



Università  
Ca' Foscari  
Venezia

Corso di Laurea Magistrale  
(ordinamento ex D.M. 270/2004)  
in Scienze Ambientali

Tesi di laurea

***Avviamento e monitoraggio di un impianto  
pilota di digestione anaerobica in semi - dry  
per il trattamento della FORSU***

**Relatore**

*Dott.ssa Cavinato Cristina*

**Correlatore**

*Dott. Chinellato Gianpietro*

**Laureando**

*Matteo Maria Properzi Curti*

*Matricola 868790*

*Anno Accademico*

*2018/2019*



# SOMMARIO

ABSTRACT.....	1
1 INTRODUZIONE .....	2
1.1 ECONOMIA CIRCOLARE.....	3
1.2 PRODUZIONE RIFIUTI ORGANICI IN EUROPA.....	4
1.3 PRODUZIONE RIFIUTI ORGANICI IN ITALIA.....	6
1.4 TRATTAMENTO BIOLOGICO DEL RIFIUTO ORGANICO.....	8
1.5 COMPOSTAGGIO .....	8
1.6 DIGESTIONE ANAEROBICA.....	9
1.6.1 PARAMETRI DI STABILITA'.....	12
1.6.2 PARAMETRI OPERATIVI.....	16
1.6.3 TIPOLOGIE DI PROCESSO.....	19
1.6.3.1 DISTINZIONE IN BASE ALLA CONFIGURAZIONE REATTORISTICA.....	19
1.6.3.2 DISTINZIONE IN BASE AL TENORE DI SOSTANZA SECCA .....	21
1.6.3.2.1 SISTEMI WET .....	21
1.6.3.2.2 SISTEMI DRY .....	22
1.6.3.2.3 SISTEMI SEMI-DRY .....	23
1.6.4 ASPETTI GESTIONALI .....	24
1.6.5 SISTEMI DI PRETRATTAMENTO.....	25
1.6.5.1 TECNOLOGIA PULPER .....	26
1.6.5.2 TECNOLOGIA PRESSO-ESTRUSIONE .....	27
1.6.5.3 TECNOLOGIA SCREW PRESS .....	28
1.6.5.4 TECNOLOGIA DISC SCREEN .....	29
1.6.6 STATO DELL' ARTE IN EUROPA.....	29
1.6.7 STATO DELL' ARTE IN ITALIA .....	33
1.5 OBIETTIVI DELLA SPERIMENTAZIONE .....	34
2 MATERIALI E METODI.....	35
2.1 SISTEMA PILOTA UTILIZZATO .....	35
2.2 FERMENTATORE IN PIENA SCALA.....	39
2.3 PIANIFICAZIONE DELLA FASE SPERIMENTALE.....	40
2.3.1 SUBSTRATI E INOCULO .....	40
2.3.2 CONDIZIONI OPERATIVE .....	41
2.3.3 PIANO DI MONITORAGGIO .....	42
2.4 METODI ANALITICI .....	42
3 DISCUSSIONE E RISULTATI .....	50
3.1 CARATTERIZZAZIONE DELLA FORSU .....	50
3.1.1 CARATTERIZZAZIONE CHIMICO-FISICA.....	50
3.1.2 CARATTERIZZAZIONE GRANULOMETRICA.....	50
3.2 START UP BIOLOGICO DEL PROCESSO .....	51
3.3 FASE DI STABILITA'.....	56
3.4 RESE DI PROCESSO.....	61
3.5 BILANCI DI MASSA .....	64
3.6 CONCLUSIONI .....	66
BIBLIOGRAFIA.....	68

## INDICE DELLE FIGURE

Figura 1 – Ripartizione percentuale della gestione dei rifiuti urbani nell’ UE, anno 2016 (dati ordinati per percentuali crescenti di smaltimento in discarica); (ISPRA, 2018).....	5
Figura 2 – Quantità pro capite di rifiuti avviati a compostaggio e digestione anaerobica nell’ UE (kg/abitante per anno), anni 2014 - 2016; (ISPRA, 2018).....	5
Figura 3 – Ripartizione della raccolta differenziata nazionale della frazione organica, anno 2017; (ISPRA, 2018).....	6
Figura 4 – Ripartizione della raccolta differenziata, anno 2017; (ISPRA, 2018) .....	6
Figura 5 – Trattamento biologico della frazione organica da raccolta differenziata, anno 2017; (ISPRA, 2018) .....	7
Figura 6 – Schema delle fasi di digestione anaerobica .....	12
Figura 7 – Andamento del pH e della concentrazione di bicarbonato in funzione dell’ acidità del mezzo; (IRSA-CNR, 1995) .....	13
Figura 8 – Influenza della temperatura sulla cinetica biologica; (Genon, 1993) .....	15
Figura 9 – Disegno tecnico di un reattore CSTR.....	19
Figura 10 – Disegno tecnico di un reattore PFR.....	19
Figura 11 - Digestione BATCH in Germania.....	20
Figura 12 – Processo di digestione ad una ed a due fasi .....	21
Figura 13 – Schema della linea di selezione.....	26
Figura 14 – Idropolpatori per il trattamento della FORSU.....	27
Figura 15 – Macchina per la presso estrusione .....	28
Figura 16 – Macchina Screw Press.....	28
Figura 17 – Macchina Disc Screen.....	29
Figura 18 – Aumento della capacità di trattamento anaerobico per milione di abitanti nei diversi paesi nel tempo; (De Baere L., 2015) .....	30
Figura 19 – Produzione primaria di biogas in UE nel 2015 e nel 2016*; (EurObservER, 2017).....	31
Figura 20 – Tipologie dei rifiuti trattati in impianti di digestione anaerobica, anno 2017; (ISPRA, 2018) .....	33
Figura 21 – Fermentatore EUCO in scala pilota .....	35
Figura 22 – Agitatore ad aspo dell’ EUCO in scala pilota .....	36
Figura 23 – Tubo a “troppo pieno” .....	37
Figura 24 - Tramoggia di caricamento .....	37
Figura 25 – Retta di taratura della coclea di caricamento.....	38
Figura 26 – Retta di taratura della pompa di scarico.....	38
Figura 27 – Fermentatore EUCO in piena scala .....	39
Figura 28 – Agitatore ad aspo .....	40
Figura 29 - Motoriduttore dell’agitatore ad aspo dell’ EUCO.....	40
Figura 30 – Andamento del OLR e del HRT dalla fase di start-up fino alla fase di stabilità.....	42
Figura 31 – Stufa e muffola utilizzate per la determinazione dei TS e TVS .....	44
Figura 32 - Gascromatografo Agilent 6890N utilizzato per la determinazione dei VFA.....	45
Figura 33 – Fornetto VELP e cuvette utilizzate per la determinazione del sCOD .....	46
Figura 34 – Forno microonde Milestone e bottiglie utilizzate per la determinazione del COD sui campioni secchi.....	47
Figura 35 - Spettrofotometro Spekol 1500 e matracci utilizzati per la determinazione del N-NH <sub>4</sub> e TKN .....	49

Figura 36 – Setacciatore meccanico utilizzato per la determinazione granulometrica della FORSU.....	49
Figura 37 – Andamento dei TS e TVS in fase di Start-up.....	52
Figura 38 – Andamento dei VFA, e dei loro maggior contributi (Acido Acetico e Propionico), in fase di Start-up .....	52
Figura 39 – Andamento del pH in fase di Start-up. Confronto tra pH-metro da Banco e pH-metro Portatile.....	53
Figura 40 – Andamento dell’ Alcalinità Parziale e Totale in fase di Start-up.....	54
Figura 41 – Confronto tra VFA/PA e pH in fase di Start-up .....	54
Figura 42 – Andamento del N-NH <sub>4</sub> , TKN e N tot in fase di Start-up .....	55
Figura 43 – Andamento del sCOD, COD TS e COD tot in fase di Start-up.....	55
Figura 44 – Andamento TS e TVS in fase di Stabilità.....	56
Figura 45 – Andamento dei VFA, e dei loro maggior contributi (Acido Acetico e Propionico), in fase di Stabilità .....	57
Figura 46 - Andamento del pH in fase di Stabilità. Confronto tra pH-metro da Banco e pH-metro Portatile.....	58
Figura 47 - Andamento dell’ Alcalinità Parziale e Totale in fase di Stabilità.....	58
Figura 48 - Confronto tra VFA/PA e pH in fase di Stabilità .....	59
Figura 49 - Andamento del N-NH <sub>4</sub> , TKN e N tot in fase di Stabilità .....	60
Figura 50 - Andamento del sCOD, COD TS e COD tot in fase di Stabilità.....	60
Figura 51 – Portata di Biogas prodotto, rispetto al volume del reattore e al tempo, messa a confronto con il carico organico volumetrico nel Tempo.....	61
Figura 52 – Produzione specifica di biogas, rispetto alla quantità di sostanza volatile alimentata, messa a confronto con il carico organico volumetrico nel Tempo.....	62
Figura 53 – Composizione del Biogas, in termini di CH <sub>4</sub> e CO <sub>2</sub> , nel Tempo .....	63

## INDICE DELLE TABELLE

Tabella 1 – Valori del tempo di residenza volumetrica HRT (d) nei vari processi; (ANPA, 2002).....	17
Tabella 2 – Valori del carico organico OLR (kgTVS/m <sup>3</sup> d) nei vari processi; (ANPA, 2002).....	18
Tabella 3 – Valori del rendimento di biogas SGP (m <sup>3</sup> /kg TVS) nei vari processi; (ANPA, 2002) .....	18
Tabella 4 – Intervalli tipici per i valori dei parametri di processo e le rese dei processi wet; (ANPA, 2002) .....	22
Tabella 5 - Intervalli tipici per i valori dei parametri di processo e le rese dei processi dry; (ANPA, 2002) .....	23
Tabella 6 - Intervalli tipici per i valori dei parametri di processo e le rese dei processi semi dry; (ANPA, 2002) .....	24
Tabella 7 – Caratterizzazione chimico-fisica dell' inoculo .....	41
Tabella 8 – Caratterizzazione chimico-fisica della FORSU diluita .....	50
Tabella 9 – Caratterizzazione in termini di TS e TVS della FORSU tal quale .....	50
Tabella 10 – Caratterizzazione granulometrica della FORSU.....	51
Tabella 11 – Rese di Processo in termini di Biogas .....	63
Tabella 12 – Caratterizzazione chimico-fisica del digestato a partire dal 7 Gennaio .....	64
Tabella 13 – Bilanci di massa dei TS e dei TVS .....	65
Tabella 14 – Bilanci di massa del COD .....	65
Tabella 15 – Bilanci di massa del N .....	65



## ABSTRACT

Il presente lavoro di tesi si pone l'obbiettivo di indagare sulla possibilità di applicare migliori condizioni di processo alla digestione anaerobica della frazione organica del rifiuto solido urbano (FORSU), rispetto ai processi tradizionalmente oggi più diffusi, al fine di ottimizzarne il recupero energetico in termini di biogas, minimizzando gli impatti legati al consumo di acqua e le problematiche legate allo smaltimento del digestato. Ad oggi, infatti, gli impianti anaerobici presenti sia in Italia che in Europa, per il trattamento della FORSU, utilizzano generalmente due principali tecnologie, oramai ben consolidate: la tecnologia wet, che prevede un'elevata diluizione del rifiuto organico solido e, di conseguenza, un elevato consumo di acqua e costi di gestione maggiori, e la tecnologia dry che, al contrario, tratta il rifiuto tal quale richiedendo, perciò, costose strumentazioni per la movimentazione. Da qui nasce l'esigenza di capire se un sistema che tratta FORSU in semi-dry, cioè con una percentuale di solidi intermedia, è sostenibile – dal punto di vista del processo e, in caso, con quali rese ciò è possibile.

Il lavoro sperimentale ha previsto la conduzione di un test di fermentazione in continuo su un impianto pilota di tipologia PFR in condizioni mesofile, alimentato con FORSU avente un tenore medio di sostanza secca del 22%, valore tipico della FORSU in uscita dai principali sistemi di pretrattamento oggi utilizzati.

Il processo è stato gestito applicando un OLR di 6,2 kgVS/m<sup>3</sup> d ed un HRT di 26 giorni. Il lavoro sperimentale è parte di una più ampia attività di ricerca condotta dall'Università Ca' Foscari di Venezia in partnership con l'azienda Schmack Biogas. Dell'intero progetto, il lavoro di tesi ne descrive i primi tre mesi, in cui è stata condotta la fase di start-up e il raggiungimento dei parametri di processo target.

Alla scadenza del terzo mese di test alcuni parametri sono risultati stabili, quali il COD tot e N tot con valori medi rispettivamente di 44 gO<sub>2</sub>/kg TQ e di 5 g/kg TQ; i loro bilanci di massa si chiudono con un errore accettabile del 1,9% per il COD tot e del 3,8% per l'N tot. Per quanto riguarda i TS e VS, invece, i valori medi percentuali raggiunti rispettivamente di 6,62 e di 4,13 non possono essere considerati in regime di stato stazionario perché ancora in ascesa. La velocità media di produzione di biogas (GPR) è stata di 4,4 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> d, mentre la produzione specifica di biogas (SGP) è stata di 0,67 m<sup>3</sup>/kgVS.

## 1 INTRODUZIONE

L' inquinamento legato all' emissione di gas serra e alla produzione di rifiuti, è uno dei più grandi problemi che affliggono la società moderna, nonostante sia inevitabilmente collegato all' aumento demografico e del grado di urbanizzazione a livello mondiale.

Oggi l' intento delle politiche ambientali è quello di promuovere fonti di energia alternativa ai combustibili fossili, da cui siamo dipendenti, e di ridurre l' impatto ambientale collegato all' attuale modello di economia lineare, tramite l' imposizione di specifici obiettivi a lungo termine. La ricerca scientifica, in questo processo di cambiamento, risulta fondamentale.

La digestione anaerobica è una tecnologia oramai ben consolidata per gestire i rifiuti organici in maniera ecosostenibile in quanto, oltre ad una discreta stabilizzazione della materia organica, ad essa è associata la produzione di biogas, considerato energia rinnovabile.

L' interesse della comunità scientifica verso tale pratica ha avuto un nuovo impulso negli ultimi decenni (Mata-Alvarez et al., 2000) subendo una notevole evoluzione ed implementazione.

## 1.1 ECONOMIA CIRCOLARE

L'Agenda 2030 delle Nazioni Unite per lo Sviluppo Sostenibile e l'Accordo di Parigi sui cambiamenti climatici, entrambi adottati nel 2015, rappresentano due fondamentali contributi per guidare la transizione dall'attuale modello di economia lineare ad un modello circolare che riduca la pressione sull'ambiente e aumenti competitività e l'innovazione, creando nuovi posti di lavoro per una popolazione in continua crescita.

Il concetto chiave è quello dell'auto-rigenerazione: i materiali di origine biologica sono destinati a rientrare nella biosfera alla fine del proprio ciclo vitale, mentre quelli di origine tecnica sono progettati in modo tale da circolare all'interno di un flusso che prevede la minima perdita di qualità; il tutto impiegando energie rinnovabili, eliminando sostanze tossiche e riducendo la produzione di rifiuti e scarti.

Il D.lgs 152/2006, così come aggiornato dal D.lgs 205/2010 in recepimento della Waste Framework Directive (2008/98/CE), all'art. 179 comma 1 indica i "criteri di priorità nella gestione dei rifiuti" ed evidenzia come la gestione dei rifiuti debba avvenire di norma nel rispetto della seguente gerarchia:

- a) prevenzione;
- b) preparazione per il riutilizzo;
- c) riciclaggio;
- d) recupero di altro tipo, per esempio il recupero di energia;
- e) smaltimento.

Nello specifico la comunità europea il 4 luglio 2018 ha fatto entrare in vigore diverse direttive del "pacchetto economia circolare" che dovranno essere recepite dagli stati membri entro il 5 luglio 2020. Tra i nuovi obiettivi è previsto anche che, entro il 2024, tutti i rifiuti biodegradabili dovranno essere gestiti in maniera separata tramite compostaggio o digestione anaerobica (Reteambiente, 2018).

Nel giugno del 2018, inoltre, con la direttiva europea sull'energia rinnovabile, tra gli obiettivi principali si è posto l'impiego del 14% di energia rinnovabile nel settore dei trasporti entro il 2030. Questo target promuove l'ulteriore dispiegamento di energia elettrica nella mobilità, ma include anche un sotto-obiettivo riguardante l'utilizzo del 3,5% di biocarburanti avanzati e biogas, assicurando una diminuzione del 65-80% dei gas serra associato all'impiego di combustibili fossili. Nel 2050 si prevede una produzione sostenibile annua di biometano pari a 1.072 Twh, che rappresenta circa il 22% del consumo attuale di gas naturale (EBA, 2018).

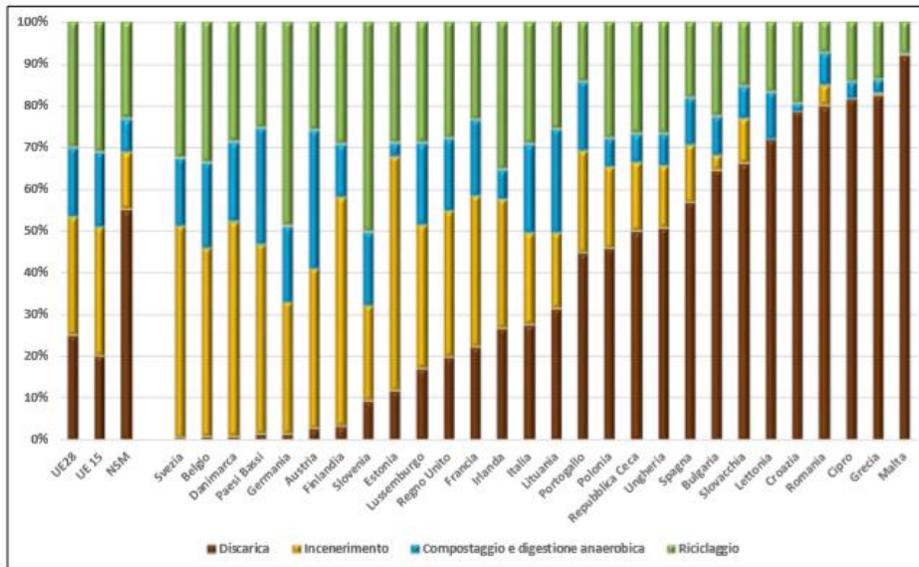
Il biogas, infatti, rimane tutt' ora una delle fonti energetiche più sostenibili: può essere utilizzato come energia rinnovabile al fine di ottenere crediti sui certificati di riduzione delle emissioni (CER) e, mediante un meccanismo di sviluppo pulito (CDM), ai sensi del protocollo di Kyoto (Tong et al., 2006), può essere una risorsa vantaggiosa per i paesi in via di sviluppo, offrendo la possibilità di attirare investimenti stranieri al fine di sostenere progetti di energia rinnovabile (Poh et al., 2009). Secondo l' EBA (European Biogas Association) il suo impiego risulta fondamentale nella transizione verso un' economia circolare.

## **1.2 PRODUZIONE RIFIUTI ORGANICI IN EUROPA**

Nella gerarchia di gestione dei rifiuti, contenuta nelle regole dell' UE, la prevenzione è al primo posto sia a livello qualitativo, col miglioramento dei sistemi di produzione industriale e il calo di sostanze tossiche in essi contenuti, sia a livello quantitativo con la riduzione concreta degli scarti.

A livello europeo negli ultimi anni, però, la tendenza è stata quella di un aumento della produzione, da collegarsi principalmente alla crescita economica. Se andiamo a considerare i dati riguardanti i rifiuti solidi urbani nel 2018, il dato di produzione relativo al 2016, mostra a livello del UE 28, un incremento dello 0,7% rispetto all' anno precedente, da 244,8 milioni di tonnellate a 246,6 milioni di tonnellate. Nello specifico, a livello pro capite, si assiste ad un incremento medio della produzione, tra il 2015 e il 2016, dello 0,4% passando da 481 a 483 kg/abitante per anno (ISPRA, 2018).

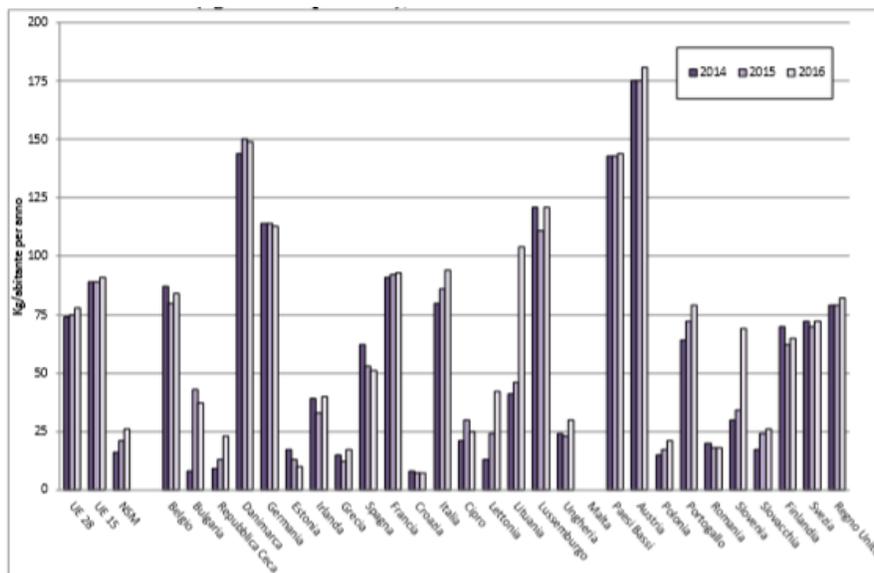
Per quanto riguarda la sola frazione organica, essa rappresenta solitamente il 30-40% dei rifiuti solidi urbani, tra le 118 e 138 milioni di tonnellate l' anno (Commissione Europea, 2010), ma può variare dal 18 al 60% in certi paesi. Essa è caratterizzata da due importanti flussi: rifiuti verdi da parchi e giardini e rifiuti alimentari (Commissione Europea JRC-IPTS, 2012). Quest' ultima componente risulta pari a circa 89 milioni di tonnellate, il che vuol dire all' incirca 179 kg pro capite (Barth et al., 2012). La frazione organica viene trattata per lo più con modalità che si collocano ai livelli più bassi della gerarchia dei rifiuti, con una media di messa in discarica pari a circa 41% a livello europeo (Figura 1): percentuale legata soprattutto ai paesi meno sviluppati in quanto la scelta più semplice ed economica (Libro-Verde, 2008). Per molti stati membri, invece, la gestione della frazione organica è legata inevitabilmente ad una differenziazione del rifiuto a monte che, a sua volta, ne permette il riciclo. Tale pratica può portare alla produzione di compost, tramite compostaggio, e/o alla produzione di biogas tramite digestione anaerobica.



Fonte: elaborazioni ISPRA su dati Eurostat, EPA Irlanda e APA Portogallo

Figura 1 – Ripartizione percentuale della gestione dei rifiuti urbani nell’ UE, anno 2016 (dati ordinati per percentuali crescenti di smaltimento in discarica); (ISPRA, 2018)

Nel 2016, l’ Unione Europea, ha mandato a compostaggio e digestione anaerobica circa 39,8 milioni di tonnellate di rifiuti urbani; il 93,2% (circa 37,1 milioni di tonnellate) è trattato nei Paesi dell’ UE 15. Rispetto al 2015 si registra un incremento a scala di UE 28 del 4,3% (pari a circa 1,7 milioni di tonnellate) e se consideriamo il dato pro capite questo si attesta a 78 kg/abitante per anno nel 2016 (+ 3 kg/abitante per anno rispetto al 2015) (ISPRA, 2018) (Figura 2).

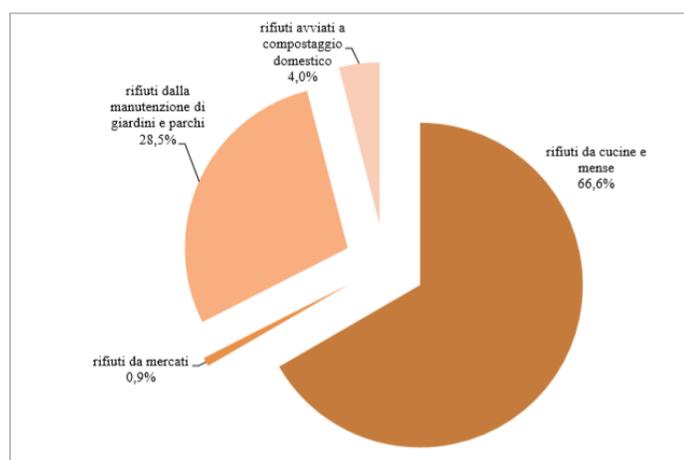


Fonte: elaborazioni ISPRA su dati Eurostat ed EPA Irlanda

Figura 2 – Quantità pro capite di rifiuti avviati a compostaggio e digestione anaerobica nell’ UE (kg/abitante per anno), anni 2014 - 2016; (ISPRA, 2018)

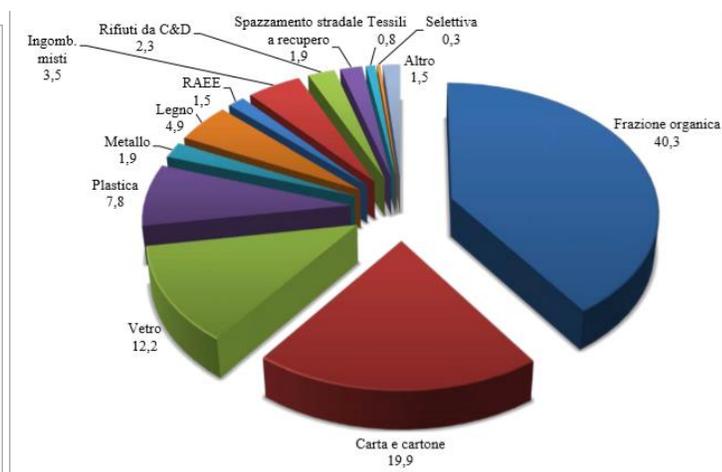
### 1.3 PRODUZIONE RIFIUTI ORGANICI IN ITALIA

Nel 2017, la produzione nazionale dei rifiuti urbani (RU) a livello italiano si attesta intorno alle 29,6 milioni di tonnellate, facendo rilevare una riduzione del 1,7% rispetto al 2016 (-524 mila tonnellate); mentre il quantitativo pro capite medio si attesta intorno ai 489 chilogrammi per abitante, con una riduzione percentuale del 1,6% rispetto all' anno precedente (ISPRA, 2018). La percentuale di raccolta differenziata, nello stesso anno, risulta pari a 16,4 milioni di tonnellate (circa il 55,5% della produzione nazionale). Se si considera solo la raccolta della frazione organica essa rappresenta il 40% del totale della raccolta differenziata del 2017, pari a circa 6,6 milioni di tonnellate, con una media nazionale pro capite pari a 109 kg/abitante per anno (ISPRA, 2018) (Figura 3).



Fonte: ISPRA

Figura 3 – Ripartizione della raccolta differenziata nazionale della frazione organica, anno 2017; (ISPRA, 2018)



Note: nella voce "Altro" sono conteggiati, a partire dal 2016, anche gli scarti della raccolta multimateriale. In base ai criteri stabiliti dal DM 26 maggio 2016, quest'ultima deve, infatti, essere integralmente computata (al lordo della quota degli scarti) nel dato della RD.

Fonte: ISPRA

Figura 4 – Ripartizione della raccolta differenziata, anno 2017; (ISPRA, 2018)

Tale frazione è costituita per 66,6% di quantitativi raccolti in modo differenziato da cucine e mense (circa 4,4 milioni di tonnellate), il 28,5% (quasi 1,9 milioni di tonnellate) dai rifiuti biodegradabili provenienti dalla manutenzione di giardini e parchi, il 4% (267 mila tonnellate) dai rifiuti avviati al compostaggio domestico e lo 0,9% (circa 57 mila tonnellate) dai rifiuti dei mercati (ISPRA, 2018) (Figura 4).

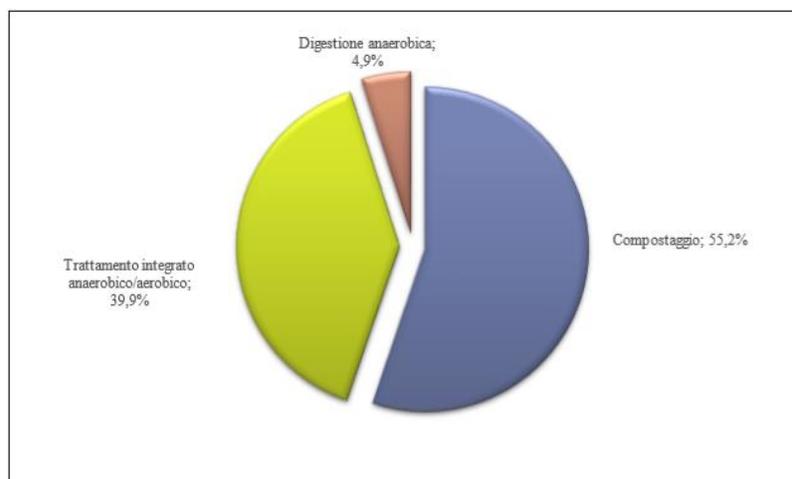
La purezza merceologica media del rifiuto organico, grazie ad 835 monitoraggi condotti dal CIC nel 2015 su rifiuti provenienti da oltre 550 comuni italiani, è stato dimostrato essere pari al 90%; purtroppo, però, è ancora forte la presenza di sacchetti di plastica tradizionale, erroneamente impiegati nella raccolta differenziata, che rappresentano circa il 23% del materiale non compostabile presente (Centemero et al., 2017).

L'attenta differenziazione del rifiuto consente all'Italia di attuare un trattamento biologico della frazione organica, basato sia sul compostaggio che sulla digestione anaerobica, che ha registrato un aumento del ben 10% nel triennio dal 2014 al 2016 (ISPRA, 2018).

Nello specifico l'intero sistema italiano è costituito, nell'anno 2017, da 340 unità operative (326 nel 2016), che trattano circa 5,9 milioni di tonnellate (umido + verde), evidenziando una crescita di 181 mila tonnellate, pari al 3,2%, rispetto all'anno precedente. Il pro capite nazionale di trattamento biologico dei rifiuti organici provenienti dalla raccolta differenziata, nel 2017, è stato pari a 98 kg/abitante (ISPRA, 2018). I quantitativi relativi ai diversi trattamenti biologici sono riportati in Figura 5:

- circa 3,3 milioni di tonnellate (il 55,2% del totale trattato) della frazione organica da raccolta differenziata viene gestito da 285 (274 nel 2016) impianti dedicati al solo trattamento aerobico (compostaggio);
- circa 2,4 milioni di tonnellate (il 39,9% del totale trattato) viene gestito da 31 impianti di trattamento integrato anaerobico/aerobico (invariato rispetto al 2016);
- le restanti 288 mila tonnellate (4,9% del totale trattato) viene gestito da 24 impianti di digestione anaerobica (21 nel 2016).

L'aumento di 3 impianti per la digestione anaerobica della frazione organica rispetto all'anno precedente (incremento di 39 mila tonnellate; 15,5%), evidenzia come questa tecnologia assuma una funzione sempre più importante per la possibilità di abbinare al recupero di materia quello di energia (ISPRA, 2018).



Fonte: ISPRA

Figura 5 – Trattamento biologico della frazione organica da raccolta differenziata, anno 2017; (ISPRA, 2018)

## 1.4 TRATTAMENTO BIOLOGICO DEL RIFIUTO ORGANICO

La FORSU (Frazione Organica del Rifiuto Solido Urbano), rappresenta una frazione del rifiuto completamente recuperabile sia in termini energetici che di materia. La scelta di un suo smaltimento in discarica, oltre a non essere in linea con gli obiettivi posti dal modello di economia circolare, porta a delle problematiche legate alla sua biodegradabilità quali la produzione di biogas in maniera incontrollata e di percolato inquinante per le falde. Per questo motivo la Direttiva UE sulle Discariche (Direttiva 99/31/CE) impone una stabilizzazione del rifiuto organico (mediante trattamenti di tipo aerobico), al fine di ridurre l'impatto ambientale di un loro smaltimento tal quale (Di Ciaula et al., 2015). Nonostante l'Italia attualmente sia molto al di sotto dei target massimi imposti dalla normativa europea, tale forma di smaltimento continua a interessare 4 milioni di tonnellate di rifiuti biodegradabili (ISPRA, 2018). In questo contesto la raccolta differenziata risulta essere un primo fondamentale strumento per la riduzione dei conferimenti in discarica di questi rifiuti e il loro successivo recupero.

## 1.5 COMPOSTAGGIO

Il compostaggio è un "processo aerobico di decomposizione biologica della sostanza organica che avviene in condizioni controllate e che permette di ottenere un prodotto biologicamente stabile in cui la componente organica presenta un elevato grado di evoluzione" (Keener et al., 1992). Tale processo può essere utilizzato per la valorizzazione dei rifiuti organici con lo scopo di ottenere un biofertilizzante stabile e nutriente (Lin et al., 2018). Quest'ultimo, infatti, può essere utilizzato come ammendante per il suolo, migliorandone la qualità, riducendo l'impiego di fertilizzanti chimici ed aumentando la produzione agricola (Cerdeira et al., 2018). In Italia trova impiego per l'80% in agricoltura e per il 20% nel settore del florovivaismo (Centemero et al., 2017)

A livello industriale, spesso, il rifiuto umido viene addizionato al verde per garantire un adeguato tasso di umidità e un buon rapporto C/N (Li et al., 2014); in seguito viene posto all'interno di grandi vasche (cumuli o biocelle) dove sul fondo sono presenti griglie per il ricircolo di percolato, bocche di areazione e bracci o coclee meccaniche utili al mescolamento periodico della biomassa (Di Ciaula et al., 2015).

Il compostaggio, però, oltre a richiedere una notevole energia per l'areazione dei cumuli (Hermann et al., 2011), può presentare criticità ambientali e sanitarie, largamente legate alla qualità del materiale in ingresso (Di Ciaula et al., 2015) che, qualora non adeguata (in particolare per la presenza di elevate concentrazioni di metalli pesanti e composti organici

tossici), può produrre contaminazione del suolo e della catena alimentare ed emissioni inquinanti in atmosfera (Jiang et al., 2015).

A tale processo è inoltre associata la produzione di cattivi odori, derivanti dall'arricchimento dell'aria da parte di certe sostanze quali ammoniaca, composti a base di zolfo e composti organici volatili, generati dalla decomposizione della materia organica (Komilis et al., 2004); pertanto vi è la necessità di trattare l'aria prima di una sua reimmissione in atmosfera.

Secondo un'analisi tecnica, economica e ambientale del compostaggio e della digestione anaerobica intrapresa da Murphy et al. (2006) quest'ultima può far risparmiare fino a 1.451 kg di CO<sub>2</sub>/t di rifiuti trattati rispetto a 1.190 kg di CO<sub>2</sub>/t nel caso di compostaggio. Una conclusione simile è stata anche raggiunta dopo uno studio pubblicato nel Regno Unito (DEFRA, 2011, che cita Beck., 2004).

Tale processo rimane tuttavia l'opzione di trattamento biologico più comune per via della sua semplicità di gestione e della versatilità nella tipologia di substrato da trattare (Centemero et al., 2017).

## **1.6 DIGESTIONE ANAEROBICA**

La Digestione Anaerobica è un processo biologico che interessa la sostanza organica in ambiente anaerobico (in assenza di ossigeno). Per la sua buona riuscita è necessario che diverse popolazioni microbiche lavorino in simbiosi tra di loro per trasformare il substrato a disposizione in composti intermedi, principalmente acido acetico, anidride carbonica ed idrogeno, utilizzabili poi per la concreta produzione di biogas (ANPA, 2002), la cui composizione chimica è generalmente 60% di CH<sub>4</sub> e 40% di CO<sub>2</sub>, con oscillazioni a seconda delle condizioni di processo e dal tipo di sostanza organica fermentata (Cecchi et al., 2005).

Tale tecnologia è stata applicata, alla fine del XIX secolo, principalmente per il trattamento dei fanghi di depurazione delle acque reflue; poi, a partire dagli anni '80 del secolo scorso, vi è stata anche un'implementazione per quanto riguarda il trattamento e la stabilizzazione della FORSU (Zanetti et al., 2018), considerata ideale per via dell'elevato grado di putrescibilità ed umidità (>65%) (Di Ciula et al., 2015).

A livello industriale tale matrice viene mescolata all'interno di reattori chiusi, chiamati digestori, con un inoculo (fango digerito proveniente da impianti di trattamento delle acque reflue o altri materiali di origine animale, come letame bovino e altri rifiuti) (Lier et al., 2001) che ne favorisce la digestione, riducendo il tempo necessario alla biostabilizzazione (Guelfo, 2008).

Nonostante questi accorgimenti, i tempi di processo sono relativamente lunghi se confrontati con quelli dei processi aerobici, tuttavia il vantaggio sostanziale è quello della valorizzazione della sostanza organica con la produzione finale di una fonte rinnovabile di energia sotto forma di un gas combustibile ad elevato potere calorifico.

Il biogas prodotto può essere utilizzato direttamente in loco per la produzione di calore e/o elettricità; oppure può essere sottoposto ad opportuni trattamenti di depurazione (deumidificazione, desolfonazione e rimozione della CO<sub>2</sub>) al fine di ottenere biometano (purezza > 94%) impiegabile nel teleriscaldamento (ANPA, 2002).

Durante la fase di digestione anaerobica parte del materiale biodegradabile volatile viene convertito a biogas e quindi fuoriesce dal digestore; la biomassa rimanente è un fango, costituito per lo più da acqua e in parte da materia non digerita. Quest' ultimo, se si vuole utilizzare come ammendante in agricoltura soddisfacendo i severi requisiti di qualità imposti (Lukehurst et al., 2012), deve essere sottoposto ad un trattamento aerobico al fine di ridurre la fitotossicità (Poggi-Varaldo et al., 1999) e il contenuto di carbonio (Smet et al., 1998), migliorandone la fertilità. SE Nayono (2011) ha scoperto che, dopo il processo di digestione, una separazione dell' umidità in eccesso può migliorare il processo di compostaggio e ridurre le emissioni di anidride carbonica, poichè una parte significativa dei composti organici biodegradabili viene allontanata con l' acqua.

La conversione del substrato organico in biogas è legata ad una sequenza di reazioni biochimiche associate a diverse comunità microbiche che non condividono necessariamente lo stesso ambiente di crescita. Per l' ottimizzazione del processo è necessario favorire la disponibilità del substrato e il trasferimento di massa in ogni fase biologica tramite opportuni pretrattamenti (Li et al., 1992).

In generale il processo è descritto da quattro fasi principali (Pavan, 2018), riassunti in Figura 6:

1. Idrolisi: la prima fase della DA operata da microrganismi idrolizzanti che possono colonizzare il materiale particolato e degradarlo (Vavilin et al., 1996), oppure produrre enzimi extracellulari in grado di scindere le molecole organiche complesse (Sanders et al., 1999) in oligomeri e monomeri disponibili poi per il trasporto all'interno delle cellule di microrganismi acidogenici fermentanti. Il processo di idrolisi è tipicamente descritto da una cinetica di primo ordine la cui velocità aumenta all' aumentare della concentrazione del substrato e delle sue caratteristiche di biodegradabilità.
2. Acidogenesi: la seconda fase della DA è operata da microrganismi acidogeni capaci di ossidare i substrati organici semplici, prodotti durante la fase di idrolisi, a piruvato, trasformato poi in acidi grassi volatili a catena corta (VFA) e a catena lunga (LCFA), alcoli e chetoni che rappresentano i substrati di partenza per la successiva fase acetogenica.

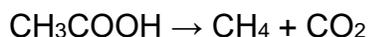
3. Acetogenesi: la terza fase della DA è operata da microrganismi acetogeni produttori obbligati di idrogeno (OHPA), capaci di convertire attraverso il processo di  $\beta$ -ossidazione gli acidi grassi volatili, precedentemente prodotti, in acido acetico,  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2$ .

La velocità di acetogenesi è legata alla concentrazione di substrato, fino ad un certo limite, e alle sue caratteristiche (aumenta se vengono utilizzati VFA piuttosto che LCFA).

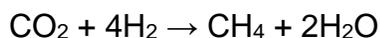
4. Metanogenesi: la quarta fase della DA produce  $\text{CH}_4$  e rappresenta la conclusione della catena trofica anaerobica. Il metano infatti è l'unico composto non reattivo nell'intero processo di digestione anaerobica e può quindi essere considerato il prodotto finale. E' operata da microrganismi metanigeni distinguibili in base al diverso utilizzo del substrato e ai prodotti che ne derivano.

Possiamo distinguere due gruppi:

- Acetoclastici che producono metano e anidride carbonica partendo dall'acetato. La maggior parte della produzione di metano avviene grazie a questo meccanismo che, grazie all'eliminazione degli acidi dal mezzo, evita anche l'inibizione, dei fenomeni di degradazione dei substrati organici, per eccesso di acidità. La cinetica può essere inibita da un eccesso di substrato.



- Idrogenotrofi che producono metano e acqua partendo da idrogeno e anidride carbonica. Tale meccanismo permette di mantenere la concentrazione di  $\text{H}_2$  a livelli bassi così da consentire la conversione degli acidi grassi a catena lunga e degli alcoli ad acetato ed  $\text{H}_2$ . La cinetica è legata alla concentrazione di entrambi i substrati e permette di produrre solo il 30% del metano totale.



L'idrogeno svolge un importante ruolo regolatore in quanto la sua concentrazione influenza i principali percorsi metabolici (ANPA, 2002):

- nell'acidogenesi il flusso del carbonio si indirizza verso la formazione di acido acetico se la concentrazione di  $\text{H}_2$  si mantiene sufficientemente bassa, altrimenti si indirizza verso la formazione di acido propionico, di acido butirrico e di acidi grassi superiori;
- molti microrganismi acetogeni e metanigeni acetoclasti possono essere inibiti da concentrazioni relativamente elevate di  $\text{H}_2$ .

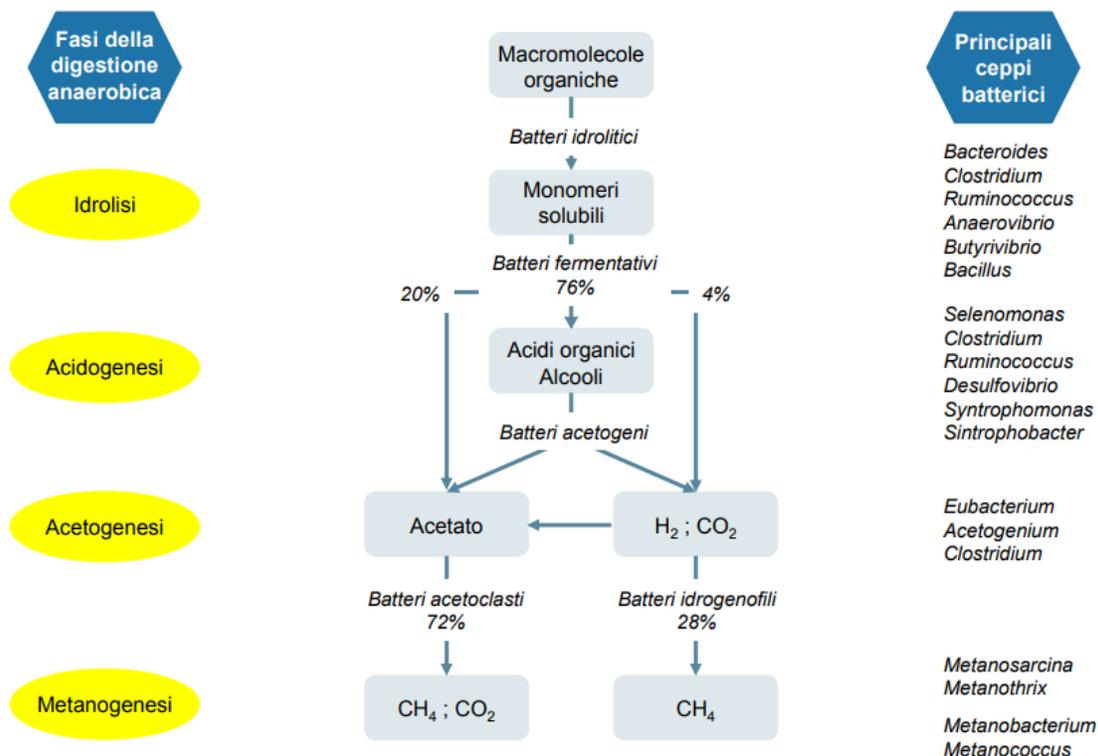


Figura 6 – Schema delle fasi di digestione anaerobica

### 1.6.1 PARAMETRI DI STABILITA'

Per assicurare la buona riuscita del processo, ed ottenere una maggior efficienza di produzione di biogas, è necessario tenere sotto controllo precisi parametri i cui valori e trend ci suggeriscono se vi sono instabilità all' interno della catena trofica.

Questi parametri sono (ANPA, 2002):

- Concentrazione di acidi grassi volatili (VFA)

Considerando che la fermentazione e la metanogenesi avvengono simultaneamente, è utile tenere sotto controllo il quantitativo di prodotti derivanti dalla fermentazione i quali, se in misura eccessiva, possono inibire il processo metanigeno, principalmente a causa della risultante diminuzione del pH. Di norma non è la concentrazione assoluta ad essere assunta come parametro di stabilità, ma piuttosto la variazione di concentrazione: variazioni repentine con incremento della concentrazione indicano che il sistema sta tendendo verso processi acidogenici piuttosto che metanigeni.

- pH

Il pH fornisce un'indicazione sulla stabilità del mezzo di reazione. Una sua variazione è associata sia alla capacità tamponante del sistema che a variazioni dell'equilibrio tra le specie di microrganismi coinvolti nel processo. Per valori di pH compresi tra 6.5 e 7.5 il processo di digestione è generalmente considerato stabile.

- Alcalinità

È la misura complessiva di tutte le basi deboli presenti nel sistema, determinata tramite titolazione mediante acido forte (generalmente HCl al 0.1 N) ed è espressa in concentrazione di  $\text{CaCO}_3$  ( $\text{mgCaCO}_3/\text{l}$ ). In un digestore anaerobico l'alcalinità è determinata dall'interazione tra ammoniaca (derivata dalla degradazione di substrati proteici) e bicarbonato (derivato della dissoluzione del  $\text{CO}_2$  con la fase liquida del mezzo) all'interno di un sistema definito calco-acetico (ANPA, 2002). Entrambi permettono la formazione di un sistema tampone realizzato dalla contemporanea presenza di acido carbonico e ione ammonio. Si considerano due valori di alcalinità: Parziale a pH 5,7 riconducibile alla capacità tampone offerta dal bicarbonato e Totale a pH 4,3 riconducibile alla capacità tampone offerta dal bicarbonato e da altre basi presenti nel sistema.

La differenza tra le due alcalinità, quindi, fornisce in prima approssimazione la concentrazione di acidi grassi volatili presenti nel mezzo (IRSA-CNR, 1995) (Figura 7) che, se elevata, è da imputare ad uno sbilanciamento della popolazione batterica a favore della componente acidogena.

Spesso il sistema viene anche considerato stabile per:

- Valori di alcalinità dell'ordine di 3000-5000  $\text{mg CaCO}_3/\text{l}$  (Stafford D., 1980)
- $\text{VFA}/\text{ALCALINITA}' \text{ PARZIALE} < 0,3 \text{ mg COD}/\text{mg CaCO}_3$

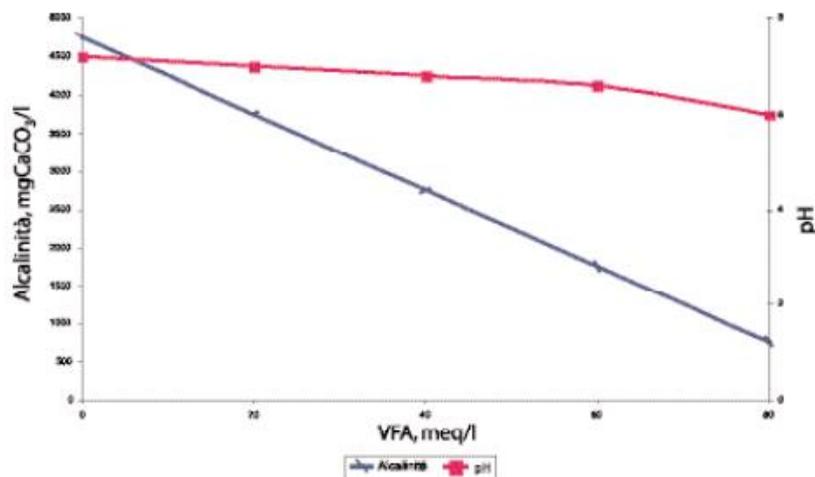


Figura 7 – Andamento del pH e della concentrazione di bicarbonato in funzione dell'acidità del mezzo; (IRSA-CNR, 1995)

- Ammoniaca

I materiali ricchi di proteine, come la FORSU, hanno un elevato potenziale di biometano e sono quindi interessanti per la produzione di biogas commerciale (Ek et al., 2011). La degradazione degli amminoacidi derivanti da tali proteine, durante l' acidogenesi, produce rilevanti quantità di ammoniaca (Chen et al., 2008). Questa può presentarsi sottoforma di ione ammonio che, come già visto, va a formare un sistema tampone con la CO<sub>2</sub>; oppure sottoforma di azoto ammoniacale che, a concentrazioni elevate, risulta tossica per diversi microrganismi, in particolare metanigeni, a causa della sua capacità di attraversare la membrana cellulare causando sbilanci proteici e/o deficienza in potassio (Chen et al., 2008).

Per concentrazioni che vanno dai 200 ai 1500 mg/l non risulta mai tossica; per concentrazioni sopra i 3000 mg/l inibisce sempre l' attività batterica sia acidogenica che metanigena; mentre se i valori vanno dai 1500 ai 3000 mg/l risulta tossica solo per pH inferiore a 7,4 (Velsen et al., 1979). L' effetto d' inibizione è spesso correlato alle caratteristiche del substrato e al tasso di carico (OLR); inoltre il processo risulta più sensibile a temperature termofile (Braun et al., 1981) e a valori di pH elevati (Koster, 1986).

In letteratura è stato anche definito come un rapporto tra carbonio e azoto inferiore a 30 sia ottimale per il processo di digestione, in quanto un contenuto di azoto insufficiente rispetto al carbonio (C/N>30) rallenterebbe il tasso di crescita microbica e tutte le reazioni di trasformazione del substrato in biogas (Wilkie et al., 1986).

- Produzione e composizione del biogas

Il monitoraggio della quantità e della composizione (almeno in termini di metano e biossido di carbonio) del biogas è di fondamentale importanza per il controllo della stabilità del processo di digestione anaerobica (Stafford et al., 1980). Si potrà osservare che in presenza di eccessivi carichi di substrato la percentuale di CO<sub>2</sub> tende a crescere, a scapito della presenza di metano. Tutto ciò è in stretta relazione con le variazioni di concentrazione degli acidi grassi volatili nel mezzo.

Si potranno osservare tre diverse situazioni (IRSA-CNR, 1995):

1. una bassa concentrazione di VFA, unitamente ad una elevata produzione di biogas, in cui la CO<sub>2</sub> si attesti su valori bassi compresi tra il 25-33%, indica che il processo è stabile e si ha una buona capacità di trasferimento dai batteri acidificanti a quelli metanigeni;

2. concentrazioni crescenti nel tempo dei VFA, unite ad una produzione di biogas in cui la presenza relativa della  $CO_2$  cresce nel tempo (valori superiori ai 2/3 del biogas prodotto), indicano che le popolazioni acidificanti stanno prendendo il sopravvento sui batteri metanigeni e si ha quindi un progressivo accumulo di VFA nel mezzo di reazione;

3. concentrazioni crescenti di VFA unite a produzioni di biogas progressivamente decrescenti possono indicare problemi di inibizione o tossicità.

- TEMPERATURA seleziona le popolazioni microbiche all' interno del reattore, le quali presentano dei picchi in corrispondenza di ben definiti intervalli, e di conseguenza regola anche le cinetiche di reazione (Cecchi et al., 1991) (Figura 8). La digestione anaerobica può avvenire in condizioni termiche psicrofile, mesofile e termofile. Ad ogni aumento di  $10^\circ C$  corrisponde un raddoppio della velocità di reazione, fino ad un raggiungimento di un valore limite (Tchobanoglous et al., 2006). La psicrofilia ( $10-20^\circ C$ ) è raramente adottata su scala industriale, mentre la mesofilia e la termofilia sono molto più diffuse. I due regimi termici hanno i loro optimum rispettivamente a  $37^\circ$  e  $55^\circ C$ .

In generale il regime termico mesofilo dispone di una maggiore variabilità microbica di conseguenza lo rende maggiormente tollerante, rispetto alla termofilia, all' insorgere di squilibri operativi; inoltre richiede un minor dispendio energetico assicurando una maggior produzione netta di energia (Apples et al., 2008). Al regime termofilo, tuttavia, è associata una maggiore velocità di crescita della biomassa e quindi una maggiore rimozione di substrato ed un' aumento della produzione di biogas (Romero et al., 1988). Ciò consente, se non vi è un' accumulo di VFA e quindi una riduzione del pH che può causare un guasto al sistema (Li et al., 2014), di operare a carichi più alti e con tempi di residenza minori (Fernández-Rodríguez et al., 2013).

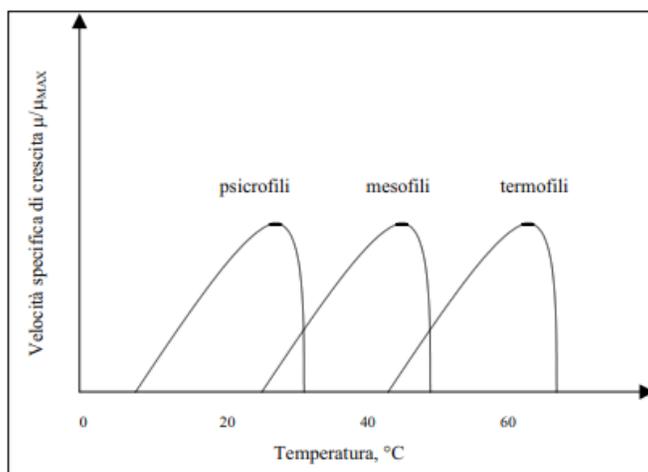


Figura 8 – Influenza della temperatura sulla cinetica biologica; (Genon, 1993)

## 1.6.2 PARAMETRI OPERATIVI

I parametri di gestione del reattore definiscono l'esercizio in termini di tempi di permanenza della massa alimentata nel reattore, di concentrazione dei microrganismi, di rese di produzione di biogas in relazione al volume del reattore ed alle caratteristiche del substrato trattato. In questi parametri il termine substrato potrà essere, di volta in volta, sostituito da una misura della quantità di composti biodegradabili presenti nel campione. Quest'ultimo viene generalmente definito in termini di solidi totali (TS) e di solidi volatili totali (TVS) o di domanda chimica di ossigeno (COD).

TS: solidi totali, ossia il contenuto in sostanza secca di un campione, determinato per essiccamento in stufa a 105 °C per 48 ore. Questi rappresentano, in prima approssimazione, la somma della frazione organica e di quella inerte del substrato.

TVS: solidi totali volatili, cioè la frazione di sostanza secca che risulta volatilizzata per combustione in muffola a 550 °C per 24 ore. Questi rappresentano, in prima approssimazione la frazione organica della sostanza secca.

COD: domanda chimica di ossigeno. Quantità di ossigeno consumato per l'ossidazione della sostanza organica ed inorganica, determinata attraverso l'utilizzo di un forte agente chimico ossidante ( $K_2Cr_2O_7$ ) in ambiente acido.

I parametri principali per la gestione del processo sono:

- HRT è il tempo medio di residenza idraulico, è definito dal rapporto tra il volume del reattore considerato ( $V$ ) e la portata di alimentazione in ingresso ( $Q$ ) (Cecchi et al., 2005).

$$HRT = \frac{V}{Q} = \frac{m^3}{\frac{m^3}{d}} = d$$

Esso varia in base alla tipologia di processo adottato e alla qualità e quantità di substrato in ingresso (Tabella 1). E' evidente che tempi lunghi di residenza dei substrati favoriscono il processo di metanogenesi, ma tale condizione può essere antieconomica su scala industriale perché necessita di grossi volumi di reazione, con conseguenti spese di installazione e mantenimento maggiori (ANPA, 2002).

Tabella 1 – Valori del tempo di residenza volumetrica HRT (d) nei vari processi; (ANPA, 2002)

Substrato	Mesofilia			Termofilia		
	Processo umido	Processo semi-umido	Processo secco	Processo umido	Processo semi-umido	Processo secco
Frazione organica selezionata meccanicamente	14-30	15-20	17-30	10-18	6-15	12-20
Frazione organica da raccolta differenziata o selezionata alla fonte	12-18	12-18	17-25	8-16	10-16	12-16

- OLR è il carico organico volumetrico, è definito come la quantità di substrato entrante nel reattore (S), in termini di flusso di massa con riferimento ai solidi volatili totali (TVS), riferita all'unità di volume del reattore stesso (V) e al tempo (d) (Cecchi et al., 2005).

$$OLR = \frac{Q * S}{V} = \frac{\frac{m^3_{substrato} \cdot g_{TVS}}{d}}{m^3_{reattore}} = \frac{Kg_{TVS}}{m^3 d}$$

La massimizzazione della produzione di biogas, nei reattori a scala reale, viene generalmente raggiunta aumentando i tassi di carico organico, OLR (Moestedt et al., 2016), in maniera specifica a seconda del regime termico utilizzato e delle caratteristiche del substrato (Tabella 2). Le condizioni di sovraccarico, tuttavia, possono portare a fenomeni di instabilità quali l'accumulo di VFA o di inibizione causata dall'ammoniaca; di conseguenza il tasso di caricamento deve essere regolato sull'equilibrio instauratosi tra microrganismi e substrato e tra le fasi di acidificazione e metanogenesi (Kouas et al., 2018).

Infine, in base alla tipologia di substrato da trattare, bisogna avere un sistema di mescolamento idoneo. Il mescolamento deve garantire: il massimo contatto tra la biomassa microbica e il substrato; disperdere rapidamente in modo uniforme l'alimentazione in tutto il volume di reazione disponibile ed evitare la sedimentazione di materiale inerte all'interno del reattore; mantenere costante la temperatura; minimizzare gli effetti inibitori dovuti a locali accumuli dei prodotti del processo degradativo (ANPA, 2002).

Tabella 2 – Valori del carico organico OLR (kgTVS/m<sup>3</sup> d) nei vari processi; (ANPA, 2002)

Substrato	Mesofilia			Termofilia		
	Processo umido	Processo semi-umido	Processo secco	Processo umido	Processo semi-umido	Processo secco
Frazione organica selezionata meccanicamente	2.6-4	6-8	6-9	2-5	6-20	9-15
Frazione organica da raccolta differenziata	2-3	3-4	4-6	2-5	4-10	6-9

- GPR è la velocità di produzione del biogas che esprime la portata di biogas (Q biogas) rispetto al volume del reattore (V) e al tempo (d) (Cecchi et al., 2005).

$$GPR = \frac{Q_{biogas}}{V} = \frac{\frac{m^3_{biogas}}{d}}{m^3} = \frac{m^3_{biogas}}{m^3 * d}$$

- SGP è la produzione specifica di biogas che esprime la quantità di biogas prodotta per quantità di sostanza volatile in ingresso al reattore (S, flusso di massa). È strettamente correlato alla biodegradabilità del substrato utilizzato e al regime termico applicato (Cecchi et al., 2005). Si misura in termini di m<sup>3</sup> biogas/kg substrato alimentato (Tabella 3).

$$SGP = \frac{Q_{biogas}}{Q * S} = \frac{\frac{m^3_{biogas}}{d}}{\frac{m^3}{d} * \frac{Kg_{TVS}}{m^3}} = \frac{m^3_{biogas}}{Kg_{TVS}}$$

Tabella 3 – Valori del rendimento di biogas SGP (m<sup>3</sup>/kg TVS) nei vari processi; (ANPA, 2002)

Substrato	Mesofilia			Termofilia		
	Processo umido	Processo semi-umido	Processo secco	Processo umido	Processo semi-umido	Processo secco
Frazione organica selezionata meccanicamente	0.17-0.23	0.23-0.30	0.35-0.45	0.20-0.30	0.30-0.41	0.35-0.45
Frazione organica da raccolta differenziata	0.65-0.85	0.60-0.80	0.50-0.70	0.60-0.85	0.60-0.80	0.50-0.70

## 1.6.3 TIPOLOGIE DI PROCESSO

### 1.6.3.1 DISTINZIONE IN BASE ALLA CONFIGURAZIONE REATTORISTICA

Il processo di digestione anaerobica può essere condotto in maniera continua o discontinua. Per processo continuo si intende un sistema alimentato in modo continuo o semi-continuo con un tempo di permanenza medio del substrato nel reattore espresso dal tempo di residenza idraulico (HRT). Dal punto di vista impiantistico la configurazione più diffusa è sicuramente quella del tipo CSTR (continuous stirred-tank reactor) (Figura 9), particolarmente adatta a processi caratterizzati da basso contenuto di solidi. In questo tipo di reattore il mescolamento continuo garantisce una completa e omogenea distribuzione delle componenti in tutto il volume di reazione, evitando zone morte (ANPA, 2002).

Un'altra tipologia di reattore adottata per sistemi continui è quella del tipo PFR (plug flow reactor) (Figura 10). Il processo ideale prevede che l'alimentazione venga immessa in una delle estremità del reattore per poi uscire dall'altra, dopo un percorso longitudinale, mentre viene convertita in biogas. L'unico mescolamento possibile è quello in direzione ortogonale rispetto all'asse di avanzamento; ciò comporta tempi di ritenzione della biomassa sufficientemente lunghi da consentire un'elevata efficienza di conversione. Questa tipologia di reattore è adatta al trattamento di una sostanza organica ad alto contenuto di solidi (>10%), ed è spesso associato a processi dry (Stamatelatou et al., 2014).

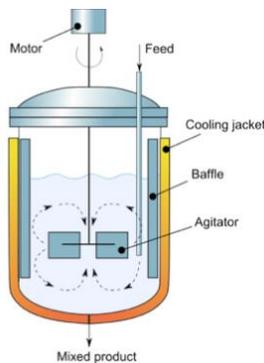


Figura 9 – Disegno tecnico di un reattore CSTR

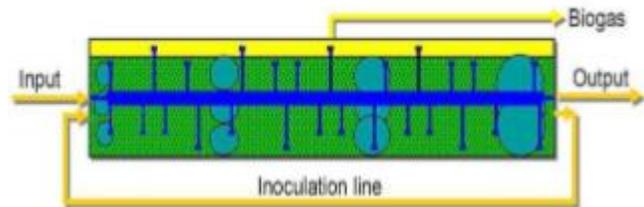


Figura 10 – Disegno tecnico di un reattore PFR

Per processi discontinui, al contrario, vengono utilizzati dei reattori del tipo BATCH (Figura 11). La biomassa fresca, in questo caso, viene impilata al loro interno senza necessità di miscelazione, lasciando che il percolato la attraversi. Dopo un tempo di permanenza sufficientemente lungo, il digestore viene aperto e il prodotto digerito rimosso per lasciare spazio al ciclo successivo. Tale configurazione viene quasi unicamente impiegata nei processi dry (Gomez et al., 2013).



*Figura 11 - Digestione BATCH in Germania*

Il processo di digestione anaerobica può essere anche definito come in Figura 12 (ANPA, 2002):

- processo monostadio dove le fasi di idrolisi, fermentazione acida e metanigena avvengono contemporaneamente in un unico reattore;
- processo bi-stadio dove il substrato organico viene idrolizzato e fermentato separatamente in un primo stadio, mentre la fase metanigena avviene in un secondo stadio.

L'idea di separare le fasi di processo deriva dal fatto che i microrganismi idrolitici/fermentativi e quelli acetogeni/metanigeni non condividono le stesse condizioni ambientali di crescita (Liu et al., 2006). Nella prima fase si osserverà quindi l'idrolisi e l'acidogenesi secondo una cinetica di primo ordine, mentre nella seconda fase, deputata alla acetogenesi e metanogenesi, la velocità limitante è quella di crescita della biomassa metanigena (Muller et al., 1999).

La separazione e quindi l'ottimizzazione delle condizioni di crescita nei due reattori consente una maggiore stabilità del processo, soprattutto se ci troviamo di fronte substrati ad elevata biodegradabilità, come ad esempio la FORSU (Bouallagui et al., 2005).

Tale stabilità è legata ad un miglior controllo delle fluttuazioni del carico organico e delle sostanze inibenti, assicurando un miglioramento delle rese di degradazione e della produzione di biogas. Diversi autori hanno infatti dimostrato che tale configurazione consente delle rese specifiche in termini di metano prodotto dal 6 al 21% più alte rispetto ai sistemi a singola fase, con delle rimozioni di solidi volatili maggiori del 9% (Nielsen et al., 2004).

Si è osservato che i sistemi multi-stage, tuttavia, non consentono incrementi delle rese tali da giustificare i maggiori costi di investimento e di gestione.

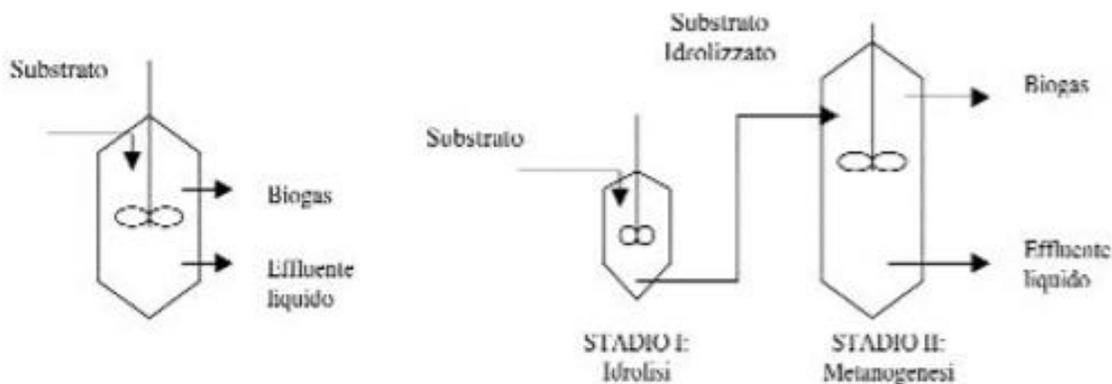


Figura 12 – Processo di digestione ad una ed a due fasi

### 1.6.3.2 DISTINZIONE IN BASE AL TENORE DI SOSTANZA SECCA

I diversi processi a fase unica di digestione anaerobica della frazione organica dei RU corrispondono essenzialmente alle diverse soluzioni tecnologiche e di processo oggi brevettate. Questi processi, così come presenti sul mercato, vengono distinti in base al tenore di solidi che caratterizza il rifiuto trattato (ANPA, 2002).

#### 1.6.3.2.1 SISTEMI WET

Questo processo è stato il primo ad essere utilizzato nel trattamento della frazione organica dei rifiuti urbani dal momento che sfruttava le conoscenze acquisite in decenni di attività nel processo di digestione anaerobica dei fanghi di supero, negli impianti di trattamento acque reflue (APAT, 2005). I sistemi di pompaggio e miscelazione sono infatti ampiamente diffusi sul mercato e consentono di adottare soluzioni più convenienti dal punto di vista economico. Il rifiuto di partenza viene opportunamente trattato e diluito al fine di raggiungere un tenore in solidi totali inferiore al 10%, ideale nell' utilizzo di reattori completamente miscelati (CSTR). I pretrattamenti, tuttavia, comportano la perdita di una parte di sostanza volatile biodegradabile utile al processo; inoltre l' elevata diluizione richiede maggiori volumetrie e costi superiori per quanto riguarda il regime termico applicato e il trattamento dell' acqua in post-processo (APAT, 2005).

I sistemi wet operano generalmente con carichi organici piuttosto bassi, inferiori a 6 kgVS/m<sup>3</sup> d, tipicamente nell'intervallo 2-4 kgVS/m<sup>3</sup> d (Tabella 4). L' aumento di questi carichi porterebbe alla formazione di sostanze inibenti che, per via della omogenizzazione con la biomassa all' interno del reattore, causerebbero una diminuzione della produzione del biogas; per contro occorre evidenziare che la situazione può essere facilmente ricondotta alla normalità grazie alla semplice aggiunta di acqua (Nordberg et al., 1992).

*Tabella 4 – Intervalli tipici per i valori dei parametri di processo e le rese dei processi wet; (ANPA, 2002)*

<b>Parametro di processo</b>	<b>Intervallo</b>
Solidi nel rifiuto trattato, %TS	10, fino al 15
Carico organico, kgVS/m <sup>3</sup> d	2-4, fino a 6
Tempo di ritenzione idraulica, d	10-15, fino a 30
<b>Rese del processo</b>	
Produzione biogas, m <sup>3</sup> /t rifiuto	100-150
Produzione specifica di biogas, m <sup>3</sup> /kgVS	0.4-0.5
Velocità di produzione di biogas, m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> d	5-6
Contenuto di metano, %CH <sub>4</sub>	50-70
Riduzione della sostanza volatile, %	50-60, fino a 75

### **1.6.3.2.2 SISTEMI DRY**

Tale tipologia di processo permette di trattare il rifiuto organico nella sua forma originale, senza bisogno di diluizioni. Il tenore in solidi, infatti, è generalmente nell'intervallo 25-40% e pertanto solamente particolari rifiuti con elevato tenore di solidi (>50%) necessitano di essere diluiti per poter essere convenientemente trattati (APAT, 2005). L'unico pretrattamento richiesto è una preliminare vagliatura al fine di rimuovere il materiale con dimensioni superiori ai 40 mm; ciò permette la minima perdita di materiale organico biodegradabile utile al processo rispetto ad altri sistemi. A causa della elevata densità e viscosità dei flussi trattati i reattori utilizzati sono del tipo a flusso a pistone (PFR). I volumi sono stimati adottando valori dell'OLR dell'ordine di 12-15 kgVS/m<sup>3</sup> d definendo così volumetrie molto più ridotte rispetto ai sistemi wet (Tabella 5) (APAT, 2005).

Questo è sicuramente un vantaggio se si considera il costo del regime termico applicato e del trattamento dell' acqua in post-processo; inoltre i residui digeriti possono essere direttamente trattati mediante compostaggio (Brummeler, 2000). Tali sistemi, però, richiedono particolari metodi di pompaggio e miscelazione che fanno salire i costi di investimento; inoltre eventuali sostanze inibitorie, al contrario dei sistemi wet, non possono essere diluite. Oleskiewicz e Poggi-Varaldo (1997), tuttavia, hanno documentato la capacità dei sistemi dry di resistere senza alcun problema ad instabilità del processo di digestione quali, ad esempio, shock derivanti da carichi eccessivi di ammoniaca.

Una delle possibili spiegazioni risiede probabilmente nel fatto che la miscelazione non omogenea sottopone solo una parte della biomassa metanigena, in zone limitate del reattore, a queste condizioni di stress.

*Tabella 5 - Intervalli tipici per i valori dei parametri di processo e le rese dei processi dry; (ANPA, 2002)*

<b>Parametro di processo</b>	<b>Intervallo</b>
Solidi nel rifiuto trattato, %TS	25-40
Carico organico, kgVS/m <sup>3</sup> d	8-10
Tempo di ritenzione idraulica, d	25-30
<b>Rese di processo</b>	
Produzione biogas, m <sup>3</sup> /t rifiuto	90-150
Produzione specifica di biogas, m <sup>3</sup> /kgVS	0.2-0.3
Velocità di produzione biogas, m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> d	2-3
Contenuto di metano, %CH <sub>4</sub>	50-60
Riduzione della sostanza volatile, %	50-70

### 1.6.3.2.3 SISTEMI SEMI-DRY

In questo caso il contenuto di sostanza solida che caratterizza il rifiuto trattato si pone in un' intervallo intermedio rispetto ai processi wet e dry. Dal punto di vista impiantistico i reattori utilizzati possono essere sia del tipo CSTR che PFR, con volumetrie minori rispetto ai sistemi wet, ma comunque superiori rispetto ai sistemi dry. Complessivamente, quindi, i costi d'investimento per i sistemi semi-dry e dry risultano confrontabili (ANPA, 2002); inoltre, come dimostrano certi studi, il tasso medio di produzione di metano raggiunge il massimo con un contenuto di TS tra il 15-20%. La motivazione principale sta nel fatto che la più alta viscosità associata ai sistemi dry, riduce la diffusione batterica e quindi l' accesso al substrato; inoltre può portare ad un accumulo di anidride carbonica e idrogeno agendo come inibitori e riducendo l' attività metanigena (García-Bernet et al., 2011). Sperimentazioni in scala pilota condotte con frazione organica selezionata meccanicamente ed opportunamente diluita hanno dimostrato la possibilità di operare ad OLR fino a 18 kgVS/m<sup>3</sup> d in regime termofilo (Tabella 6) (APAT, 2005).

Il regime termico in questo sistema gioca un ruolo chiave; infatti si è evidenziato come, a parità di carico organico e di tempo di ritenzione idraulico applicato, il passaggio da regimi mesofili a quelli termofili consenta di incrementare notevolmente le rese in termini di biogas prodotto, da 0,2 a 0,4 m<sup>3</sup>/kgVS, e di ridurre la sostanza volatile di un 30% in più (Pavan et al., 1998).

Tabella 6 - Intervalli tipici per i valori dei parametri di processo e le rese dei processi semi dry; (ANPA, 2002)

<b>Parametro di processo</b>	<b>Intervallo</b>
Solidi nel rifiuto trattato, %TS	15-20, fino a 25
Carico organico, kgVS/m <sup>3</sup> d	8-12, fino a 18 in termofilia
Tempo di ritenzione idraulica, d	10-15
<b>Rese di processo</b>	
Produzione biogas, m <sup>3</sup> /t rifiuto	100-150
Produzione specifica di biogas, m <sup>3</sup> /kgVS	0.3-0.5
Velocità di produzione biogas, m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> d	3-6
Contenuto di metano, %CH <sub>4</sub>	55-60
Riduzione della sostanza volatile, %	40-50, fino al 60

#### 1.6.4 ASPETTI GESTIONALI

In termini generali, un impianto di utilizzo di biogas presenta problemi ricorrenti di manutenzione in conseguenza di alcune cause principali (APAT, 2005):

- Corrosività del biogas legata alla formazione di acido solfidrico durante la fermentazione anaerobica. Interessa soprattutto le componenti metalliche le quali dovrebbero essere sostituite, laddove possibile, da materiali non attaccabili dall'idrogeno solforato oppure, molto spesso, si opta per una desolfonazione tramite soda o l'impiego di specifici filtri che consentano di trattenere anche sostanze nocive come i silossani, derivanti dalla digestione della FORSU, che possono portare a danni e incrostazioni (Soreanu et al., 2011).
- Formazione di condensa nelle tubazioni del biogas. Tale fenomeno è spesso gestito con l'utilizzo di chiller o scaricatori di condensa che, tramite l'abbassamento di temperatura, separano la componente acquosa; inoltre anche le tubazioni vengono sempre posizionate in leggera pendenza per permettere all'acqua di fluire e raccogliersi in specifici serbatoi.
- Esposizione al gelo. Tale fenomeno è particolarmente sentito in aree sottoposte ad inverni rigidi dove l'abbassamento di temperatura genera un'instabilità nelle cinetiche microbiche e di conseguenza nella produzione di biogas. Valvole di sicurezza e un'adeguata copertura termica sono sempre richiesti, ma occorre sempre considerare un bilancio tra la produzione di biogas e il calore richiesto dal regime termico utilizzato e dalle perdite legate al digestore, in modo da ottimizzare la gestione del processo.

## 1.6.5 SISTEMI DI PRETRATTAMENTO

Le caratteristiche qualitative della FORSU possono variare in base a diversi fattori come l'area geografica, la stagione, ma soprattutto in base all'efficienza della raccolta differenziata.

In essa, generalmente, si riscontra una frazione di materiale non idoneo al processo di trattamento come plastiche, materiale lignocellulosico e inerti che vanno separati dalla frazione biodegradabile tramite specifici sistemi di pretrattamento. Questi richiedono specifiche installazioni meccaniche per la separazione dei flussi, con costi in fase di investimento tali da rendere economicamente vantaggiose altre opzioni di trattamento (Hartmann et al., 2004). In questo contesto la strategia di raccolta del rifiuto deve essere considerata come parte integrante del processo di trattamento.

In generale ogni sistema di pretrattamento della FORSU ha lo scopo di:

- Allontanare la porzione di materiale non idoneo, con conseguente aumento della quota biodegradabile da inviare alla successiva fase di digestione (Pavan, 2018)
- Ridurre la pezzatura del materiale digeribile al fine di aumentare la superficie specifica colonizzabile dai microrganismi (Muller et al., 1998)
- Omogenizzare e regolare il contenuto di solidi nel feedstock di partenza (Mata-Alvarez et al., 2000).

Tutte le tecnologie di pretrattamento sono caratterizzate da operazioni unitarie comuni che sfruttano diverse proprietà al fine di effettuare la separazione del materiale indesiderato: proprietà dimensionali, proprietà gravimetriche e proprietà magnetiche (Figura 13).

La filiera di selezione dedicata a FORSU consiste nella (Pavan, 2018):

1. Dilacerazione e Riduzione: prevede l'apertura dei contenitori di raccolta dei rifiuti e la prima riduzione di pezzatura del materiale più voluminoso. L'operazione viene solitamente effettuata mediante mulini ad alberi lenti che, tramite lame di grosso spessore, permettono una frantumazione non spinta del rifiuto evitando l'eccessiva omogenizzazione con i materiali indesiderati.
2. Separazione di metalli: condotta con il duplice obiettivo di recuperare materie prime e di proteggere da abrasione e rotture le apparecchiature. I materiali ferrosi vengono separati tramite separatori a nastro o a tamburo provvisti di magneti; mentre i materiali non ferrosi (alluminio, rame, acciaio, ottone) vengono allontanati tramite separatori a corrente indotta.
3. Separatori di inerti e plastiche: sfruttano le diverse proprietà fisiche come la pezzatura, nel caso di separatori dimensionali (vaglia a tamburo rotante, vibrovagli, vagli a dischi), e il peso, nel caso dei separatori gravimetrici (classificatori ad aria, a letto fluido).

4. Omogenizzazione: necessaria al fine di facilitare la sua movimentazione, e renderlo il più possibile compatibile con le successive operazioni biologiche, si ricorre ad una pressatura-spremitura.

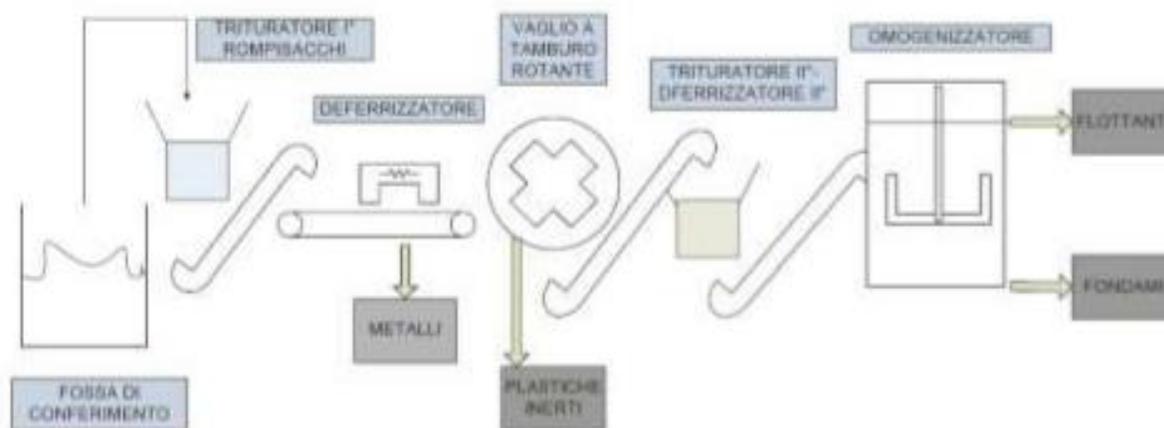


Figura 13 – Schema della linea di selezione

La scelta della tecnologia di pretrattamento dipende dalla tipologia di flusso in entrata e, in ottica di ottimizzazione di processo, deve essere bilanciata sulla quantità di energia recuperata al netto della potenza installata e sulla qualità dell' effluente generato da inviare alla successiva sezione di stabilizzazione biologica. Tra le tecnologie commercialmente più diffuse troviamo: idropolpatori, presse d'estrusione, presse a vite, sistemi di selezione a dischi rotanti e sistemi di selezione ad umido (Pavan, 2018).

### 1.6.5.1 TECNOLOGIA PULPER

E' una tecnologia molto diffusa in quanto consente di trattare matrici con diverso grado di purezza (Figura 14). Spesso preceduta da sistemi rompi sacchi e di rimozione di materiale più grossolano, prevede uno "spappolamento" ad umido della frazione organica all' interno di un contenitore agitato con fanghi di supero (o acqua di processo) e rimozione del materiale indesiderato. L' alta potenza installata consente lo sfibramento del materiale digeribile grazie a forze di taglio idrauliche sino a formare una sospensione con pezzatura inferiore ai 10 mm.

I materiali indesiderati si separano dalla miscela, formando una sospensione della frazione leggera galleggiante che viene allontanata tramite un rastrello ed una frazione più pesante sedimentata che viene poi scaricata. La parte centrale della miscela, invece, è costituita da una sospensione organica omogenea e pompabile, con un tenore di solidi intorno al 10%.

Quest' ultima viene estratta a valle del pulper e, previo passaggio in vaglio conico, viene inviata in una stazione di ciclonatura che permette di eliminare le sabbie ancora presenti, spesso causa di usure o intasamenti nei macchinari.

- Vantaggi: adattabilità del processo alle variazioni del materiale immesso
- Svantaggi: elevati consumi energetici e grossa produzione di scarto che spesso non può essere recuperato, ma deve essere smaltito



*Figura 14 – Idropolpatori per il trattamento della FORSU*

### **1.6.5.2 TECNOLOGIA PRESSO-ESTRUSIONE**

Anch' essa preceduta da un sistema rompi sacchi, è una tecnologia che si basa su una separazione fisica delle diverse frazioni (Figura 15). Sottoponendo il rifiuto ad alta pressione in una camera di estrusione forata si ottiene la fluidificazione delle parti propriamente organiche (residui alimentari, frazioni putrescibili varie) che, spinte dalla differenza di pressione tra interno ed esterno della camera, vengono separate da quelle meccanicamente più resistenti (plastiche, vetro, gomme).

- Vantaggi: produzione di una polpa organica omogenea e porosa ideale per la stabilizzazione anaerobica e consumi molto ridotti
- Svantaggi: richiede flussi in ingresso ad elevato grado di purezza

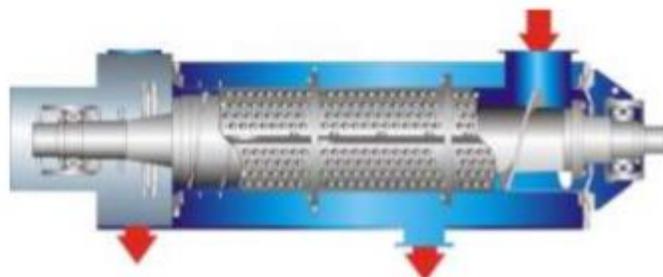


*Figura 15 – Macchina per la presso estrusione*

### **1.6.5.3 TECNOLOGIA SCREW PRESS**

E' una tecnologia che consente la separazione di due flussi: una porzione ad alto contenuto di frazione organica biodegradabile (20-25% TS) e una ad alto contenuto di frazione non biodegradabile (Figura 16). La distribuzione delle due porzioni nei due distinti flussi è legata alla pressione di esercizio applicata all' interno di una camera metallica dotata di un cestello forato con luce di 10 mm.

- Vantaggi: basse potenze specifiche installate
- Svantaggi: richiede flussi in ingresso ad elevato grado di purezza inoltre la frazione non biodegradabile che deve essere smaltita spesso contiene ancora una grossa frazione di materiale biodegradabile



*Figura 16 – Macchina Screw Press*

#### 1.6.5.4 TECNOLOGIA DISC SCREEN

La separazione dei flussi è basata sulla differenza di densità delle diverse matrici presenti. Il macchinario utilizzato è composto da un letto verticale di dischi posti ad una determinata distanza tra di loro in modo tale da permettere la caduta del materiale pesante di piccole dimensioni, mentre il materiale leggero di maggiori dimensioni (essenzialmente materiale organico) raggiunge un contenitore di carico dal quale viene trasferito alla successiva sezione di stabilizzazione biologica (Figura 17).

- Vantaggi: basse potenze specifiche installate
- Svantaggi: richiede flussi in ingresso ad elevato grado di purezza



*Figura 17 – Macchina Disc Screen*

#### 1.6.6 STATO DELL' ARTE IN EUROPA

Negli ultimi 20 anni la digestione anaerobica è stata soggetta ad una grossa ascesa divenendo uno dei principali metodi di trattamento biologico della frazione organica derivata dai rifiuti solidi urbani (Figura 18) (De Baere et al., 2015).

Inizialmente impiegata nel settore della stabilizzazione dei fanghi da depurazione, hanno seguito, negli anni '80, i primi impianti per la trasformazione di liquami zootecnici e poi quelli per il trattamento della frazione organica dei rifiuti urbani raccolta in modo differenziato (Urbini G., 2008). Attualmente, nella maggior parte di questi impianti, la fase anaerobica è seguita da un trattamento aerobico del digestato (De Baere et al., 2006).

Con un totale di 244 impianti e una capacità di quasi 8 milioni di tonnellate annue trattate, costituisce circa il 25% della totalità del trattamento biologico in Europa.

I paesi con la maggiore capacità installata sono la Germania, con circa 2 milioni di tonnellate di capacità annua, e la Spagna con 1,6 milioni di tonnellate. Tuttavia, se ci si basa sul numero di abitanti, paesi come Olanda e Svizzera si prendono il primo posto con una capacità installata annua rispettivamente di 52.400 tonnellate e 49.000 tonnellate per un milione di persone. La più grande differenza tra i due paesi è la dimensione degli impianti legata alle differenti caratteristiche geografiche e demografiche. Se consideriamo che 31.700 tonnellate all'anno sono la capacità media degli impianti in Europa, i Paesi Bassi hanno impianti ad elevate capacità con una media di 54.000 tonnellate all'anno trattate per via dell'elevata densità di popolazione, mentre la Svizzera ha installato molti piccoli impianti con una capacità media di 14.000 tonnellate per via delle complicazioni geografiche legate al trasporto di rifiuti da un'area all'altra. Infine gli impianti più grandi si possono trovare in Francia con dimensioni medie di 56.130 tonnellate all'anno in quanto legati a grandi città e metropoli, mentre i più piccoli si trovano in Svezia con dimensioni medie di 10.000 tonnellate all'anno legati a situazioni locali (De Baere et al., 2015).

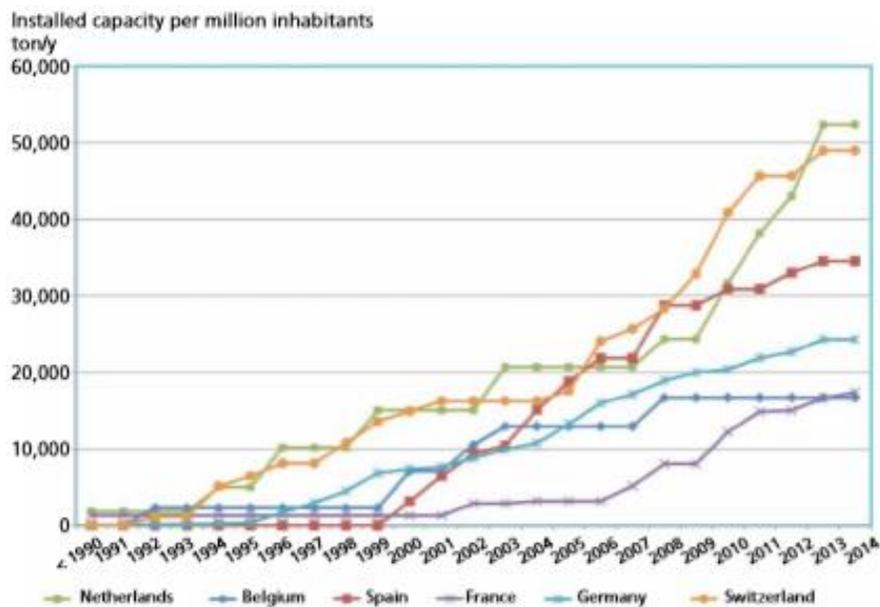


Figura 18 – Aumento della capacità di trattamento anaerobico per milione di abitanti nei diversi paesi nel tempo; (De Baere L., 2015)

Considerando i dati forniti dall' EurObserv' ER nel biennio 2016-2017 a livello europeo sono stati prodotti in totale circa 16,1 Mtoe (milioni di tonnellate equivalenti di petrolio) utilizzabili per il riscaldamento o per la cogenerazione di energia elettrica pari a circa 62,5 Twh, utili a coprire le esigenze di consumo di oltre 14 milioni di famiglie europee.

In questo contesto la Germania continua ad essere il principale produttore con 8 Mtep. L'Italia, un tempo il secondo produttore, è rimasta a 2 Mtep, diventando il terzo produttore, superata nel giro di due anni dall'Inghilterra che ha raggiunto i 2,4 Mtep.

Il quarto posto va ex aequo a Francia e Repubblica Ceca, con 0,6 Mtep ciascuna; mentre nel resto dei paesi europei, la produzione di energia da biogas rimane marginale (EurObserv'ER, 2017).

In linea generale, comunque, nel 2016, il 74,1% (12 Mtoe) del biogas proviene dalla digestione anaerobica di scarti agricoli, deiezioni zootecniche e FORSU; mentre il biogas da discarica e quello derivante dal trattamento dei fanghi di depurazione contribuiscono rispettivamente a un 17,2% (2,8 Mtoe) e a un 8,7% (1,4 Mtoe) del totale (Figura 19) (EurObserv'ER, 2017).

Country	2015				2016*			
	Landfill biogas	Sewage sludge biogas <sup>(1)</sup>	Others biogas from anaerobic fermentation <sup>(2)</sup>	Total	Landfill biogas	Sewage sludge biogas <sup>(1)</sup>	Others biogas from anaerobic fermentation <sup>(2)</sup>	Total
Germany	94.0	451.7	7 306.6	7 852.4	84.6	461.5	7 410.2	7 956.3
United Kingdom	1 450.8	327.8	473.8	2 252.4	1 400.4	345.6	660.9	2 406.9
Italy <sup>(3)</sup>	369.0	53.5	1 448.9	1 871.5	400.1	58.0	1 570.8	2 028.9
Czech Republic	27.1	40.0	546.2	613.4	25.4	41.5	534.0	601.0
France	355.0	31.7	152.3	539.0	350.0	35.0	194.6	579.6
Netherlands	19.5	55.3	252.2	327.0	16.4	57.5	250.5	324.4
Austria	4.4	11.3	284.3	300.1	3.1	11.7	294.0	308.9
Poland	50.8	96.6	81.5	228.8	51.0	100.0	121.8	272.8
Belgium	25.7	24.1	176.9	226.7	26.8	25.2	184.6	236.6
Spain	140.6	70.4	50.6	261.6	124.1	62.1	44.6	230.8
Sweden <sup>(3)</sup>	16.1	59.9	90.7	166.7	15.0	61.0	97.6	173.5
Slovakia	3.4	14.8	130.5	148.6	3.4	14.7	130.0	148.1
Denmark	4.2	21.8	125.6	151.6	3.4	17.7	101.8	122.9
Finland <sup>(3)</sup>	27.9	15.5	59.9	103.2	28.0	15.0	64.5	107.5
Greece	69.9	15.9	5.6	91.4	72.5	16.6	12.6	101.7
Latvia	8.4	2.0	77.4	87.8	7.8	2.6	79.5	89.9
Hungary	13.9	20.3	45.5	79.7	13.9	20.4	46.2	80.5
Portugal	71.2	2.6	8.8	82.6	68.2	3.0	9.2	80.3
Ireland	41.0	8.0	5.6	54.6	40.3	8.5	7.5	56.3
Croatia	5.1	3.4	27.5	36.0	6.0	4.1	32.8	43.0
Slovenia	5.0	2.4	22.2	29.7	3.7	2.2	24.3	30.2
Bulgaria	5.0	14.0	0.0	19.0	9.0	19.0	0.0	28.0
Lithuania	8.5	7.5	16.0	32.0	8.2	7.0	8.2	23.4
Luxembourg	0.0	1.6	16.1	17.7	0.0	2.3	17.6	19.9
Romania	1.0	0.1	17.0	18.1	1.0	0.1	17.0	18.1
Cyprus	0.0	0.0	11.5	11.5	0.0	0.0	11.7	11.7
Estonia	11.6	1.5	0.0	13.1	10.7	0.0	0.0	10.7
Malta	0.1	1.0	0.5	1.6	0.0	1.2	0.5	1.8
<b>EU 28</b>	<b>2 829.1</b>	<b>1 354.8</b>	<b>11 433.8</b>	<b>15 617.8</b>	<b>2 773.0</b>	<b>1 393.5</b>	<b>11 927.1</b>	<b>16 093.6</b>

1) Urban and industrial. 2) Decentralised agricultural plant, municipal solid waste methanisation plant, industrial methanisation plant, centralised co-digestion plant. 3) A biomethane production by thermal processes has been included in the "other biogas (biomethane)" category in Italy, Finland and Sweden. \* Estimate.  
Note: When the information was not yet available, the breakdown between the different types of biogas was estimated by EurObserv'ER for the year 2016 according to the breakdown of the year 2015. Source: EurObserv'ER 2017

Figura 19 – Produzione primaria di biogas in UE nel 2015 e nel 2016\*; (EurObserv'ER, 2017)

Se si considera la sola digestione anaerobica della FORSU in Europa, essa rappresenta il 55% della capacità installata. Il termico mesofilo è sempre stato quello predominante (utilizzato anche per la maggior parte delle applicazioni nel campo delle acque reflue e dei liquami) perché più stabile e richiede minor costi energetici. Il regime termofilo, tuttavia, garantisce tutta una serie di vantaggi, precedentemente citati; per questo continua ad assicurare una quota di mercato pari al 30-40% (De Baere et al., 2015).

Per quanto riguarda la distinzione dei sistemi in base ai tenori di sostanza secca, i sistemi dry garantiscono ancora una capacità pari al 60% e i sistemi monostadio continuano ad essere di gran lunga i preferiti per la semplicità di gestione, rispetto a quelli a bi-stadio, che costituiscono solamente il 7% del totale (De Baere et al., 2015).

Le rese del processo differiscono in base alle specifiche caratteristiche legate all'origine della sostanza organica trattata. Il sistema di raccolta rappresenta, infatti, la prima fase di trattamento che va a definire la composizione e le caratteristiche del materiale. In molti paesi, i rifiuti verdi fanno parte dei rifiuti organici raccolti: in questo caso, la porzione lignocellulosica della frazione organica dei rifiuti solidi urbani è superiore a quella di un sistema di raccolta principalmente implementato per rifiuti domestici e attività commerciali (Cecchi et al., 2003).

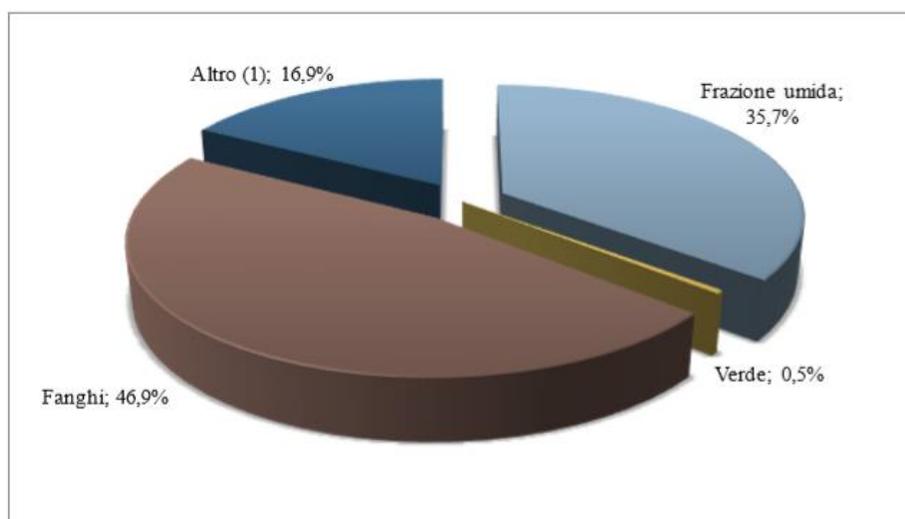
In futuro la conoscenza e monitoraggio della composizione dei rifiuti diventerà sempre più cruciale nella scelta della tecnologia più appropriata, e il processo di digestione anaerobica andrà ad integrare o sostituire i comuni impianti di compostaggio divenendo una scelta prioritaria, anche nei paesi dell'Europa orientale, per il trattamento della FORSU, in misura maggiore rispetto al trattamento di colture dedicate. Considerando le attuali politiche ambientali e i trend produttivi, l'EBA (European Biogas Association) ipotizza che la produzione di biogas, a livello europeo, sia destinata ad aumentare entro il 2030 assicurando il 2,7-3,7% dei consumi elettrici europei e il 10% dell'attuale richiesta di gas naturale (EurObservER, 2017).

### 1.6.7 STATO DELL' ARTE IN ITALIA

Nel 2017 i rifiuti complessivamente trattati, tramite digestione anaerobica, sono stati circa 795 mila tonnellate evidenziando un incremento di oltre 109 mila tonnellate rispetto all' anno 2016, pari al 15,9%. Il numero di unità operative si attesta a 24 (21 nel 2016), di cui 22 localizzate nelle regioni del Nord, e 2 nel Meridione, con una quantità autorizzata complessiva pari ad oltre 1 milione di tonnellate (ISPRA, 2018).

La tipologia dei rifiuti predominante in tale trattamento è rappresentata dai fanghi prodotti negli impianti di depurazione delle acque reflue, con oltre 373 mila tonnellate, pari al 46,9% del totale. La FORSU, al contrario, risulta pari ad oltre 284 mila tonnellate, costituendo il 35,7% del totale avviato a trattamento e mostra, rispetto al 2016, un aumento di oltre 35 mila tonnellate, corrispondente al 14,1% (Figura 20). Questa viene per lo più trattata in codigestione con altri substrati, in particolare con fanghi di depurazione, tramite processi wet, aumentando così il carico organico in ingresso e favorendo l' aumento delle rese in termini di biogas prodotto. Per quanto riguarda il regime termico l' Italia segue la tendenza europea per cui il 60% degli impianti è di tipo mesofilo, mentre il restante 40% segue un regime termofilo (ISPRA, 2018).

Entrando nel particolare, l'analisi dei dati evidenzia come lo sviluppo del settore sia concentrato nelle regioni del Nord dove le quantità trattate, pari ad oltre 260 mila tonnellate (il 90,5% del totale nazionale) mostrano, rispetto all'anno 2016, una progressione di circa 38.500 tonnellate, corrispondente al 17,4%. Rimane invece costante la quota dei rifiuti organici gestiti nelle regioni del Sud, dove i due impianti operativi nel corso del 2017 hanno trattato un quantitativo pari ad oltre 27 mila tonnellate, corrispondente al 9,5% del totale nazionale (ISPRA, 2018).



(1) Rifiuti di carta, cartone, legno, rifiuti dei mercati, rifiuti provenienti da comparti industriali (agroalimentare, tessile, carta, legno), rifiuti da trattamento aerobico e anaerobico dei rifiuti.

Fonte: ISPRA

Figura 20 – Tipologie dei rifiuti trattati in impianti di digestione anaerobica, anno 2017; (ISPRA, 2018)

## 1.5 OBIETTIVI DELLA SPERIMENTAZIONE

Nonostante i sistemi di trattamento dei rifiuti solidi organici più diffusi siano di tipologia wet e dry, essi comportano diversi svantaggi. I sistemi wet richiedono elevati quantitativi d'acqua di diluizione e di conseguenza grandi volumetrie e costi di gestione e di post trattamento del digestato maggiori. I sistemi dry, invece, richiedono sofisticati sistemi per la movimentazione, oltre al fatto che assicurano rese inferiori.

I sistemi semi-dry, collocandosi in una posizione intermedia, in termini di percentuale di solidi, possono assicurare i vantaggi di entrambe le tecnologie e diminuirne gli svantaggi.

Essendo una tecnologia ancora poco applicata rispetto alle precedenti, si presentano due principali difficoltà da affrontare per la gestione di un layout impiantistico come quello adottato:

- 1 La scelta del sistema di pretrattamento, in quanto deve richiedere poca o alcuna acqua in aggiunta al rifiuto;
- 2 La definizione dei parametri di processo (in particolare il carico organico e il tempo di residenza), caratteristici per configurazione reattoristica e la matrice prescelta, e la verifica delle condizioni raggiunte a stabilità in modo da fornire un giudizio sulle potenzialità e la sostenibilità di tale tecnologia.

Da tutte queste considerazioni nasce l' esigenza di un progetto di ricerca finalizzato all' individuazione, mediante prove su scala pilota, delle migliori condizioni da applicare alla digestione anaerobica in Semi-Dry al fine di ottimizzare la stabilizzazione del rifiuto organico e il suo recupero energetico in termini di biogas. La sperimentazione è stata condotta all' interno dell' area sperimentale universitaria ubicata presso il depuratore di Treviso ed è parte di un più ampio progetto di ricerca svolto in partnership con l' azienda Schmack Biogas.

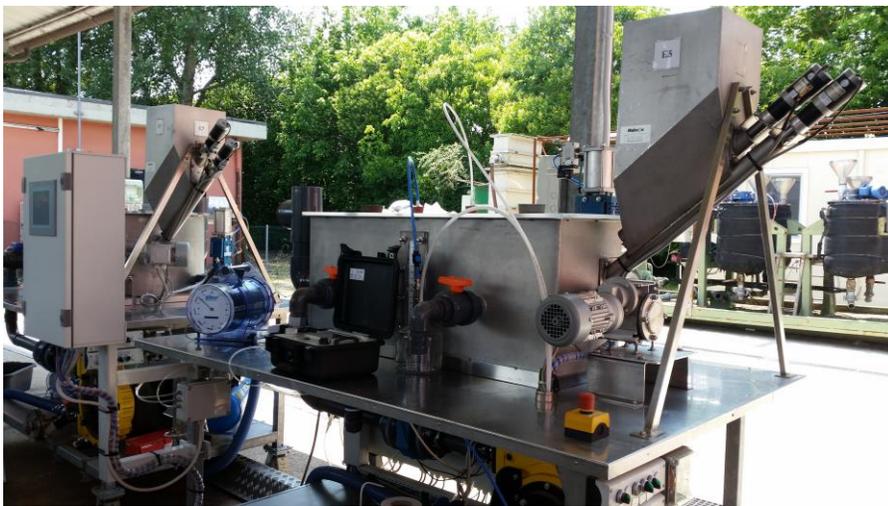
## 2 MATERIALI E METODI

### 2.1 SISTEMA PILOTA UTILIZZATO

Il reattore impiegato nello studio sperimentale si configura come una riproduzione ridotta del fermentatore EUCO ®, brevettato dall'azienda Schmack Biogas, e utilizzato in piena scala principalmente in campo agrozootecnico. Rispetto ai fermentatori tradizionali, tipicamente circolari e a miscelazione continua, ha la forma di un parallelepipedo e lavora con concetto PFR.

Il fermentatore pilota misura 1,2 m di lunghezza per 0,375 m di larghezza, l'altezza è pari a 0,475 m per un volume totale pari a 0,214 m<sup>3</sup>. Il livello che raggiunge il digestato in condizioni di lavoro è pari a 0,355 m, definendo così un volume utile pari a 0,160 m<sup>3</sup> e un volume di testa occupato dal gas pari a 0,54 m<sup>3</sup> (Figura 21).

La parte superiore è costituita da un coperchio di plexiglass fissato al reattore tramite dei ganci a vite che assicurano l'isolamento del volume interno e la possibilità di apertura per manutenzione. A delle aperture previste nel plexiglass di copertura, sono raccordati, mediante appositi tappi in gomma e tubazioni flessibili, i sistemi di convogliamento del gas al sistema di analisi e di gas counting. La qualità del gas è infatti monitorata in continuo attraverso un gas analyzer "ETG MCA 100 Bio-P" che registra ogni 6 ore il valore di CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>S. La quantità di gas è invece misurata attraverso un gas counter "Ritter Drum-type Gas Meters TG 0,5" interfacciato al PLC, che registra giornalmente la quantità di gas prodotta. Il fermentatore è mantenuto ad una pressione di lavoro di 4,5 mbar mediante un battente idraulico.



*Figura 21 – Fermentatore EUCO in scala pilota*

Ad un lato del fermentatore è prevista un' apertura sigillata in plexiglass trasparente per consentire la lettura del livello e di identificare eventuali anomalie associate alla miscelazione o alla formazione di schiume. La miscelazione è garantita da un agitatore ad aspo dotato di pale a ventaglio che rompono la superficie del substrato e sfiorano il fondo, impedendo così la formazione di materiale galleggiante o sedimentazioni, che impedirebbero la fuoriuscita del biogas (Figura 22).



*Figura 22 – Agitatore ad aspo dell' EUCO in scala pilota*

Due rubinetti da 2" posti agli estremi del lato maggiore del fermentatore permettono il prelievo di campioni di digestato; infine un tubo a "troppo pieno" posto sul lato minore funge da sicurezza contro il livello massimo (Figura 23).

Il regime termico applicato è mesofilo, con una temperatura di esercizio pari a 38°C. Tale temperatura è assicurata da un sistema di riscaldamento costituito da un materassino riscaldante basale ed un cavo scaldante posto a serpentina lungo le pareti del fermentatore. Il suo monitoraggio è assicurato da due termocoppie PT100 interfacciate al PLC che provvedono anche all' azionamento dello stesso sistema scaldante. Un pannello in EPS (polietilene espanso sintetizzato) da 2 cm assicura un isolamento esterno.

L' alimentazione del fermentatore avviene in continuo, 7 giorni su 7, 24 ore su 24, attraverso una tramoggia di caricamento (Figura 24). Questa ha una sezione quadrata e un volume di circa 30 litri. Essa è provvista di una coclea di caricamento obliqua, installata sul fondo della tramoggia e posizionata sotto battente rispetto al livello del digestato, in modo da impedire la fuoriuscita di gas dal foro. Un ulteriore miscelatore, inoltre, permette di omogenizzare il materiale prima della sua introduzione.



Figura 23 – Tubo a “troppo pieno”



Figura 24 - Tramoggia di caricamento

Il caricamento del quantitativo di biomassa stabilito avviene sulla base del tempo di azionamento della coclea e in funzione di una retta di taratura precedentemente calcolata, con un  $R^2$  di 0,7451 e riportata in Figura 25. Per mantenere accurata la quantità di biomassa caricata, si è proceduto di volta in volta caricando la tramoggia di una quantità nota di biomassa e scaricando in manuale l' eventuale residuo prima di ogni refill.

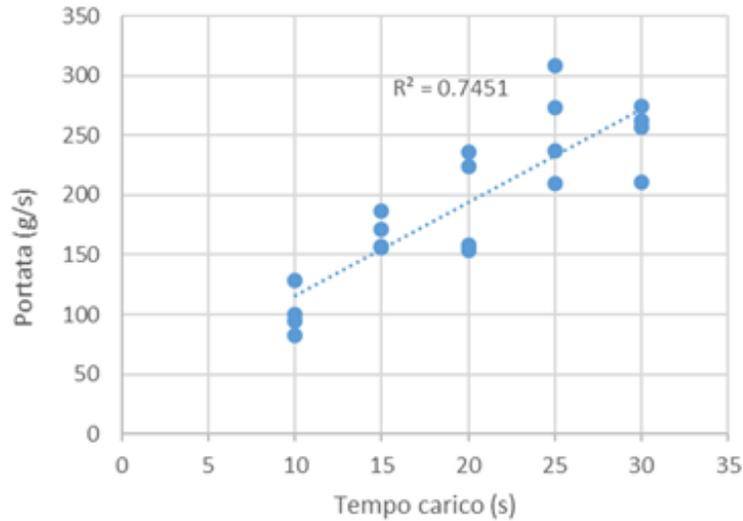


Figura 25 – Retta di taratura della coclea di caricamento

Lo scarico del digestore, a fine del mantenimento costante del livello a 0,160 m<sup>3</sup>, avviene in automatico attraverso una pompa peristaltica, regolata anch' essa secondo il tempo di azionamento e in accordo con la retta di taratura riportata in Figura 26. Un elevato R<sup>2</sup> assicura, in questo caso, un sufficiente grado di accuratezza per quanto riguarda la movimentazione del digestato liquido.

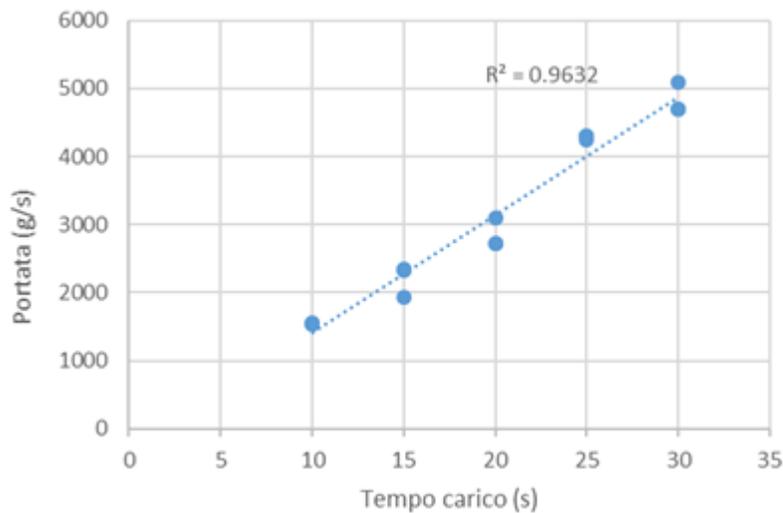


Figura 26 – Retta di taratura della pompa di scarico

L' alimentazione e lo scarico del digestore sono controllati dal PLC mediante la definizione di 10 cicli giornalieri in cui vengono ripartiti omogeneamente il quantitativo di alimentazione e il volume di digestato che si intende scaricare nelle 24 ore al fine di mantenere il livello costante. I dati necessari al controllo dell' impianto sono salvati dal sistema di controllo come media giornaliera e trascritti manualmente.

## 2.2 FERMENTATORE IN PIENA SCALA

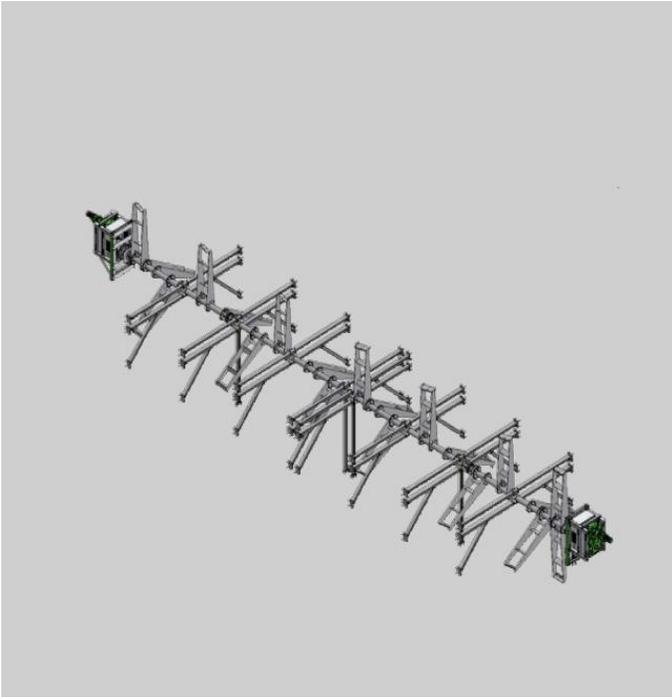
Il fermentatore in scala pilota, utilizzato nella sperimentazione, risulta essere una rappresentazione ridotta di una tipologia di fermentatore brevettata dall'azienda Schmack Biogas e commercializzata con il nome di EUCO®.

Tale reattore è un parallelepipedo di cemento armato, rivestito in lamiera e isolato termicamente, che misura 26 m per 6,5 m, ed ha un'altezza pari a 6,5 m. Il volume totale è pari a 1099 m<sup>3</sup> (Figura 27).



*Figura 27 – Fermentatore EUCO in piena scala*

Le biomasse vengono introdotte in automatico tramite un'apposita coclea obliqua. Il mescolamento è garantito da un agitatore ad aspo formato da due segmenti (per via dell'elevata lunghezza del digestore) in acciaio separati e dotati da pale disposte a ventaglio (Figura 28). Ciascun segmento, come anche la regolazione del livello tramite pompe dedicate e del riscaldamento, è mosso da un motore elettrico posto esternamente al fermentatore e dotato di motoriduttore epicicloidale (Figura 29).



*Figura 28 – Agitatore ad aspo*



*Figura 29 - Motoriduttore dell'agitatore ad aspo dell' EUCO*

## **2.3 PIANIFICAZIONE DELLA FASE SPERIMENTALE**

### **2.3.1 SUBSTRATI E INOCULO**

La FORSU utilizzata deriva da un pretrattamento meccanico ed è caratterizzata da un tenore in termini di TS variabile da un 25 a un 30%. Al fine di ottenere un prodotto più rappresentativo delle caratteristiche medie della FORSU prodotta con i sistemi di pretrattamento oggi più diffusi, è stata diluita fino a un tenore medio in solidi pari a circa 22%, per poi essere stoccata all' interno di un congelatore alla temperatura di -20 °C fino al suo scongelamento e successivo utilizzo.

Il digestore è stato riempito per tre quarti da un fango anaerobico prelevato da un CSTR in piena scala presente nell' impianto di Treviso, e operante in mesofilia (~40°C) in regime di codigestione (fanghi di supero e FORSU), ritenuto un inoculo appropriato per la digestione anaerobica della FORSU (Van Lier et al., 2001). La già presente biomassa attiva, infatti, agevola il processo e permette di ridurre i tempi di biostabilizzazione della materia organica. In Tabella 7 sono riportati i valori medi e le deviazioni standard dei parametri chimico-fisici determinati sull' inoculo.

Tabella 7 – Caratterizzazione chimico-fisica dell' inoculo

PARAMETRO	U.M.	Media	Dev. Std.
TS	%	3,0	0
TVS	%	1,5	0
TVS/TS	%	47	0,11
pH Banco	-	8,06	0,09
pH Portatile	-	8	0,05
COD Iq	gO <sub>2</sub> /L	5,1	0,99
COD secco	gO <sub>2</sub> /kgTS	418,5	2,12
COD tot	gO <sub>2</sub> /kgTQ	17,5	0,99
N-NH <sub>4</sub>	g/L	1,95	0,07
TKN	g/kgTS	25,25	6,01
N tot	g/kgTQ	2,7	0,28
VFA	mgCOD/L	2025	1219
Alk Parziale	mgCaCO <sub>3</sub> /L	7520	492,85
Alk Totale	mgCaCO <sub>3</sub> /L	9774	88,39

La FORSU immessa è stata così mescolata con l' inoculo grazie ad una movimentazione lenta e costante 24/7 per essere adeguatamente digerita dalla biomassa presente, lungo tutta la lunghezza del reattore.

### 2.3.2 CONDIZIONI OPERATIVE

L' alimentazione è stata pesata quotidianamente, a seconda del carico organico applicato, per favorire un caricamento il più preciso possibile da parte della tramoggia. Spesso, però, durante i week-end o nel periodo natalizio, i quantitativi sono stati calcolati per garantire l' alimentazione automatica per più giorni.

Il graduale aumento del carico organico dalla fase di start-up fino a fase di stabilità si è basato su un abbassamento del tempo di residenza (HRT) e quindi su un semplice incremento dei quantitativi in ingresso. Nella prima settimana l' OLR applicato è stato di circa 1,35 kgVS/m<sup>3</sup> d, in seguito l' incremento del carico ha seguito un andamento a step successivi, mantenuti per un certo periodo di tempo al fine di adattare la biomassa alle nuove condizioni di crescita imposte, per poi attestarsi a valori target di OLR di 6,68 kgVS/m<sup>3</sup> d (Figura 30).

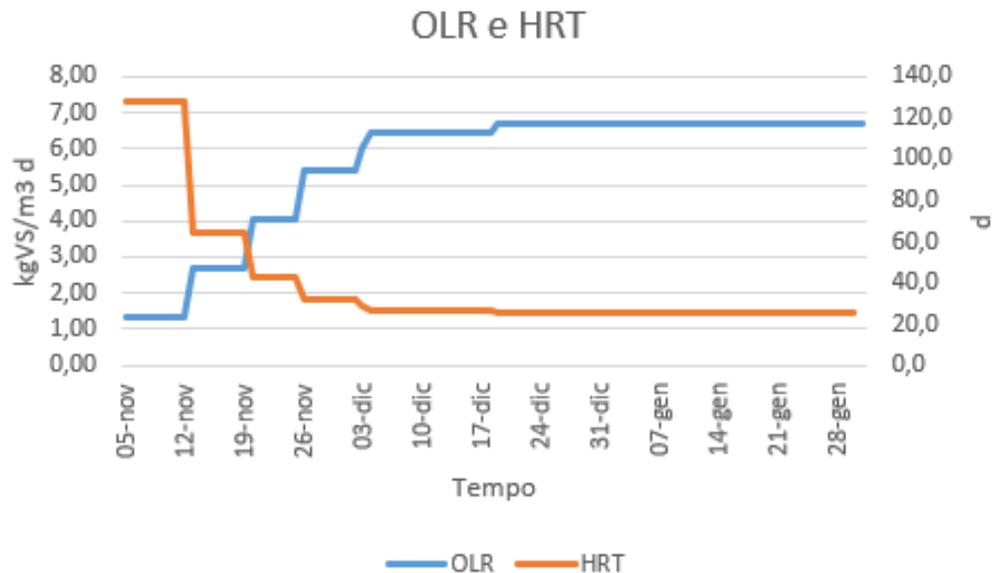


Figura 30 – Andamento del OLR e del HRT dalla fase di start-up fino alla fase di stabilità

I dati riguardo l' alimentazione, la quantità di digestato scartato e la produzione e composizione del biogas sono stati registrati con cadenza giornaliera dal PLC. Le caratteristiche chimico-fisiche delle matrici in gioco (FORSU e digestato), al contrario, sono state determinate regolarmente sui campioni estratti, all' interno del laboratorio adiacente all' area sperimentale.

### 2.3.3 PIANO DI MONITORAGGIO

La caratterizzazione del digestato è stata condotta due volte a settimana definendo parametri quali: TS, TVS, pH, Alcalinità, VFA, sCOD, COD TS, N-NH<sub>4</sub> e TKN.

Per quanto riguarda la FORSU, invece, sono stati monitorati pH, sCOD, COD TS, N-NH<sub>4</sub> e TKN una volta a settimana, mentre i TS e i VS sono stati monitorati tre volte a settimana per tenere sotto controllo la diluizione.

### 2.4 METODI ANALITICI

Il monitoraggio dei reattori è avvenuto tramite analisi di caratterizzazione sulle matrici che, insieme ai parametri operativi, ci hanno permesso di tenere sotto controllo la stabilità del processo. Per l'esecuzione di tutte le analisi sono stati adottati metodi chimico-fisici in accordo con gli Standard Methods (APHA, 2012).

## Analisi di caratterizzazione chimico-fisica

*Solidi Totali (TS)*: si intende il residuo che permane in un crogiolo dopo evaporazione dell'acqua in un campione. Rappresenta la totalità delle sostanze secche espresse come somma della frazione organica volatile ed inerte.

- Procedimento: prendere un crogiolo pulito ed asciutto, scrivere il nome del campione, annotare il peso (T). Porre nel crogiolo una quantità rappresentativa di campione, pesare ed annotare il peso del crogiolo con il campione (P1). Porre in stufa a 105°C per 48 ore fino ad ottenere un peso costante (Figura 31). Annotare il peso del crogiolo con il campione secco (P2).

$$TS = \frac{P2 - T}{P1 - T} 1000$$

I solidi totali vengono quindi espressi in gTS/Kg, ma se vogliamo la percentuale dobbiamo dividere il tutto per un fattore 10.

*Solidi Totali Volatili (TVS)*: rappresentano la frazione organica volatile dei solidi totali e vengono determinati dalla differenza tra TS e il residuo fisso ottenuto dopo l'incenerimento in muffola.

- Procedimento: prendere il crogiolo con il campione secco (P2) della precedente analisi e porlo in muffola a 550°C per 24 ore (Figura 31). Estrarre il crogiolo dalla muffola e pesare il crogiolo con le ceneri (P3).

$$TVS = \frac{(P2 - T) - (P3 - T)}{P1 - T} 1000 = \frac{P2 - P3}{P1 - T} 1000$$

Anche in questo caso i solidi totali volatili possono venir espressi in gTS/Kg o in percentuale rispetto al totale.



*Figura 31 – Stufa e muffola utilizzate per la determinazione dei TS e TVS*

*pH*: è indicatore della stabilità del mezzo. E' stato determinato sia sul surnatante, derivante dalla filtrazione del campione su filtri a fascia nera, tramite un pH-metro da banco, sia sulla matrice tal quale tramite un pH-metro portatile, comunemente impiegato nelle analisi di routine d' impianto.

*Alcalinità (alk)*: è misura delle basi deboli presenti nel sistema espressa in  $\text{mgCaCO}_3/\text{l}$ . E' stata determinata solo sul campione di digestato, precedentemente filtrato su filtri a fascia nera, mediante titolazione con soluzione acida di riferimento (acido cloridrico a 0,1 N). Generalmente viene rilevata l'alcalinità parziale a pH 5,7 e l'alcalinità totale a pH 4.3 al fine di monitorare il loro divario.

*VFA*: rappresenta la concentrazione degli acidi grassi volatili presenti nel sistema, espressa in  $\text{mgCOD/L}$ . I principali acidi grassi sono: acetico, propionico, iso-butyrico, butyrico, iso-pentanoico, pentanoico, iso-caproico, caproico, eptanoico. Sono stati determinati solo sul campione di digestato, precedentemente filtrato su filtri a fascia nera e poi su filtri a 0,20 micron. 1 ml di filtrato così ottenuto e 1 microlitro di acido etilbutyrico (standard interno) vanno a formare una soluzione utile per l' analisi quantitativa tramite gascromatografo Agilent 6890N (Figura 32). La concentrazione dei diversi composti, così determinata, è stata moltiplicata per il fattore di diluizione applicato.



Figura 32 - Gascromatografo Agilent 6890N utilizzato per la determinazione dei VFA

*COD solubile (sCOD)*: rappresenta la quantità di ossigeno necessaria per la completa ossidazione, per via chimica, dei composti organici e inorganici presenti nel surnatante del campione, precedentemente centrifugato e filtrato prima su filtri a fascia nera e poi su filtri a 0,20 micron.

- Procedimento: all' interno di una cuvetta, a 2.5 ml di campione vengono aggiunti 1.5 ml di soluzione ossidante (composta da bicromato,  $H_2SO_4$  concentrato al 96% e  $HgSO_4$ ) e 3.5 ml di soluzione catalizzante (composta da  $AgSO_4$  e da  $H_2SO_4$  concentrato al 96%). Dopo omogenizzazione, direttamente nella cuvetta, il campione viene fatto digerire in fornello VELP a  $150^\circ C$  per 2 ore (Figura 33). In parallelo viene eseguito il controllo del bianco con acqua distillata.

Finita la digestione, le cuvette, a incominciare dal bianco, vengono inserite all' interno dello spettrofotometro Spekol 1500. Sulla base dell' assorbanza, alla lunghezza d' onda di 600 nm, viene dedotta la concentrazione in termini di COD. Per ciascun campione vengono eseguite almeno tre misure, ruotando leggermente la provetta, per escludere interferenze del vetro.

$$COD\left(\frac{gO_2}{l}\right) = COD_{misurato} * diluizione$$

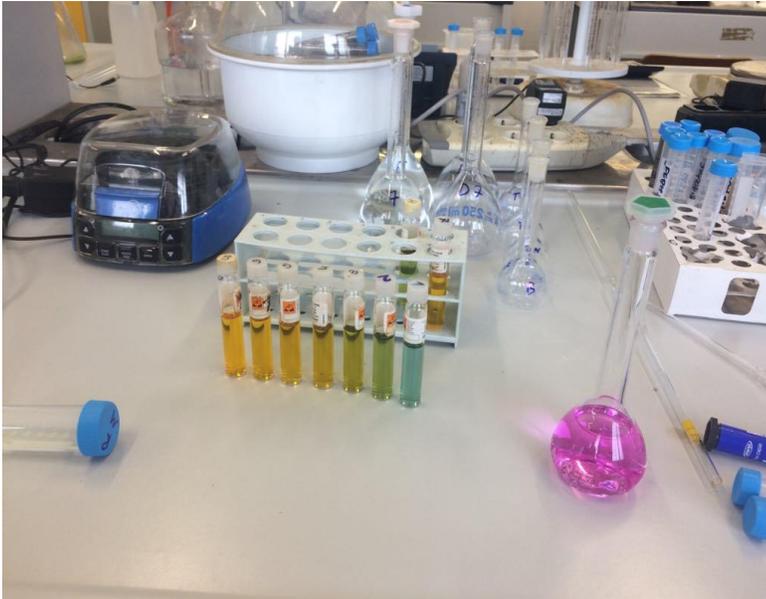


Figura 33 – Fornetto VELP e cuvette utilizzate per la determinazione del sCOD

COD: rappresenta la quantità di ossigeno necessaria per la completa ossidazione, per via chimica, dei composti organici e inorganici presenti nel campione secco rimasto in stufa a 105°C per 48 ore.

- Procedimento: in una bottiglia in vetro vengono inseriti 0,02 g di campione secco e una spatola di  $\text{AgSO}_4$  e di  $\text{HgSO}_4$ , per eliminare l'interferenza dovuta alle altre sostanze ossidabili presenti del sistema (come ferro ridotto, urea, cloruri). Vengono aggiunti 15 ml di  $\text{H}_2\text{SO}_4$  concentrato (96%) e 15 ml di bicromato a 0,25 N.

In parallelo viene prodotto un bianco con acqua distillata e un titolo, senza l'aggiunta di sali, per valutare la normalità del FAS (ferro ammonio solfato utile alla retrotitolazione del bicromato in eccesso, rimasto dopo la digestione) che, essendo fotolabile, si degrada nel tempo.

I campioni e il bianco vengono posti nel forno microonde Milestone e viene fatta partire la digestione (56 min). Finito il ciclo di digestione vengono aggiunte 2-3 gocce di ferriina (Figura 34).

Il titolo, il bianco e i campioni vengono titolati con il FAS, alla medesima concentrazione della soluzione di bicromato utilizzato, per la preparazione dei campioni, i cui volume utilizzato deve essere trascritto.

$$COD \left( \frac{gO_2}{kg} \right) = \frac{(B-C) * \left( \frac{V * N}{T} \right) * 8}{peso\ campione}$$

dove:

N: normalità del bicromato usato

V: volume di bicromato usato (ml)

B: volume di FAS usato fino al viraggio del BIANCO (ml)

C: volume di FAS usato fino al viraggio del campione (ml)

T: volume di FAS usato fino al viraggio del TITOLO (ml)

8: fattore che considera il peso milliequivalente dell'ossigeno

Il COD totale presente nel campione considerato ( $gO_2/kgTQ$ ), e di conseguenza il suo grado di biodegradabilità, viene definito dalla somma tra il prodotto del COD ( $gO_2/kgTS$ ) per TS e del sCOD ( $gO_2/l$ ) per  $(1-TS)$ .



Figura 34 – Forno microonde Milestone e bottiglie utilizzate per la determinazione del COD sui campioni secchi

*Ammoniaca (N-NH<sub>4</sub>):* deriva dalla degradazione della materia organica (proteine e aminoacidi) e ci permette di definire la capacità tampone del sistema o eventualmente, se in eccesso, la possibilità d' inibizione. L' analisi è stata condotta su campioni di surnatante derivante da centrifugazione e filtrazione su filtri a fascia nera.

- Procedimento: i campioni vengono posti all' interno di provettoni VELP per poi essere inseriti nel distillatore. Il ciclo, di 5 minuti e 30 secondi di durata, viene regolato a 30 ml di NaOH. Il distillato raccolto in un matraccio, precedentemente riempito di 50 ml di acido borico, viene prelevato e fatto reagire con 1 ml di Reattivo di Nessler per 10 min. Viene fatto lo stesso per il bianco. Questo e i campioni vengono inseriti in cuvette utilizzabili nell' analisi dell' assorbanza, a lunghezza d' onda di 420 nm, tramite spettrofotometro Spekol 1500 (Figura 35).

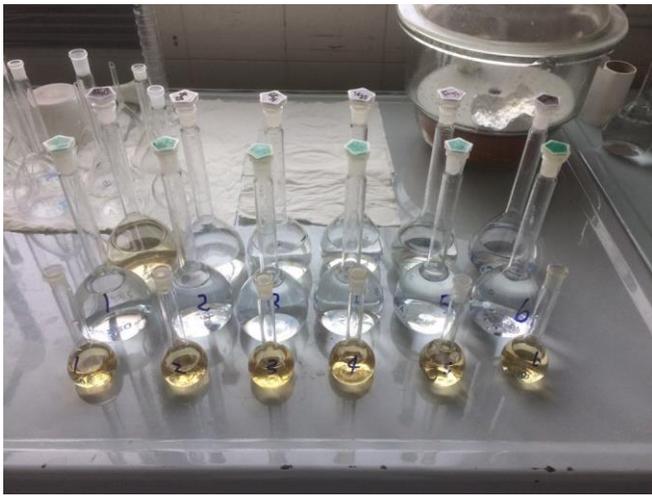
$$gN - NH_4 = \text{assorb retta di calibrazione} * \text{assorb campione} * \text{diluiz}$$

*Azoto totale Kjeldahl (TKN):* rappresenta la somma dell'azoto organico e di quello ammoniacale. E' stato determinato sui campioni secchi rimasti in stufa a 105°C per 48 ore.

- Procedimento: in una bottiglia di vetro vengono inseriti 0,15 g di campione secco, un cucchiaino di perossi-disolfato e 20 ml di H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> concentrato (96%). Vengono poi posti all' interno del forno microonde Milestone e viene fatta partire la digestione (1h e 58min). A temperatura viene aggiunta una quantità tale di H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> al fine di ottenere campioni incolori. Finito il ciclo di digestione i campioni vengono filtrati su filtri a fascia nera per poi venire distillati. Il ciclo di, di 5 minuti e 30 secondi di durata, viene regolato a 75 ml di NaOH. Il distillato raccolto e il bianco seguono poi la metodica per la determinazione dell' ammoniaca.

$$gN - NH_4 = \frac{(\text{assorb retta di calibrazione} * \text{assorb campione} * \text{diluiz})}{\text{pesata}}$$

L' azoto totale presente nel campione considerato (g/kgTQ), viene definito dalla somma tra il prodotto del TKN (g/kgTS) per TS e del N-NH<sub>4</sub> (g/l) per (1-TS).



*Figura 35 - Spettrofotometro Spekol 1500 e matracci utilizzati per la determinazione del  $N-NH_4$  e TKN*

### **Analisi di caratterizzazione granulometrica**

Solamente la FORSU è stata anche analizzata dal punto di vista della distribuzione granulometrica tramite un setacciatore meccanico (Figura 36). Questo strumento, mediante vibrazione e basculamento, seleziona i granuli, di una certa quantità nota di materiale, all' interno di setacci a maglia decrescente (mm: 3,15 – 2,8 – 2 – 1 – 0,5 – 0,25 – 0,125 – 0,063); l' aliquota di materiale presente per ogni comparto viene poi pesata e stimata in termini di TS e TVS.



*Figura 36 – Setacciatore meccanico utilizzato per la determinazione granulometrica della FORSU*

### 3 DISCUSSIONE E RISULTATI

#### 3.1 CARATTERIZZAZIONE DELLA FORSU

##### 3.1.1 CARATTERIZZAZIONE CHIMICO-FISICA

La caratterizzazione chimico-fisica della FORSU, condotta durante la sperimentazione, è riportata in Tabella 8.

Tabella 8 – Caratterizzazione chimico-fisica della FORSU diluita

PARAMETRO	U.M.	Media	Dev. Std.	Min	Max
TS	%	21,5	0,01	18,5	23,30
TVS	%	17,2	0,01	14,7	19,50
TVS/TS	%	80	0,03	71,6	86,30
pH Banco	-	5,25	0,35	4,74	5,72
pH Portatile	-	5,3	0,40	4,85	5,84
COD Iq	gO <sub>2</sub> /L	70,7	8,00	61,8	89,40
COD secco	gO <sub>2</sub> /kgTS	685,69	135,87	368,1	911,02
COD tot	gO <sub>2</sub> /kgTQ	203,5	25,00	150,5	244,60
N-NH <sub>4</sub>	g/L	0,6	0,10	0,5	0,80
TKN	g/kgTS	23,86	4,30	14	28,36
N tot	g/kgTQ	4,7	0,90	2,9	6,50

Il rapporto medio C/N di 40 risulta essere poco superiore a quello ottimale di 30 per i processi di digestione anaerobica (Hassan et al., 2017). Un adeguato rapporto tra i nutrienti risulta essere, infatti, un fattore cruciale nella produzione di biogas e nel mantenimento di un ambiente di crescita stabile (Zhang et al., 2014). Ciò potrebbe provocare ad un lieve accumulo di acidi grassi nel sistema, soprattutto in fase di aumento del carico organico.

##### 3.1.2 CARATTERIZZAZIONE GRANULOMETRICA

La caratterizzazione in termini di TS e TVS della FORSU tal quale è riportata in Tabella 9.

Tabella 9 – Caratterizzazione in termini di TS e TVS della FORSU tal quale

PARAMETRI	U.M.	Media	Dev. Std.	Min	Max
TS	%	27,2	0,028	23,1	31,9
TVS	%	21,5	0,027	18,7	27,1
TVS/TS	%	78,9	0,057	68,4	88,3

La caratterizzazione granulometrica è stata eseguita su 11 campioni, prelevati in diverse stagioni. Da tale analisi si è notato che la gran parte dei solidi totali si concentra nel primo setaccio di maglia di 3,15 mm, con una percentuale media del 42,3% rispetto al totale; tale valore è associabile ad un'elevata presenza di inerti, a testimonianza di un'origine tipicamente industriale della biomassa utilizzata. L'82% dei TVS, tuttavia, è identificabile in una frazione fine minore di 0,063 mm (Tabella 10). Quest'ultimo valore definisce un'abbondanza di particelle organiche piccole che, per via del maggior rapporto S/V, aumentano il grado di biodegradabilità della matrice. D'altra parte l'eccessiva riduzione delle particelle può accelerare i passaggi di idrolisi e acidogenesi, portando ad un accumulo degli acidi grassi volatili (VFA) ed una conseguente acidificazione ed instabilità del sistema (Mshandete et al., 2006).

Tabella 10 – Caratterizzazione granulometrica della FORSU

SETACCI (mm)	U.M.	Media TS	Dev. Std. TS	Media TVS	Dev. Std. TVS
3,15	%	42,3	0,074	11,5	0,054
2,8	%	2,5	0,01	0,6	0,003
2	%	2,8	0,005	1,1	0,004
1	%	6	0,014	2,2	0,01
0,5	%	4	0,007	1,1	0,005
0,25	%	2,7	0,007	0,7	0,004
0,125	%	1,7	0,004	0,4	0,002
0,063	%	2,7	0,021	0,5	0,003
<0,063	%	36	0,076	82	0,0072

### 3.2 START UP BIOLOGICO DEL PROCESSO

Per Start-up si intende il primo periodo di avvio del processo di digestione anaerobica ed è considerata la fase più critica del processo (Griffin et al., 1998). Viene solitamente impiegato un carico organico volumetrico basso e un tempo di residenza elevato al fine di adattare la biomassa alla tipologia e alla quantità di alimentazione utilizzata. Il digestore in questo modo è caratterizzato da una buona flessibilità di esercizio; per contro le rese di processo sono ridotte (APAT, 2005).

Il carico organico è stato incrementato da 1,35 kgVS/m<sup>3</sup> d a 6,46 kgVS/m<sup>3</sup> d in un periodo che va da inizio Novembre fino a metà Dicembre, come già accennato nel paragrafo 2.3.2.

All'aumentare dell'OLR è evidente come anche il contenuto in termini di TS e TVS nel digestato aumentasse. Tale aumento di concentrazione è costante e descrivibile secondo una funzione lineare come in Figura 37. Il rapporto relativo a TVS/TS si attesta intorno ad un valore medio stabile di circa 65%, anche nella successiva fase di stabilità.

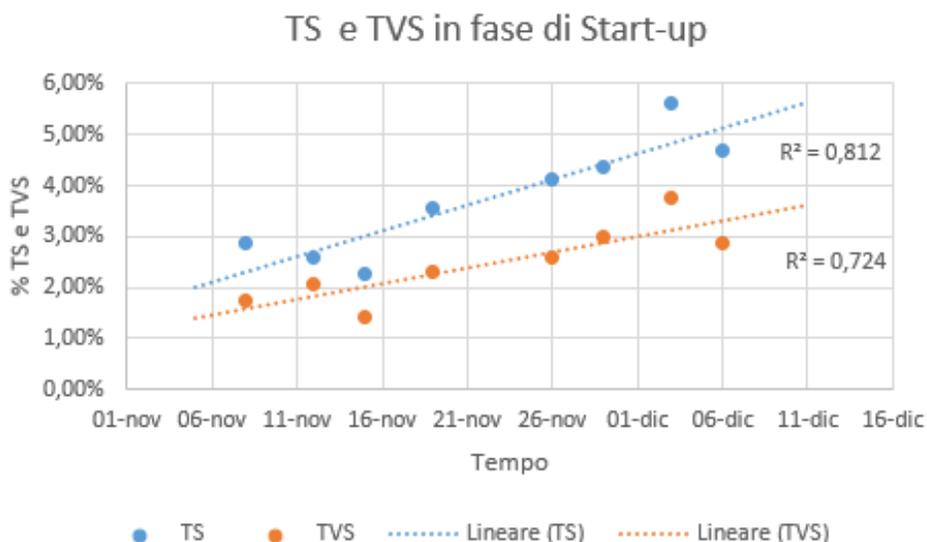


Figura 37 – Andamento dei TS e TVS in fase di Start-up

L' iniziale carico imposto è stato aumentato di quattro volte durante il primo mese di sperimentazione causando evidenti acidificazioni del sistema, a testimonianza di un accumulo di VFA associato ad un incremento delle attività di idrolisi/acidogenesi rispetto a quella metanigena.

In Figura 38 si può notare un aumento progressivo del loro quantitativo all' interno del sistema, determinando due picchi di concentrazione a fine della seconda settimana (19 Nov) e a fine della quarta (30 Nov) rispettivamente di 1450 mgCOD/l e di 2270 mgCOD/l. Il contributo maggiore alla totalità dei VFA è rappresentato in primis dall' acido acetico, seguito dall' acido propionico. Quest' ultimo, raggiungendo concentrazioni massime di circa 0,6 gCOD/l, non risulta mai inibente al processo in quanto sempre inferiore al limite di tossicità di 3 g/l definito da Gourdon et al. (1987).

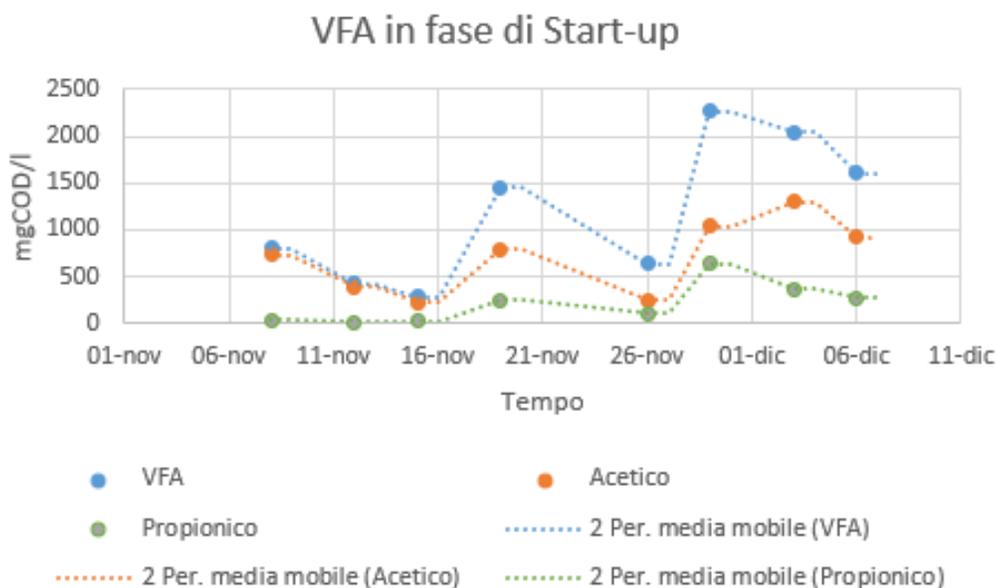


Figura 38 – Andamento dei VFA, e dei loro maggior contributi (Acido Acetico e Propionico), in fase di Start-up



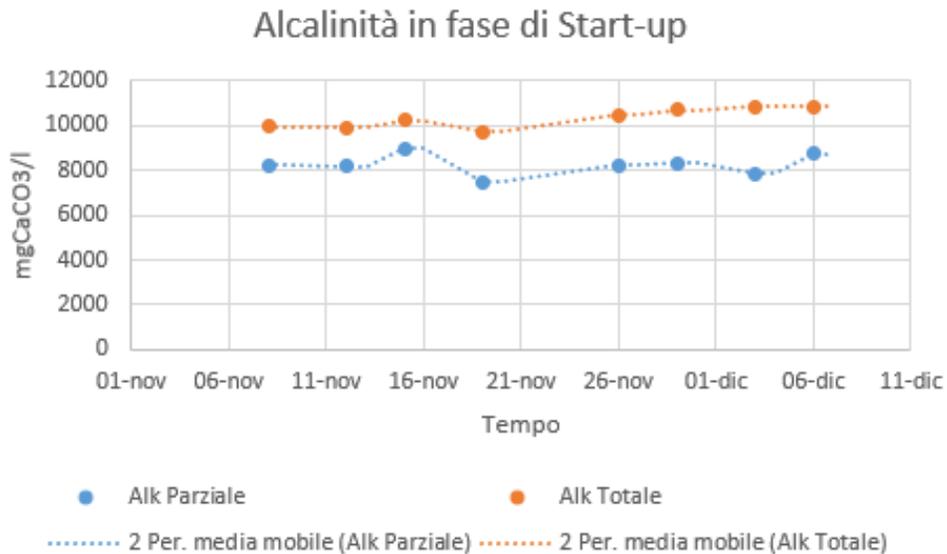


Figura 40 – Andamento dell’ Alcalinità Parziale e Totale in fase di Start-up

Un indicatore spesso utilizzato per definire il grado di stabilità è il rapporto tra VFA ed Alcalinità Parziale, in quanto questi due parametri mostrano notevoli variazioni quando il sistema si allontana dalle condizioni ottimali di lavoro (Cecchi et al., 2015). Il processo viene generalmente considerato stabile se tale rapporto risulta essere minore di 0,3 mgCOD/mgCaCO<sub>3</sub>, ossia in tutto questo primo periodo; tuttavia è evidente una certa discontinuità nel tempo ricollegabile all’ aumento dell’ OLR (Figura 41).

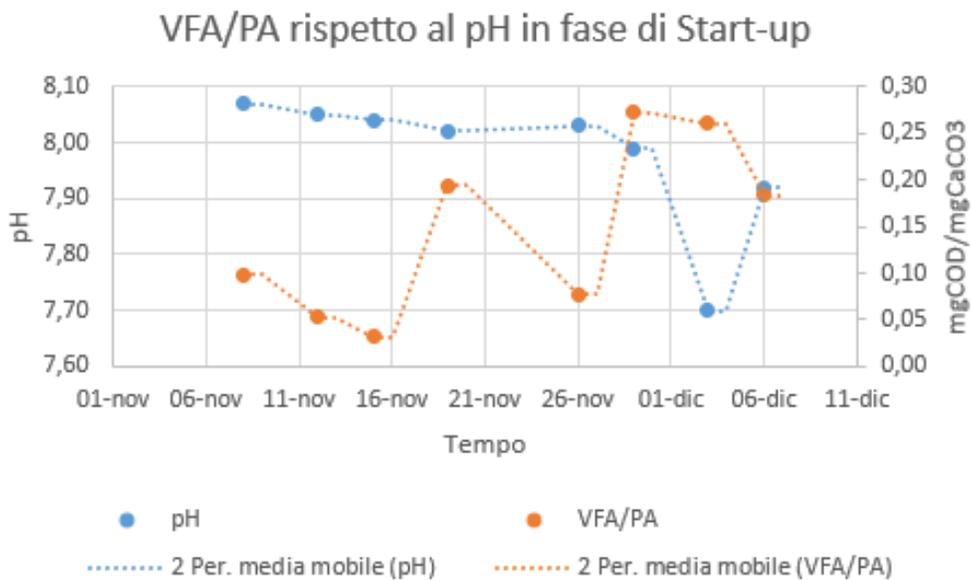


Figura 41 – Confronto tra VFA/PA e pH in fase di Start-up

L' Ammoniaca è un parametro che, stando alla base del sistema tampone, va considerato al pari dell' Alcalinità. In questo primo periodo risulta pressochè costante, attestandosi a valori sempre inferiori ai 3 g/l e quindi non risultando mai inibente al processo (Velsen et al., 1979). Lo stesso si può dire per il TKN che in Figura 42 mostra una certa costanza nel tempo; al contrario il profilo temporale del N tot evidenzia un incremento da 3 g/kg TQ a 4 g/kg TQ a testimonianza di un aumento del contenuto di solidi nel digestato.

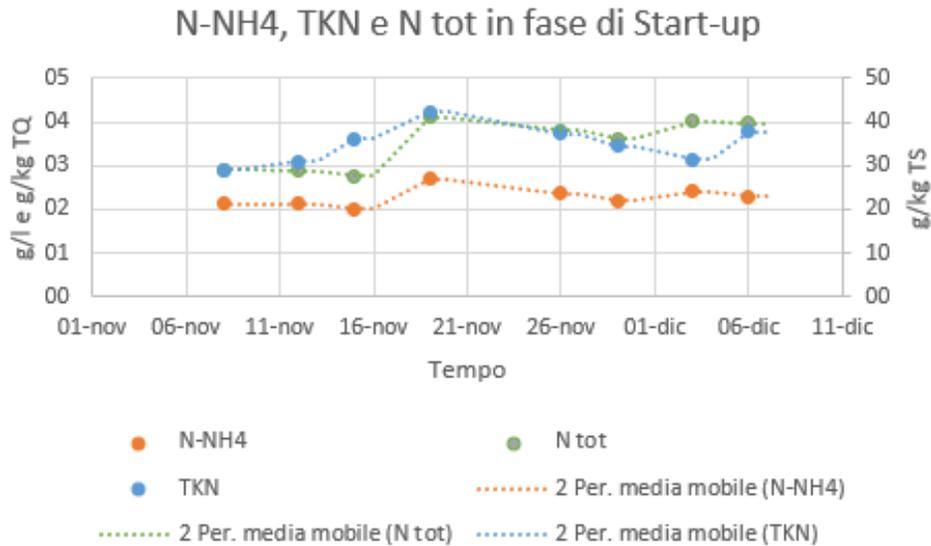


Figura 42 – Andamento del N-NH<sub>4</sub>, TKN e N tot in fase di Start-up

Le stesse considerazioni possono essere fatte per il COD; infatti in Figura 43 è bene evidente una costanza delle componenti calcolate sulla frazione secca e liquida del digestato, al contrario il COD tot mostra un incremento associato a quello dei TS nel sistema.

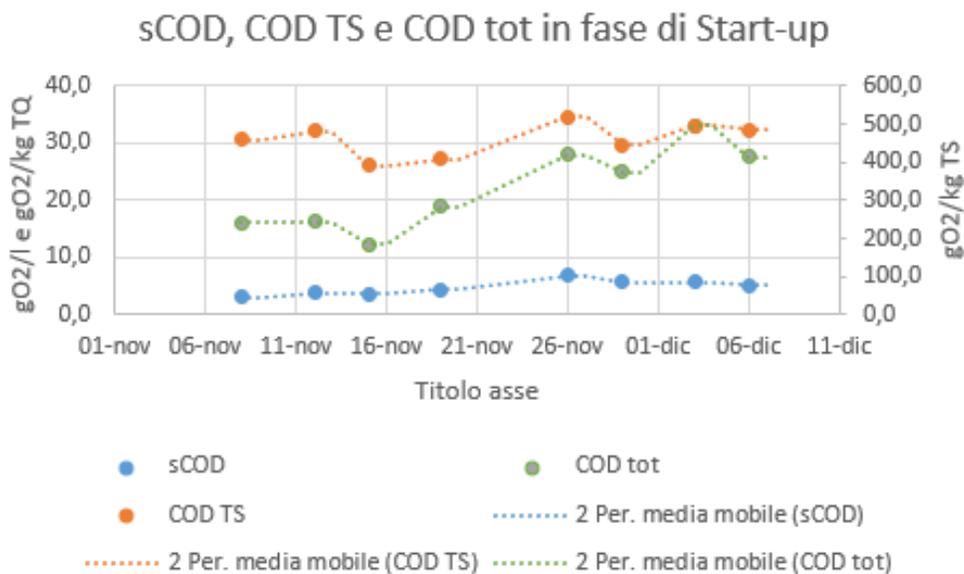


Figura 43 – Andamento del sCOD, COD TS e COD tot in fase di Start-up

### 3.3 FASE DI STABILITA'

L'obbiettivo fondamentale in qualsiasi strategia di controllo di processo è il mantenimento di condizioni operative stabili ed ottimali (APAT, 2005). Nel caso specifico della digestione anaerobica questo concetto è strettamente correlato al bilanciamento della catena trofica, nella quale la metanogenesi risulta la più fase più sensibile alle variazioni ambientali del mezzo di reazione.

L'inizio della fase di stabilità è collocabile a circa metà sperimentazione, dove il carico organico di  $6 \text{ kgVS/m}^3 \text{ d}$ , con il quale la biomassa è stata abituata da inizio Dicembre, sta per essere portato al massimale di  $6,20 \text{ kgVS/m}^3 \text{ d}$ .

In Figura 44 è riportato l'andamento dei TS e TVS in fase di stabilità. Si nota un aumento del loro delta nel tempo riferibile ad un accumulo di inerti all'interno del digestore, riscontrati poi all'interno dei campioni analizzati.

La mancanza di ulteriori dati, tuttavia, non ha permesso di descrivere il periodo di successiva costanza e/o riduzione del loro contenuto nel sistema associata ad una più spinta stabilizzazione della biomassa.

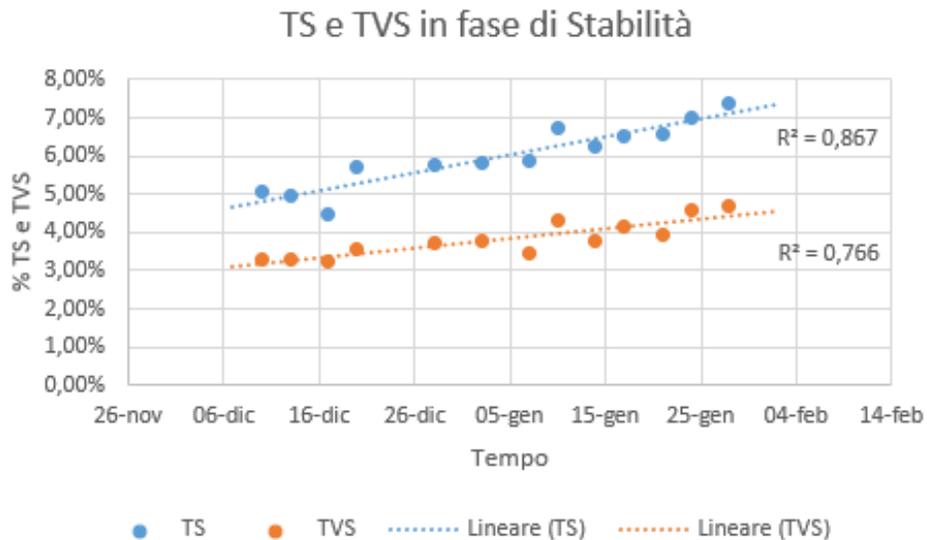
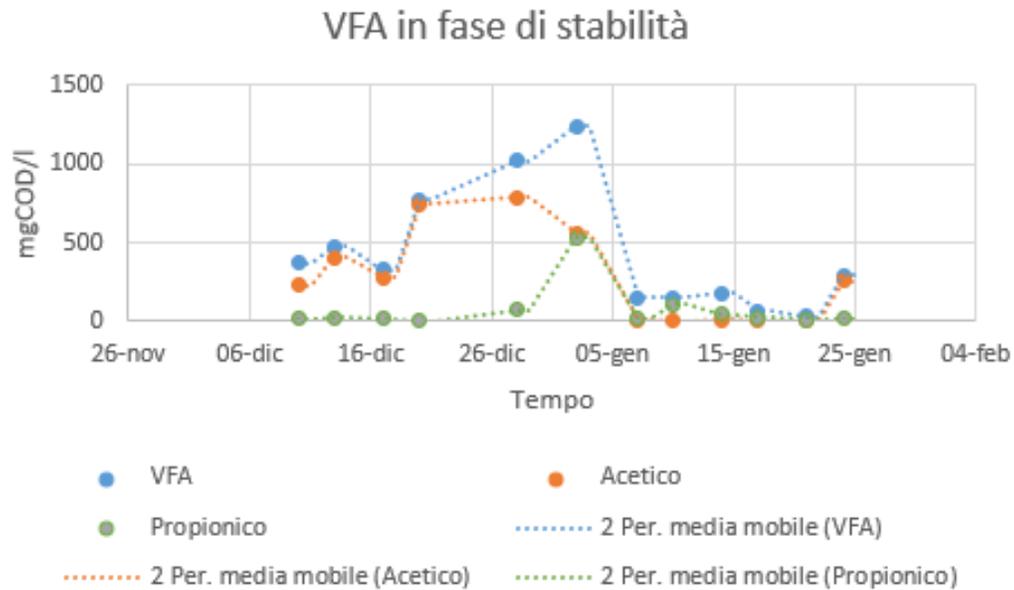


Figura 44 – Andamento TS e TVS in fase di Stabilità

In Figura 45 è riportato il profilo temporale del contenuto di VFA nel sistema in fase di stabilità. La concentrazione tende a stabilizzarsi a valori bassi nelle ultime tre settimane di sperimentazione a testimonianza di un loro maggior utilizzo da parte della componente metanigena. Se consideriamo la prima parte del grafico, tuttavia, si nota un picco interpretabile in due modi: o associato ad un sovraccarico della tramoggia ed una sua conseguente minor efficienza nel caricamento della FORSU durante le vacanze natalizie, o al raggiungimento del carico limite sopportato dal fermentatore che, nonostante sia stato aumentato solo di 0,20 kg/d rispetto a inizio Dicembre, ha comportato una situazione di squilibrio.



*Figura 45 – Andamento dei VFA, e dei loro maggior contributi (Acido Acetico e Propionico), in fase di Stabilità*

Ad una minor presenza della componente acida nel sistema è associato un valore medio di pH di circa 8,20 (pH-metro da Banco) calcolato in fase di stabilità, decisamente maggiore rispetto a quello medio di 7,90 definito in fase di Start-up (Figura 46).

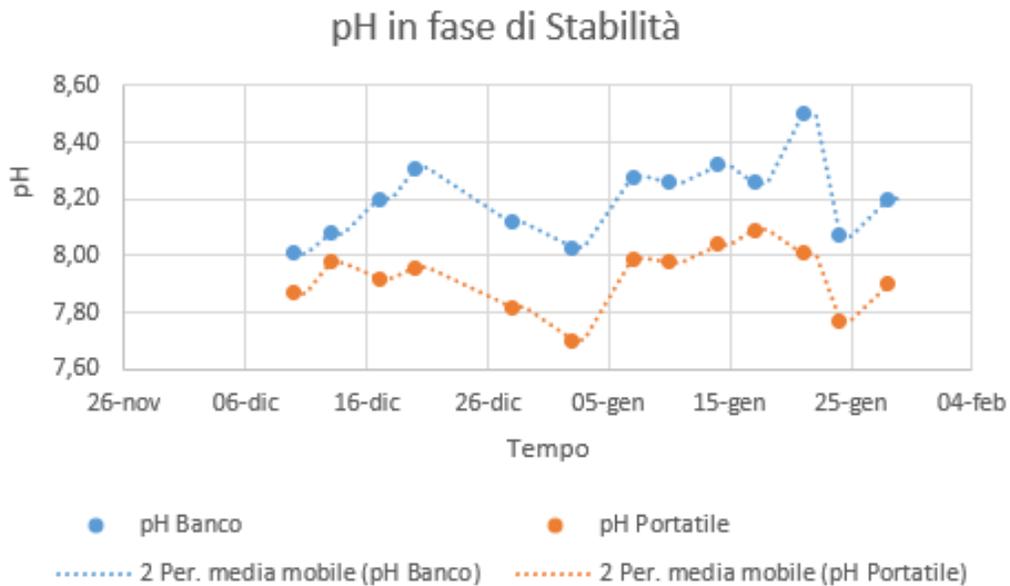


Figura 46 - Andamento del pH in fase di Stabilità. Confronto tra pH-metro da Banco e pH-metro Portatile

La stabilizzazione della biomassa e la maggior disponibilità di composti proteici, associati all' elevata biodegradabilità della FORSU e ai maggiori carichi in ingresso, hanno permesso un aumento dell' Alcalinità in termini assoluti e, di conseguenza, un efficientamento del sistema tampone ad essa associato. In Figura 47 è ben visibile come i valori registrati aumentino nella prima parte del grafico per poi stabilizzarsi intorno alla seconda metà del mese di Gennaio in corrispondenza del minimo di VFA.

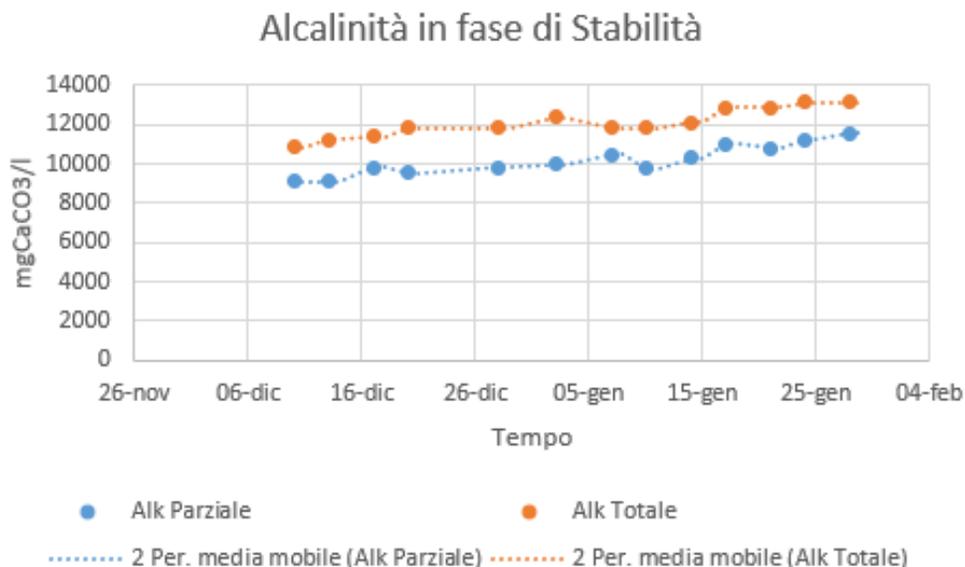


Figura 47 - Andamento dell' Alcalinità Parziale e Totale in fase di Stabilità

Se andiamo a considerare l' indicatore di stabilità dato dal rapporto tra VFA ed Alcalinità Parziale notiamo essere molto più costante nel tempo rispetto a quello calcolato in fase di Start-up; inoltre questo va ad attestarsi a valori decisamente bassi (inferiori a 0,02 mgCOD/mgCaCO<sub>3</sub>) nella seconda metà del grafico di Figura 48, in corrispondenza di un aumento del pH.

E' ancora visibile una parziale acidificazione durante le vacanze natalizie, tuttavia l' efficienza di tamponamento del sistema è evidente.

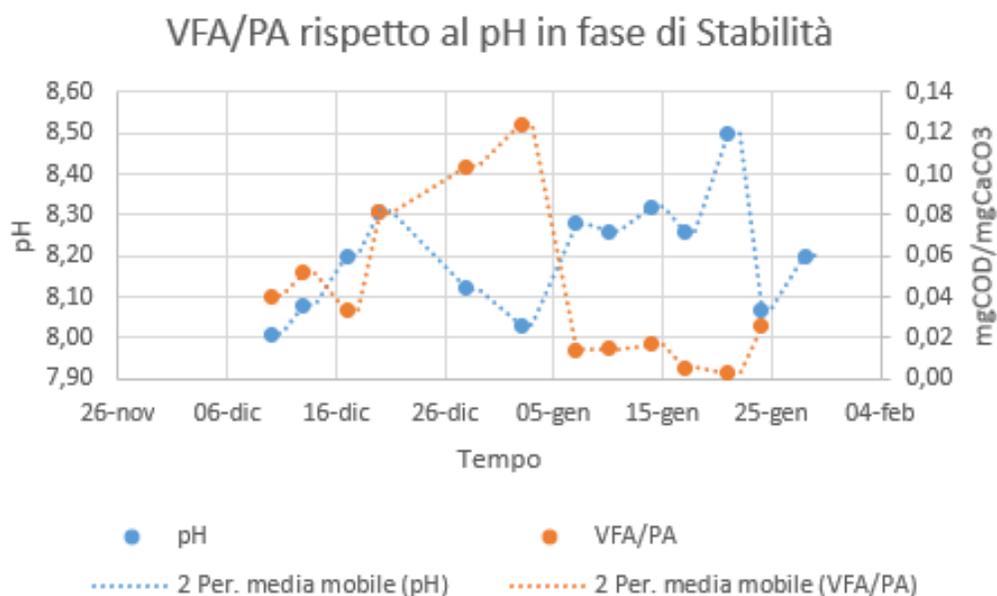


Figura 48 - Confronto tra VFA/PA e pH in fase di Stabilità

I valori registrati di Ammoniaca e TKN mostrano la medesima costanza nel tempo descritta in fase di start-up (Figura 49). Al contrario l' N tot mostra un ulteriore aumento rispetto alla fase precedente, collocandosi ad un valore medio di circa 5 g/kg TQ, mantenuto poi stabile per tutto il mese di Gennaio.

### N-NH<sub>4</sub>, TKN e N tot in fase di Stabilità

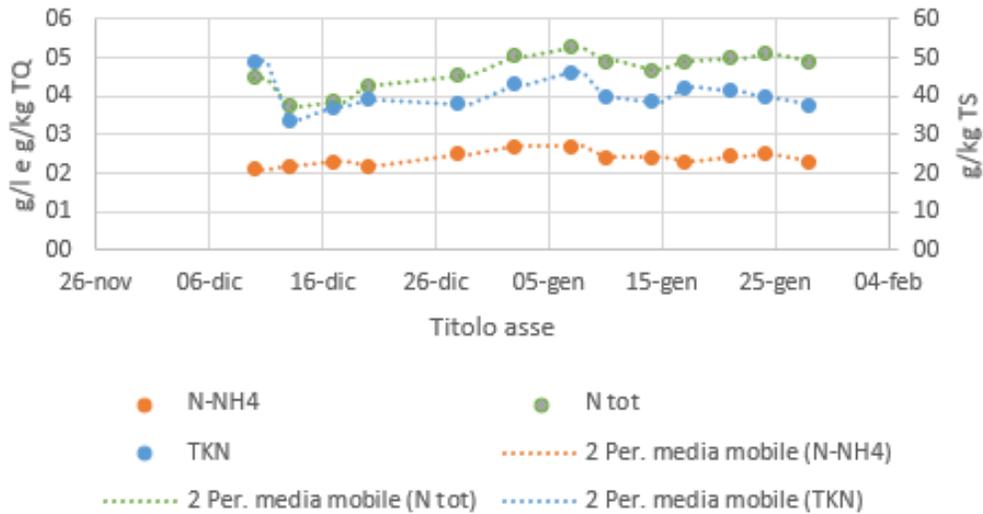


Figura 49 - Andamento del N-NH<sub>4</sub>, TKN e N tot in fase di Stabilità

Simili considerazioni possono essere fatte per il COD tot, come si evince dal grafico in Figura 50; tuttavia in questo caso i profili delle due componenti mostrano una certa discontinuità nel tempo: i valori di concentrazione associati alla frazione secca tendono a diminuire a favore dei valori calcolati sulla frazione liquida. L' aumento del sCOD è considerato un indicatore essenziale per valutare l' efficienza di idrolisi del sistema (Yingqun et al., 2018); ciò significa un maggior adattamento di questa fase alle condizioni imposte.

### sCOD, COD TS e COD tot in fase di stabilità

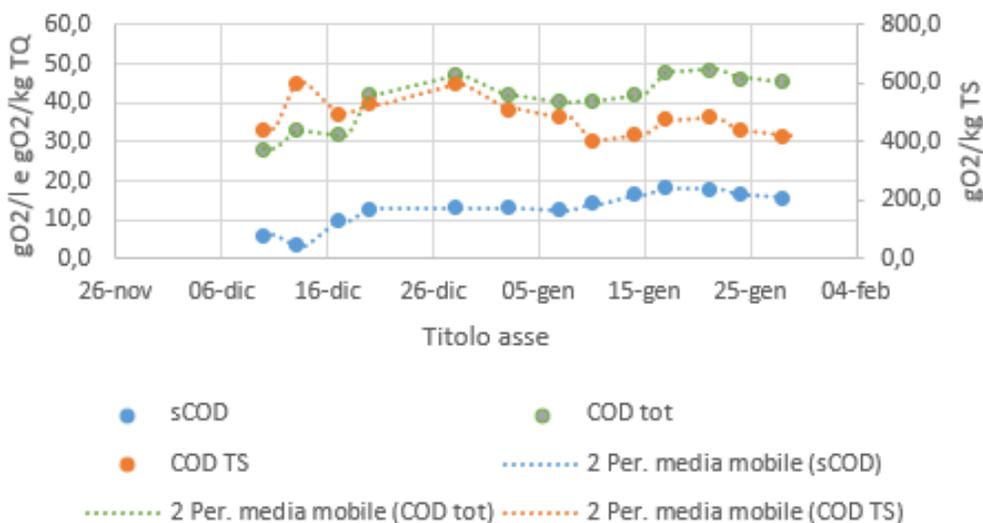


Figura 50 - Andamento del sCOD, COD TS e COD tot in fase di Stabilità

### 3.4 RESE DI PROCESSO

L'andamento della produzione di Biogas rispetto al volume del reattore è riportato in Figura 51. Si può notare come la fase di Start-up sia soggetta ad una discreta variabilità di produzione per via del continuo aumento del carico organico in ingresso. La fase di stabilità, tuttavia, mostra una maggior costanza nel tempo registrando valori sempre compresi tra 4 e 4,8 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> d; valori che rientrano negli intervalli tipici descritti dall' ANPA (2002).

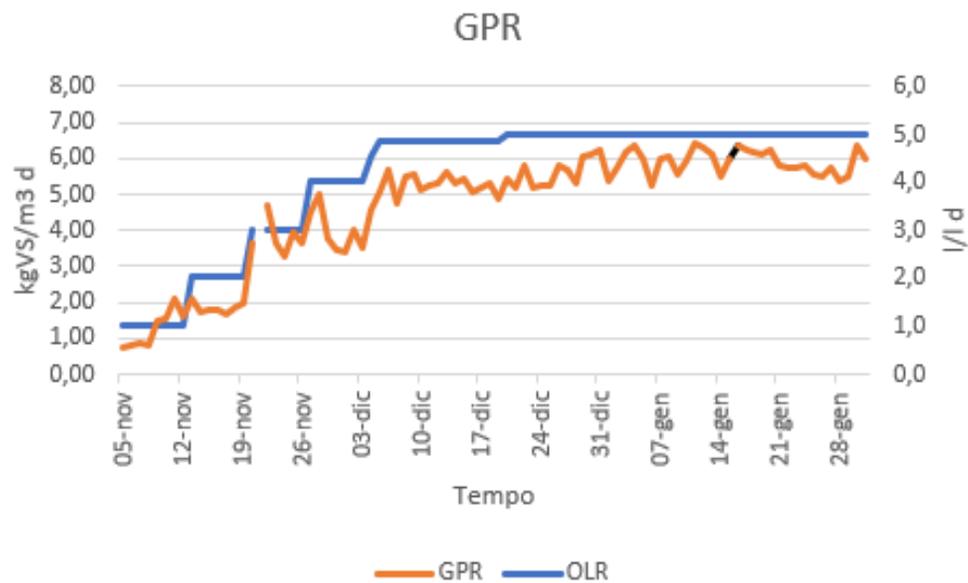


Figura 51 – Portata di Biogas prodotto, rispetto al volume del reattore e al tempo, messa a confronto con il carico organico

Allo stesso modo la produzione specifica di biogas, rispetto alla quantità di sostanza volatile alimentata, può essere descritta in maniera precisa solamente in fase di stabilità. Il valore medio calcolato in questo periodo corrisponde a 0,67 m<sup>3</sup>/kgVS (Figura 52), decisamente elevato se si considera l'origine tipicamente industriale della matrice utilizzata in relazione agli studi condotti da Pavan et al. (2000) su substrati ad altissima biodegradabilità come i rifiuti mercatali. Studi condotti da Cecchi et al. (1993) sulla FORSU, tuttavia, hanno dimostrato come tale parametro aumenti notevolmente passando da condizioni mesofile a termofile.

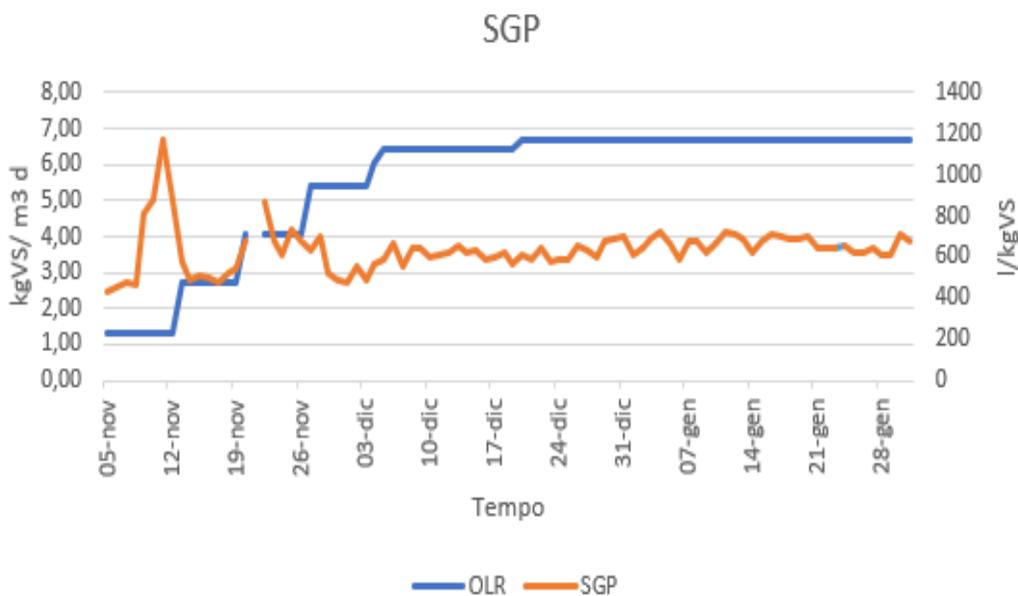


Figura 52 – Produzione specifica di biogas, rispetto alla quantità di sostanza volatile alimentata, messa a confronto con il carico organico volumetrico nel Tempo

Anche la composizione del biogas risulta essere un indicatore della stabilità di processo.

In Figura 53 si puo' notare come in fase di start-up la percentuale di CO<sub>2</sub> tenda ad aumentare a discapito di quella riferita al CH<sub>4</sub>; tutto ciò evidenzia condizioni di inibizione legate a squilibri nella catena trofica, che portano al prevalere della fase fermentativa rispetto a quella metanigena.

Nel mese di Gennaio, invece, la composizione del biogas risulta pressochè costante attestandosi a valori medi di CH<sub>4</sub> pari al 60% e valori di CO<sub>2</sub> pari al 40%, tipici di un processo anaerobico in condizioni stabili (APAT, 2005).

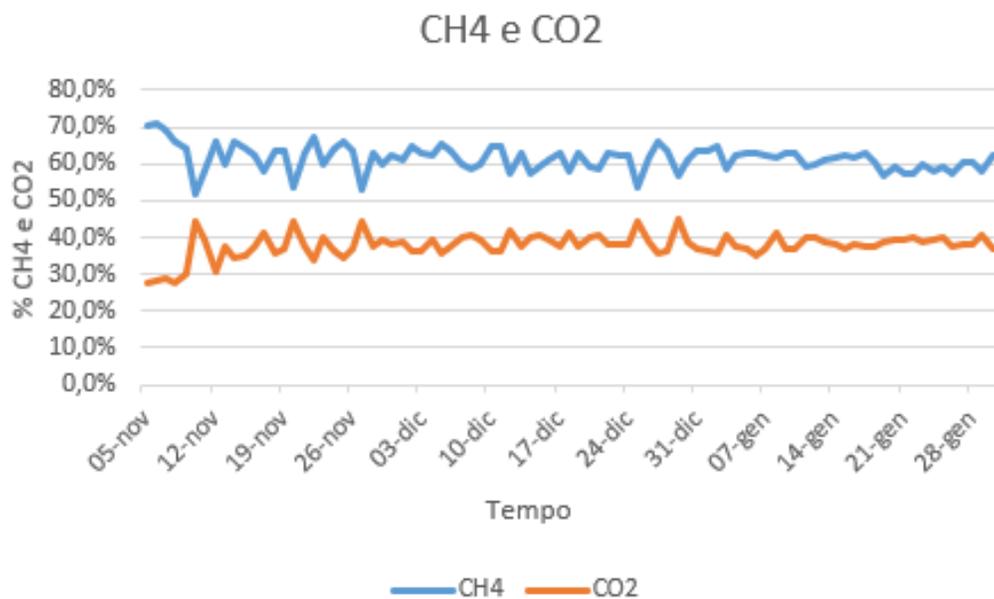


Figura 53 – Composizione del Biogas, in termini di CH<sub>4</sub> e CO<sub>2</sub>, nel Tempo

In Tabella 11 sono riportati i valori medi e le deviazioni standard delle rese di processo in termini di Biogas prodotto e ci composizione percentuale di CH<sub>4</sub> e CO<sub>2</sub>.

Tabella 11 – Rese di Processo in termini di Biogas

PARAMETRO	U.M.	Media	Dev. Std.
GPR	m3/m3 d	4,4	0,24
SGP	m3/kgVS	0,67	0,04
CH4	%	60	2
CO2	%	39	1

### 3.5 BILANCI DI MASSA

Se il controllo di processo è la base per il corretto funzionamento del digestore, il bilancio di massa fornisce lo strumento per verificare la reale efficacia del processo condotto e stabilire l'evoluzione delle diverse frazioni liquide e solide che costituiscono il substrato nel corso della digestione (APAT, 2005).

I bilanci di massa vengono redatti considerando le quantità reali, dei diversi parametri considerati, in ingresso e uscita dal digestore.

In questo studio, allo scopo di ottenere un'analisi il più precisa possibile, è stata fatta una media dei soli valori registrati nelle ultime tre settimane della sperimentazione (a partire dal 7 Gennaio), in quanto risultati più costanti rispetto a quelli calcolati nel periodo tra fine Dicembre e inizio Gennaio.

In Tabella 12 sono riportati i valori medi e le deviazioni standard dei parametri chimico-fisici registrati a partire dal 7 Gennaio.

Tabella 12 – Caratterizzazione chimico-fisica del digestato a partire dal 7 Gennaio

PARAMETRO	U.M.	Media	Dev. Std.	Min	Max
TS	%	6,62	0,005	5,88	7,38
TVS	%	4,13	0,004	3,43	4,69
TVS/TS	%	62	2,5	58,3	65,4
pH Banco	-	8,27	0,13	8,07	8,5
pH Portatile	-	7,97	0,11	7,77	8,09
COD Iq	gO <sub>2</sub> /L	15,9	1,98	12,6	18,1
COD TS	gO <sub>2</sub> /kg TS	447,9	32,9	406,2	485,1
COD tot	gO <sub>2</sub> /kg TQ	44	3,44	40	49
N-NH <sub>4</sub>	g/L	2,4	0,1	2,3	2,7
TKN	g/kg TS	40,8	2,88	37,6	46,3
N tot	g/kg TQ	5	0,19	4,7	5,3
VFA	mgCOD/L	143	91,76	30	290
Alk Parziale	mgCaCO <sub>3</sub> /L	10742	609,33	9785	11588
Alk Totale	mgCaCO <sub>3</sub> /L	12544	589,44	11845	13133

Il livello del digestore è stato mantenuto stabile per tutto l'arco della sperimentazione a 0,160 m<sup>3</sup> grazie ad uno scarico medio registrato pari a 5,7 l/d e al prelievo, due volte a settimana, di 0,5 litri per ogni campione. Il delta tra i quantitativi caricati e quelli scaricati non ha comportato un aumento del livello medio per via dell'elevato contenuto in solidi della matrice utilizzata e dell'elevato grado di conversione in biogas associato al processo.

Considerando una composizione media di Biogas pari a 60% CH<sub>4</sub> e 40% CO<sub>2</sub> possiamo definire un suo peso molecolare medio pari a 27,2 g/mol; in questo modo, trasformando i m<sup>3</sup>/d di Biogas prodotto in mol/d, tramite l' equazione di stato dei gas perfetti ( $pV=nRT$ ), riusciamo a definire i kgVS/d convertiti in biogas. Quest' ultimi insieme al quantitativo alimentato e a quello scartato ci permettono di calcolare i bilanci in gioco.

Allo stesso modo possiamo descrivere i TS conoscendo il rapporto medio VS/TS.

Nei bilanci, riportati in Tabella 13, è evidente l' elevato grado di rimozione, specialmente dei VS, tramite conversione in biogas; mentre l' errore percentuale ci suggerisce ciò che è stato accennato in precedenza per cui il processo non ha ancora raggiunto del tutto una fase di completa stabilizzazione.

*Tabella 13 – Bilanci di massa dei TS e dei TVS*

PARAMETRO	U.M.	IN	OUT	BIOGAS	ERR. %	RIMOZ. %
TS	kg/d	1,33	0,38	0,76	19,8%	56,8%
TVS	kg/d	1,07	0,24	0,76	7,4%	71,0%

Per quanto riguarda i bilanci riferiti al COD riusciamo a determinarli conoscendo il rapporto stechiometrico COD/VS pari a 1,42 (Tabella 14). In questo caso i bilanci si chiudono per via di una già evidente stabilizzazione dei valori nell' ultimo periodo.

*Tabella 14 – Bilanci di massa del COD*

PARAMETRO	U.M.	IN	OUT	BIOGAS	ERR. %	RIMOZ. %
COD	kg/d	1,30	0,25	1,03	1,9%	79,3%

Allo stesso modo i valori associati all' azoto hanno mostrato una certa costanza nell' ultima parte della sperimentazione; tuttavia l' errore percentuale del 3,8% risulta più elevato rispetto a quello del COD, ciò è da ricollegarsi soprattutto ad errori nella definizione dei quantitativi scaricati (Tabella 15).

*Tabella 15 – Bilanci di massa del N*

PARAMETRO	U.M.	IN	OUT	ERR. %
N	kg/d	29,44	28,31	3,8%

### 3.6 CONCLUSIONI

Se si considerano i valori di TS e VS non è possibile definire uno stato di stabilità raggiunta in quanto alla fine del periodo monitorato tali parametri hanno mostrato ancora un trend positivo. Il COD e l' N tot, al contrario, sono risultati costanti nell' ultima parte della sperimentazione, definendo un minimo errore percentuale nella chiusura dei loro bilanci di massa.

L' ammoniaca è risultata costante non comportato alcuna inibizione in quanto sempre inferiore a 3 g/l.

La composizione del biogas ha mostrato percentuali tipiche di un processo stabile: con il 60% di CH<sub>4</sub> e il 40% di CO<sub>2</sub>. La velocità media di produzione del biogas – GPR pari 4,4 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> d rientra negli intervalli caratteristici definiti in letteratura; mentre la produzione media specifica di biogas – SGP pari a 0,67 m<sup>3</sup>/kgVS è risultata elevata e in linea con la sperimentazione, considerando che il fermentatore è stato gestito in monofase senza ricircolo, in condizioni mesofile e con una matrice di origine tipicamente industriale. Tali considerazioni suggeriscono l' elevate potenzialità della tecnologia semi - dry nel trattamento e nel recupero energetico della FORSU; confrontabili con le più diffuse tecnologie wet e dry.

Importante sarà poi approfondire la caratterizzazione del digestato in uscita, una volta raggiunta una più solida stabilità, per individuarne la migliore soluzione di destinazione.

Concludendo il processo risulta sostenibile; tuttavia i primi tre mesi di sperimentazione non sono in grado di delineare con precisione le capacità e gli eventuali svantaggi associati a tale tecnologia, per questo bisogna aspettare il termine del progetto di durata triennale.



## BIBLIOGRAFIA

- A. Cerda, A. A. (2018). Compostaggio di rifiuti alimentari: stato e sfide. *Bioresour. Technol.*, 248, 57-67.
- Agostino Di Ciaula, P. G. (2015). *Il trattamento della frazione organica dei rifiuti organici (FORSU)*. ISDE - international society of doctors for environmental.
- ANPA. (2002). *Manuali e linee guida - il trattamento anaerobico dei rifiuti, aspetti progettuali e gestionali*.
- APAT. (2005). *Manuali e linee guida - Digestione anaerobica della frazione organica dei rifiuti solidi, Aspetti fondamentali, progettuali, gestionali, di impianto ambientale ed integrazione con la depurazione delle acque reflue*.
- APHA, A. W. (2012). *APHA Standard Methods for Examination of Water and Wastewater*, 22, 2540 G.
- Apples L., B. J. (2008). Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. *Progress in Energy and Combustion Science*, 34, 775-781.
- B.G. Hermann, L. D. (2011). To compost or not to compost: carbon and energy footprint of biodegradable materials' waste treatment. *Polym Degrad Stab*, 96, 1159-1171.
- Barth, J. A. (2012). *Framework Conditions for Biowaste Management in EU Member States: Development of legal framework on bio-waste management and establishment of Quality Assurance System for Compost and National Organization of Quality Assurance for the Compost*.
- Bouallagui H., T. Y. (2005). Bioreactor performance in anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes. *Process Biochemistry*, 40 Issues 3-4, 989-995.
- Brummeler, E. (2000). Full scale experience with the BIOCEL process. *Water Sci. Technol.*, 41, 299-304.
- Brunetti A., L. F. (1988). Methanogenic potential of substrate in anaerobic digestion of sewage sludge. *Env. Tech. Letters*, 9, 753-762.
- Cecchi F., B. P. (2005). Digestione anaerobica della frazione organica dei rifiuti solidi. Aspetti fondamentali progettuali, gestionali, di impatto ambientale ed integrazione con la depurazione delle acque. *APAT - Manuali e linee guida 13*.
- Cecchi F., B. P. (2015). Digestione anaerobica della frazione organica dei rifiuti solidi. *Manuali linee Guida 13*.
- Cecchi F., P. P.-A. (1991). Anaerobic digestion of municipal solid waste. Thermophilic versus mesophilic performance at high solid. *Waste Manag. & Res.*, 9, 305-315.
- Cecchi F., P. P.-A. (1993). Digesting the organic fraction of Municipal Solid Waste: moving from mesophilic to thermophilic conditions. *Waste management and research*, 11, 403-414.
- Cecchi F., T. P. (2003). Characteristics of the OFMSW and behaviour of the anaerobic digestion process. *J. Mata-Alvarez (Ed.), Biomethanization of the Organic Fraction of Municipal Solid Waste, IWA Publishing, Padstow*, 141-179.
- Chen Y., C. J. (2008). Inhibition of anaerobic digestion process: a review. *Bioresource Technology*, 99, 4044-4064.
- Commissione Europea. (2010). Tratto da Assessment of the management of bio-waste. Working document: Accompanying the Communication from the Commission on future steps in bio-waste management in the European Union.
- Commissione Europea JRC-IPTS. (2012). Tratto da Technical report for End-of-waste criteria on Biodegradable waste subject to biological treatment. Third Working Document. August 2012.
- D.P. Komilis, R. H. (2004). Emissions of volatile organic compounds during composting of municipal solid waste.

- De Baere L., M. B. (2015). Anaerobic Digestion of the Organic Fraction of Municipal Solid Waste in Europe-Status, Experience and Prospects. 517-526.
- DEFRA. (2011). *Applying the Waste Hierarchy: evidence summary*.
- E. Smet, H. V.-L.-B. (1998). The emission of volatile compounds during the aerobic and the combine anaerobic/aerobic composting of biowaste. *Atmos. Environ.*, 33, 1295-1303.
- EBA. (2018). *Annual Report*.
- Ek, A. H. (2011). Slaughterhouse waste co-digestion - experiences from 15 years of full-scale operation. In Proceedings of World Renewable Energy Congress.
- EurObservER. (2017). *Biogas Barometer*.
- F., G. (2008). Caracterizaciòn cinètica de la degradaciòn anaeròbia termòfila seca de la FORSU. Efecto de diferentes pretratamientos sobre la biodegradabilidad del residuo.
- G. Soreanu, M. B.-J. (2011). Approaches concerning siloxane removal from biogas-a review. *Can. Biosyst. Eng.*, 53, 1-18.
- G., G. (1993). Processi biologici industriali. *Clut editore, Torino*, 223.
- Garcìa-Bernet D., B. P.-P. (2011). Water distribution in biowastes and digestates of dry anaerobic digestion technology. *Chem. Eng. J.*, 172, 924-928.
- Gomez, C. D. (2013). Biogas as an energy option: an overview. *The Biogas Handbook*.
- Gourdon R., V. P. (1987). Effects of propionic acid concentration on anaerobic digestion of pig manure. *Biomass*, 13, 1-12.
- Griffin M.E., M. K. (1998). Methanogenic population dynamics during start-up of anaerobic digesters treating municipal solid waste and biosolids. *Biotechnol Bioenerg.*, 57, 342-355.
- H.M. Poggi-Varaldo, J. T.-E.-V.-G.-M.-S. (1999). Quality of anaerobic compost from paper mill and municipal solid wastes for soil amendment. *Water. Sci. Technol.*, 40, 179-186.
- Hartmann H., M. H. (2004). Efficiency of the anaerobic treatment of the organic fraction of municipal solid waste: collection and pretreatment. *Waste Management and Research*, 22, 35-41.
- Hassan M., D. W. (2017). Batch and semi-continuous anaerobic co.digestion of goose manure with alkali solubilized wheat straw: a case of carbon to nitrogen ratio and organic loading rate regression optimization. *Bioresour. Technol.*, 203, 24-32.
- HM Keener, C. M. (1992). Optimizing the efficiency of composting process. *Atti dell'International Composting Research Symposium, Renaissance Publications. USA*.
- IRSA-CNR. (1995). *Metodi analitici per le acque*.
- ISPRA. (2018). *Rapporto rifiuti urbani*.
- J. Fernàndez-Rodrìguez, M. P. (2013). Comparison of mesophilic and thermophilic dry anaerobic digestion of OFMSW: Kinetic analysis. *Chemical Engineering Journal*, 232, 59-64.
- J. Moestedt, B. M. (2016). Ammonia threshold for inhibition of anaerobic digestion of thin stillage and the importance of organic loading rate. *Microb. Biotechnol.*, 9, 180-194.
- JB Vn Lier, A. T. (2001). Nuove prospettive nella digestione anaeròbica. *Water science Technology*, 43, 1-18.
- Koster, I. W. (1986). Characteristics of the pH-influenced adaption on methanogenic sludge to ammonia toxicity. *J. Chem. Tech. Biotechnol.*, 36, 445-455.
- Kouas M., T. M. (2018). Co-digestion of solid waste: towards a simple model to predict methane production. *Bioresour Technol*, 254, 40-49.
- L., D. B. (2006). Will anaerobic digestion of solid waste survive in the future? *Water Sci. Technol.*, 53, 187-194.

- L.I. Romero, D. S. (1988). Thermophilic anaerobic digestion of winery waste (vinasses): kinetics and process optimization. *Process Biochemistry*, 23, 119-125.
- L.Lin, F. X. (2018). Migliorare la sostenibilità delle pratiche di gestione dei rifiuti organici nel nesso cibo-energia-acqua: una revisione comparativa della digestione anaerobica e del compostaggio. *Rinnovare. Sust. Energ. Rev.*, 89, 151-167.
- Li RH, J. W. (2014). Nutrient transformation during composting of pig manure with bentonite. *Bioresour. Technol.*, 36, 1-28.
- Libro-Verde. (2008). *La gestione dei rifiuti organici biodegradabili nell'Unione Europea*. Commissione delle Comunità Europee.
- Liu D., Z. R. (2006). Hydrogen and methane production from household solid waste in the two stage fermentation process. *Water Research*, 40, 2230-2236.
- Lukehurst, A. S. (2012). *Quality management of digestate from biogas plants used as fertiliser*. IAEA Bioenergy publication.
- M. Centemero, J. C. (2017). *I dati del settore del riciclo del rifiuto organico, CIC - Consorzio Italiano Compostatori*.
- M. Zanetti, G. C. (2018). *La digestione anaerobica: stato dell'arte e problematiche di digestione degli impianti*. DIATI.
- Mata-Alvarez J., M. S. (2000). Anaerobic digestion of organic solid wastes. An overview of research achievements and perspectives. *Bioresource Technology*, 74, 3-16.
- Mshandete A., B. L. (2006). Effect of particle size on biogas yield from sisal fiber waste. *Renew. Energy*, 31, 2385-2392.
- Muller J., L. G. (1998). Disintegration of sewage sludges and influence of anaerobic digestion. *Wat. Sci. Tech.*, 38, 425-433.
- Muller, P. e. (1999). Influence of the size reduction of the organic solid wastes on their anaerobic digestion. *In Proc. II° Symp. on Anaerobic Digestion of Solid Wastes, Barcellona*, 137-144.
- Murphy J.D., P. N. (2006). A technical, economic and environmental comparison of composting and anaerobic digestion of biodegradable municipal waste. *J. Environ. Sci. and Health, Part A: Toxic Hazardous Substances and Environ. Eng.*, 41.
- Nielsen H.B., M. Z. (2004). Comparison of two-stage thermophilic (68°C/55°C) anaerobic digestion with one-stage thermophilic (55°C) digestion of cattle manure. *Biotechnology and Bioengineering*, 86, Issue 3, 291-300.
- Nordberg A., N. A. (1992). Salt accumulation in a biogas process with liquid recirculation. Effect on gas production, VFA concentration and acetate metabolism. *In Proc. Int. Symp. on Anaerobic Digestion of Solid Wastes*, 431-435.
- Pavan P., B. P. (1998). Effect of addition of anaerobic fermented OFMSW on biological nutrient removal process: preliminary results. *Wat. Sci. Tech.*, 38, 327-334.
- Pavan P., B. P.-A. (2000). Performance of thermophilic semi-dry anaerobic digestion process changing feed biodegradability. *Wat. Sci. Tech.*, 40, 64-72.
- Pavan, P. (2018). *Processi di trattamento dei rifiuti, reflui ed emissioni gassose*. Unive.
- PE Poh, M. C. (2009). Sviluppo di metodi di digestione anaerobica per il trattamento degli effluenti del mulino ad olio di palma (POME). *Bioresour. Technol.*, 100, 1-9.
- R. Braun, P. H. (1981). Ammonia toxicity in liquid piggery manure digestion. *Biotechnol. Lett.*, 3, 159-164.
- R.W., B. (2004). *Anaerobic digestion feasibility study*. Department of Natural Resources.
- Reteambiente. (2018, Giugno 14). Tratto da Aggiornamneto normativo, pacchetto economia circolare.

- Sanders W., G. M. (1999). Anaerobic hydrolysis kinetics of particulate substrates. *In: Proc. II° Int. Symp. On Anaerobic Digestion of Solid Wastes, Barcelona,,* 25-32.
- SE Nayono, J. W. (2011). Anaerobic digestion of pressed off leachate from the organic fraction of municipal solid waste. *Waste Manage.,* 30, 8885-8892.
- SL Tong, A. J. (2006). POME Acquisizione, aggiornamento e utilizzo dell biogas. *Olio di Palma Toro. ,* 78, 11-17.
- Stafford D., H. D. (1980). Methane production from waste organic matter. *CRC Press, Boca Raton, Florida (USA),* 285.
- Stamatelatou K., A. G. (2014). Biomethane and biohydrogen production via anaerobic digestion/fermentation, 15. *Advances in Biorefineries,* 476-524.
- T. Jiang, G. L. (2015). Effects of aeration method and aeration rate on greenhouse gas emissions during composting of pig feces in pilot scale. *J Environ Sci,* 31, 124-132.
- Tchobanoglous G., B. F. (2006). Metcalf & Eddy. Wastewater Engineering, treatment and reuse. *McGraw-Hill Book Co. (USA).*
- Urbini G., T. V. (2008). Digestione Anaerobica: situazione impiantistica italiana ed europea. 393-399.
- Van Lier J.B., T. A. (2001). New perspectives in anaerobic digestion. *Water Science Technology,* 43, 1-18.
- Vavilin V., R. S. (1996). A description of hydrolysis kinetics in anaerobic degradation of particulate organic matter. *Biores. Tch.,*56, 229-237.
- Velsen, A. F. (1979). Adaptation of methanogenic sludge to high ammonia nitrogen concentrations. *Water Res.,* 13, 995.
- Wilkie, A. C. (1986). Pilot-scale digestion of pig slurry supernatant using an upflow anaerobic filter. *Environ. Lett.* 7, 929-935.
- Y. Li, R. Z. (2014). Thermophilic solid-state anaerobic digestion of alkaline-pretreated corn stover. *Energy Fuels,* 28, 3759-3765.
- Yingqun Ma, J. G. (2018). Evaluation of anaerobic digestion of food waste and waste activated sludge: Soluble COD versus its chemical composition. *Science of the Total Environment,* 643, 21-27.
- YY Li, T. N. (1992). Upgrading of anaerobic digestion of waste activated sludge by thermal pretreatment. *Water Sci. Technol.,* 26, 857-866.
- Zhang C., S. H. (2014). Reviewing the anaerobic digestion of food waste for biogas production. *Renewable Sustainable Energy Rev.,* 38, 383-392.