si utilizzano sei ispessitori a gravità per fanghi primari e secondari, in questo caso con l'aggiunta di polielettrolita, raggiungendo tenori di secco rispettivamente compresi tra il 2.75-3 % TS per i fanghi primari e di circa il 2.75% TS per i fanghi di supero. A fronte del bilancio termico-economico, presentato nel Capitolo III, relativo alle condizioni operative attuali dell'impianto, si è riscontrato che, digerendo separatamente fanghi primari e secondari, non ci sia una autosufficienza termica e che si sopperisce a tale deficit con l'approvvigionamento di metano da rete. Al fine di garantire un bilancio termico-economico positivo, annullando o minimizzando l'utilizzo di combustibile da rete, con l'introduzione dei trattamenti intermedi si è ipotizzata una nuova configurazione<sup>5</sup> che prevede l'utilizzo degli attuali digestori per una parziale digestione dei soli fanghi di supero ad HRT 10 giorni, il successivo trattamento termico e/o termo-alcalino degli stessi, la miscelazione dei fanghi di supero trattati con i fanghi primari, con recupero di calore, e una digestione dei fanghi misti condotta nei restanti digestori con HRT di 20 giorni. A monte della sezione di digestione si è ipotizzato l'utilizzo di ispessitori dinamici sia per i fanghi di supero che per i fanghi primari, che consentono un ispessimento a tenori di secco elevato con la conseguente riduzione dei volumi richiesti e la riduzione della potenza termica richiesta per scaldare i fanghi stessi alle temperature di processo.

Si precisa che la portata massica di sostanza secca avviata alla linea fanghi, pari a circa 3235 kg/h e derivante dal bilancio di massa relativo all'impianto in esame, si è supposta costituita dal 65% di fanghi primari e dal restante 35% di fanghi di supero.

---

<sup>5</sup> La Configurazione impiantistica e i bilanci termico-economici riprendono quanto illustrato nel lavoro sperimentale "Enhancement of waste activated sludge (WAS) anaerobic digestion by means of pre- and intermediate treatments. Technical and economic analysis at a full-scale WWTP", 2017 (19) e in parte nel lavoro di tesi "Pretrattamenti finalizzati all'ottimizzazione della digestione anaerobica dei fanghi di depurazione" di Giuseppe Campo, 2013 (4)

## 9.2 Ipotesi di ispessimento dinamico dei fanghi primari e di supero

Gli ispessitori dinamici hanno un funzionamento simile ai dispositivi impiegati per la disidratazione dei fanghi, in quanto sottoponendo il fango ad accelerazioni superiori a quella di gravità, attuano la separazione tra l'acqua in essi contenuta e la componente secca.

Il problema maggiore legato ai fanghi ispessiti a tenori elevati è quello legato alla loro movimentabilità e alle difficoltà degli scambiatori di calore nel gestire fanghi con tenori superiori al 7-8%, quindi fino a qualche anno fa si limitava l'utilizzo degli ispessitori dinamici ai soli fanghi di supero, per migliorarne la resa nella digestione, e, negli impianti a piena scala, i fanghi primari venivano ispessiti con sistemi a gravità. Tuttavia le nuove tecnologie presenti sul mercato consentono di superare i limiti legati alla movimentabilità dei fanghi, permettendo di lavorare a tenori di secco dell'ordine del 20%, aprendo, di fatto, la possibilità di utilizzare un ispessimento dinamico anche per i fanghi primari. Inoltre, per l'impianto oggetto di studio e per il suo processo di digestione dei fanghi è stato valutato il comportamento reologico dei fanghi sottoposti a pretrattamenti termici a bassa temperatura, i quali dopo il trattamento presentavano caratteristiche reologiche paragonabili a fanghi tal quali con tenori di secco pari a circa la metà (Acri et al., 2012 (24), esposto durante il Workshop "I problemi emergenti nel trattamento delle acque", Torino).

Prima di descrivere nel dettaglio la nuova configurazione dell'impianto con la sezione dei trattamenti intermedi e recupero di calore, si è fatta l'ipotesi che i fanghi derivanti dalla depurazione delle acque reflue venissero ispessiti attraverso ispessitori dinamici per valutare, con la attuale configurazione, quali fossero i benefici in termini di potenza termica necessaria al processo e in termini economici, legati ai ricavi dovuti alla produzione di energia elettrica. A fronte di quanto discusso riguardo al bilancio termico-economico dell'impianto in esame nel Capitolo III, per quanto riguarda la valutazione dei benefici derivanti dal solo ispessimento dinamico dei fanghi, si sono considerati diversi scenari: il primo ha visto l'analisi del processo di digestione dei soli fanghi primari ispessiti a tenori di secco del 4.25%, il secondo l'analisi del processo di digestione dei soli fanghi biologici ispessiti da tenori del 2.75% a tenori dell'8% e il terzo scenario ha considerato il bilancio relativo al processo di digestione di tutti i fanghi prodotti in impianto.

## 9.2.1 Fango primario ispessito dinamicamente al 4.25% di TS

Tabella 9.1 – Principali valori ottenuti nel caso di digestione del fango primario al 4.25% di TS

Fango primario ispessito dinamicamente al 4.25% TS	
Concentrazione sostanza secca	42.5 [kg/m <sup>3</sup> ]
Portata volumetrica fanghi primari	49.5 [m <sup>3</sup> /h]
Volume necessario	20 542,6 [m <sup>3</sup> ]
Digestori necessari	2.0
Portata alimentata per digestore	24.7 [m <sup>3</sup> /h]
Portata di secco alimentata per digestore	1 051.4 [kgTS/h]
VS/TS	0.7
Portata di VS per digestore	735.9 [kgVS/h]
HRT	17
Produzione specifica metano	0.324 [Nm <sup>3</sup> /kgVS]
Metano generato dalla digestione dei fanghi primari	476.9 [Nm <sup>3</sup> /h]
Energia posseduta dal metano all'ora	17 111 304.8 [kJ/h]
Potenza termica disponibile	7 255 193.2 [kJ/h]
Potenza termica necessaria a scaldare i fanghi da 15 a 38°C inclusi gli scambi di calore	5 080 456.7 [kJ/h]
Potenza termica in eccesso	2 174 736.5 [kJ/h]
Produzione energia elettrica da motore	1 991.6 kWh
Ricavi	432.2 [€/h]

Come detto precedentemente, in *Tabella 9.1*, si può notare come incrementando il tenore di sostanza secca in alimentazione ai digestori, si possano avere dei rilevanti benefici in termini di potenza termica necessaria a riscaldare i fanghi alla temperatura di processo. Infatti, confrontando i valori delle potenze richieste e di quelle disponibili nello scenario ipotizzato con ispessimento dinamico dei fanghi primari e nella condizione operativa attuale, si può notare come da una situazione di non autosufficienza termica si passi a una situazione con bilancio positivo, *Figura 9.1* e *Figura 9.2*.

Per la determinazione della produzione di energia elettrica e della potenza termica si è considerato un rendimento elettrico e termico della macchina cogeneratrice pari a 0.42.

Figura 9.1 – Potenza termica disponibile e necessaria nelle condizioni attuali di ispessimento del primario al 2.75%

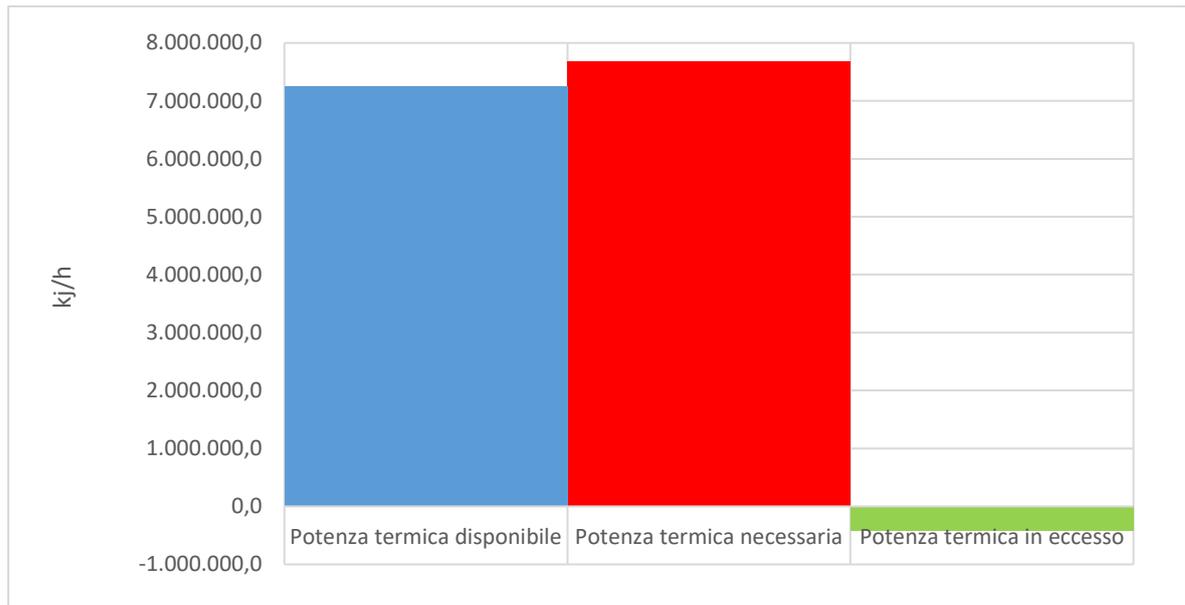
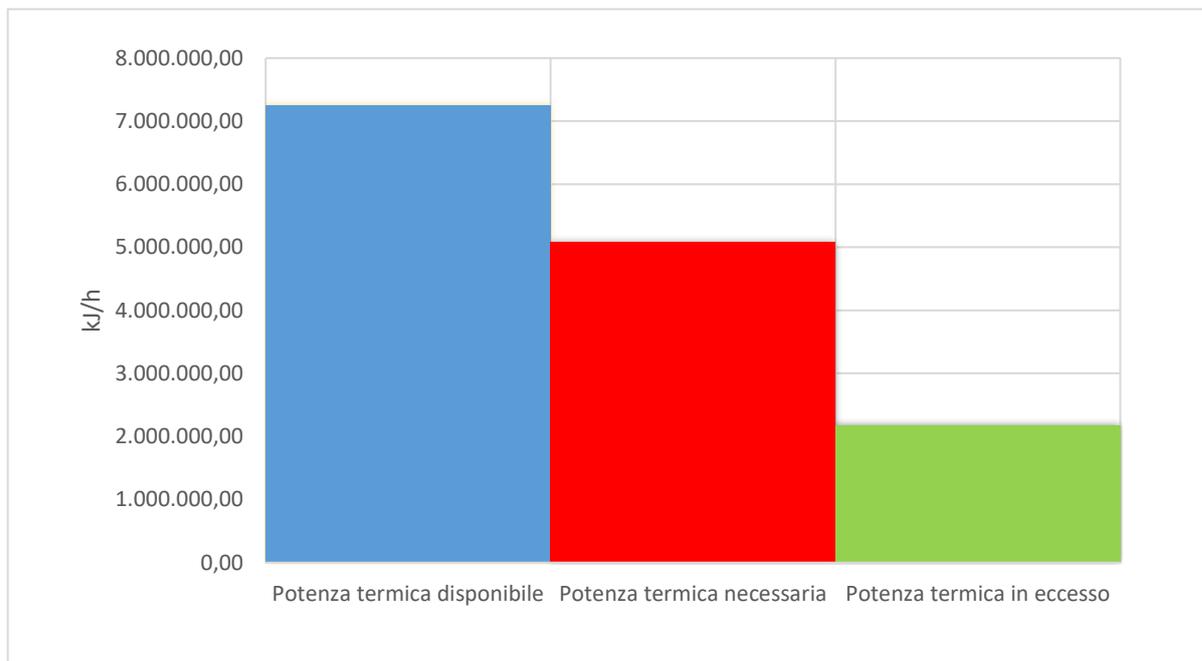


Figura 9.2 – Potenza termica disponibile e necessaria nello scenario ipotizzato di ispessimento del primario al 4.25%

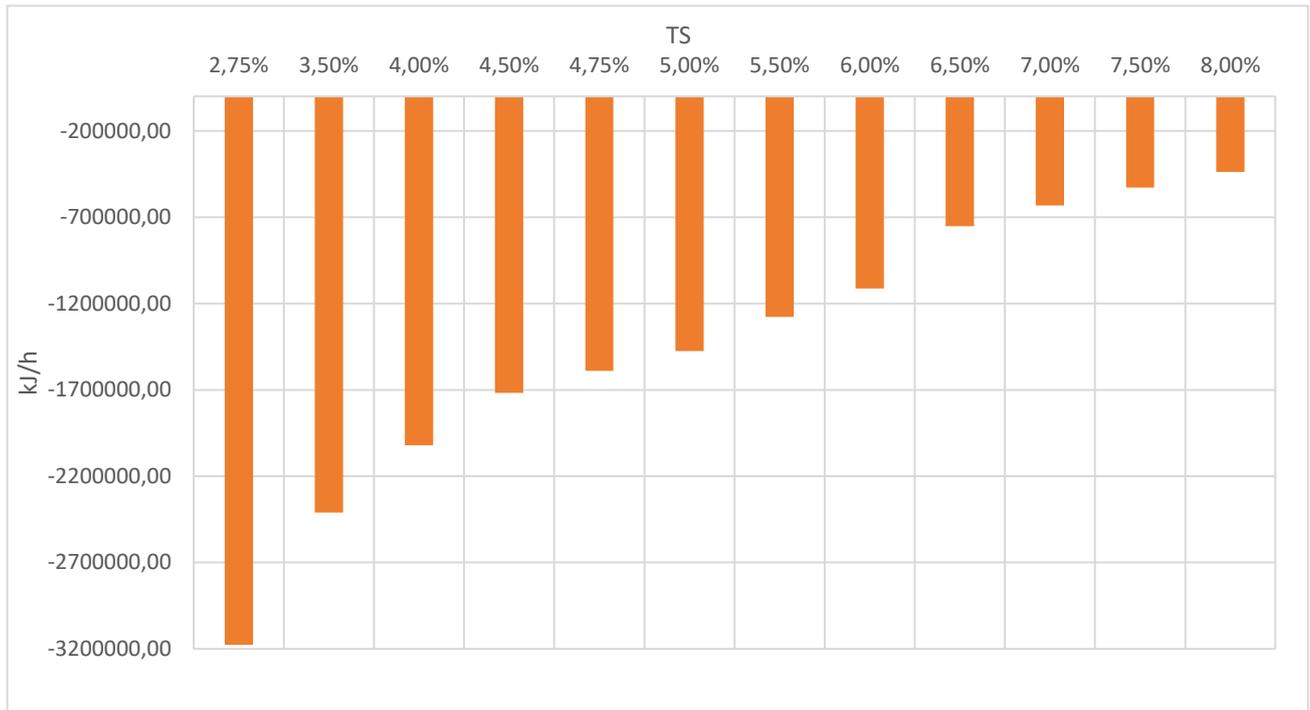


## 9.2.2 Fango di supero ispessito dinamicamente da tenori di secco del 2.75 %TS a tenori dell'8% di TS

Concentrazione sostanza secca secondario [%]	2,75	3,50	4,00	4,50	4,75	5,00	5,50	6,00	6,50	7,00	7,50	8,00
Concentrazione sostanza secca [kg/m <sup>3</sup> ]	27,50	35,00	40,00	45,00	47,50	50	55	60	65	70	75	80
Portata volumetrica fanghi [m <sup>3</sup> /h]	49,94	39,24	34,33	30,52	28,91	27,47	24,97	22,89	21,13	19,62	18,31	17,17
Portata secca [kg/h]	1 373,28	39 236,61	34 332,03	30 517,36	28 911,18	27 465,63	24 968,75	22 888,02	21 127,40	19 618,30	18 310,42	17 166,02
Volume digestore [m <sup>3</sup> ]	12 000,00	12 000,00	12 000,00	12 000,00	12 000,00	12 000,00	12 000,00	12 000,00	12 000,00	12 000,00	12 000,00	12 000,00
Coefficiente di riempimento	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80
Volume occupato dai fanghi [m <sup>3</sup> ]	9 600,00	9 600,00	9 600,00	9 600,00	9 600,00	9 600,00	9 600,00	9 600,00	9 600,00	9 600,00	9 600,00	9 600,00
Numero digestori	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Portata volumetrica alimentata ad 1 digestore [m <sup>3</sup> /h]	19,98	16,18	14,15	12,58	11,92	11,32	10,29	9,44	17,42	16,18	15,10	14,15
HRT [giorni]	17,00	17,31	19,78	22,25	24,13	24,73	27,20	29,67	16,07	17,31	18,55	19,78
Prod specifica metano "BIANCO" [Nm <sup>3</sup> /kg SV]	0,095	0,095	0,095	0,095	0,095	0,095	0,095	0,095	0,095	0,095	0,095	0,095
Metano prodotto dalla digestione dei fanghi di supero [m <sup>3</sup> /h]	73,06	75,29	75,29	75,29	75,29	75,29	75,29	75,29	75,29	75,29	75,29	75,29
Potenza termica disponibile [kJ/h]	1 111 448,68	1 145 466,17	1 145 466,17	1 145 466,17	1 145 466,17	1 145 466,17	1 145 466,17	1 145 466,17	1 145 466,17	1 145 466,17	1 145 466,17	1 145 466,17
Energia dissipata Qa [kJ/h]	441 026,00	441 026,00	441 026,00	441 026,00	441 026,00	441 026,00	441 026,00	441 026,00	220 513,00	220 513,00	220 513,00	220 513,00
Potenza termica necessaria a sostenere il sistema [kJ/h]	4 287 332,10	3 555 619,30	3 166 295,14	2 863 487,46	2 735 989,48	2 621 241,31	2 423 039,92	2 257 872,09	1 897 601,70	1 777 809,65	1 673 989,87	1 583 147,57
Potenza termica in eccesso o in difetto [kJ/h]	-3 175 883,42	-2 410 153,13	-2 020 828,97	-1 718 021,29	-1 590 523,32	-1 475 775,14	-1 277 573,75	-1 112 405,93	-752 135,53	-632 343,48	-528 523,71	-437 681,40
Energia elettrica prodotta in un'ora [kWh]	305,09	314,43	314,43	314,43	314,43	314,43	314,43	314,43	314,43	314,43	314,43	314,43
Vendita Energia elettrica [€/h]	51,87	53,45	53,45	53,45	53,45	53,45	53,45	53,45	53,45	53,45	53,45	53,45
Ricavi media annua [€/h]	14,71	16,30	16,30	16,30	16,30	16,30	16,30	16,30	16,30	16,30	16,30	16,30

Nella determinazione del metano prodotto a seguito della digestione dei soli fanghi di supero, e quindi nel calcolo della potenza termica disponibile si è utilizzata come produzione specifica quella ricavata dopo la sperimentazione descritta nel Capitolo VI, pari a  $0.095 \text{ Nm}^3/\text{kgVS}$ . Di seguito si riporta, in *Figura 9.3*, un grafico per riassumere l'aspetto legato alla potenza termica richiesta nelle differenti condizioni di esercizio, in funzione dell'ispessimento dei fanghi biologici.

*Figura 9.3 – Potenza termica richiesta per mantenere il sistema nelle condizioni di esercizio*

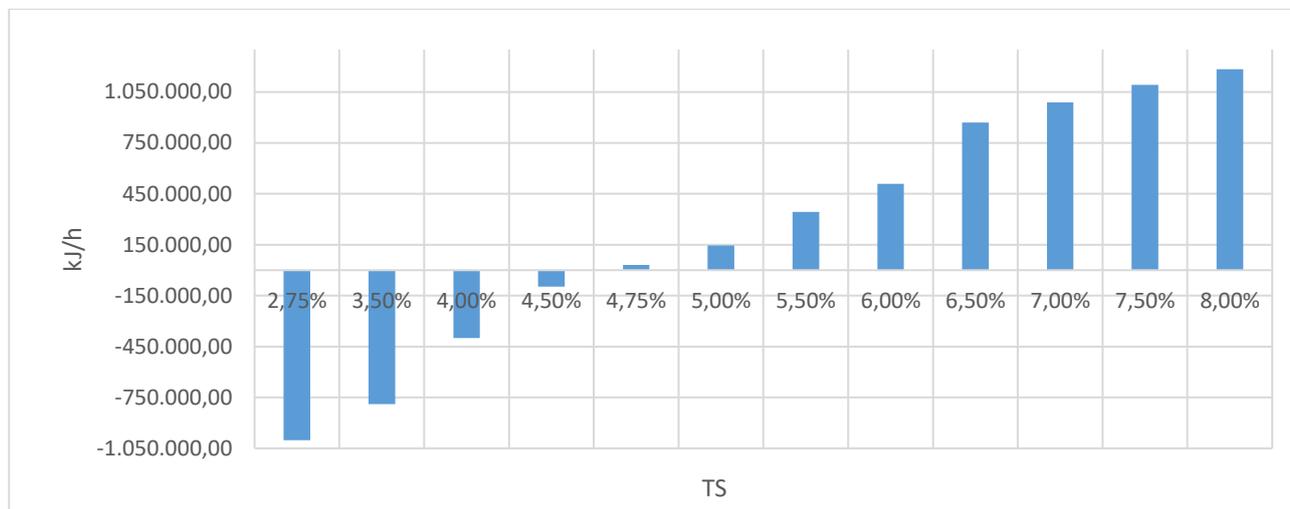


### 9.2.3 Bilancio termico-economico relativo alla digestione di tutti i fanghi ( fango primario ispessito al 4.25%TS e secondari ispessiti dal 3.50 all'8%TS

Concentrazione sostanza secca primario [%]	4.25										
Concentrazione sostanza secca supero [%]	3,50	4,00	4,50	4,75	5,00	5,50	6,00	6,50	7,00	7,50	8,00
Volume digestore [m3]	12 000,00	12 000,00	12 000,00	12 000,00	12 000,00	12 000,00	12 000,00	12 000,00	12 000,00	12 000,00	12 000,00
Coefficiente di riempimento	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80
Volume occupato dai fanghi [m3]	9 600,00	9 600,00	9 600,00	9 600,00	9 600,00	9 600,00	9 600,00	9 600,00	9 600,00	9 600,00	9 600,00
Numero digestori utilizzati (primari + supero)	4,00	4,00	4,00	4,00	4,00	4,00	4,00	3,00	3,00	3,00	3,00
Metano prodotto dalla digestione de fanghi di supero [m3/h]	552,20	552,20	552,20	552,20	552,20	552,20	552,20	552,20	552,20	552,20	552,20
Potenza termica disponibile [kJ/h]	7 847 565,74	7 847 565,74	7 847 565,74	7 847 565,74	7 847 565,74	7 847 565,74	7 847 565,74	7 847 565,74	7 847 565,74	7 847 565,74	7 847 565,74
Potenza termica necessaria a sostenere il sistema (media annua) [kJ/h]	8 636 075,94	8 246 751,77	7 943 944,09	7 816 446,12	7 701 697,95	7 503 496,55	7 338 328,73	6 978 058,34	6 858 266,29	6 754 446,51	6 663 604,20
Potenza termica in eccesso o in difetto [kJ/h]	-788 510,19	-399 186,03	-96 378,35	31 119,62	14 5867,80	344 069,19	509 237,02	869 507,41	989 299,46	1 093 119,24	1 183 961,54
Energia elettrica prodotta in un'ora [kWh]	2 306,00	2 306,00	2 306,00	2 306,00	2 306,00	2 306,00	2 306,00	2 306,00	2 306,00	2 306,00	2 306,00
Vendita energia elettrica [€/h]	500,40	500,40	500,40	500,40	500,40	500,40	500,40	500,40	500,40	500,40	500,40
Ricavi media annua [€/h]	491,61	495,95	499,33	500,40	500,40	500,40	500,40	500,40	500,40	500,40	500,40

Dai risultati ottenuti per quanto riguarda il bilancio termico relativo alla digestione di tutti i fanghi prodotti in impianto, si può osservare che impiegando la potenza termica in eccesso generata dalla combustione del metano derivante dai fanghi primari per riscaldare i fanghi di supero, si minimizza la richiesta di metano da rete. Per tenori di fanghi di supero superiori al 4.75% e tenori di fango primario del 4.25%, il bilancio termico risulta positivo ed è dunque possibile raggiungere l'autosufficienza.

*Figura 9.4 - Potenza termica richiesta per mantenere il sistema nelle condizioni imposte*



Oltre a rilevare che l'autosufficienza si raggiunge, posto il tenore di secco dei fanghi primari pari al 4.25%, a partire da tenori di secco per i fanghi di supero del 4.75%, *Figura 9.4*, si rileva che per tenori di secco dei fanghi di supero pari al 6.5%, si ha una riduzione del volume necessario tale da poter utilizzare tre digestori piuttosto che quattro.

In conclusione, nel caso in cui l'obiettivo fosse l'autosufficienza termica dell'impianto non occorrerebbe spingere sull'ispessimento dinamico oltre i tenori sopra riportati, ma se si volessero ridurre anche i volumi, prevedendo di impiegare gli eventuali digestori liberi per processi di digestione di altri substrati, allora si dovrebbero raggiungere tenori di secco elevati, intorno all'8-10%TS.

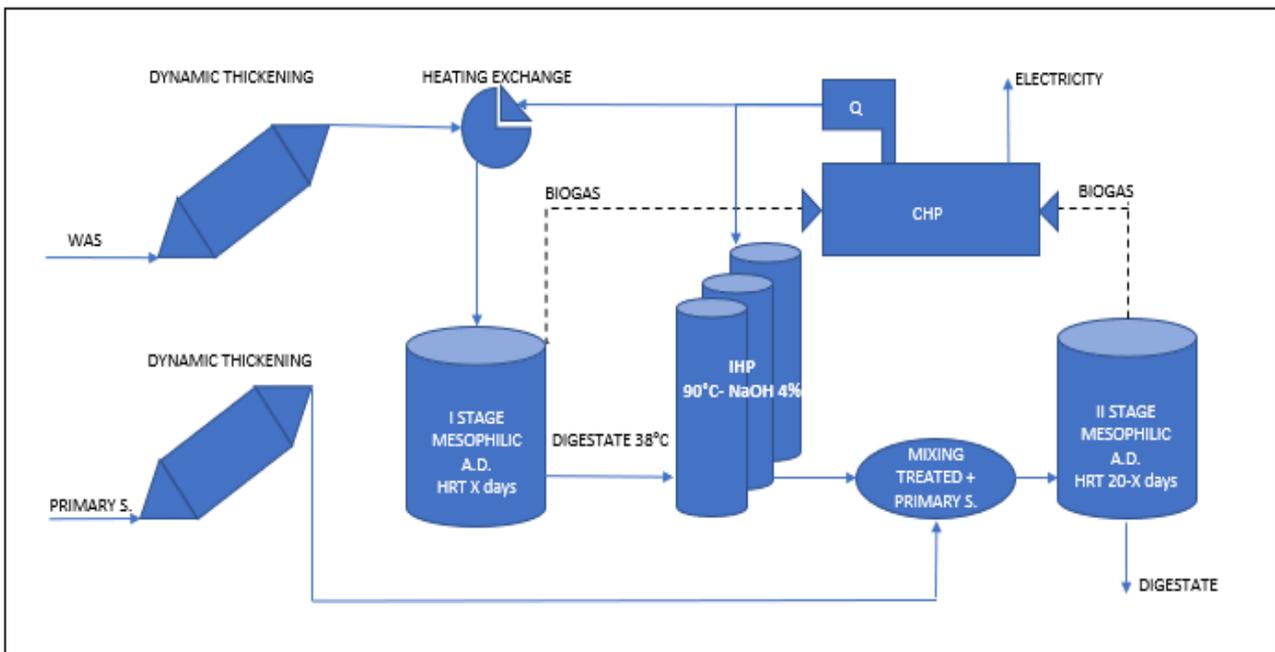
### **9.3 Valutazioni riguardo l'introduzione a piena scala dei trattamenti intermedi termici e termo-alcasini a bassa temperatura**

L'applicazione dei trattamenti intermedi termici e termo-alcasini a bassa temperatura sui fanghi di supero, a seguito delle sperimentazioni effettuate e dei risultati riportati in letteratura, consente una migliore solubilizzazione della matrice organica e un miglioramento nella resa del processo di digestione anaerobica in termini di produzione specifica netta di metano prodotto rispetto ai solidi volatili alimentati. Nonostante ciò, perché si possano introdurre in un impianto operante a piena scala, è necessario che la potenza termica necessaria alla loro conduzione sia inferiore rispetto alla potenza disponibile derivante dalla sezione di cogenerazione dell'impianto, che sia attuato il recupero energetico derivante dai trattamenti e che se ci fossero deficit termici, a cui far fronte con l'impiego di metano da rete, siano meno onerosi rispetto ai vantaggi ottenuti dall'incremento di produzione specifica di metano.

Gli incrementi di produzioni specifiche registrati nelle sperimentazioni descritte in questo lavoro di tesi, pari al 56.5% nel caso di trattamento intermedio a 90°C per 1.5 ore e all'89% nel caso di trattamento intermedio termo-alcasino a 90°C con NaOH dosato al 4% di TS per un tempo di contatto di 1.5 ore, sono da ritenersi importanti in previsione di un'analisi più approfondita, in quanto ottenuti alla scala di laboratorio con delle approssimazioni rispetto al processo attuato in impianti a piena scala; inoltre, il bagno termostato utilizzato per i trattamenti non può che essere un punto di partenza per capire come possa progettarsi la sezione dedicata ai trattamenti intermedi nell'impianto. In questo lavoro di tesi non sono stati approfonditi aspetti quali la reologia dei fanghi dopo i trattamenti, la loro disidratabilità e la loro sedimentabilità, fondamentale per comprendere quale sia l'ispessitore dinamico con le migliori prestazioni.

A fronte di quanto detto, si è cercato di comprendere quale fosse il bilancio termico ed economico relativo alla nuova configurazione impiantistica necessaria all'introduzione dei trattamenti intermedi. Tale configurazione prevede un processo di digestione, per quanto riguarda i fanghi di supero, suddiviso in una prima parziale digestione ad HRT 10 giorni, seguita dai trattamenti intermedi e in ultimo una digestione finale dei fanghi di supero trattati, con i fanghi primari, ad HRT 20 giorni. Di seguito si riporta uno schema dell'impianto relativo alla nuova configurazione.

Figura 9.5 – Schema dell'impianto con l'introduzione dei trattamenti intermedi



A monte della sezione di digestione, come si può osservare dalla schema riportato, si introduce l'ispessimento dinamico sia per i fanghi di supero che per i fanghi primari.

Il bilancio termico può dunque riassumersi con la seguente relazione, che considera i termini legati alla potenza termica richiesta e i termini legati alla produzione di energia termica a seguito della digestione dei fanghi.

$$Q_{riscald.supero} + Q_{riscald.prim.} + Q_{tratt.interm.} + Q_{dissipato} = Q_{digest.supero} + Q_{digest.fan.misto} + Q_{recup.}$$

Dove:

$Q_{riscald.supero}$  rappresenta la potenza termica richiesta per portare i fanghi di supero alla temperatura di processo di 38°C, per il primo step di digestione;

$Q_{riscald.prim.}$  rappresenta la potenza termica richiesta per portare i fanghi primari, dopo la miscelazione con i fanghi di supero trattati, alla temperatura di processo per la digestione dei fanghi misti ad HRT 20 giorni;

$Q_{tratt.interm.}$  rappresenta la potenza termica richiesta per effettuare i trattamenti intermedi per 1.5 ore;

$Q_{dissipato}$  rappresenta la potenza termica dissipata dai digestori per scambi termici dovuti al gradiente di temperatura con l'ambiente esterno;

$Q_{digest.supero}$  rappresenta la potenza termica generata dalla combustione del metano prodotto a seguito del primo step di digestione dei fanghi di supero tal quali;

$Q_{digest.fan.misto}$  rappresenta la potenza termica generata dalla combustione del metano prodotto a seguito della digestione ad HRT 20 giorni dei fanghi misti;

$Q_{recup.}$  rappresenta la potenza termica che è possibile recuperare allo scambiatore di calore dai fanghi di supero trattati a 90°C, per poter scaldare i fanghi primari alla temperatura di processo della fase di

digestione dei fanghi misti.

Si è imposto, concordemente a quanto fatto nella sperimentazione alla scala di laboratorio, di eseguire una digestione anaerobica in condizioni mesofile, con temperatura di processo dei digestori di 38°C, inoltre si è supposto, sulla base dei dati forniti da SMAT, che i fanghi di supero e i fanghi primari all'ingresso avessero una temperatura di 15°C. Infine, si è verificato che il calore dissipato nel corso dei trattamenti intermedi, della durata di 1.5 ore, sia trascurabile rispetto alla potenza termica richiesta per la loro esecuzione e rispetto al calore dissipato dai digestori.

Si è proceduto analizzando diversi scenari con l'obiettivo di trovare la condizione migliore in termini di bilancio termico e ricavi dovuti alla produzione di energia elettrica. Fissando un determinato valore del tenore di secco dei fanghi primari, dopo l'ispessimento, e facendo variare il tenore di secco dei fanghi secondari dal 4.25% fino all'8% TS, si sono valutate le potenze necessarie e disponibili in impianto, le sole potenze necessarie e disponibile per l'introduzione dei trattamenti intermedi e i ricavi legati all'incremento di produzione di energia elettrica. Il primo scenario analizzato è stato caratterizzato dall'aver fissato il tenore di secco dei fanghi primari dopo l'ispessimento al 4.25%, incrementandone il valore a step di 0.25% fino all'ultimo scenario caratterizzato da tenori di secco del fango primari fissati al 7.5%.

Per quanto riguarda i valori di produzione specifica di metano, nella prima parziale digestione ad HRT 10 giorni, digerendo un fango di supero tal quale, si è imposta una produzione specifica di 0.095 Nm<sup>3</sup>/kgVS, valore rilevato nel corso della sperimentazione; nella seconda fase di digestione dei fanghi misti si è considerato l'effetto cumulativo, pesato sulla portata massica di sostanza secca, dei fanghi primari con produzione specifica di metano di 0.324 Nm<sup>3</sup>/kgVS e dei fanghi di supero trattati con produzione specifica di 0.112 Nm<sup>3</sup>/kgVS o 0.136 Nm<sup>3</sup>/kgVS, rispettivamente per fanghi di supero sottoposti al solo trattamento intermedio termico o per fanghi di supero sottoposti a trattamento termo-alcantino.

Di seguito si riportano i risultati ottenuti per alcuni degli scenari analizzati.

### **9.3.1 Fango primario ispessito al 4.25%TS e fanghi di supero con tenori di secco dal 4.25 all'8%TS**

Il primo scenario considerato è quello caratterizzato dalla digestione del fango primario ispessito al 4.25% di TS facendo variare il tenore di secco dei fanghi di supero dal 4.25% di TS all'8%. L'obiettivo è cercare la percentuale di secco dei fanghi supero che consenta, all'interno dello scambiatore di calore, di recuperare parte della potenza termica in modo da impiegarla per l'applicazione dei trattamenti intermedi e per riscaldare i fanghi primari alla temperatura di processo per la digestione dei fanghi misti. La temperatura a cui devono essere portati i primari non è esattamente la temperatura di processo, ovvero 38°C, ma si è tenuto conto degli scambi di calore dovuti al gradiente di temperatura, per cui la temperatura sarà superiore e variabile a seconda dei tenori di solidi dei fanghi di supero. Infatti a tenori di solidi più elevati corrisponde una portata massica minore, da qui la difficoltà di trovare la condizione di equilibrio che permetta di avere una portata di fanghi di supero sufficiente a scaldare la portata di fanghi primari. I

risultati ottenuti dall'applicazione del bilancio termico in tale scenario sono riportati di seguito.

Figura 9.6 – Potenza termica richiesta e disponibile per l'introduzione dei trattamenti intermedi termici

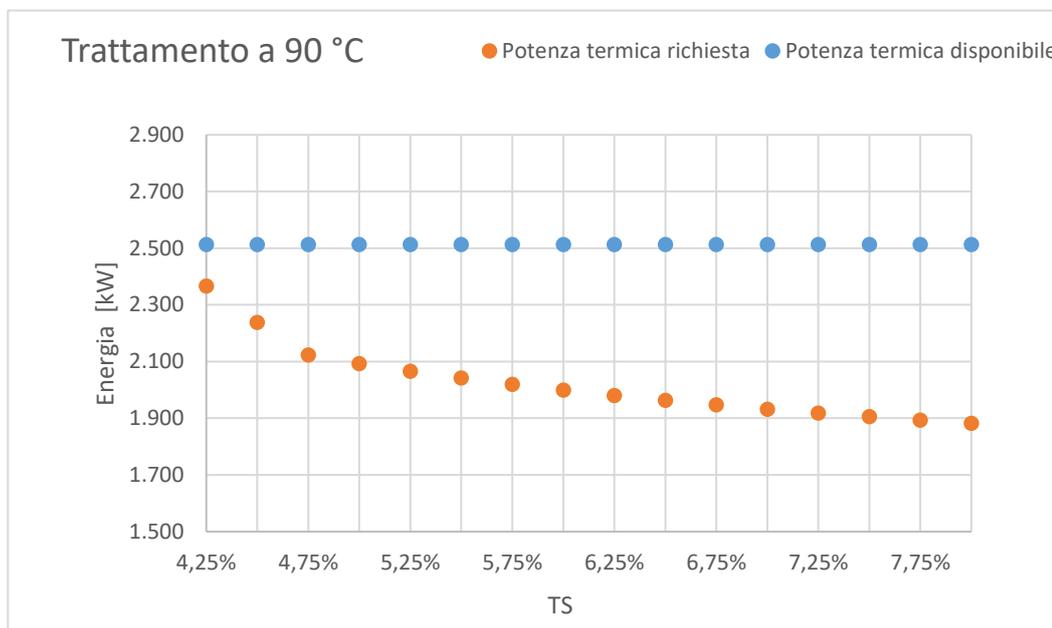
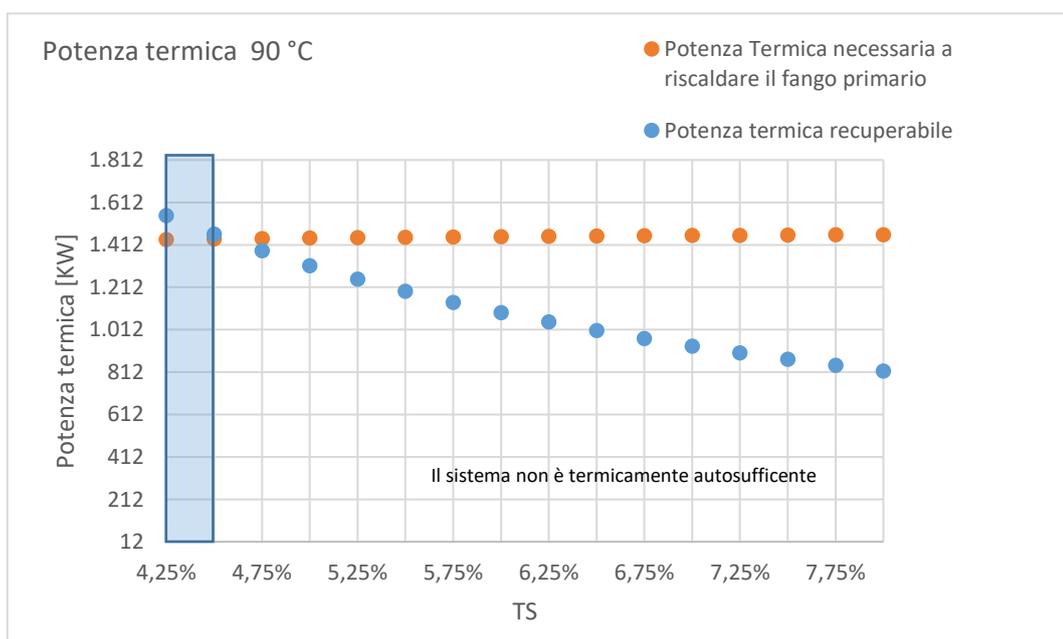
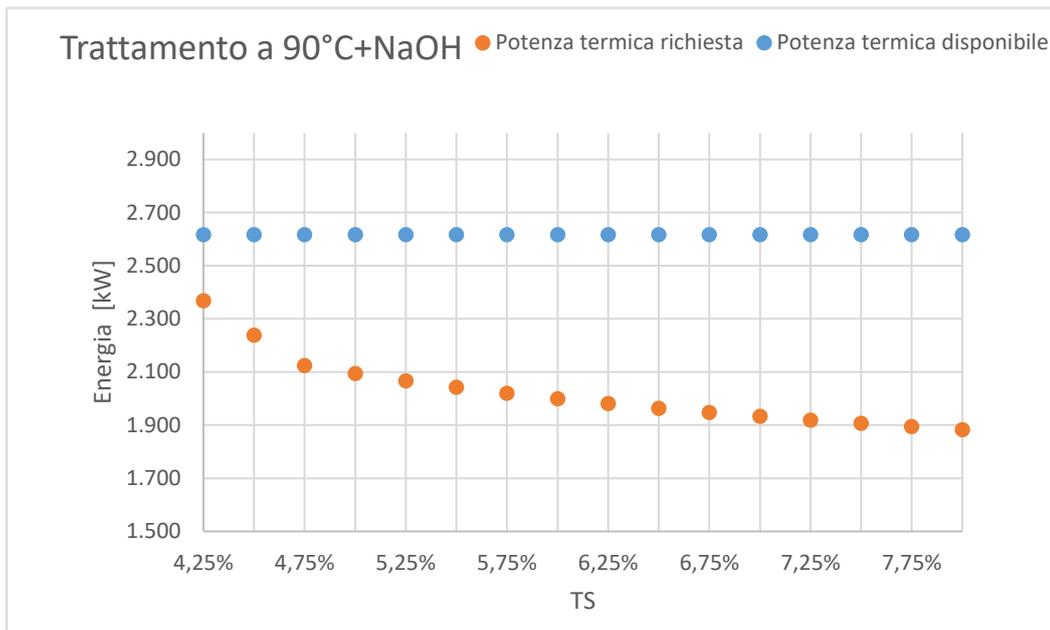


Figura 9.7 – Potenza termica necessaria e recuperabile per scaldare i fanghi primari da 15°C alla temperatura di processo nel caso di trattamento termico



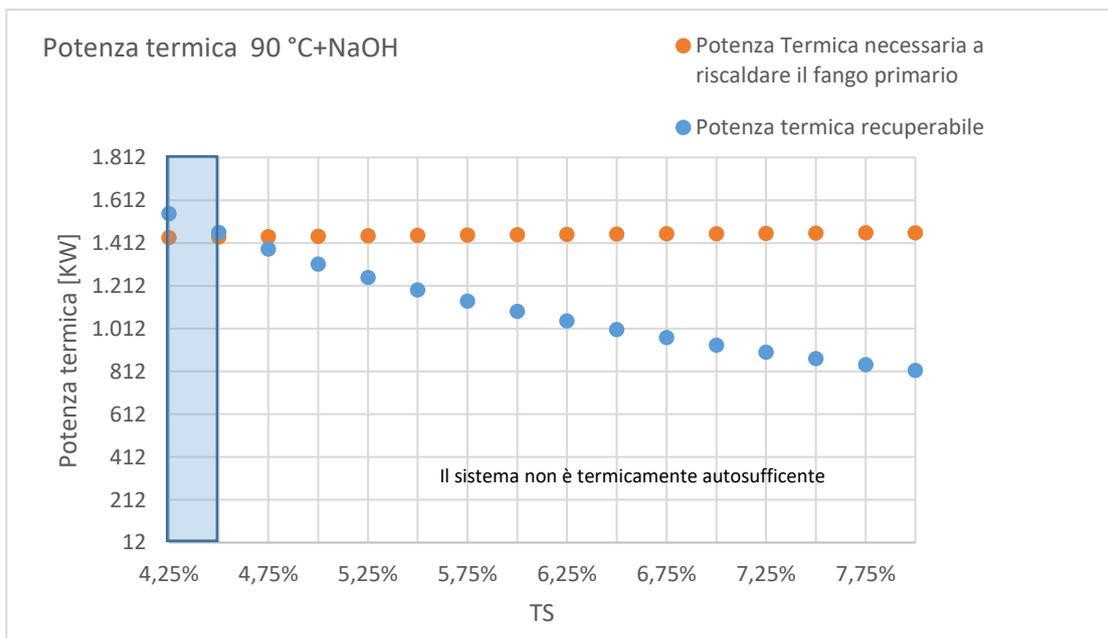
Per quanto riguarda il trattamento intermedio termico la potenza termica disponibile, derivante dalla combustione del metano prodotto in impianto e dal calore recuperabile allo scambiatore, risulta per tutti i tenori di fanghi di supero sufficiente ad effettuare i trattamenti. Tuttavia considerando la potenza termica necessaria per scaldare il fango primario, il sistema risulta autosufficiente solo per tenori di secco dei fanghi di supero minori del 4.5%.

Figura 9.8 - Potenza termica richiesta e disponibile per l'introduzione dei trattamenti intermedi termo-alcasini



Anche nel caso dell'applicazione dei trattamenti intermedi termo-alcasini, la potenza termica necessaria per la loro introduzione è sufficiente per il range di variazione di tenori di solidi considerato per i fanghi di supero. Considerando anche la potenza termica richiesta per scaldare i fanghi primari, il sistema risulta autosufficiente solo per tenori di secco del supero inferiori al 4.5%, come evidenziato dal grafico riportato sotto.

Figura 9.9- Potenza termica necessaria e recuperabile per scaldare i fanghi primari da 15°C alla temperatura di processo nel caso di trattamento termo-alcasino



### 9.3.2 Fango primario ispessito al 5%TS e fanghi di supero con tenori di secco dal 4.25 all'8%TS

Per quanto riguarda la potenza termica necessaria ad effettuare i trattamenti intermedi, termici e termo-alcalini, per tutti gli scenari considerati, avendo determinato il bilancio termico con la variazione del tenore dei solidi del fango primario, rimane invariata rispetto a quanto visto precedentemente. Infatti la potenza termica che è possibile recuperare dopo i trattamenti è la stessa, ciò che cambia è la potenza necessaria a scaldare i fanghi primari. Aumentando il tenore dei solidi per il fango primario e quindi ispessendolo maggiormente diminuisce la portata massica secca da dover scaldare attraverso la miscelazione con i fanghi di supero trattati. La conseguenza di un maggior ispessimento dei fanghi primari si traduce, dunque, nello spostamento del range di autosufficienza del sistema fino valori di tenore di solidi dei fanghi di supero maggiori.

Figura 9.10– Potenza termica necessaria e recuperabile per scaldare i fanghi primari da 15°C alla temperatura di processo nel caso di trattamento termico

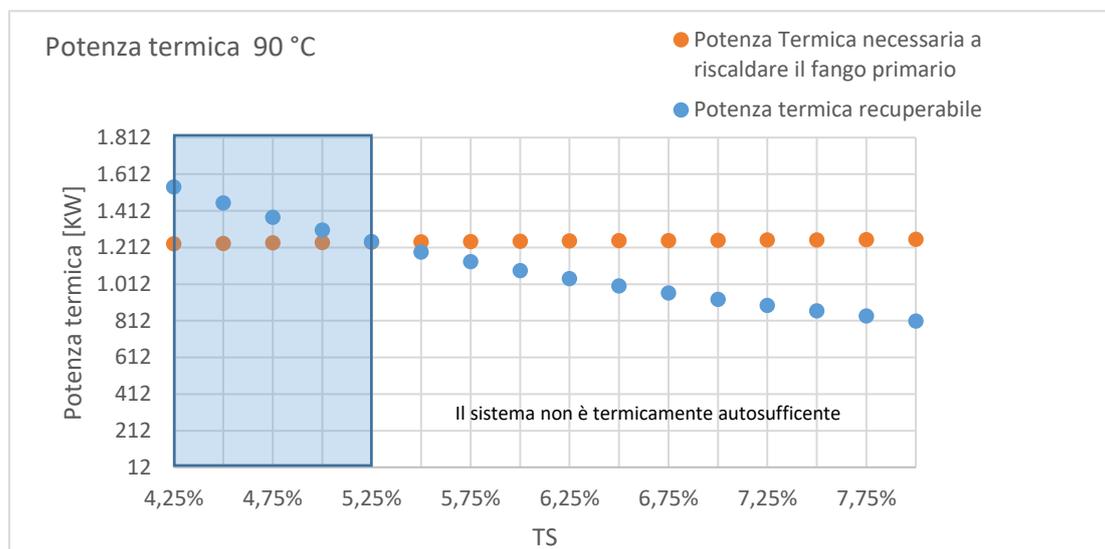
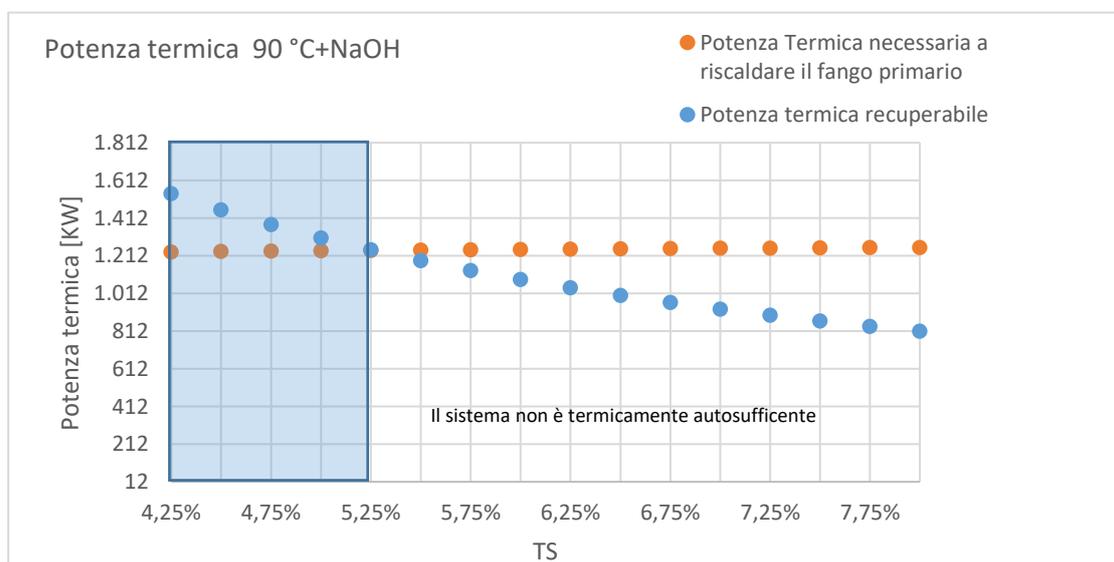


Figura 9.11– Potenza termica necessaria e recuperabile per scaldare i fanghi primari da 15°C alla temperatura di processo nel caso di trattamento termo-alcalino



Come detto in precedenza, sia nel caso di trattamenti intermedi termici che nel caso di trattamenti intermedi termo-alcalini, in questo scenario l'autosufficienza del sistema quanto a potenza termica richiesta per scaldare i fanghi primari per la digestione ad HRT 20 giorni si è spostata fino a tenori di secco del supero del 5.25% TS.

### 9.3.3 Fango primario ispessito al 7.5%TS e fanghi di supero con tenori di secco dal 4.25 all'8%TS

In questo ultimo scenario illustrato si è ipotizzato di ispessire dinamicamente il fango primario a tenori di secco del 7.5%, con conseguente aumento del range di autosufficienza termica quanto a potenza richiesta ai fanghi di supero per scaldare il primario.

Figura 9.12– Potenza termica necessaria e recuperabile per scaldare i fanghi primari da 15°C alla temperatura di processo nel caso di trattamento termico

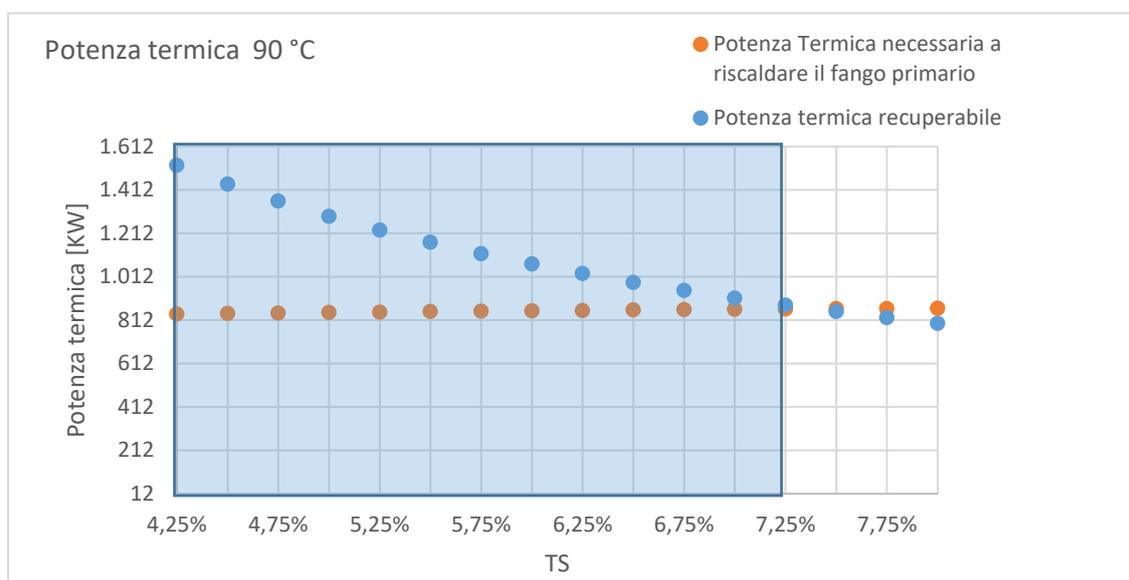
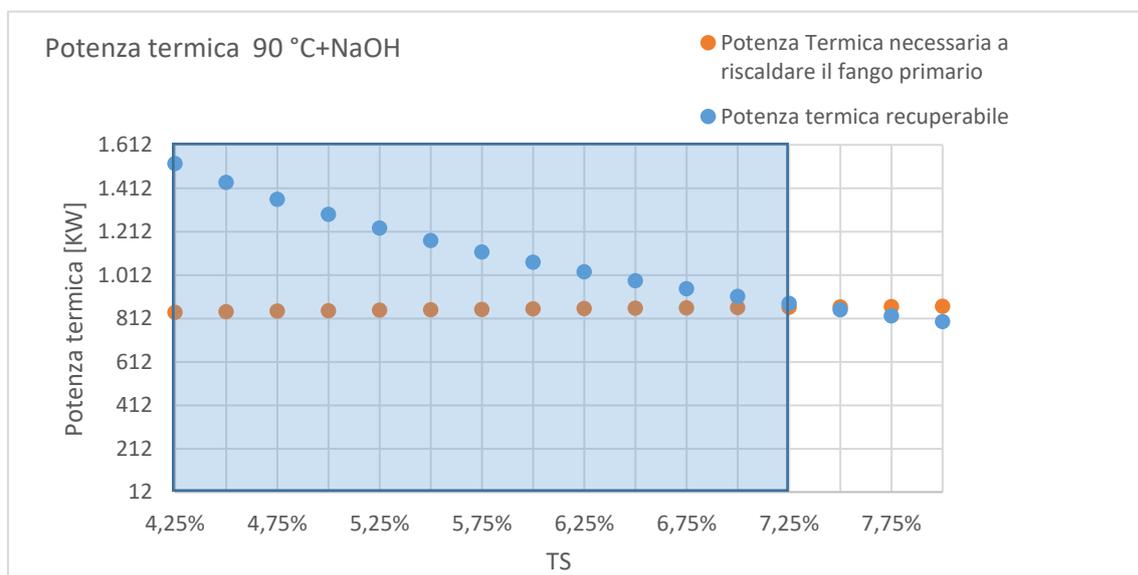


Figura 9.13– Potenza termica necessaria e recuperabile per scaldare i fanghi primari da 15°C alla temperatura di processo nel caso di trattamento termo-alcalino



Il sistema in questo caso risulta autosufficiente fino a tenori di secco dei fanghi di supero di 7.25%.

### 9.3.4 Conclusioni

L'introduzione dei trattamenti intermedi per l'impianto operante a piena scala appare, alla luce della sperimentazione effettuata, un vantaggioso upgrade per l'impianto in quanto consentirebbe non solo di raggiungere l'autosufficienza termica ma anche di aumentare i ricavi derivanti dalla produzione di energia elettrica. Si precisa che nei bilanci termici considerati non si è tenuto conto dell'efficienza di scambio termico tra i generatori di energia termica (motori endotermici cogenerativi e scambiatori per il recupero energetico degli essiccatori) e la rete di teleriscaldamento, dell'energia termica persa lungo la rete di teleriscaldamento.

Figura 9.14 – Confronto tra la potenza termica disponibile e necessaria nei due scenari analizzati

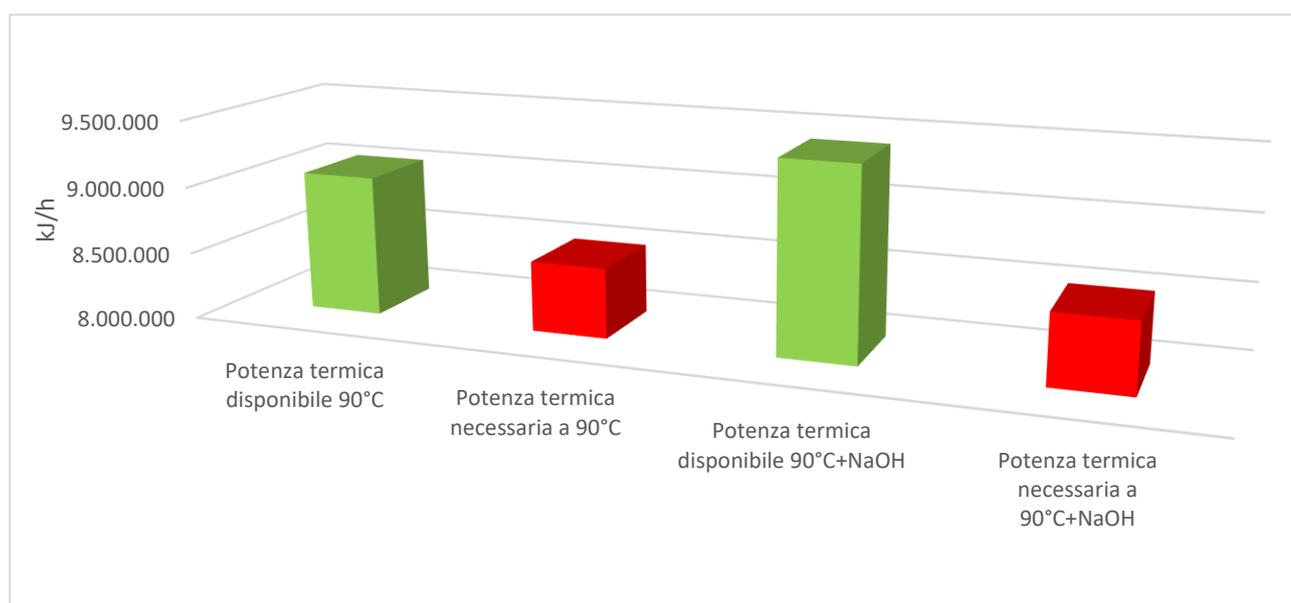
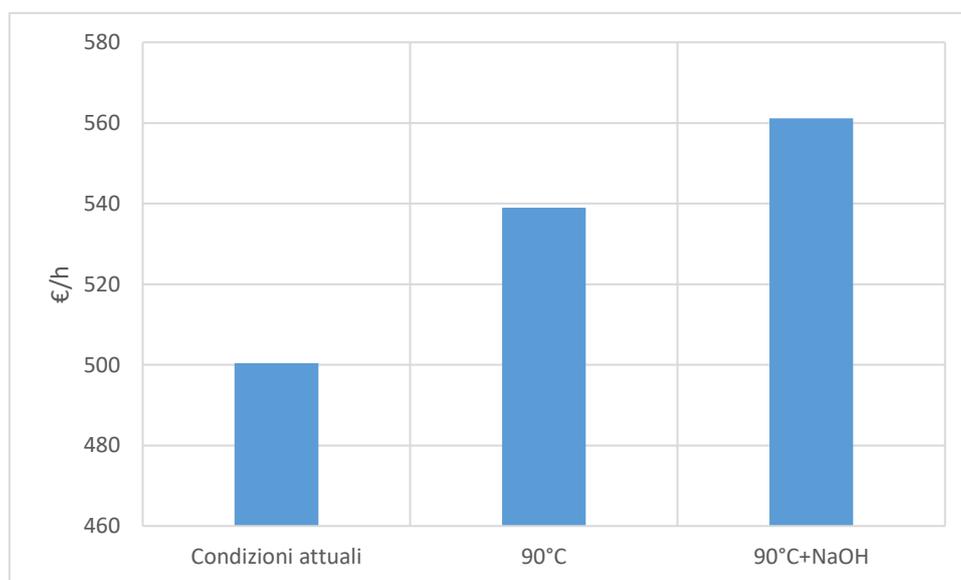


Figura 9.15 – Ricavi derivanti dalla produzione di energia elettrica



Come è possibile osservare dai grafici sopra riportati, il trattamento intermedio termo-alcalino consente di

di avere delle produzioni specifiche di metano superiori, quindi una maggiore potenza termica disponibile e maggiori ricavi legati alla produzione di energia elettrica. Tuttavia, nel caso di trattamento termo-alcalino si dovrebbe considerare la voce di costo legata all'acquisto dell'idrossido di sodio, pari a 450€/ton.

In conclusione, dagli scenari analizzati appare evidente che tanto più vengono ispessiti i fanghi primari tanto maggiore è il range di tenore di solidi di fanghi secondari per cui il sistema risulta autosufficiente, consentendo attraverso il recupero di potenza termica derivante dal supero trattato e dalla combustione di tutto il metano generato, di far fronte alla potenza termica richiesta. Inoltre, con fanghi ispessiti a tenori di solidi intorno 6-8% di TS, con le portate di sostanza secca dell'impianto analizzato, si potrebbero usare meno digestori e quindi poter digerire altre matrici organiche e migliorare i profitti.

Per individuare la condizione operativa migliore occorrerebbe valutare quale siano le prestazioni degli ispessitori dinamici presenti sul mercato e lavorare con tenori di secco del primario superiori al 6-6.5%, in modo da garantire un margine elevato quanto ad autosufficienza del sistema prevedendo anche delle variazioni delle portate di sostanza secca avviate alla linea fanghi.

## 9.4 Stima della spesa per l'upgrade dell'impianto con l'introduzione dei trattamenti intermedi

A fronte delle produzioni specifiche rilevate nelle sperimentazioni condotte sui fanghi di supero, sottoposti a trattamento intermedio termico e termo-alcantino, e avendo determinato i conseguenti ricavi dovuti alla produzione di energia elettrica in impianto, è stato possibile stimare la spesa massima necessaria per l'upgrade dell'impianto. L'introduzione dei trattamenti intermedi richiede una nuova configurazione dell'impianto oltre che nuovi macchinari, quali gli ispessitori dinamici per i fanghi di supero e il fango primario, un modulo dedicato alla realizzazione dei trattamenti intermedi, e l'acquisto di scambiatori di calore.

La valutazione del tetto massimo di spesa è stata determinata sulla base dei guadagni relativi alla produzione di energia elettrica e fissando come tempi di ammortamento dei costi 5 e 10 anni. Il costo capitale è stato determinato attraverso la seguente relazione:

$$\text{Costo Capitale} = \sum_{t=0}^n \frac{c_t}{(1+i)^t}$$

dove:

" $C_t$  rappresenta il capitale disponibile annualmente, derivante dalla vendita dell'energia elettrica prodotta a seguito della combustione del metano generato dalla digestione dei fanghi in [€/anno];

$t$  rappresenta il tempo fissato per l'ammortamento, fissato a 5 e 10 anni, [anni];

$i$  rappresenta il tasso di interesse fissato al 7%" (23).

Di seguito, in *Tabella 9.2* si riportano i valori stimati riguardo alla massima capacità di spesa.

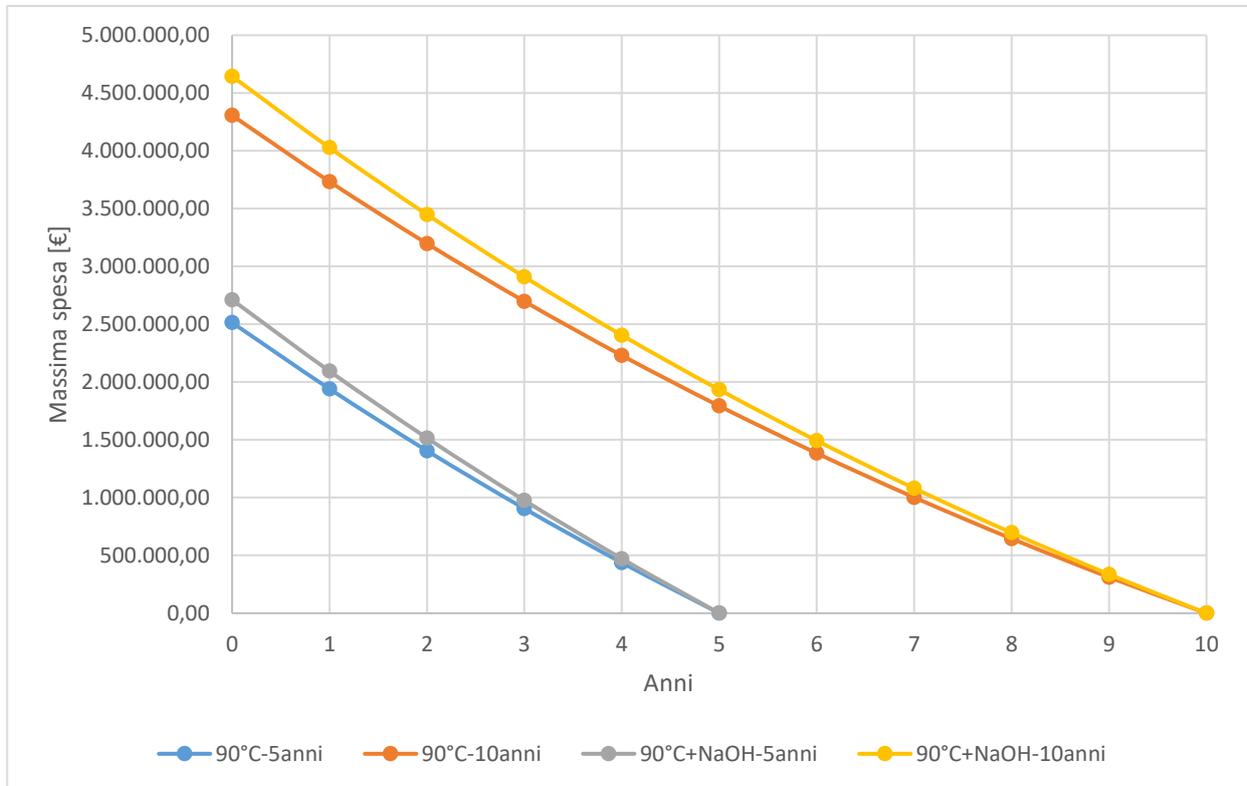
*Tabella 9.2 –Massima capacità di spesa*

Trattamento intermedio	Termico, 90°C	Termo-alcantino, 90°C+NaOH
Guadagni dalla produzione energia elettrica [€/h]	70.0	75.5
$C_t$ [€/anno]	613 200.00	661 380.00
Tasso di interesse [-]	0.07	
Max capacità di spesa ammortamento 5 anni [€]	2 514 242	2 711 789
Max capacità di spesa ammortamento 10 anni [€]	4 306 861	4 645 257

Dalla tabella sopra riportata si nota come all'aumentare della produzione specifica di metano, aumenta la quantità di energia elettrica prodotta, aumentano i guadagni e di conseguenza aumenta la capacità di spesa per investire nell'upgrade dell'impianto.

L'andamento del tetto massimo di spesa, fissando gli anni di ammortamento e il tasso di interesse, segue questo trend:

Figura 9.16 – Andamento del costo capitolo in funzione dell'ammortamento



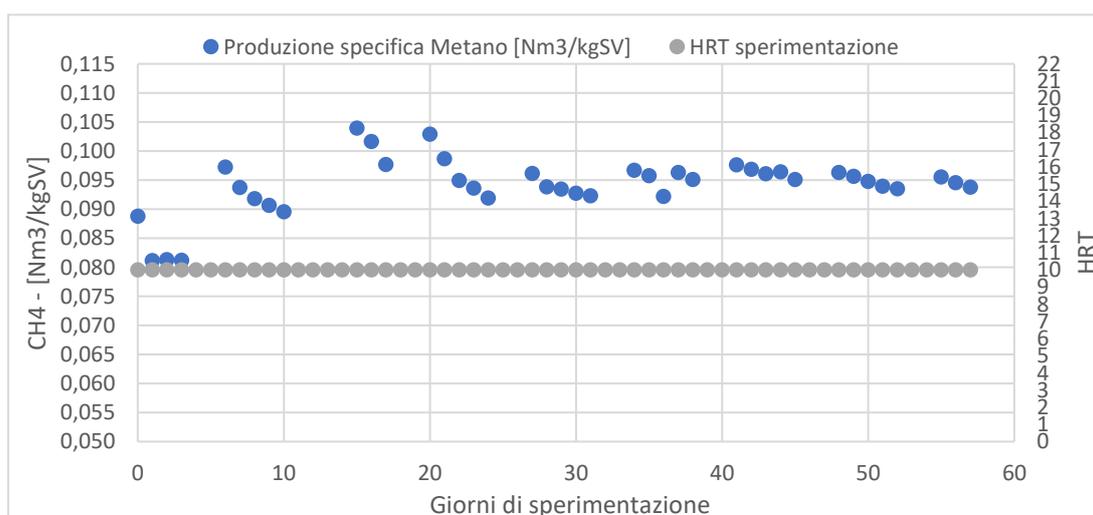
## Conclusioni

Questo lavoro di tesi si colloca all'interno di una sperimentazione svolta in collaborazione tra il dipartimento di Ingegneria per l'ambiente e il territorio del Politecnico di Torino e la SMAT, Società Metropolitana Acque Torino, al fine di ottimizzare il processo di digestione anaerobica dei fanghi derivanti dalla depurazione delle acque reflue. Nello specifico, la sperimentazione si è concentrata sullo studio dei trattamenti intermedi termici e termo-alcinali a bassa temperatura, cercando di identificare la configurazione e le condizioni operative ottimali al fine di incrementare la produzione specifica di metano e la riduzione della sostanza secca da avviare a smaltimento. Per migliorare l'intero processo, contrastando l'effetto delle EPS prodotte durante la digestione fanghi, si è deciso di condurre un'indagine sull'effetto della durata del primo stadio di digestione anaerobica del fango di supero sui trattamenti intermedi. Infatti, l'introduzione dei trattamenti intermedi rende necessaria la variazione della configurazione impiantistica attuale, prevedendo per i soli fanghi di supero una "two-stage anaerobic digestion", ovvero una parziale digestione dei fanghi di supero tal quali, seguita dai trattamenti intermedi del digestato e infine una seconda digestione dei fanghi di supero trattati con il fango primario prodotto in impianto.

La sperimentazione descritta in questo lavoro, a fronte delle sperimentazioni già condotte dal team di ricerca coadiuvato dalla Prof.ssa Ruffino, è stata incentrata sullo studio dei trattamenti intermedi su fanghi di supero aventi HRT fissato a 10 giorni.

La prima fase della sperimentazione è stata quella di produrre un digestato con HRT di 10 giorni attraverso l'utilizzo di un digestore operante in semicontinuo, al fine di stimare la produzione specifica netta di metano dei fanghi di supero nel primo step di digestione, risultata pari a  $0.095 \pm 0.003 \text{ Nm}^3/\text{kgVS}_{\text{alimentati}}$ .

*Produzione specifica metano fango di supero con HRT 10 giorni*

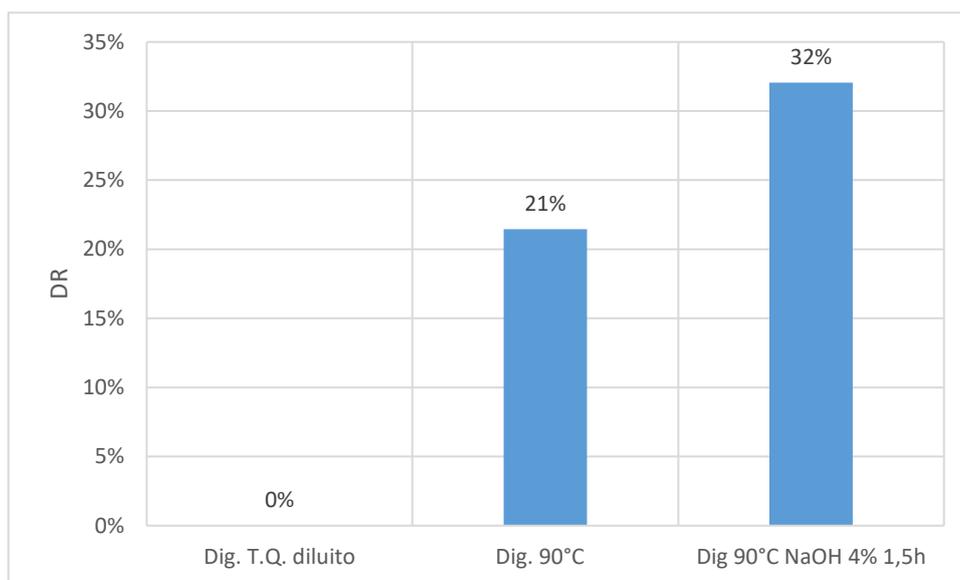


Successivamente, dopo aver raggiunto la stazionarietà del processo, i campioni di digestato sono stati sottoposti ai trattamenti intermedi termici e termo-alcinali. I trattamenti termici si sono condotti utilizzando un bagno termostatico, in cui sono stati posizionati i campioni di digestato contenuti in bottiglie Duran, per

una durata di 1.5 ore alla temperatura di 90°C; quelli termo-alcalini si sono condotti nelle medesime condizioni ma con l'utilizzo della specie alcalina NaOH, dosata al 4%TS, per favorire la solubilizzazione della matrice organica. Per valutare l'efficacia dei trattamenti intermedi e quindi il grado di lisi raggiunto, si è determinato il COD solubile prima e dopo i trattamenti stessi e si è adoperato il parametro *Disintegration Rate*, DR, così definito:

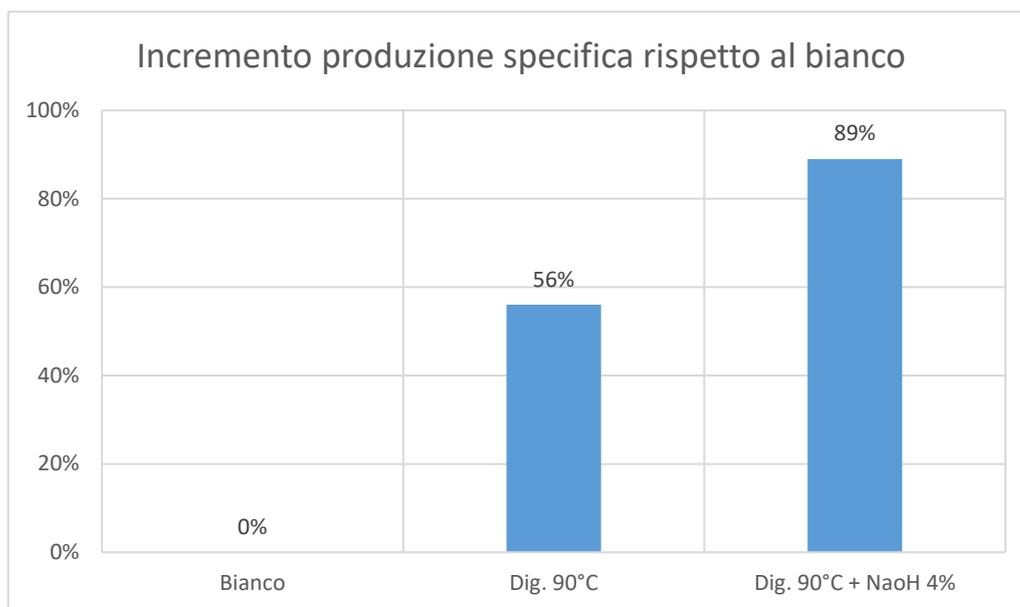
$$DR = \frac{sCOD_{after} - sCOD_{before}}{TCOD - sCOD_{before}}$$

I risultati sono riportati nella figura seguente:

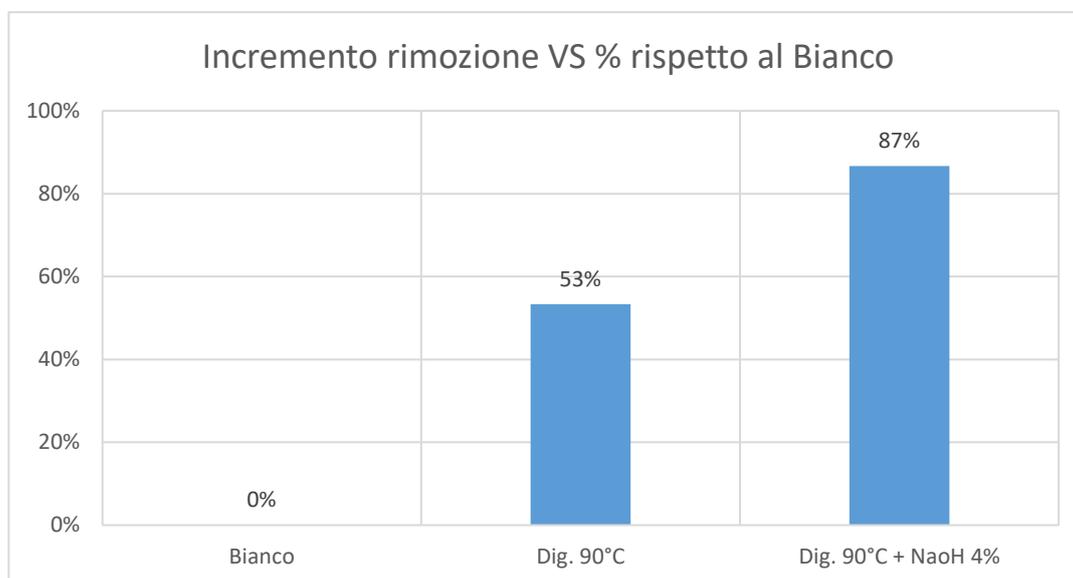


Come si può osservare i trattamenti intermedi, effettuati sul digestato, consentono di avere un incremento della solubilizzazione della sostanza organica pari al 21% nel caso del trattamento termico e al 32% nel caso di trattamento ibrido.

Successivamente è stato avviato un ciclo di digestione in batch di durata 20 giorni, per valutare la produzione specifica di metano del digestato ad HRT 10 giorni trattato e stimare quindi la produzione dei fanghi di supero nel secondo step di digestione. La produzione specifica del campione di digestato trattato termicamente è stata di 0.112 Nm<sup>3</sup>/kgVS e quella del campione trattato termo-alcalinamente è stata di 0.136 Nm<sup>3</sup>/kgVS. Gli incrementi di produzione specifica rispetto al campione di bianco, ovvero di digestato non trattato, sono riportati di seguito.

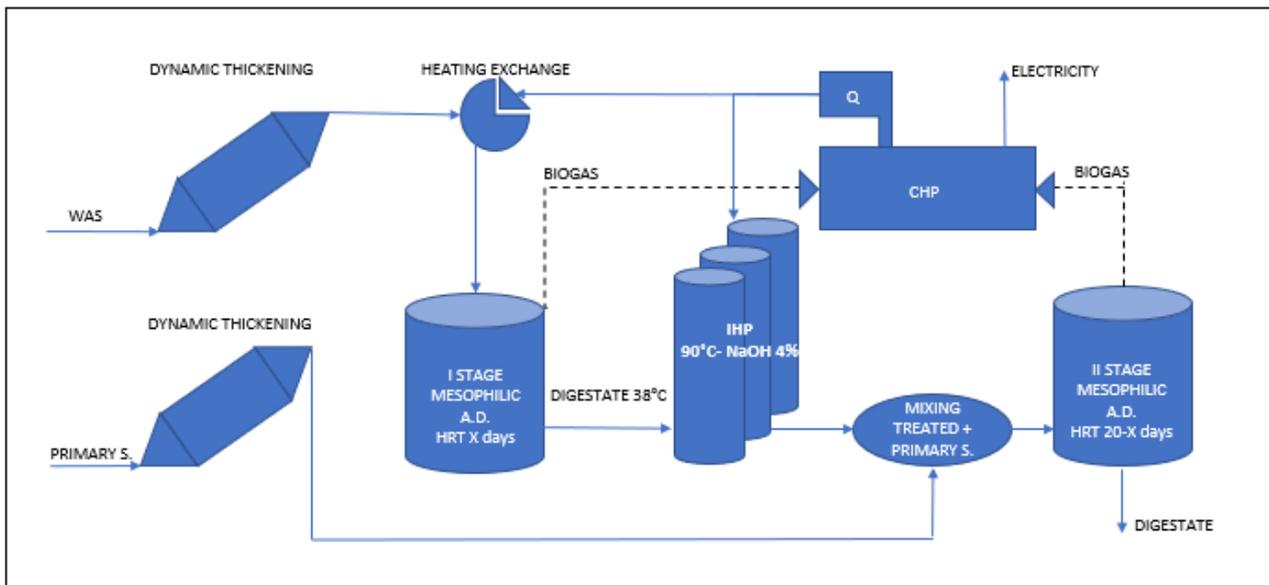


I trattamenti intermedi termo-alcalini hanno dimostrato una migliore efficacia nella solubilizzazione della sostanza organica e conseguentemente anche in termini di incremento della produzione specifica di metano con un incremento rispetto al campione di bianco dell'89%, contro l'incremento del 56% del trattamento termico. Si è valutato anche il tasso di rimozione dei solidi, riportato nella figura in basso, e il campione sottoposto a trattamento ibrido ha dimostrato avere la miglior resa.

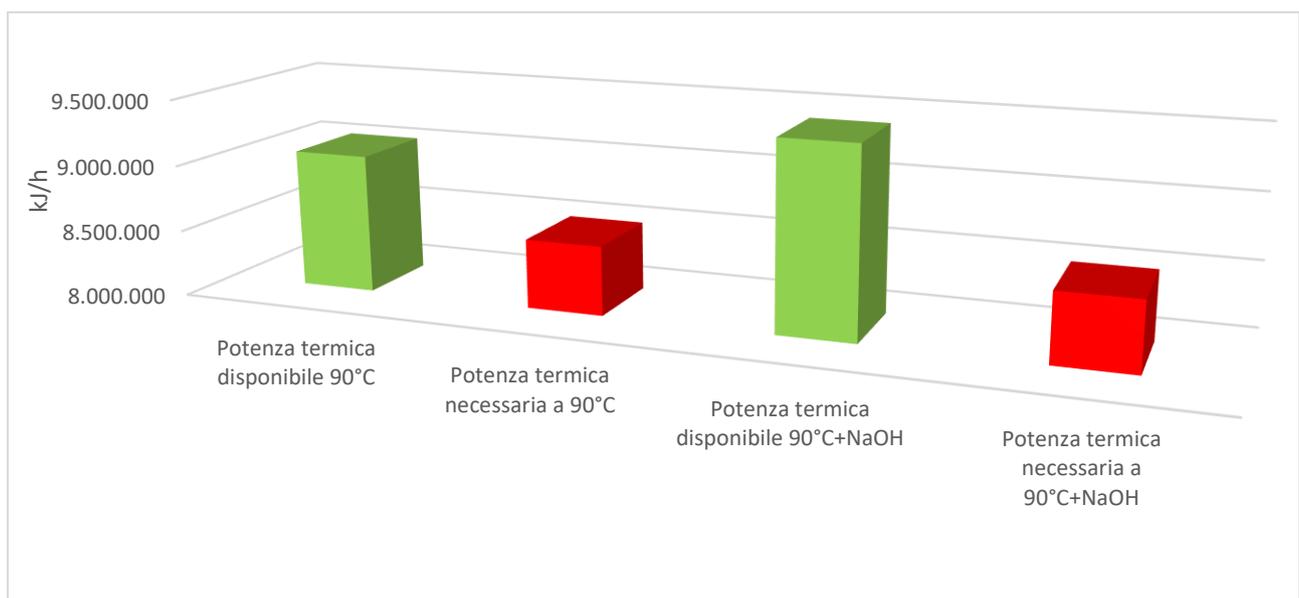


Terminata la sperimentazione sui fanghi di supero, è stato avviato un ciclo di digestione per il fango primario, prelevato dal medesimo impianto, utilizzando lo stesso apparato strumentale, per valutare la produzione specifica di metano del primario per una digestione anaerobica mesofila ad HRT 20 giorni. La produzione specifica del fango primario, raggiunta la stazionarietà del processo, si è attestata a circa  $0.290 \pm 0.01 \text{ Nm}^3/\text{KgVS}$ . In conclusione, alla luce dei risultati sopra riportati, si è analizzato il bilancio termico dell'impianto di Castiglione Torinese, rilevando che la potenza termica richiesta per mantenere il

sistema nelle condizioni di esercizio è superiore a quella disponibile, dovuta alla combustione del metano prodotto dalla digestione dei fanghi. Si è, quindi, ipotizzata la nuova configurazione dell'impianto, con l'introduzione di ispessitori dinamici dei fanghi primari e di supero, la sezione dove effettuare i trattamenti intermedi e scambiatori di calore per il recupero dell'energia dai fanghi trattati al fine di scaldare i fanghi primari per la digestione dei fanghi misti ad HRT 20 giorni.



Effettuando il bilancio termico-economico per la nuova configurazione, è risultato che l'introduzione dei trattamenti intermedi non solo consentirebbe di raggiungere l'autosufficienza termica, senza dover ricorrere a combustibile ausiliario da rete, ma anche di incrementare i ricavi derivanti dalla produzione di energia elettrica.



I guadagni netti derivanti dalla produzione di energia elettrica sono risultati pari a 70 €/h nel caso di trattamenti intermedi termici e di 75.5 €/h nel caso di trattamenti intermedi termo-alcalini.

Concludendo, a fronte dei risultati esposti, i trattamenti intermedi sembrano essere un promettente metodo per favorire la lisi cellulare e incrementare la solubilizzazione della sostanza organica dei fanghi di supero, consentendo di raggiungere, se accoppiati con soluzioni impiantistiche quali ispessitori dinamici e scambiatori di calore, delle efficienze termiche e rese economiche più vantaggiose rispetto a quanto è possibile rilevare per processi di digestione del supero tal quale.

Un ulteriore sviluppo rispetto all'analisi descritta in questa tesi potrebbe essere lo studio delle produzioni specifiche nel caso di digestione in un impianto pilota operante in semi-continuo, e l'analisi di dettaglio delle caratteristiche del digestato in termini di reologia, disidratabilità e sedimentabilità, per poter valutare anche gli aspetti legati ai processi a valle della digestione.

## Appendice I

Di seguito si riportano i risultati relativi alla caratterizzazione del campione di digestato del 22/11/2017, per il quale si è determinato il tenore di solidi totali e volatili eseguendo le analisi su due repliche.

Campione	Crogiolo	Crogiolo+Fango	Crogiolo+Fango	Crogiolo+Fango
	Tara [g]	Lordo [g]	105°C	600°C
Digestato 22/11/2017	20,0845	31,8626	20,39019	20,19513
	20,27415	31,7541	20,58362	20,38669

Campione	Peso netto [g]	TS [g]	NVS [g]	VS [g]
Digestato 22/11/2017	11,77810	0,30569	0,111	0,19506
	11,47995	0,30947	0,113	0,19693

Campione	TS %	VS %	VS/TS %
Digestato 22/11/2017	2,60%	1,66%	63,8%
	2,70%	1,72%	63,6%

Analogamente a quanto fatto per il digestato, si è caratterizzato anche l'inoculo utilizzato per la fase di digestione in batch, eseguendo le analisi su due repliche del campione prelevato il 21/11/2017 dall'impinato di Castiglione Torinese.

Campione	Crogiolo	Crogiolo+Fango	Crogiolo+Fango	Crogiolo+Fango
	Tara [g]	Lordo [g]	105°C	600°C
Inoculo 21/11/2017	19,33196	39,510117	19,73926	19,49013
	22,5713	40,91124	22,9603	22,7225

Campione	Peso netto [g]	TS [g]	NVS [g]	VS [g]
Inoculo 21/11/2017	20,17816	0,40730	0,158	0,24913
	18,33994	0,38900	0,151	0,23780

Campione	TS %	VS %	VS/TS %
Inoculo 21/11/2017	2,02%	1,23%	61,2%
	2,12%	1,30%	61,1%

## Appendice II

Di seguito si riportano i risultati relativi alla caratterizzazione dei campioni di digestato dopo il ciclo di digestione in batch, per i quali si è determinato il tenore di solidi totali e volatili eseguendo le analisi su due repliche. Per le operazioni di pesatura si è utilizzata una bilancia analitica con sensibilità di  $10^{-5}$  grammi,

Figura 6.3.

Campione	Crogiolo Tara [g]	Crogiolo+Fango Lordo [g]	Crogiolo+Fango 105°C	Crogiolo+Fango 600°C	Peso netto [g]	TS [g]	NVS [g]	VS [g]
INO 1	28,88863	46,27301	29,21996	29,02833	17,38438	0,33133	0,13970	0,19163
	19,71531	26,8738	19,85258	19,72271	7,15849	0,13727	0,00740	0,12987
INO 2	20,37402	29,51508	20,54817	20,44709	9,14106	0,17415	0,07307	0,10108
	59,35793	86,8525	59,88	59,5791	27,49457	0,52207	0,22117	0,30090
1 A	26,73504	41,02105	26,91770	26,81093	14,28601	0,18266	0,07589	0,10677
	18,85662	24,26909	18,92620	18,88513	5,41247	0,06958	0,02851	0,04107
1 B	20,27595	21,36330	20,36680	20,31358	1,08735	0,09085	0,03763	0,05322
	22,50100	29,51652	22,59070	22,5384	7,01552	0,0897	0,03740	0,05230
2 A	30,36555	40,97681	30,49880	30,424	10,61126	0,13325	0,05845	0,07480
	20,08452	26,89978	20,16820	20,11958	6,81526	0,08368	0,03506	0,04862
2 B	19,78056	30,11250	19,91070	19,83741	10,33194	0,13014	0,05685	0,07329
	23,14972	30,11649	23,23730	23,18803	6,96677	0,08758	0,03831	0,04927
3 A	22,57290	33,71661	22,71291	22,63619	11,14371	0,14001	0,06329	0,07672
	58,42378	72,89390	58,60650	58,5066	14,47012	0,18272	0,08282	0,09990
3 B	28,34646	61,45640	28,75655	28,5311	33,10994	0,41009	0,18464	0,22545
	44,41942	96,02660	45,05796	44,7084	51,60718	0,63854	0,28898	0,34956

## Bibliografia

1. **Società Metropolitana Acque Torino.** *La depurazione delle acque reflue urbane.* Torino : SMAT, 2010.
2. **Bonomo, Luca.** *Trattamenti delle acque reflue.* Milano : McGraw-Hill, 2008.
3. **APAT - Agenzia per la protezione dell'ambiente e dei servizi idrici.** *Digestione anaerobica della frazione organica dei rifiuti solidi. Manuali e linee guida 13/2005.* [a cura di] ISPRA AMBIENTE. 2005.
4. **Giuseppe Campo.** Pretrattamenti finalizzati all'ottimizzazione della digestione anaerobica dei fanghi di depurazione. *Politecnico di Torino.* 2013.
5. **IWA.** *Task group for mathematical modelling of anaerobic digestion mode. Anaerobic digestion model.* London : IWA Publishing, 2002.
6. **Zanetti, Mariachiara.** *Dispense corso di Complementi di Ingegneria Sanitaria ambientale.* Torino : s.n., 2016.
7. **Appels Lise, Beayens Jan, Degrève Jan, Dewil Raf.** Principles and potential of anaerobic digestion of waste-activated sludge. 2008, Vol. 34, p. 755-781.
8. **Tingting Zhang, Qilin Wang, Liu Ye, Zhiguo Yuan.** Enhancing post anaerobic digestion of full-scale anaerobically digested sludge using free nitrous acid treatment. *Society for industrial Microbioly and Biotechnology.* 2016.
9. **Kourkoupas D.S., Karellas S., Kouloumoundras S., Koufodimos G., Grammelis P., Kakaras E.** Comparison of waste-to-energy processes by means of life cycle analysis principles regarding the global warming potential impact: applied case studies in Greece, France and Germany. 2015, Vol. 6, p. 605-621.
10. **Vlyssides A., Mai S., Barampouti E.M.** Energy generation potential in Greece from agricultural residues and livestock manure by anaerobic digestion technology. *Waste Biomass Valor.* 2015, Vol. 6, p. 747-757.
11. **Traversi D., Romanazzi V., Degan R., Lorenzi E., Carraro E., Gilli G.** Microbial-chemical indicator for anaerobic digester performance assessment in full-scale wastewater treatment plants for biogas production. *Bioresour. Technol.* 2015, Vol. 186, p. 179-191.
12. **H. Carrère, C. Dumas, A. Battimelli, D.J. Batstone, J.P. Delgenès, J.P. Steyer, I. Ferrer.** Pretreatment methods to improve sludge anaerobic degradability: A review. *Journal of Hazardous Materials.* 2010, Vol. 183, p. 1-15.
13. **B. Ruffino, G. Campo, G. Genon, E. Lorenzi, D. Novarino, G. Scibilia, M.C. Zanetti.** Improvement of anaerobic digestion of sewage sludge in a wastewater treatment plant by means of mechanical and thermal pre-treatments: Performance, energy and economical assessment. *Bioresource Technology.* 2015, Vol. 175, p. 298-308.
14. **H. Li, S. Zou, C. Li, Y. Jin.** Alkaline post-treatment for improved sludge anaerobic digestion. *Bioresource Technology.* 2013, Vol. 140, p. 187-191.
15. **M. Takashima, Y. Tanaka.** Acidic thermal post-treatment for enhancing anaerobic digestion of sewage sludge. *Journal of Environmental Chemical Engineering.* 2014, Vol. 2, p. 773-779.
16. **H.B. Nielsen, A. Thygesen, A.B. Thomsen, J.E. Schmidt.** Anaerobic digestion of waste activated sludge – comparison of thermal pretreatments with thermal inter-stage treatments. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology.* 2011, Vol. 86, p. 238-245.
17. *The impact of Intermediate Thermal Hydrolysis and conventional Thermal Hydrolysis Processes on biochemical composition during anaerobic digestion of sewage sludge.* **A.D. Shana, S. Ouki, M. Asaadi, P. Pearce.** 2015. 20th European Biosolids & Organic Resources Conference & Exhibition.
18. **M. Dubois, K.A. Gilles, J.K. Hamilton, P.A. Rebers, F. Smith.** Colorimetric Method for Determination of Sugars and Related Substances. *Analytical Chemistry.* 1956, Vol. 28, p. 350-356.
19. **Giuseppe Campo, Alberto Cerutti, Mariachiara Zanetti, Gerardo Scibilia, Eugenio Lorenzi, Barbara Ruffino.** Enhancement of waste activated sludge (WAS) anaerobic digestion by means of pre- and intermediate treatments. Technical and economic analysis at a full-scale WWTP. *Journal of Environmental Management.* 2017, p. 1-11.
20. **B. Ruffino, G. Campo, A. Cerutti, M.C. Zanetti, G. Scibilia, E. Lorenzi, G. Genon.** Enhancement of Waste Activated Sludge (WAS) anaerobic digestion by means of pre-treatments and intermediate treatments. 2016.
21. **Giuseppe Campo; Alberto Cerutti; Mariachiara Zanetti; Gerardo Scibilia; Eugenio Lorenzi; Barbara Ruffino.** Pretreatments and Intermediate Hybrid Treatments for the Improvement of the Anaerobic Digestion of Sewage Sludge: Preliminary Results. 2017.
22. **Velp.** Velp catalogo 2017, edizione 2006-2007. *velp.com.* [Online]
23. **Alberto Cerutti.** Pretrattamenti chimici e termochimici per il miglioramento della digestione anaerobica dei fanghi di supero: prove sperimentali, valutazione tecnica ed economica. *Politecnico di Torino.* 2015.
24. **M. Acri, D. Novarino, G. Scibilia.** Verifica di soluzioni processistiche per il miglioramento della digestione anaerobica dei fanghi di depurazione. [a cura di] Società Metropolitana Acque Torino S.p.a. *Workshop "I problemi emergenti nel trattamento delle acque"*. 29-30 Maggio 2012, Vol. 1.
25. **K.Y. Show, T. Mao, D.J. Lee.** Optimisation of sludge disruption by sonication. *Water Research.* 2007, Vol. 41, p. 4741-4747.
26. **M.N. Rossier, Y. Membrez, A. Mottet.** Comparaison des technologies de prétraitement des boues d'épuration pour l'augmentation de la production de biogas. 2007.

27. **L. Appels, J. Degrève, B. Van der Bruggen, J. Van Impe, R. Dewil.** Influence of low temperature thermal pre-treatment on sludge solubilisation, heavy metal release and anaerobic digestion. *Bioresource Technology*. 2010, Vol. 101, p. 5743-5748.
28. **V. Urbain, J.C. Block, J. Manem.** Bioflocculation in activated sludge: an analytic approach. *Water Research*. 1993, Vol. 27, p. 829-838.
29. **C.S. Laspidou, B.E. Rittmann.** A unified theory for extracellular polymeric substances, soluble microbial products, and active and inert biomass. *Water Research*. 2002, Vol. 36, p. 2711-2720.