

ALMA MATER STUDIORUM - UNIVERSITÀ DI BOLOGNA

FACOLTÀ DI INGEGNERIA

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

DISTART

TESI DI LAUREA

in

Ingegneria Sanitaria Ambientale LS

**CO-DIGESTIONE ANAEROBICA DI FANGHI
DI DEPURAZIONE E FRAZIONE ORGANICA DEI R.U.**

Sperimentazioni full-scale del processo BTA
presso la Fisia Italimpianti di Villacidro

CANDIDATO

Daniele Olmetto

RELATORE

Chiar.mo Prof. Maurizio Mancini

Anno Accademico 2007/08

Sessione III

Indice:	pag
Introduzione	5
I Capitolo: Analisi del processo di digestione anaerobica	
1.1: Descrizione generale	6
1.2: Tipi di microrganismi	7
1.3: Fasi del processo di digestione anaerobica	9
<i>1.3.1: Avviamento del processo</i>	11
<i>1.3.2: Idrolisi</i>	11
<i>1.3.3: Acidificazione</i>	12
<i>1.3.4: Fermentazione alcalina</i>	12
<i>1.3.5: Metanogenesi</i>	13
1.4: Condizioni di digestione ottimale	14
1.5: Parametri chimico-fisici di controllo	15
<i>1.5.1: Il pH</i>	16
<i>1.5.2: L'alcalinità</i>	17
<i>1.5.3: Gli acidi grassi volatili</i>	18
<i>1.5.4: Produzione e composizione del biogas</i>	19
<i>1.5.5: La temperatura</i>	20
<i>1.5.6: Pezzatura e umidità del materiale</i>	21
1.6: Parametri di gestione del processo di digestione anaerobica	21
<i>1.6.1: Parametri di gestione del reattore</i>	21
1.7: Chimica fisica del biogas	27
1.8: Cinetiche di reazione	28
1.9: Tossicità dell'ambiente di crescita	31

II capitolo: modalità di Co-Digestione	pag.
2.1: Generalità	33
2.2: Trattamento e processo di recupero dei rifiuti organici	33
2.3: Metodi per la Co-Digestione Anaerobica	34
2.4: La co-digestione con fanghi	36
2.5: Substrati potenziali per la co-digestione	36
2.5.1: <i>Rifiuti che non richiedono il pre-trattamento</i>	37
2.5.2: <i>Rifiuti che richiedono il pre-trattamento</i>	38
2.6: L'impatto del pre-trattamento sulla qualità del prodotto finale	39
2.7: I costi di efficienza dei vari processi di pre-trattamento e dei co-substrati	39
2.8: Aggiunta di co-substrati	40
2.9: Utilizzo del prodotto finale	41
2.10: Considerazioni di convenienza economica	42
2.11: Benefici ambientali ed economici	43
2.12: Situazione impiantistica italiana ed europea	45
III capitolo: Applicazioni industriali del processo di D.A.	
3.1: Introduzione	49
3.2: Processi di digestione a fase unica	51
3.2.1: <i>Digestione WET</i>	51
3.2.2: <i>Digestione semi-dry</i>	57
3.2.3: <i>Processi DRY</i>	60
3.3: Processi di digestione a due fasi	67
3.3.1: <i>Sistemi senza ritenzione della biomassa</i>	68
3.3.2: <i>Sistemi con ritenzione della biomassa</i>	70
3.3.3: <i>Il processo BTA</i>	71
3.3.4: <i>Il processo Biopercolat</i>	77

3.4: I processi Batch	78
3.5: Analisi comparativa e valutazioni di massima	79
IV Capitolo: L'impianto di smaltimento RSU e fanghi di Villacidro	pag
4.1: Introduzione storica	82
4.2: Caratteristiche generali di dimensionamento	82
4.3: Tipologie di rifiuto trattate	83
4.4: Selezione meccanica a secco	87
4.5: Trattamento ad umido e digestione anaerobica	89
<i>4.5.1: Il trattamento idromeccanico</i>	89
<i>4.5.2: Trattamento di igienizzazione e centrifugazione</i>	93
<i>4.5.3: Stadio di idrolisi</i>	95
<i>4.5.4: Stadio di metanizzazione</i>	97
4.6: Il biogas	99
4.7: Maturazione aerobica del compost	101
4.8: Circuito dell'acqua	101
V capitolo: Valutazione parametri e rese d'impianto	
5.1: Analisi di abbattimento dei solidi volatili e del COD	103
5.2: Parametri e rese processuali	106
Valutazioni finali	115
Bibliografia e siti web consultati	117
Ringraziamenti	119

INTRODUZIONE

La digestione anaerobica è un processo biologico di degradazione della sostanza organica finalizzato alla produzione di energia tramite la generazione di biogas; allo stesso tempo garantisce un efficace controllo delle emissioni maleodoranti e una importante stabilizzazione delle biomasse per fini agronomici.

Questa tecnica cominciò a diffondersi in Europa circa vent'anni fa, venendo utilizzata inizialmente per la sola stabilizzazione dei fanghi di depurazione delle acque reflue civili. Successivamente vennero integrati nel ciclo di digestione altri tipi di matrici, come ad esempio i liquami zootecnici. Negli ultimi anni stanno avendo sempre maggior diffusione gli impianti che effettuano codigestione anaerobica su frazione organica dei rifiuti (FORSU o FO) in miscela con altri substrati. Si è infatti verificato un mutamento nella politica di gestione dei rifiuti che ha portato alla formulazione di un quadro normativo, a livello Comunitario e nazionale, fortemente incentivante per lo sviluppo di fonti energetiche alternative.

Analizzando ecologicamente il processo di digestione anaerobica risulta evidente come il solo fatto di poter far avvenire la degradazione in un ambiente controllato garantisce il contenimento delle emissioni di gas ad elevato effetto serra, producendo allo stesso tempo un combustibile composto sì da metano, ma non definibile come fossile. Il carbonio rilasciato dalla combustione del biogas non viene infatti tenuto in conto ai fini dell'effetto serra, in quanto si può considerare che venga riassorbito tramite fotosintesi dagli organismi che successivamente andranno a ricostituire la biomassa.

Questa tipologia impiantistica rappresenta inoltre una importante alternativa per le strategie di gestione delle frazioni organiche dei rifiuti; esse, disciplinate dalla Direttiva Quadro sui rifiuti e dal D.lgs 152/2006, prevedono l'obbligatorietà del trattamento prima di qualunque loro riuso, recupero o conferimento in discarica. E' in questo contesto quindi che i processi di codigestione anaerobica assumono un particolare valore.

I Capitolo: Analisi del processo di digestione anaerobica

1.1: Descrizione generale

La tecnica di trattamento mediante digestione anaerobica si basa su processi di conversione biochimica attraverso i quali sostanze organiche complesse, contenute nei vegetali e nei sottoprodotti di origine animale, vengono degradate sino ad assumere forme solide e gassose, tipicamente compost e biogas.

In sintesi, questa tecnica consiste nella mineralizzazione, gassificazione e humificazione delle sostanze organiche, con conseguente stabilizzazione del materiale, distruzione degli eventuali microrganismi patogeni, riduzione del volume di fanghi e facilitazione dello smaltimento finale.

Durante la digestione le sostanze organiche volatili sono degradate a gas vari e prodotti organici finali solidi attraverso tre stadi fondamentali che sono, in ordine di successione, la liquefazione, la formazione di acidi e la massificazione.

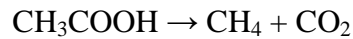
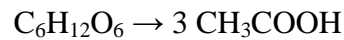
La liquefazione, o idrolizzazione, è effettuata da particolari enzimi che idrolizzano i carboidrati a zuccheri semplici, le proteine ad amminoacidi, i grassi a glicerolo e acidi grassi. Questi prodotti vengono poi sottoposti all'azione di particolari colonie batteriche produttrici di acidi che li trasformano in acidi organici volatili. Alla fine, durante la gassificazione, parte dei prodotti liquidi vengono trasformati in gas grazie all'opera di particolari colonie batteriche produttrici di metano.

La degradazione biologica della sostanza organica in condizione di anaerobiosi (in assenza, cioè, di ossigeno molecolare, come O_2 , o legato ad altri elementi, come nel caso dell'azoto nitrico, NO_3^-), determina la formazione di diversi prodotti, i più abbondanti dei quali sono due gas: metano, per il 50-70%, e biossido di carbonio.

Essa coinvolge diversi gruppi microbici interagenti tra loro: i batteri idrolitici, i batteri acidificanti (acetogeni ed omoacetogeni) ed, infine, i batteri metanigeni, quelli cioè che producono metano e CO_2 , con prevalenza del gas di interesse energetico, che rappresenta circa i 2/3 del biogas prodotto. I batteri metanigeni occupano quindi solo la posizione finale della catena trofica anaerobica. Il metano, poco solubile in acqua, passa praticamente nella fase gassosa, mentre la CO_2 si ripartisce in fase gassosa e fase liquida.

Un tipico esempio di degradazione anaerobica di un substrato organico puro è rappresentato dalla digestione anaerobica del glucosio. In questo caso si ha un primo

passaggio in cui il glucosio viene convertito ad acido acetico ed un successivo in cui l'acido acetico viene ulteriormente degradato a metano e biossido di carbonio:



Qualora si considerino substrati organici più complessi si possono ottenere ulteriori prodotti del processo degradativo anaerobico e, tra quelli di maggior rilievo, troviamo l'ammoniaca che deriva dalla demolizione delle proteine.

L'attività biologica anaerobica è stata evidenziata in un ampio intervallo di temperatura: tra -5 e $+70$ °C. Esistono, tuttavia, differenti specie di microrganismi classificabili in base all'intervallo termico ottimale di crescita: psicrofili (temperature inferiori a 20 °C), mesofili (temperature comprese tra i 20 °C ed i 40 °C) e termofili (temperature superiori ai 45 °C).

L'industrializzazione biotecnologica di questo processo naturale ha consentito di passare dall'iniziale concetto di stabilizzazione estensiva della sostanza organica in ambienti naturali a veri e propri processi industriali per la produzione di biogas. Ciò a partire da diversi substrati organici quali acque derivanti dall'industria agro-alimentare, fanghi di supero degli impianti di trattamento acque reflue, deiezioni animali, biomasse di natura agricola, residui organici industriali e la frazione organica di rifiuti urbani.

1.2: Tipi di microrganismi

All'interno di un digestore anaerobico i microrganismi presenti sono per la maggior parte batteri capaci di vivere in ambiente privo di ossigeno; funghi, alghe e protozoi invece non sono presenti in quanto aerobi.

Una prima classificazione va fatta tra batteri facoltativi e batteri anaerobi obbligati. I primi vivono sia in presenza di ossigeno sia in assenza di esso; grazie a queste caratteristiche sono essi i primi a riprodursi all'interno del reattore, ed è soprattutto grazie alla loro opera che si producono gli acidi durante il processo. I batteri anaerobi obbligati invece sono organismi altamente specializzati ai quali va imputata la produzione del gas. Nello sviluppo del nostro processo hanno importanza soprattutto

quelli produttori di metano, isolati molto difficilmente e classificati secondo sei generi: *Methanoprevibacter*, *Methanogenium*, *Methanospirillum*, *Methanobacterium*, *Methanosarcina* e *Methanococcus*.

Tra di essi vi sono alcune differenze di metabolismo: i *Methanosarcina methanica* e *Methanococcus* producono CH₄ non dagli acidi volatili ma dagli alcoli; i batteri che invece utilizzano come substrato gli acidi volatili sono elencati nella tabella seguente.

Microrganismo	Substrato utilizzato
<i>Methanosarcina barkeri</i>	Acetato, Metanolo, CO ₂ , H ₂
<i>Methanosarcina</i> TM-1	Acetato, Matanolo
<i>Methanococcus mazei</i>	Acetato, Matanolo
<i>Methanotrix soehngenii</i>	Acetato

Tabella 1.1: microrganismi acetotrofi isolati in coltura pura.¹

Tutti questi batteri sono presenti normalmente nelle feci animali, comprese quelle umane, e arrivano all'impianto con i liquami, insieme ad altri microrganismi ai quali viene attribuita la produzione di enzimi, quali ad esempio: *Bacillus subtilis*, *Bacillus macerans*, *Escherichia coli*, *Staphilococcus aureus*, *Clostridium dissolvens* e altri.

A seconda del loro specifico metabolismo essi si dividono in riduttori di composti organici, produttori di metano, riduttori di solfati, riduttori di nitrati e nitriti. I primi due gruppi sono i più numerosi nel digestore; i primi riducono i composti organici attraverso coenzimi che si rigenerano per mezzo dell'ossigeno legato per la maggior parte dagli zuccheri, e hanno come prodotti finali acidi, aldeidi, chetoni e alcoli. I batteri produttori di metano utilizzano come substrato di crescita gli acidi organici a basso numero di C, soprattutto l'acido acetico, e da ciò prendono il nome di "acetoclastici". Esiste anche un altro tipo di colonia batterica "*H₂ obbligata*" che, seppur in piccole quantità, produce metano riducendo la CO₂ a mezzo idrogeno.

E' evidente quindi la grande importanza che ha l'attività dei batteri "*acidogeni*", cioè quei batteri che nel primo stadio del processo sono in grado di trasformare i substrati misti, proteine, zuccheri, olii e grassi in acidi volatili. Questi batteri hanno un tempo minimo di duplicazione pari a circa 2-3 ore a 35 °C, molto veloce se

¹ La tabella è stata elaborata facendo riferimento agli elenchi delle colonie batteriche anaerobiche presenti sui vari testi da me consultati.

comparato con quello degli acetoclastici, che impiegano circa 2-3 giorni a 35 °C per duplicarsi; è quindi ovvio che il controllo e la limitazione del processo sono dipendenti da questi ultimi.

I batteri riduttori di solfati sono presenti nei liquami con alta concentrazione di zolfo e solfati, e grazie alla loro azione producono acido solfidrico che, se è presente in grosse quantità, conferisce al liquame uno sgradevole odore di uova marce. I nitrobatteri riducono i nitriti e i nitrati producendo ammoniaca o azoto gassoso.

Il metabolismo delle proteine porta non solo alla formazione di acido acetico e piruvico, ma anche di molte altre sostanze derivate dal radicale libero di ogni amminoacido come ad esempio CO₂, H₂S e soprattutto NH₃. La presenza di questi composti azotati ha la duplice funzione di fornire l'azoto necessario alla sintesi batterica e di contribuire a mantenere il pH intorno alla neutralità grazie all'azione tampone dell'ammoniaca sugli acidi organici presenti.

1.3: Fasi del processo di digestione anaerobica

La conversione di substrati organici complessi viene effettuata da almeno tre gruppi metabolici differenti di microrganismi, che si differenziano sia per i prodotti della loro azione, sia per il substrato sul quale operano.

La digestione si sviluppa attraverso una prima fase di idrolisi dei substrati complessi, con conseguente acidificazione e formazione di acidi grassi volatili, chetoni ed alcoli; successivamente avviene la seconda fase acetogenica, nella quale a partire dagli acidi grassi si ha formazione di acido acetico, acido formico, biossido di carbonio ed idrogeno molecolare; infine si giunge all'ultima fase, quella in cui, a partire dai prodotti della fase precedente, si osserva la metanizzazione. Si ha quindi formazione di metano dall'acido acetico, o attraverso la riduzione del biossido di carbonio, utilizzando come co-substrato l'idrogeno, oppure, anche se solamente in piccola parte, derivante dall'acido formico.

Nello schema successivo vengono elencate tutte le fasi del processo, insieme alle particolari colture batteriche che agiscono sul substrato.

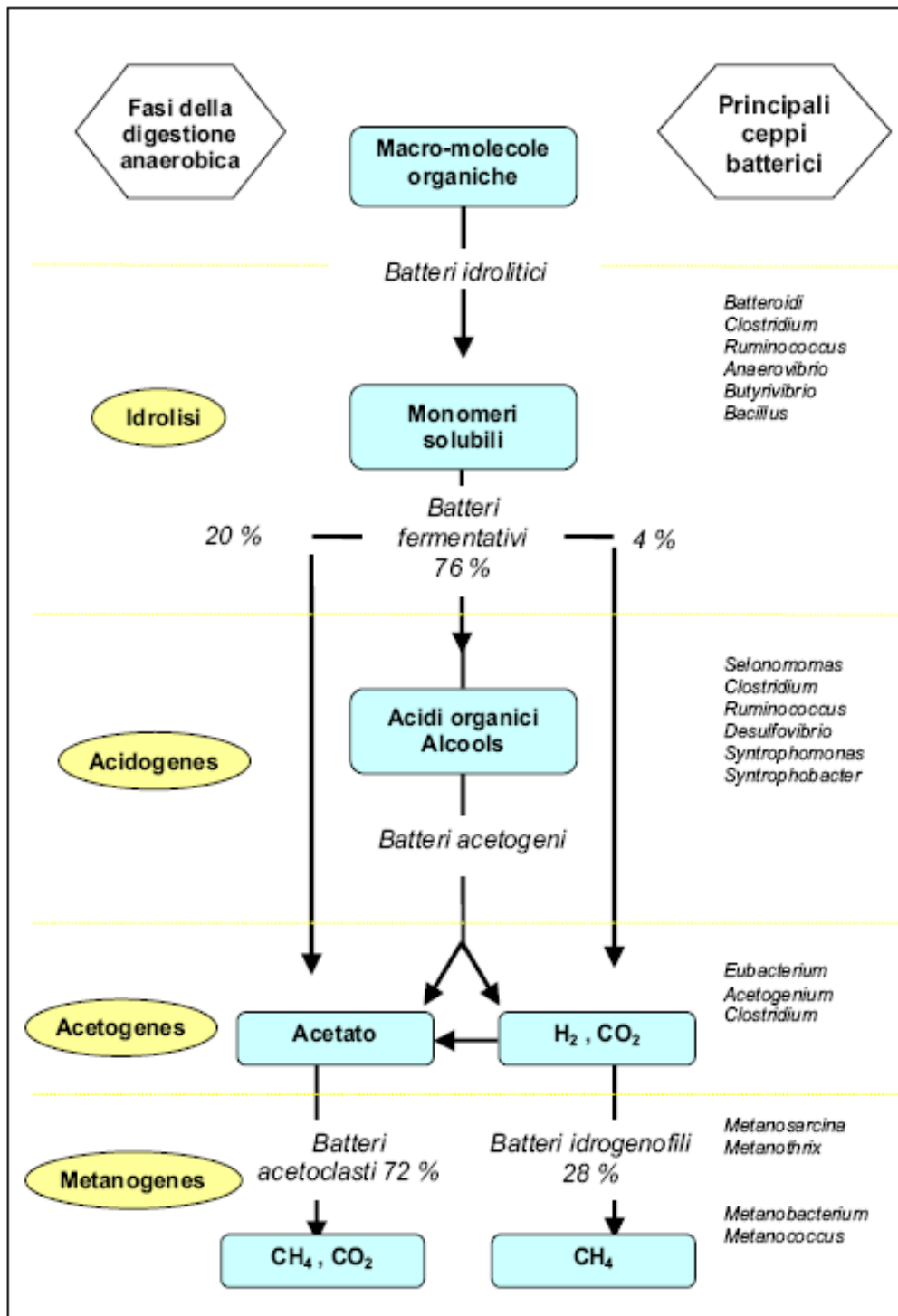


Figura 1.2: schema generale di processo²

² Fonte tabella: Manuale Apat 2005 per la digestione anaerobica.

1.3.1: Avviamento del processo

Per far sì che la catena di reazione abbia inizio è necessario che nel substrato si creino le condizioni ottimali per la riproduzione di un numero sufficientemente alto di batteri metanigeni, tali da garantire poi la semicontinuità del processo; nella matrice in ingresso infatti non si ha una concentrazione sufficiente di batteri a gassificare la sostanza organica perciò, per raggiungere l' optimum di attività, bisogna aspettare un determinato intervallo di tempo, durante il quale ci sarà una forte crescita batterica con conseguente raggiungimento delle condizioni ambientali favorevoli allo svolgersi del processo.

Analizzando le velocità di reazione si nota che all'inizio del processo le fasi idrolitica e acida, delle quali sono responsabili i batteri facoltativi, sono molto più veloci della fase metanica; la conseguenza di ciò è una maggiore produzione di acidi rispetto a quanti vengono gassificati. I batteri facoltativi sono infatti molto resistenti ad alte concentrazioni di acidi volatili e a basso pH, mentre i metanigeni ne sono inibiti e si moltiplicano perciò molto lentamente. Finché non si è sviluppata un'alta concentrazione di batteri produttori di metano la lenta velocità di reazione di questa ultima fase è limitante per l'intero processo e porta all'accumulo di acidi volatili. Una volta che il processo si è avviato le velocità di reazione di tutte le fasi tendono ad uguagliarsi, instaurando così un equilibrio dinamico.

1.3.2: Idrolisi

Durante questa fase avviene la degradazione di substrati organici complessi particolati o solubili, come ad esempio proteine, grassi e carboidrati, con successiva formazione di composti più semplici quali amminoacidi, acidi grassi e monosaccaridi in forma solubile. Questa fase è necessaria poiché i batteri possono assimilare solamente sostanze solubili o molecole molto piccole. Compiono questa trasformazione diversi gruppi batterici che possono agire principalmente in due modi: o colonizzando il materiale particolato degradandolo, oppure immettendo nell'ambiente immediatamente circostante degli enzimi extracellulari che catalizzano la liquefazione del materiale putrescibile particolato e l'idrolisi dei polisaccaridi a carboidrati semplici, glucosio, e fruttosio; le proteine a peptici ed amminoacidi; i grassi a glicerolo ed acidi grassi.

Il BOD₅³ durante questa fase aumenta perché attraverso le varie reazioni si sono ottenuti dei prodotti più facilmente trattabili per ossidazione biologica di quanto non fosse il substrato fangoso originario. Il processo idrolitico può essere inibito dall'accumulo di amminoacidi e zuccheri in quanto essi causano interferenze all'attività degli enzimi idrolitici.

1.3.3: Acidificazione

Contemporaneamente all'idrolisi avviene il processo fermentativo acidogenico in cui i batteri fermentativi degradano gli zuccheri, gli acidi grassi e gli amminoacidi, producendo acidi organici a basso peso molecolare, cioè volatili, in maggioranza a catena corta, come ad esempio l'acido acetico, quello butirrico e propionico. A causa di questa intensa produzione di acidi si registra una diminuzione di pH, con conseguente formazione di odori putrefattivi causati dall'attività dei batteri facoltativi. Gli amminoacidi vengono ridotti ad acidi saturi e poi ossidati ad acido formico, più un acido saturo con un numero di atomi di carbonio minore dell'amminoacido iniziale.

1.3.4: Fermentazione alcalina

Una volta formati gli acidi volatili, costituiti essenzialmente da propinato, butirrico e alcoli, vengono utilizzati come substrato dai batteri acetogeni per la produzione di acido acetico, acido formico, acido propionico, CO₂, H₂, CH₄ e H₂S. Durante lo svolgersi del processo si possono verificare fenomeni di inibizione dovuti alla presenza nel mezzo di idrogeno molecolare; si risolve questo problema grazie alla presenza di NH₃, insieme agli ioni Ca⁺⁺ e Mg⁺⁺ e ad altri materiali alcalini che svolgono un'azione tampone nei riguardi degli acidi volatili, salificandoli e mantenendo così il pH su livelli abbastanza vicini alla neutralità, per cui è favorito lo sviluppo dei batteri produttori di metano.

Per quanto riguarda gli acidi grassi, cioè quegli acidi con più di 10 atomi di carbonio, essi non vengono attaccati facilmente dagli enzimi idrolitici, ma subiscono reazioni ossido-riduttive molto più energetiche quando il meccanismo di digestione è già in fase avanzata e tutti gli altri composti sono stati metabolizzati.

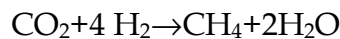
³ BOD₅ : Richiesta biologica di ossigeno a cinque giorni. Verrà fornita in seguito una definizione più dettagliata di questo parametro.

1.3.5: *Metanogenesi*

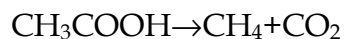
La conclusione della catena trofica anaerobica è rappresentata dalla produzione di CH₄, considerato l'ultimo composto derivato dal processo in quanto è l'unica molecola non reattiva nell'intero processo di digestione anaerobica.

La produzione del metano avviene principalmente attraverso due vie differenti:

- In una si giunge alla produzione di metano grazie all'opera di batteri idrogenotrofi, che operano l'ossidazione anaerobica dell'idrogeno utilizzando la CO₂ come accettore secondo il seguente schema:



- Nell'altra invece la metanogenesi avviene per via acetoclastica, cioè l'acido acetico viene degradato a metano e biossido di carbonio secondo la successiva reazione:



Questa seconda via è quella da cui si ottiene la maggiore produzione di idrogeno. Circa il 70% del CH₄ proviene infatti dal CH₃COOH, in quanto la maggior parte della sostanza putrescibile si degrada ad acido acetico, mentre solo il restante 30% deriva dalla riduzione della CO₂.

Grazie all'attività di queste colonie batteriche si svolgono due importanti funzioni della catena trofica anaerobica: da una parte si degrada l'acido acetico e quello formico a CH₄, eliminando così gli acidi dal mezzo, che altrimenti avrebbero inibito il processo per eccesso di acidità; dall'altra si mantiene a bassi livelli la concentrazione di H₂ così da consentire la conversione degli acidi grassi a catena lunga a degli alcoli ad acetato ed H₂. Infatti se la reazione rallenta si osserva un accumulo di H₂ nel fluido trattato che inibisce la produzione di metano, mentre la via acetoclastica può essere inibita da elevate concentrazioni di acido acetico.

Il fattore più importante che controlla la possibilità di utilizzo dell'acetato da parte dei batteri è la forma chimica con cui tale substrato è presente nel mezzo: se esso è in forma indissociata (CH₃COOH), l'acido acetico può attraversare la membrana batterica ed essere quindi utilizzato, anche se bisogna ricordare che questo fenomeno è favorito in un intervallo di pH abbastanza breve compreso generalmente tra 6 e 8.

Se il pH ha valori più elevati l'acido acetico è presente per lo più in forma dissociata (CH_3COO^-), non si raggiunge quindi la concentrazione della forma indissociata necessaria affinché ci sia un gradiente di concentrazione tale da consentire un trasporto trans-membrana della sostanza. Per quanto riguarda invece gli ambienti con valori del pH molto bassi, si riscontra una elevata concentrazione di acido indissociato che attraversa la membrana cellulare, talmente alta che può risultare superiore alla capacità di metabolizzazione dei batteri e in questo modo inibire il processo.

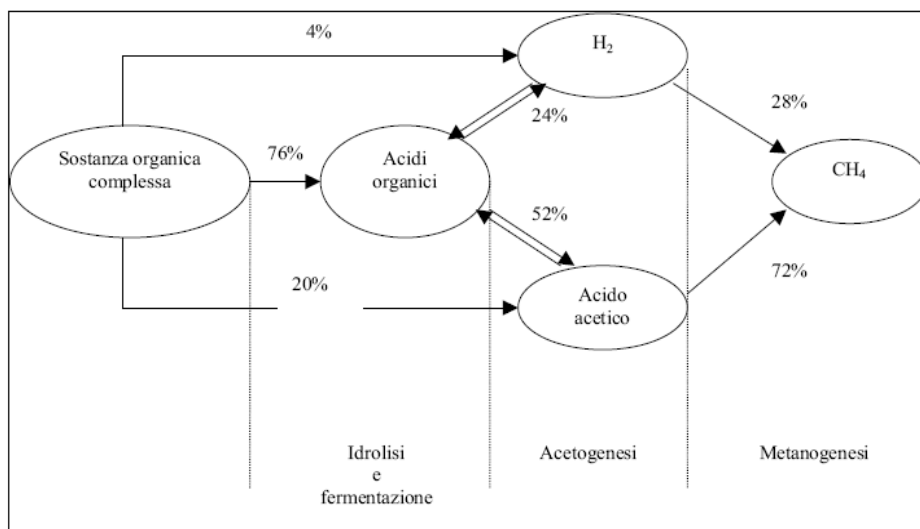


Figura 1.2: Schema di flusso quantitativo delle fasi del processo di digestione.⁴

1.4: Condizioni di digestione ottimale

Affinché si abbia un rapido e bilanciato avviamento del processo si possono utilizzare sia inserimenti di piccoli volumi di fango fresco oppure inoculazioni di fango già digerito proveniente da impianti a regime. La seconda tecnica permette di far assumere al substrato da digerire una grossa quantità di batteri metanigeni. Si possono utilizzare anche dei condizionanti chimici per abbreviare i tempi di avviamento e mantenere valori del pH ottimali.

⁴ La tabella proviene dal manuale Apat 2005 per la digestione anaerobica.

Il processo può ritenersi ben avviato quando si ha una massiccia produzione di metano, condizione che si verifica più o meno dopo sei, sette mesi dallo start.

Per quanto riguarda invece il mantenimento di condizioni di digestione di regime sono tre i parametri fondamentali che rendono il processo stabile e con un'alta efficienza: la temperatura, la miscelazione del fluido nel digestore e il bilancio delle masse entranti e uscenti dal digestore giornalmente.

Sono due gli intervalli di temperatura a cui la digestione è stabile e rapida: uno a 35 °C e l'altro a 55 °C, entrambi con variazione massima accettabile pari a 2-3 °C. Bisogna però ricordare che il processo a temperature più alte viene poco utilizzato in realtà perché è poco conveniente raggiungere la temperatura di 55 °C all'interno del digestore.

Secondo parametro molto importante è la miscelazione omogenea del substrato all'interno del reattore, così da ottenere una distribuzione uniforme delle colonie microbiche e mantenere tutte le zone del digestore alla stessa temperatura.

Infine è necessario far sì che il substrato nel digestore abbia sempre la massima concentrazione possibile, e che l'immissione e l'emissione dei substrati si ripeta ciclicamente oppure avvenga in continuo; solo in questo modo si potrà raggiungere un bilancio ottimale fra la fase di carico e quella di scarico.

1.5: Parametri chimico-fisici di controllo

Nella digestione anaerobica il mantenimento di condizioni operative ottimali e stabili diviene particolarmente significativo, in quanto la fase controllante l'intero processo, la metanogenesi, è molto sensibile alle variazioni ambientali. Periodicamente vengono effettuati test nelle varie sezioni di trattamento per il rilevamento della temperatura, pH, alcalinità, percentuale di materiale volatile, composizione e quantità di gas, al fine di stabilire le esatte condizioni ambientali in cui si sta verificando il processo.

1.5.1: Il pH

La misura del “*logaritmo dell’ inverso della concentrazione degli ioni idrogeno*⁵” è il dato più importante da rilevare, data l’elevata sensibilità dei batteri metanigeni alla diminuzione del pH. Il processo viene considerato stabile per valori compresi tra 6,5 e 7,5. Il valore del pH all’interno del digestore è determinato principalmente dalla presenza di CO₂ nel mezzo liquido, e quindi dalla sua pressione parziale nel biogas, e dai valori di concentrazione degli acidi grassi volatili e dell’ammoniaca. Questo parametro non è però in grado di rilevare squilibri nel sistema in maniera immediata, ma solo con un certo ritardo rispetto all’evoluzione dell’effetto tampone nel mezzo, causato dall’immissione all’interno del digestore di sostanze tamponanti come bicarbonato o calce.

Valori di pH più acidi dell’intervallo ottimale indicano senza dubbio un accumulo di acidi grassi volatili, causato generalmente da sovralimentazione del reattore, che causa inibizione dell’attività batterica. Valori più basici sono invece indice di un accumulo di ammoniaca, sostanza che, se presente in concentrazioni superiori ai 3000 mg/l, inibisce sia i batteri acidogeni che i metanigeni; allo stesso tempo si verifica una eccessiva produzione di idrogeno (H₂) e idrogeno solforato (H₂S).

Nella tabella sottostante vengono riportati i valori medi annuali al 2007 del pH registrati nelle varie sezioni di trattamento della sospensione nell’impianto di Villacidro.

Sezione impianto	pH
Serbatoio polmone	6
Idrolizzatore	7,3
Ingresso metanizzatore	7,2
Uscita metanizzatore	7,5

Tabella 1.2: pH nei vari stadi dell’impianto di Villacidro

Il serbatoio polmone svolge la funzione di omogeneizzazione delle portate in ingresso all’idrolizzatore, accogliendo quindi il rifiuto in ingresso; è normale quindi che i valori del pH al suo interno tendano all’acido. Nell’idrolizzatore invece lo sviluppo del sistema tampone a base di biossido di carbonio e bicarbonato fa spostare

⁵ Questa definizione del pH è stata estrapolata dal libro “Corso di Chimica” di Paolo Pistarà, pubblicato nel 2000 dall’Istituto Italiano Edizioni Atlas.

il pH verso valori leggermente più basici. Prima del metanizzatore il fluido viene sottoposto a centrifugazione, causando una lieve acidificazione della sospensione. Allo scarico avremo in genere dati superiori di qualche decimo rispetto all'alimentazione, causati sia dall'abbattimento degli acidi grassi volatili che da un sistema tampone analogo alla sezione di idrolisi.

1.5.2: L'alcalinità

Questo indice rappresenta la capacità di un sistema di neutralizzare protoni, ed è generalmente espressa in termini di concentrazione di carbonato di calcio nella fase liquida presente nel reattore. Valori tipici per digestori operanti in condizioni ottimali e stabili sono compresi tra 3000 e 5000 mg di CaCO_3 per litro. L'alcalinità è un parametro di fondamentale importanza nei processi anaerobici; tenendo presente che generalmente il tasso di crescita delle popolazioni batteriche metanigene è estremamente ridotto, talvolta può capitare che in occasione di un aumento del carico organico le aumentate capacità idrolitiche e acidificanti del sistema determinino uno sbilanciamento della popolazione batterica a favore della componente acidogena, e quindi a sfavore della componente metanigena. Si avrà quindi una fase transitoria in cui si osserverà un incremento di concentrazione degli acidi grassi volatili.

E proprio in questi casi risulta di fondamentale importanza la capacità tamponante del sistema, che deve essere in grado di neutralizzare l'abbassamento di pH. La procedura più semplice utilizzata in caso di eccessivo squilibrio consiste nel praticare delle immissioni di calce all'interno del digestore, così da ottenere un aumento di pH. Normalmente si sviluppa nel digestore un sistema tampone grazie alla coesistenza di ammoniaca derivante dalla degradazione delle proteine e di bicarbonato proveniente dalla dissoluzione del biossido di carbonio. Come ultimo prodotto di queste reazioni si ha un sale disciolto che conferisce alcalinità al mezzo tale da poter controllare il processo ed eventualmente tamponare accumuli di acidi grassi volatili.

Vengono di seguito riportati alcuni rilevamenti del 2007 relativi alla capacità alcalina totale (CAT), espressa come concentrazione del carbonato di sodio, effettuati nel metanizzatore di Villacidro.

CAT (g/l)	Gen	Feb	Mar	Apr	Mag	Set	Ott	Media
Metanizzatore IN	3,96	4,85	4,93	4,05	3,73	3,73	4,06	4,19
Metanizzatore OUT	4,64	5,15	5,18	4,24	4,01	4,14	4,44	4,54

Tabella 1.3: valori della CAT nel metanizzatore di Villacidro

1.5.3: Gli acidi grassi volatili

Questo tipo di acidi, prodotto da batteri idrolitici e acidificanti durante la digestione, viene rappresentato chimicamente dalla formula R-COOH, dove R è un gruppo alchilico del tipo $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_n$, contenente fino a 3 atomi di carbonio.

Il livello della loro concentrazione è in genere espresso in termini di acido acetico o di COD a seconda del tipo di substrato trattato, e varia da circa 200 fino a 4000 mg_{Ac} per litro. Di norma non è la concentrazione assoluta ad essere assunta come indice di stabilità del processo, ma la sua variazione: incrementi repentini degli acidi grassi volatili indicano che il processo sta scivolando verso processi acidogenici piuttosto che metanigeni. Occorre però specificare che l'analisi di questo parametro non può essere disgiunta dal dato della produzione del biogas e dalla sua composizione, oltre che dai dati relativi al pH e all'alcalinità.

Quindi, dal momento che in caso di problemi la concentrazione degli acidi grassi tende ad aumentare mentre l'alcalinità diminuisce, un utile indice da prendere in considerazione è il rapporto tra queste due grandezze. Gli acidi grassi, al numeratore, sono espressi in termini di concentrazione dell'acido acetico; l'alcalinità viene invece espressa in termini di concentrazione del carbonato di calcio. Valori di questo rapporto intorno allo 0,3 indicano che la digestione sta procedendo stabilmente, mentre valori superiori possono essere associati all'insorgere di problemi di equilibrio nel processo.

In seguito vengono graficati i dati relativi alla variazione degli acidi organici volatili, espressi in acido acetico nell'alimentazione e all'uscita del metanizzatore per i mesi del 2007.

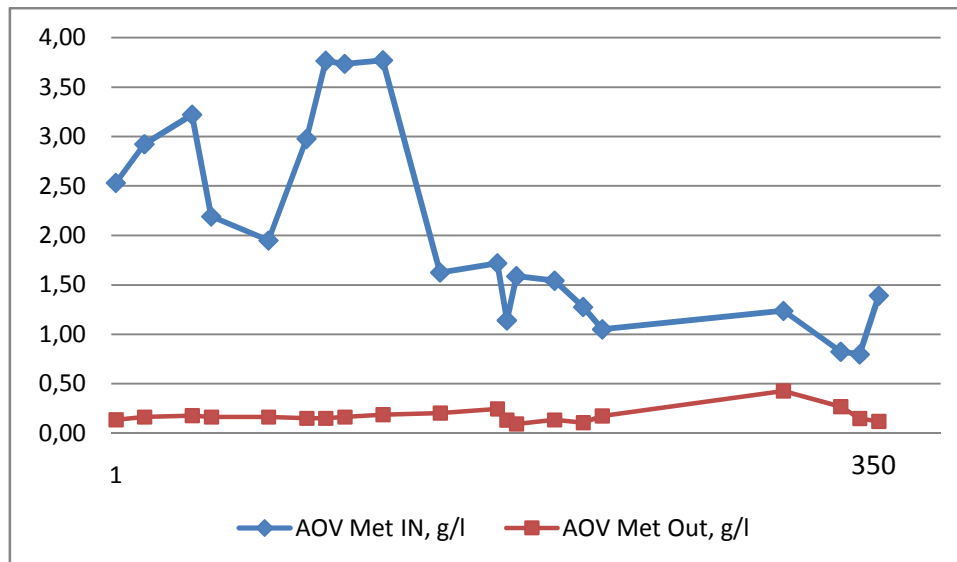


Figura 1.3: andamento degli acidi organici volatili nel Met. di Villacidro

Chiaramente le concentrazioni di acidi organici volatili in ingresso sono più elevate che nel flusso in uscita, grazie all'azione dei microorganismi metanigeni che li hanno trasformati in biogas. Di norma per il nostro impianto il rapporto tra concentrazione in uscita e in ingresso si attesta intorno a 1/10.

1.5.4: Produzione e composizione del biogas

Il monitoraggio della composizione e della quantità del biogas prodotto è di fondamentale importanza per il controllo della stabilità del processo di digestione anaerobica. Se il reattore sta operando stabilmente infatti la produzione e la composizione del gas, espressa almeno in termini di concentrazione di metano e biossido di carbonio, risultano costanti.

Per esempio, una diminuzione del gas in uscita ed un aumento nella percentuale di CO₂ possono indicare fenomeni di inibizione dovuti alla forte presenza di acidi grassi volatili. Ne consegue che l'analisi del flusso del gas non può non essere associata al controllo di parametri quali la concentrazione delle sostanze acide volatili e l'alcalinità del mezzo.

Generalmente si possono osservare tre diverse situazioni:

- una bassa concentrazione di vapori prodotti da fermentazione acida (VFA), associata ad una consistente produzione di biogas in cui la percentuale di CO₂ si attesti tra il 25-33% del campione, indica che il processo sta avvenendo

stabilmente e si ha una buona capacità di trasferimento dai batteri acidificanti a quelli metanigeni;

- concentrazioni crescenti nel tempo di VFA, insieme ad una produzione di biogas in cui la presenza di CO₂ tende ad aumentare col tempo fino a raggiungere valori pari a $\frac{2}{3}$ della produzione, indicano che i batteri acidificanti stanno fortemente prevalendo sulla popolazione metanigena, creando un forte accumulo di VFA all'interno del digestore;
- un aumento della concentrazione di VFA unita ad un'emissione di biogas progressivamente decrescente può essere indice di problemi relativi o all'inibizione di alcune reazioni o all'aumento della tossicità dell'ambiente in cui avviene la digestione.

1.5.5: *La temperatura*

Tutti i processi di degradazione che avvengono all'interno del reattore sono operati da differenti tipi di colonie batteriche che risentono fortemente delle variazioni di temperatura, sia per quanto riguarda la velocità dei loro processi metabolici, sia relativamente alla loro stessa esistenza nel digestore. Infatti non si avrà una semplice accelerazione o una diminuzione del metabolismo, ma la vera e propria sostituzione di popolazioni batteriche che risultano presenti solo in alcuni ristretti intervalli di temperatura.

Si deduce quindi che anche piccole variazioni della temperatura di 2-3 °C, specialmente se si verificano in prossimità dei limiti dell'intervallo operativo, possono influire sulle prestazioni generali del processo. Dunque è necessario controllare con particolare accuratezza il funzionamento dei sistemi di riscaldamento, utilizzati per tenere i processi di digestione in regime mesofilo; è questo infatti il range di temperature, compreso tra i 30 e i 37 °C, nel quale si raggiunge l'optimum della produzione di biogas. Condizioni analoghe si verificano nei processi termofili, tra i 45 ed i 60 °C; è però molto difficile far lavorare un impianto a queste temperature, soprattutto alle nostre latitudini, perciò normalmente si opta per impianti di digestione in condizioni di mesofilia.

In generale si osserva che, all'interno degli intervalli ottimali di temperatura del processo, la produzione di biogas e la rimozione di substrato aumentano al crescere della temperatura.

1.5.6: Pezzatura e umidità del materiale

La velocità con cui le colonie batteriche si sviluppano e degradano la sostanza organica è fortemente influenzata dalle dimensioni e dal tenore di umidità del materiale avviato alla digestione. Affinché si abbia un'azione ottimale da parte dei microorganismi possono essere effettuati dei trattamenti preliminari a secco e ad umido sul rifiuto, allo scopo di tritarlo e sfibrarlo il più possibile; contemporaneamente si procede alla costante alimentazione di acqua per tenere il giusto livello di umidità. Con l'aumento del grado di umidità infatti si ha una maggiore dilatazione dei pori del materiale, con conseguente maggior possibilità di colonizzazione batterica dovuta all'aumento della superficie attaccabile. Si può inoltre procedere allo sfaldamento ulteriore attraverso procedure di riscaldamento del fluido. E' questo il caso dell'impianto di Villacidro, in cui si provvede sia allo sfibramento e triturazione, sia all'igienizzazione termica ad umido del rifiuto, allo scopo di migliorare lo stato fisico del substrato da avviare al trattamento biologico.

1.6: Parametri di gestione del processo di digestione anaerobica

Data la complessità del processo di digestione anaerobica sono stati sviluppati numerosi tipi di impianti con differenti processi. In seguito verranno definiti i principali parametri guida per la gestione dei procedimenti di digestione e saranno presentate alcune tipologie di impianti con annesse le varie soluzioni per il dimensionamento corretto del reattore. Questi possono essere suddivisi in due gruppi principali: quelli di gestione del reattore e quelli che fungono da indice della stabilità del processo.

1.6.1: Parametri di gestione del reattore

Essi definiscono l'esercizio in termini di tempi di permanenza della massa alimentata nel reattore, di concentrazione dei microrganismi, di rese di produzione del biogas in relazione al volume del reattore ed alle caratteristiche del substrato trattato.

Il substrato è definito, nel nostro campo di applicazione, in termini di solidi totali (TS), di solidi totali volatili (TVS), di domanda chimica di ossigeno (COD) e di domanda biologica di ossigeno a cinque giorni (BOD_5).

In seguito viene fornita la descrizione essenziale dei procedimenti che portano alla definizione di queste grandezze:

- **TS: solidi totali;** sono il contenuto di sostanza secca all'interno di un campione, determinato per essiccamento in stufa a 105 °C per 24 ore. In via approssimata rappresentano la somma della frazione organica e di quella inerte, definita anche come cenere, del substrato.
- **TVS: solidi totali volatili;** costituiscono la frazione di sostanza secca che risulta volatilizzata per combustione a 550 °C fino a peso costante, cioè quella parte organica di sostanza secca calcolata come differenza tra i valori di TS e TFS (solidi totali fissi), che sono la frazione formata per lo più da composti inorganici, quindi inerti, misurata per pesata dopo trattamento in forno a 550 °C.
- **COD: domanda chimica di ossigeno;** è la quantità di ossigeno consumato per ossidazione della sostanza organica, determinata tramite l'immissione di un forte agente chimico ossidante per due ore a caldo in ambiente acido.
- **BOD₅: domanda biologica di ossigeno;** rappresenta la quantità di ossigeno consumata in 5 giorni di incubazione a 20 °C per l'ossidazione biologica della sostanza organica presente nel campione.
- **BOD_L: domanda biologica di ossigeno a venti giorni.**
- **TOC: carbonio organico totale;** costituisce la quantità di carbonio che si ottiene per combustione del campione in presenza di un catalizzatore e rilevamento della CO₂ prodotta.

I parametri propri del digestore sono invece:

- **HRT**: *tempo medio di residenza idraulico*: misurato in giorni di permanenza all'interno del reattore del fluido, è definito come il rapporto il volume del reattore considerato e la portata di alimentazione al reattore:

$$HRT = \frac{V}{Q}$$

Con

HRT: tempo medio di residenza idraulico, [T];

V: volume del reattore, [L³];

Q: portata al reattore, [L³/T].

L'HRT rappresenta il tempo di permanenza di ogni elemento di fluido all'interno di un reattore ideale; nel caso dei reattori reali assumerà invece il senso di tempo di permanenza medio per i vari elementi di fluido, che permarranno tempi diversi all'interno del reattore in relazione alla sua geometria e ad altri parametri caratteristici del tipo di digestore.

- **SRT**: *tempo medio di residenza dei fanghi*; valutato in giorni di permanenza, è dato dal rapporto tra la massa totale di solidi volatili presenti nel reattore e la portata di solidi estratta. Se la quantità di biomassa prodotta per crescita cellulare è pari alla quantità uscente la concentrazione di biomassa attiva all'interno rimane costante nel tempo, e si entrerà nella condizione di stato stazionario. Anche per questo parametro valgono le differenze concettuali tra reattore ideale e reale. Varrà quindi la relazione per cui:

$$SRT = \frac{V \times X}{W}$$

Con

SRT: tempo medio di residenza dei fanghi, [T];

V: volume del reattore, [L³];

X: concentrazione TVS all'interno del reattore, [M_{TVS}/L³];

W: portata di sostanza volatile estratta dal reattore, [M_{TVS}/T].

- **OLR**: *carico organico volumetrico*; è definito come la quantità di substrato entrante nel digestore riferita all'unità di volume del reattore stesso e al tempo. Analiticamente vale l'equazione per cui:

$$OLR = \frac{Q \times S}{V}$$

Con

OLR: fattore di carico organico volum, [$M_{\text{substr}}/L^3_{\text{reattore}}T$];

V: volume del reattore, [L^3];

Q: portata al reattore, [L^3/T];

S: concentrazione di substrato nella portata influente, [M/L^3].

- **CF**: *carico organico riferito alla biomassa o ai solidi volatili nel reattore*; viene definito come la quantità di substrato entrante nel reattore riferita alla quantità di sostanza volatile presente nel reattore nell'unità di tempo, cioè:

$$CF = \frac{Q \times S}{V \times X}$$

Con

CF: fattore di carico organico in termini di substrato, riferito alla biomassa o ai solidi volatili nel reattore, [$M_{\text{substr}}/M_{\text{TSV}}T$];

V: volume del reattore, [L^3];

X: concentrazione TVS all'interno del reattore, [M_{TVS}/L^3];

Q: portata al reattore, [L^3/T];

S: concentrazione di substrato nella portata influente, [M_{TVS}/L^3].

Bisogna però ricordare che questo parametro è di difficile uso nella comparazione di prestazioni relative a differenti processi di digestione anaerobica, in quanto è molto complesso differenziare il substrato rispetto al contenuto della sostanza volatile nel reattore associabile alla biomassa attiva.

- **SGP**: *produzione specifica di gas*; rappresenta la quantità di biogas che viene prodotta per quantità di sostanza volatile alimentata nel reattore. Questo parametro, molto utilizzato per definire le rese dei processi di digestione anaerobica, è in realtà più correlato alla biodegradabilità del substrato che alle proprietà del processo utilizzato. Matematicamente si esprime con la seguente formula:

$$SGP = \frac{Q'}{Q \times S}$$

Con

SGP: produzione specifica di biogas, [$L^3_{\text{biogas}} / M_{\text{substrato alimentato}}$];

Q': portata di biogas prodotto, [L^3/T];

Q: portata al reattore, [L^3/T];

S: concentrazione di substrato nella portata influente, [$M_{\text{substrato}} / L^3$].

- **GPR**: *velocità di produzione del biogas*; è definita come la portata di biogas prodotto rispetto al volume del reattore ed al tempo:

$$GPR = \frac{Q'}{V}$$

Con GPR: velocità di produzione del biogas, [$L^3_{\text{biogas}} / L^3_{\text{reattore}} T$];

Q': portata di biogas prodotto, [L^3/T];

V: volume del reattore, [L^3].

- *Efficienza di rimozione del substrato*: vengono utilizzati svariati metodi per quantificare l'efficienza di rimozione del substrato, in quanto è molto difficile valutare la sua riduzione all'interno dei bilanci di massa relativi al processo. In generale, la relazione più semplice è la seguente:

$$\eta_{\%} = \frac{Q \times S - Q \times Se}{Q \times S}$$

Con $\eta_{\%}$: percentuale TVS rimossi, [%];

Q: portata influente e effluente, [L³/T];

S: concentrazione di TVS nella portata influente, [M_{TVS}/L³];

Se: concentrazione di TVS nella portata effluente calcolata come differenza tra la massa entrante ed il biogas prodotto, [M_{TVS}/L³].

Alcuni ricercatori ritengono che sia significativo il calcolo dell'efficienza di rimozione in termini di sostanza secca totale, o della sua frazione volatile. Nel secondo caso si fa riferimento alla percentuale di sostanza volatile che caratterizza l'influente e l'effluente del reattore:

$$Rimoz.VS_{\%} = \left\{ \frac{VS_{IN} - VS_{OUT}}{VS_{IN} - (VS_{IN} \times VS_{OUT})} \right\} \%$$

Con

VS_{IN}: percentuale della frazione volatile nell'influente, [%];

VS_{OUT}: percentuale della frazione volatile nell'effluente, [%].

1.7: Chimica fisica del biogas

Il biogas prodotto durante la digestione anaerobica è costituito principalmente da metano, biossido di carbonio e idrogeno molecolare.

Il metano è praticamente insolubile nella fase liquida e passa perciò alla fase gassosa, mentre il biossido di carbonio raggiunge un equilibrio dinamico tra le due fasi. L'idrogeno, prodotto in relativamente piccole quantità, pur essendo insolubile non riesce a lasciare la fase liquida, perché è ivi rapidamente convertito in metano dai microbi idrogenotrofi.

In generale la velocità di trasferimento di massa dalla fase gassosa a quella liquida è esprimibile attraverso relazioni generali del tipo:

$$\frac{dS}{dt} = K_L \cdot a \cdot \left(S - \frac{P_p}{H} \right)$$

Con:

dS/dt : la velocità di trasferimento del gas dalla fase liquida a quella gassosa, $[M/(L^3T)]$;

S : concentrazione di gas disciolto nella fase liquida, $[M/L^3]$;

K_L : coefficiente di trasferimento di massa globale, $[L^3/(L^2 T)]$;

a : superficie specifica della bolla di gas, $[L^2/L^3]$;

P_p ,: pressione parziale del gas p , $[M/(T^2L)]$;

H : costante di Henry, $[M/(T^2L^4M)]$.

In base all'equazione riportata, la velocità di trasferimento del gas dalla fase liquida alla fase gassosa dipende, attraverso un coefficiente caratteristico K_L , dalla superficie a di scambio della bolla e dalla forza motrice, espressa dal termine tra le parentesi tonde; in letteratura sono riportati vari modelli per il calcolo del coefficiente di trasferimento K_L nel caso dell'ossigeno.

Le bollicine di metano, dopo il deassorbimento dal substrato, raggiungono la fase gassosa con una velocità che dipende dalle loro dimensioni e dalla differenza di densità rispetto alla fase liquida.

Il tempo di risalita di bolle sferiche di diametro compreso tra 3 e 9 mm è dato dall'equazione:

$$\theta_e \cong \frac{v_b}{d_b}$$

Con:

v_b : velocità di risalita della bolla, [mm/s] ;

d_b : diametro della bolla, [mm].

1.8: Cinetiche di reazione

Nel dimensionamento di un impianto di digestione anaerobica si adotta un approccio cosiddetto cinetico, che tiene conto della velocità alla quale una biomassa cresce su un dato substrato e della velocità con cui lo utilizza. Infatti, la maggior resa produttiva derivante dal raggiungimento dello stato d'equilibrio non sarebbe compensata dai maggiori costi dovuti alla necessità di un maggiore volume del digestore.

Pertanto, sulla base di queste premesse, nella presente trattazione saranno considerate le reazioni cinetiche, poiché l'interesse principale è quello di studiare l'efficienza del processo in termini di formazione dei prodotti finali.

Dal punto di vista cinetico un sistema microbiologico è caratterizzato attraverso due differenti processi:

- La *velocità di crescita netta* dei microrganismi (la biomassa) su un dato substrato, che tiene conto del decadimento endogeno (dato dal prodotto $k_d X$), è data dall'espressione generale:

$$\frac{dX}{dt} = Y \frac{dS}{dt} - k_d X$$

Con:

dX/dt , velocità di crescita dei microrganismi, [M/(L³T)];

Y: coeff. di rendimento di crescita, [M_{microrg. formati} / M_{substr. utilizzato}];

dS/dt : velocità di utilizz. Substr. da parte dei microrganismi, $[M/(L^3T)]$;

K_d : coeff. di decadimento dei microrganismi, $[T^{-1}]$;

X : concentrazione di microrganismi, $[M/L^3]$.

- La *velocità d'utilizzazione del substrato* è determinabile facendo riferimento a diversi modelli, sostanzialmente dipendenti dal percorso metabolico di utilizzazione. E' frequente il ricorso al modello cinetico di Michaelis-Menten o di Monod (l'uno derivato teoricamente sulla base di alcune assunzioni inerenti le cinetiche enzimatiche e l'altro osservato sperimentalmente) relativi all'utilizzo di substrato secondo un modello saturazionale ed esprimibile analiticamente attraverso la relazione generale:

$$\frac{dS}{dt} = K_M X \frac{S}{K_S + S}$$

dove:

dS/dt : velocità di utilizz. substr. da parte dei microrganismi, $[M/(L^3T)]$;

K_M , max vel. d'utilizzo substr. per unità di massa di microrg., $[T^{-1}]$;

X : concentrazione di microrganismi, $[M/L^3]$;

S : concentr. del substrato a contatto con i microrganismi, $[M/L^3]$;

K_S : coefficiente di semisaturazione, corrispondente alla concentrazione di substrato S alla quale la velocità di utilizzo del substrato per unità di massa di microrganismi è pari alla metà della velocità massima, $[M/L^3]$.

Data l'espressione matematica della cinetica si può osservare che la velocità tende al suo massimo, per valori di concentrazione del substrato S grandi o per valori di K_S piccoli.

Riportando in diagramma la velocità di reazione in funzione della concentrazione di substrato S si ha una curva asintotica al valore massimo da cui si deduce che aumentando la concentrazione di substrato è possibile avvicinarsi alla massima velocità possibile.

La maggior o minor celerità con cui, al crescere della concentrazione di substrato, la velocità tende al suo massimo, espressa graficamente dalla pendenza del primo tratto

della curva, dipende dall'affinità tra lo specifico enzima deputato alla degradazione ed il substrato. Tale affinità è quantificata dal termine K_S .

Dalla combinazione delle due equazioni cinetiche di crescita dei microrganismi e di utilizzo del substrato esposte si ricava:

$$\frac{1}{X} \frac{dX}{dt} = K_M Y \frac{S}{K_S + S} - k_d$$

dove, definendo con μ , la velocità specifica di crescita dei microrganismi:

$$\mu = \frac{1}{X} \frac{dX}{dt}$$

e con μ_{MAX} , la massima velocità specifica di crescita dei microrganismi, secondo la $\mu_{MAX} = K_M Y$ si potrà scrivere:

$$\mu = \mu_{MAX} \frac{S}{K_S + S} - k_d$$

Nel caso in cui si abbia un eccesso di substrato, cioè per valori di S molto maggiori di K_S ($S \gg K_S$), l'espressione di Monod si può semplificare con l'equazione di una cinetica di ordine zero rispetto al substrato S , e pertanto si avrà:

$$\mu = \mu_{MAX} - k_d$$

Qualora ci si trovi in condizioni di substrato limitante, con valori di K_S non trascurabili (scarsa affinità tra substrato ed enzima specifico), il modello di Monod diviene una cinetica di primo ordine e pertanto assume la forma

$$\mu = \mu_{MAX} \frac{S}{K_S} - k_d$$

1.9: Tossicità dell'ambiente di crescita

Può accadere che lo sviluppo delle colonie batteriche e la conseguente resa di trasformazione del substrato vengano limitate, o addirittura inibite, a causa di alcuni fattori. A causa della loro bassa velocità di crescita, i batteri metanigeni sono quelli che maggiormente risentono degli eventi di tossicità.

Si possono avere condizioni limitanti all'interno del digestore sia per determinate concentrazioni nel substrato, infatti dipende anche da essa la velocità di reazione, sia per la presenza di eventuali sostanze inibenti, come ad esempio residui di pesticidi e prodotti farmaceutici, solventi, disinfettanti, residui da trattamenti di conservazione dei cibi, metalli pesanti, sali, azoto ammoniacale (NH_4^+) e altri.

A volte capita tuttavia che la biomassa sia in grado di tollerare alcune sostanze tossiche, e persino biodegradarle; non mancano anche i casi di acclimatazione.

Durante le fasi intermedie del processo può accadere che si sviluppino per via metabolica alcuni composti limitanti come il propanoato. Se il sistema non riuscisse a degradarlo, così da mantenerne la concentrazione al di sotto dei 3 g/l, si creerebbero condizioni di tossicità. La degradazione del propanoato è influenzata anche dall'idrogeno che, a sua volta, può inibire la degradazione microbica dell'etanolo e, reversibilmente, la crescita di molti batteri anaerobi.

Successivamente verranno elencati alcuni elementi inibenti come l'acido solfidrico, l'azoto ammoniacale, il cloroformio ed altri organoclorurati, i disinfettanti quali formaldeide e fenoli, oltre a varie specie metalliche.

- *Acido solfidrico*: nei reattori anaerobici si forma per riduzione dei composti ossidati dello zolfo e della decomposizione degli amminoacidi a base di zolfo (es. cisteina). L'effettiva capacità di produrre metano è seriamente compromessa ad una concentrazione di acido solfidrico di 200 mg/kg solidi totali (ST) anche se i batteri metanigeni possono tollerare concentrazioni fino a 1000 mg/kg ST. La letteratura suggerisce che i solfato-riduttori competono con i metanigeni per il substrato e che, quindi, un'elevata concentrazione di zolfo ridotto sia un allarme di sbilanciamento del sistema. In generale le condizioni ottimali per i batteri metanigeni si hanno per concentrazioni di solfuri tra 8 e 22 mg/kg ST.

- *Ammoniaca*: concentrazioni tra 200 e 1500 mg/l di NH₃ non dovrebbero avere effetti avversi sulla formazione di metano mentre, superando i 1500 mg/l, il comportamento del sistema può essere differente a seconda dell'adattamento o meno della biomassa; in generale è stato osservato che concentrazioni di azoto ammoniacale tra 1500 e 3000 mg/l sono inibenti a pH inferiore a 7,4, mentre concentrazioni superiori a 3000 mg/l sono tossiche a qualsiasi valore di pH.
- *Cloroformio*: metanigeni esposti a concentrazioni di 2,5 mg/l hanno mostrato la completa ripresa della produzione di metano dopo circa due settimane; inoltre la ripetizione dell'esposizione non ha mostrato nessun effetto di inibizione e ciò ha dato prova dell'adattabilità del consorzio batterico alle condizioni inibenti.
- *Formaldeide e fenolo*: al di sotto di concentrazioni di 400 e 2000 mg/l rispettivamente sono velocemente convertiti a metano per via anaerobica.
- *Metalli*: agiscono inattivando un gran numero di enzimi. Studi eseguiti su digestori anaerobici di rifiuti urbani indicano che vi è una sensibile riduzione della produzione di acidi grassi volatili da parte dei microrganismi acidogeni (da 4000 a 400 mg/l), allorché la concentrazione di ferro viene aumentata all'interno del digestore stesso. Lo stesso fenomeno si verifica in presenza di altri metalli.

II capitolo: modalità di Co-Digestione

2.1: Generalità

Per co-digestione si è soliti considerare qualunque metodologia di digestione anaerobica che preveda l'utilizzo simultaneo di differenti substrati, o co-substrati, indipendentemente dalla percentuale dei rispettivi sub-strati simultaneamente utilizzati; è buona norma comunque fare in modo che si operi sempre con una grande quantità di un principale sub-strato base, in digestori nuovi o preesistenti. Il termine "co-fermentazione" viene utilizzato come sinonimo.

2.2: Trattamento e processo di recupero dei rifiuti organici

I rifiuti organici possono essere sottoposti a vari tipi di trattamento volto al recupero o all'eliminazione come:

- Diretto utilizzo come fertilizzante;
- Recupero dei rifiuti come materia prima per riusi;
- Combustione;
- Compostaggio;
- Recupero attraverso digestione anaerobica di biogas e digestato;
- Discarica.

L'utilizzo di rifiuti come fertilizzanti è ancora comune per fanghi e per i concimi animali. Nonostante questo però, a causa di avvenute contaminazioni da metalli pesanti e composti organici, l'utilizzo di questi fanghi compostati o digeriti si è fatto sempre più restrittivo. Persino lo spargere concime liquido è divenuto più controllato a causa di contaminazioni delle falde acquifere da nitrati e dell'effetto serra. Il recupero dei rifiuti organici come mangime animale o per altri utilizzi, come ad esempio fibre e foraggio ha un utilizzo minore.

L'applicazione di compostaggio di rifiuti organici dipende prettamente dalla qualità dei rifiuti, dall'efficacia del trattamento di rimozione delle impurità, così come dall'utilizzo in modo sicuro e corretto del prodotto compostato finale. In Europa,

specialmente in alcuni paesi come Germania e Austria, l'utilizzo del compostaggio è notevolmente cresciuto negli ultimi anni.

La digestione anaerobica rappresenta un eccellente supplemento al compostaggio, o addirittura un'alternativa, ed è preferibile per acque contenenti liquidi o rifiuti viscosi, tipici dei rifiuti organici domestici e dei fanghi.

La combustione dei rifiuti organici ha ancora un ruolo molto importante, dovuto principalmente a cause economiche. Un ruolo importante viene invece assegnato a tutte quelle tecnologie che mirano al trattamento e al contenimento del rifiuto.

L'Unione Europea ha fissato come obiettivo la riduzione di rifiuti organici non trattati al 35% entro il 2014; in alcuni stati membri già esiste una legislazione più stringente riguardo il landfilling. Ad esempio l'Austria permette conferimenti in discarica esclusivamente per residui con contenuto TOC (total organic carbon) inferiore al 5%. Questo può essere ottenuto solo attraverso la combustione o un pre-trattamento meccanico-biologico dei rifiuti organici. La Danimarca ha vietato il landfilling dei rifiuti organici che possono essere inceneriti. In Finlandia tutti i rifiuti organici devono essere pre-trattati prima del deposito in discarica. Anche in Svezia è proibito qualsiasi stoccaggio di rifiuti organici non pre-trattati. Infine, nel Regno Unito sono stati introdotti degli obiettivi di riduzione dell'utilizzo di rifiuti organici non trattati, secondo i livelli del 1995, pari a 75% entro il 2010, 50% entro il 2013 e 35% entro il 2020. Inoltre, a partire dal 2001, le nuove discariche possono accogliere solamente rifiuti pre-trattati⁶.

2.3: Metodi per la Co-Digestione Anaerobica

Numerosi rifiuti provenienti dall'agricoltura, l'industria, il commercio e i comuni, possono essere adatti alla digestione anaerobica. Una lista comprensiva dei rifiuti organici si trova nel Catalogo Europeo dei rifiuti (European Waste Catalogue, EWC, 1994).

Sono state redatte delle tabelle contenenti 3 liste di rifiuti organici, sottoprodotti e possibili materie prime o grezze collegate con una valutazione di idoneità per i processi di digestione anaerobica. L'idoneità può essere eccellente, quando non è richiesto quasi nessun pre-trattamento e l'utilizzo dei substrati non causerà quasi mai

⁶ Fonte AD Nett, The European Anaerobic Digestion network; www.adnett.org.

problemi di digestione. Può essere buona quando i substrati richiedono un pre-trattamento minimo per un'affidabile operazione di digestione. Può essere povera, quando viene richiesto un pre-trattamento estensivo, o vi è una scarsa biodegradabilità⁷.

Molti rifiuti sono stati classificati come eccellenti, e dunque idonei per la digestione, meno materiali hanno un'idoneità buona o povera. Persino quei rifiuti microbiologicamente degradabili possono essere classificati con un'idoneità solo buona o povera se richiedono un pre-trattamento lungo, come ad esempio i rifiuti biologici comunali. Le impurità come sabbia, pietre, plastica, metalli e batterie devono essere rimossi dall'alimentazione del digestore. Per questa ragione, il pre-trattamento in alcuni casi diventa troppo caro e qualche volta può portare a escludere determinati rifiuti dal processo di digestione.

Per l'utilizzo in larga scala della digestione generalmente il pre-trattamento esteso e la rimozione delle impurità vengono ottenute attraverso uno dei seguenti processi:

- Separazione secca (*dry*);
- Separazione umida (*wet*);
- Processi ibridi.

Il processo di separazione a secco combina i processi di sminuzzamento, setaccio e suddivisione, utilizzando i rifiuti grezzi (*raw*) senza aggiunta d'acqua. La tecnologia è ben sviluppata per i processi di compostaggio, ma può anche essere combinata con processi di fermentazione condotta in genere con TS al 20 % (fino al 35 %).

La separazione umida rimuove le particelle sedimentabili, come ad esempio vetro e roccia, e quelli galleggianti, come plastica, legno e gomma, dopo un'aggiunta di acqua, dal risultante liquame. La tecnologia viene utilizzata soprattutto nel pre-trattamento di rifiuti biologici in stabilimenti per la loro digestione su larga scala. Viene anche applicata nell'estrazione di una frazione organica un rifiuto digeribile per la co-digestione. Di conseguenza questi processi vengono applicati su materia secca che contiene meno del 10% di TS.

I processi ibridi generalmente combinano i due processi appena descritti per ottenere una frazione di un rifiuto digeribile. Dopo lo sminuzzamento e il setaccio dei componenti grezzi, la risultante parte di rifiuto viene o filtrata con l'acqua o

⁷ Fonte AD Nett, The European Anaerobic Digestion network; www.adnett.org.

direttamente ricoperta con una pressa. Questa frazione di liquido, altamente organica, viene usata nella digestione, mentre la parte solida va al compostaggio o viene sottoposta ad altri trattamenti.

La separazione umida è più efficiente nella separazione delle impurità, mentre perde maggiori componenti organici durante la sedimentazione e il galleggiamento rispetto alla secca.

2.4: *La co-digestione con fanghi*

I digestori convenzionali per fanghi di depurazione sono spesso sovradimensionati. Forniscono, infatti, una capacità digestiva libera fino al 15%-30%. Per questo un sempre maggior numero di impianti comunali di depurazione già utilizzano co-substrati⁸. D'altra parte i nuovi progetti di stabilimenti per il trattamento dei liquami, o l'ampliamento di essi, hanno previsto un'implementazione dei co-substrati, come fonte separata di rifiuti biologici, scarti alimentari, grassi, fanghi, o altri materiali⁹.

Secondo quanto analizzato, si può dire che il bilancio di energia può considerarsi migliorato, e quindi diminuito il costo per il trattamento dei rifiuti. In alcuni casi di co-digestione vi è addirittura un surplus di energia, fornendo in questo modo un guadagno addizionale agli stabilimenti di trattamento delle acque reflue che sono in grado di vendere elettricità o calore.

2.5: *Substrati potenziali per la co-digestione*

Solitamente vengono inviati alle sezioni di digestione dei substrati originatisi principalmente dalle tre seguenti fonti:

- La raccolta dei rifiuti organici nelle municipalità;
- Raccolta differenziata alla fonte;
- Agricoltura e industrie connesse.

⁸ Ionics Italba, 1989; OWS, 1997; Edelmann und Engeli, 1998; Braun, 1998; Schmelz and Tatus, 1999; CITEC, 2000.

⁹ Langhans, Pavan et al, Schmelz, Schmelz, Bro, 2000.

I co-substrati possono dunque nascere da un rifiuto che può anche essere un sottoprodotto industriale o agricolo. Le principali sono le industrie che si occupano di fermentazione alimentare e di bevande, o le industrie biochimiche e farmaceutiche. Tutti i rifiuti e i sottoprodotti utilizzati come co-substrati possono anche essere utilizzati come un singolo o principale substrato per la digestione. Le Linee Guida della Commissione Europea, definite ne “Il trattamento biologico dei rifiuti biologici” del 2001, forniscono una lista esaustiva di rifiuti che consentono il compostaggio o la digestione.

Poiché i substrati hanno origine da un’ampia gamma di fonti, la loro composizione chimica e fisica può avere una grande variazione. Bisogna quindi avere una stima precisa che determini se il rifiuto o il sottoprodotto è adatto o meno alla co-digestione. Specialmente i requisiti per il pre-trattamento devono essere valutati rigorosamente, dato che l’intera economia della digestione anaerobica è fortemente influenzata dai costi aggiuntivi risultanti da un pre-trattamento completo. Ogni pre-trattamento deve assicurare la sicurezza e l’affidabilità del co-substrato nell’impianto digestore. Alle impurità, quali ad esempio metalli, batterie, plastica, gomma, vetro, ceramiche, sabbia e frammenti di rocce, bisogna impedire l’ingresso nell’impianto. Risulta quindi fondamentale evitare l’ostruzione dei tubazioni, depositi nel fondo, schiume in galleggiamento e, possibilmente, prevenire guasti durante il processo e danneggiamento delle tubazioni e degli organi meccanici dell’impianto mediante una accurata manutenzione.

I sistemi di pretrattamento e co-digestione devono essere estremamente coordinati, specialmente quando si utilizzano digestori progettati non propriamente per operare co-digestione su differenti substrati. L’utilizzo di vari substrati richiede una strategia di pre-trattamento totale, così da raggiungere condizioni di operatività del reattore stabili ed affidabili. Infine, i requisiti per l’igienizzazione specifici per i co-substrati devono rispettare i regolamenti nazionali ed europei.

2.5.1: Rifiuti che non richiedono il pre-trattamento

Molti rifiuti possono essere utilizzati come substrati senza requisiti specifici di pre-trattamento. Tra questi, in modo particolare i rifiuti liquidi e i fanghi. Questi rifiuti possono essere utilizzati direttamente senza grandi limiti, anche se è consigliato l’utilizzo di filtri a maglia media. Una rapida degradazione, congiunta spesso ad alti

tassi di produzione di gas , di substrati contenenti siero, olio, o grassi, possono causare un'eccessiva formazione di schiuma e accumulo di acidi grassi, che richiedono delle strategie di controllo appropriate.

2.5.2: Rifiuti che richiedono il pre-trattamento

Molti rifiuti adatti per la co-digestione devono essere pre-trattati affinché la digestione possa avvenire in condizioni ottimali. Tra le svariate tipologie di rifiuti che vengono trattate preliminarmente si può effettuare una semplice classificazione in due classi, a seconda dell'intensità dei processi di pre-trattamento ai quali vengono sottoposti. Tra le matrici più facilmente trattabili sono da evidenziare i resti del processo alimentare, vari oli e avanzi alimentari: su tali matrici si opera generalmente attraverso le seguenti fasi:

- Rimozione dei metalli;
- Rimozione di vetro, sabbia e pietre;
- Processo di omogeneizzazione (mescolamento e, occasionalmente sottile sminuzzamento).

Alcuni rifiuti richiedono invece un pre-trattamento esteso affinché si possa sviluppare un processo di co-digestione affidabile. Tra questi troviamo i rifiuti biologici della raccolta differenziata (FORSU e FO), sfalcio da giardino o parchi, rifiuti da supermercato, cibi scaduti e alcuni rifiuti industriali, soprattutto scarti di concerie. Tale pre-trattamento, molto più spinto del precedente, richiede generalmente le seguenti sezioni:

- Sminuzzamento grossolano;
- Setacciamento;
- Rimozione di metalli e batterie;
- Omogeneizzazione (mescolamento, sottile sminuzzamento).

2.6: L'impatto del pre-trattamento sulla qualità del prodotto finale

Per ottenere una digestione sicura e senza problemi, il primo obiettivo è quello di prevenire che le impurità entrino nel digestore. Un ulteriore obiettivo è assicurarsi che le suddette impurità non interessino il prodotto finale. Per permettere ciò, il composto fangoso digerito, l'effluente liquido e il biogas non possono essere contaminati da composti tossici o inibitori. Se il processo di pre-trattamento non è in grado di garantire una rimozione sufficiente delle impurità, il risultante substrato non può essere utilizzato per la co-digestione. Di conseguenza la selezione di un co-substrato, risultante da un pre-trattamento dipende dalla qualità del prodotto finale.

Per quanto riguarda i pre-trattamenti estensivi, generalmente i processi di separazione umida ottengono un grado minore di impurità rispetto alla secca. La separazione secca, utilizzata anche per il compostaggio, lascia infatti maggiore concentrazione di vetro sottile, particelle di plastica e altre impurità nel prodotto finale. Anche dopo un ulteriore compostaggio e setaccio tali prodotti generalmente non ottengono elevati standard qualitativi. Anche quei rifiuti che generalmente richiedono un pre-trattamento minimo per una digestione affidabile, possono però necessitare di una rimozione profonda delle impurità per costituire prodotti finali di alta qualità. La scelta del tipo di pre-trattamento deve essere fatta caso per caso, a seconda del processo digestivo applicato, e degli standard qualitativi richiesti al prodotto finale.

2.7: I costi di efficienza dei vari processi di pre-trattamento e dei co-substrati

I costi di un'operazione digestiva comprendono principalmente gli investimenti e i costi operativi. Basandosi su di una vasta gamma di rifiuti, i processi di co-digestione si articolano in vari stadi e applicazioni che, affinché un digestore sia affidabile, comportano spese frequenti per garantire un livello di operatività accettabile, soprattutto nella sezione di pre-trattamento.

Processi di pre-trattamento estensivo come la separazione umida, secca, o alcuni processi ibridi richiedono un equipaggiamento tecnico vasto con alti costi di

investimento. I costi per un impianto di pre-trattamento di biorifiuti su larga scala , ad esempio da 15.000 t/a, possono arrivare fino a 500.000-750.000 Euro. Gli impianti per rifiuti meno contaminati sono meno estesi e dunque anche i costi sono più contenuti. Tuttavia, un impianto minimo che includa la rimozione di metalli, vetro, sabbia, pietre, sminuzzamento e mescolamento può arrivare circa a 250,000 Euro.

Come precedentemente detto, molti rifiuti e sottoprodotti non necessitano di alcun pre-trattamento. Viene però raccomandata l'installazione di un impianto che separi le impurità anche nei casi di rifiuti liquidi puri, in modo da rimuovere anche le impurità occasionali. Un impianto simile, che comprenda un contenitore per il setaccio e il mescolamento può costare meno di 100,000 Euro¹⁰.

In alcuni casi può essere obbligatorio anche uno stadio ulteriore di igienizzazione. In questo caso la spesa aggiuntiva è generalmente di circa 100,000 Euro. Secondo un sondaggio svolto su un impianto di digestione di biorifiuti in Germania, il costo totale in caso di pre-trattamento estensivo può variare tra i 70 e i 100 Euro/t, a seconda della capacità di ciascun stabilimento. Utilizzando co-substrati senza bisogno, o con un bisogno minimo di pre-trattamento i costi degli stabilimenti di piccola taglia possono essere ancora più contenuti.

2.8: Aggiunta di co-substrati

I co-substrati possono cambiare radicalmente la condotta del digestore. Pertanto bisogna prevenire l'aggiunta di co-substrati non conosciuti. Anche una quantità irrisoria di componenti tossici o inibitori può compromettere il processo di digestione con conseguenti costi aggiuntivi di smaltimento. La quantità massima complessiva di co-substrati dipende dai seguenti fattori:

- il massimo carico organico consentito che risulta dal substrato principale e dai co-substrati;
- la presenza di H₂S-NH₃ o altre concentrazioni tossiche o inibitorie;
- il comportamento fluido-dinamico del contenuto del digestore.

¹⁰ Fonte AD Nett, The European Anaerobic Digestion network; www.adnett.org.

Solo una profonda analisi del rifiuto attraverso test di fermentazione può far luce sull'eventuale influenza dello sconosciuto co-substrato nel processo microbiologico e biochimico del digestore. Un alto tasso di COD nei co-substrati aumenta il carico e quindi influenza fortemente il processo di fermentazione. Senza un controllo adeguato l'aggiunta di co-substrati può causare un aumento di sostanze tossiche o inibitorie come NH_4 , H_2S , e può portare addirittura a concentrazioni sovrabbondanti, quindi inibitorie, di acidi grassi volatili. Questi possono portare ad un rallentamento del processo digestore, o addirittura al fallimento. I co-substrati possono anche causare dei seri cambiamenti nella dinamica dei fluidi, e quindi nel mescolamento del liquido nel digestore.

2.9: Utilizzo del prodotto finale

Ultimi prodotti del processo di digestione sono costituiti dal biogas e dal digestato; mentre per il secondo la via di smaltimento possibili sono due: o il suo deposito in discarica o il suo avvio a compostaggio, per il biogas sono disponibili invece alcune soluzioni più vantaggiose, soprattutto dal punto di vista del rientro economico e del recupero energetico.

L'utilizzo più semplice è la generazione di calore attraverso la combustione. Se viene richiesto un calore costante, il biogas può essere utilizzato in bruciatori per gas naturale modificato, senza richiesta di grandi capacità di stoccaggio. I costi per l'installazione di tali impianti sono moderati e l'efficienza è soddisfacente. Se è richiesto un calore non costantemente alto, i costi sono superiori perché è necessario un deposito di stoccaggio per il gas ad hoc.

La combinazione di calore ed energia, la co-generazione, può essere vantaggiosa sia in termini di costi, sia poiché il calore prodotto può essere utilizzato in maniera più efficiente. Nella co-generazione circa i 2/3 dell'energia del biogas viene convertita in calore mentre solo 1/3 viene recuperato come elettricità dai co-generatori commerciali. Un'efficienza maggiore potrà ricavarsi dalle micro-turbine e dalle celle combustibili, una volta che entrambe le tecniche, ancora in via di sviluppo e quindi non utilizzabili, saranno rese disponibili sul mercato.

Molti paesi hanno già introdotto prezzi garantiti di elettricità ambientale con le compagnie elettriche a prezzi fissi, il che permette ai proprietari di impianti di biogas di calcolare i costi in modo dettagliato e affidabile.

Altri possibili utilizzi, come ad esempio il miglioramento del biogas al fine della sua immissione direttamente in rete di distribuzione, lo stoccaggio in alta pressione o la liquefazione del metano, richiedono la rimozione della CO₂, che generalmente può essere ottenuta solo in impianti su larga scala. Per questo fine si utilizzano in genere spazzoloni o membrane. Generalmente la domanda di biogas purificato dipende principalmente dall'uso che se ne intende fare. In molti casi di combustione o di cogenerazione non è richiesto un pre-trattamento intensivo del biogas. Bisogna assicurare sempre solo la rimozione dell'acqua dalle tubature del gas. Tuttavia, deve essere rispettata la quantità massima di H₂S contenuta dai bruciatori, così come devono essere rispettati i parametri UE circa le emissioni di rifiuti gassosi dagli inceneritori.

Alcuni substrati sovente utilizzati nella digestione anaerobica possono dar luogo ad un'eccessiva formazione di H₂S. Qualora si verifici questo problema, si rende necessaria l'installazione di una sezione di desolforizzazione del biogas prima dell'utilizzo. Spesso si opera la rimozione attraverso un'aggiunta stechiometrica di aria, così da convertire l'H₂S in solforo semplice.

2.10: Considerazioni di convenienza economica

Alcuni co-substrati richiedono sforzi maggiori per rimuovere le impurità. Tali sforzi sono difficilmente affrontabili da parte di piccoli e medi impianti, ai quali infatti viene richiesto un trattamento meno rigoroso. I requisiti tecnici e a norma di legge infatti possono essere rispettati solo da quei digestori centralizzati su larga scala, anche perché richiedono costi di molto superiori.

Oltre ai costi potenziali per il pre-trattamento, bisogna tenere in considerazione il grado di utilizzo e il prezzo ottenibile per il prodotto finale fertilizzante e il biogas. Se il prodotto deve essere trattato prima del suo utilizzo, vi saranno ulteriori costi aggiuntivi dovuti allo stadio di compostaggio.

La quantità di co-substrati che si intende utilizzare è fondamentale per il costo complessivo. A seconda del tipo e della grandezza dell'impianto, così come del tipo

di utilizzo del digestore, bisogna attenersi alle restrizioni legali. In alcuni paesi si ricevono aiuti dallo stato a patto che si rispetti il tetto massimo di co-substrati fissato per la digestione agricola. Il digestore spesso può essere utilizzato solo in quella determinata area.

In conclusione si può dire che generalmente i co-substrati privi di pre-trattamenti possono essere completamente utilizzati nella co-digestione. Anche nei casi di piccola taglia, tipici delle economie agricole, il biogas supplementare è conveniente, basta considerare il fatto che questo può essere utilizzato completamente senza costi aggiuntivi. Anche nei casi di richiesta di un minimo pre-trattamento rimane la convenienza. Sono nei casi in cui si necessita un pre-trattamento esteso è preferibile un calcolo economico dettagliato precedente la decisione.

2.11: Benefici ambientali ed economici

Effettuando un'analisi energetica su di un impianto di digestione anaerobica progettato correttamente, riferendosi al totale dell'energia consumata per produrre energia e tenendo in conto anche tutte le emissioni che provengono dalle operazioni di trasporto, si può ottenere un bilancio energetico più efficiente rispetto ad altre forme di produzione di energia.

Considerazioni relative all'emissione di gas serra portano alle seguenti valutazioni: in primo luogo il metano è il principale dei gas serra se libero nell'atmosfera. Le pratiche correnti sui fanghi e avanzi alimentari determinano un rilascio di metano attraverso i processi naturali. La digestione anaerobica utilizza questo processo in modo che il gas possa essere utilizzato da carburante. Un processo ben gestito fa sì che venga massimizzata la generazione del metano, ma che poi nessun gas venga rilasciato nell'atmosfera, riducendo in questo modo le emissioni totali.

In secondo luogo, la digestione anaerobica fornisce una fonte di energia senza che questa aumenti il livello di anidride carbonica globale. L'utilizzo di combustibili fossili per la produzione di energia produce anidride carbonica che è a causa dei cambiamenti climatici e del surriscaldamento del pianeta. La digestione anaerobica sostituisce l'energia ai combustibili fossili, aiutando a ridurre così la quantità totale.

La materia prima per la digestione anaerobica è sì una risorsa rinnovabile, ma non potrà mai esaurire i combustibili fossili finiti. L'energia generata può solamente contribuire alla diminuzione della domanda di combustibili fossili.

Considerando invece i prodotti finali, costituiti prevalentemente da fertilizzanti liquidi e solidi, se correttamente applicati, possono ridurre la richiesta di fertilizzanti sintetici. La digestione anaerobica, costituendo parte fondamentale ma non unica di un sistema di gestione integrato dei rifiuti, riduce inoltre la possibilità che uno smaltimento insufficiente dei liquami animali possa causare l'inquinamento del terreno e delle acque.

Importante vantaggio derivante dall'adozione di questa tecnica è la riduzione degli odori dei liquami agricoli e dei residui alimentari, che può arrivare fino all'80%¹¹.

La generazione di elettricità a livello locale riduce le perdite di trasmissione e può rafforzare la rete, contribuendo così al miglioramento dell'efficienza della rete.

A livello economico gli aspetti incentivanti di questa tecnologia sono principalmente due: si riducono i costi e si convertono i residui in prodotti commerciabili: biogas, concimi e fertilizzanti. Inoltre si può beneficiare di finanziamenti per il sostegno agli investimenti per le infrastrutture necessarie grazie ai fondi strutturali europei, nel caso in cui si riesca a dimostrarne i benefici per la regione intera.

Non si può però pensare ad un impianto di digestione anaerobica come ad un sistema per l'eliminazione totale dei rifiuti; esso assolve al compito di facilitarne la gestione. Nonostante vi siano dei costi iniziali, un piano di gestione attento darà luogo ad un metodo integrato di gestione dei rifiuti efficiente e sostenibile per impianti di qualunque tipologia. Naturalmente bisogna analizzare tutte le circostanze del caso in modo da trovare il metodo più appropriato. Ad esempio, le opzioni nel caso di gestione di rifiuti agricoli sono compostaggio, sistema di aerazione, separazione meccanica, stoccaggio e spargimento finale dei residui direttamente nel terreno.

Elementi di riduzione dei costi sono dovuti al fatto che il digestore liquido è più facile da pompare rispetto al fango, e non ci sono ulteriori costi di smaltimento, soprattutto in campo agricolo.

Si deve poi considerare che la digestione anaerobica fornisce una fonte di energia sul posto; grazie ad essa ci si aspetta che il mercato dell'energia sostenibile cresca in modo significativo, e dunque crescano anche le opportunità per gli operanti nel

¹¹ Fonte AD Nett, The European Anaerobic Digestion network; www.adnett.org.

settore di vendita dell'energia. Può stimolare nuove industrie e determinare cambi strutturali nell'economia locale.

Inoltre la digestione anaerobica ha maggiori possibilità di rispettare i sempre più severi precetti in materia di sostenibilità ambientale, tutela umana ed animale rispetto ai metodi tradizionali, garantendo un facile rispetto delle normative.

2.12: Situazione impiantistica italiana ed europea

Attualmente Germania e Spagna sono i Paesi europei nei quali gli impianti di digestione anaerobica hanno avuto maggiore diffusione; il governo tedesco ha fortemente incentivato questo tipo di soluzioni impiantistiche, fissando allo stesso tempo un vantaggioso prezzo, pari a 0,22 Euro/kWh, di vendita per l'energia elettrica prodotta tramite biogas, ed un significativo apporto di contributi statali, uniti ad un buon piano per la gestione integrata dei rifiuti e delle acque; in Spagna la diffusione della tecnica anaerobica è stata fortemente avvantaggiata dai massicci finanziamenti dovuti ai fondi strutturali stanziati dall'Unione Europea, che hanno consentito l'adozione massiccia di questa tipologia impiantistica.

Ad oggi sono stati censiti in Europa 218 impianti che trattano FORSU o FO da selezione meccanica, da sole o in co-digestione con altre matrici, con un totale di capacità di trattamento superiore ai 10.000.000 t/a. La Germania è lo stato dove si ha la maggiore capacità, con il 33% del totale; seguono la Spagna al 14%, la Svizzera al 13% e l'Italia con il 10% circa¹².

Come si evince dal grafico successivo, gli impianti tedeschi sono tutti di piccola o media taglia, con una capacità media di trattamento di circa 30.000 t/a, mentre gli impianti maggiori sono situati in Francia, dove la capacità media si attesta attorno alle 140.000 t/a

¹² Urbini, Torretta, Bini, Valvassori, Conti; Rifiuti Solidi, novembre-dicembre 2008;

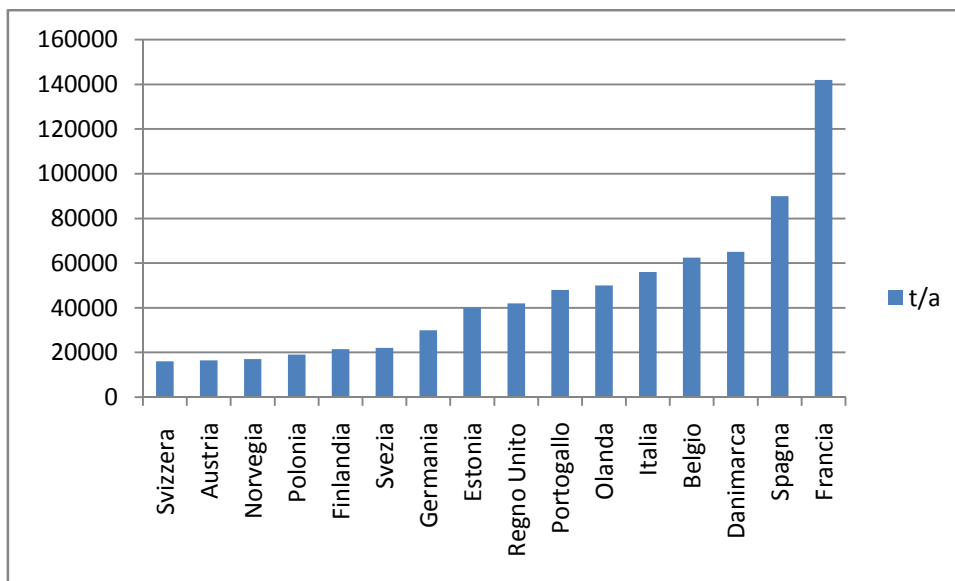


Figura 2.1: capacità di trattamento media per impianto;¹³

La tendenza predominante è comunque quella della costruzione di impianti di piccola taglia; come si evince dal grafico nella pagina successiva il maggior numero di installazioni tratta meno di 20.000 t/a. La causa di ciò è probabilmente attribuibile agli elevati costi corrispondenti alla costruzione di impianti su larga scala e alla loro maggiore difficoltà gestionale.

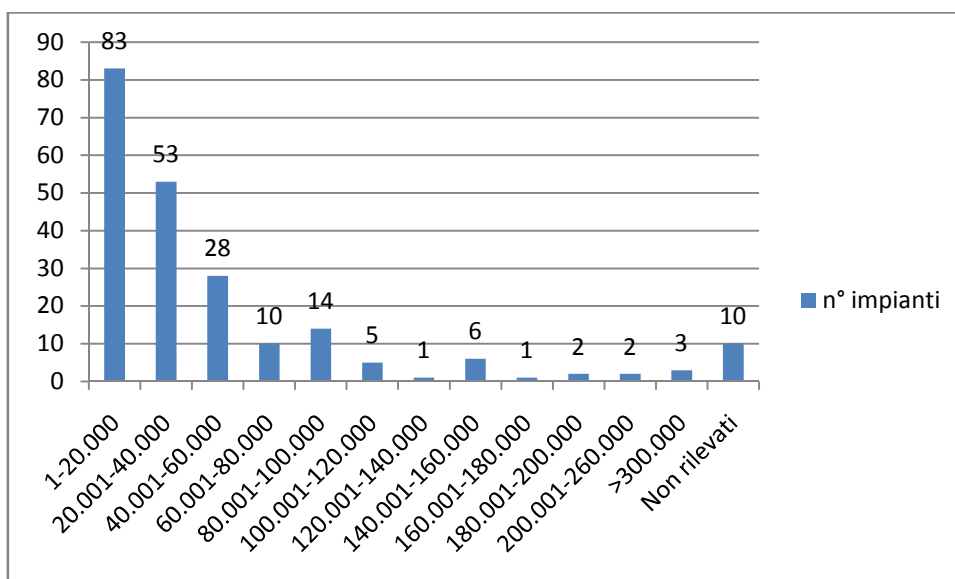


Figura 2.2: capacità di trattamento media per impianto;¹⁴

¹³ Urbini, Torretta, Bini, Valvassori, Conti; Rifiuti Solidi, novembre-dicembre 2008;

¹⁴ Urbini, Torretta, Bini, Valvassori, Conti; Rifiuti Solidi, novembre-dicembre 2008;

Dai dati censiti si evince che 100 impianti operano la digestione solamente su FORSU, 34 lavorano con frazione organica (FO) da selezione meccanica e ben 84 utilizzano FORSU o FO in co-digestione con altri substrati.

Nonostante le rese della FORSU in termini di produzione di biogas siano abbastanza inferiori rispetto a quelle di altre matrici, il vantaggio del suo utilizzo è costituito dalla facilità con cui può essere reperita. Nel solo 2006 in Italia sono state raccolte circa 2.702.500 t di FORSU e verde e, secondo una stima dell'APAT, solamente lo 0,4% di esse sono state trattate tramite metodi di digestione anaerobica.

Per quanto concerne invece la FO da selezione meccanica è necessario evidenziare come questa tipologia di matrice ha creato notevoli problemi di gestione, relativi soprattutto a danni di natura meccanica ai digestori ed ai macchinari di pre-trattamento, alla minore efficienza in termini di produzione di biogas ed agli elevati costi di gestione.

In conseguenza di queste problematiche negli ultimi anni si sta verificando, soprattutto in Italia, una conversione degli impianti inizialmente destinati a digerire rifiuto da selezione meccanica con installazioni operanti su substrati di qualità maggiore.

Ad oggi in Italia sono operativi, o in fase di avviamento, 14 impianti di digestione anaerobica; trattano sia matrice organica da sola sia in co-digestione con altre, per una capacità potenziale annua di 892.400 t. La maggior parte di essi è situata nel nord Italia: 4 di essi sono in Lombardia e 4 in Veneto; i rimanenti sono unitariamente in Piemonte, Trentino Alto Adige, Emilia Romagna, Toscana, Lazio e Sardegna¹⁵. La maggior parte delle installazioni tratta solamente FORSU ed è di piccole o medie dimensioni: ben 11 impianti su 14 trattano meno di 60.000 t/a. Sono 5 invece gli impianti che operano in co-digestione con altre matrici, e solamente 1 utilizza come unica matrice la FO proveniente da selezione meccanica.

In ultimo viene riportato un grafico relativo alla produzione annuale di biogas da digestione anaerobica nei paesi europei di maggiore rilevanza¹⁶.

¹⁵ Urbini, Torretta, Bini, Valvassori, Conti; Rifiuti Solidi, novembre-dicembre 2008;

¹⁶ Fonte AD Nett, The European Anaerobic Digestion network; www.adnett.org.

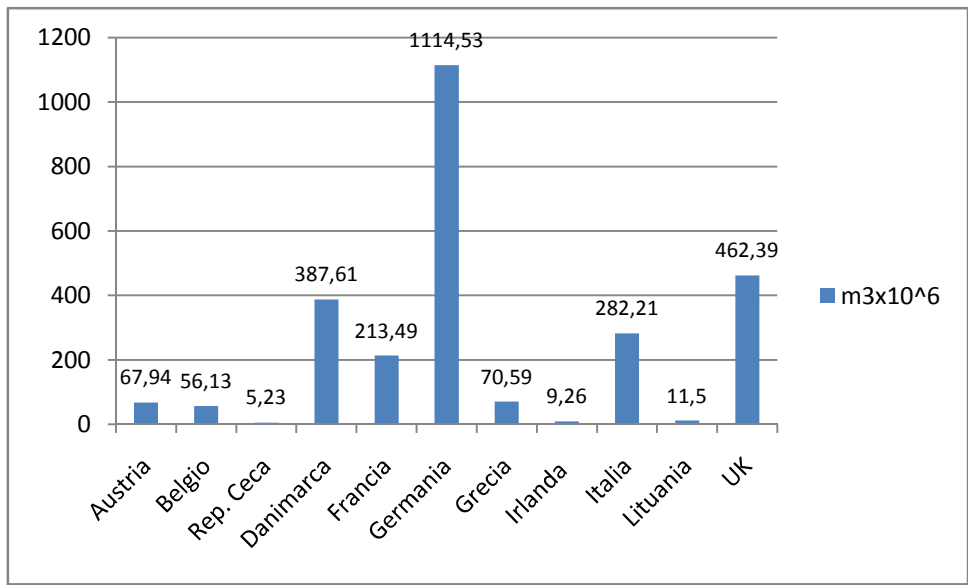


Figura 2.3: produzione annuale di biogas, in $m^3 \times 10^6$; ¹⁷

¹⁷ Urbini, Torretta, Bini, Valvassori, Conti; Rifiuti Solidi, novembre-dicembre 2008;

III capitolo: Applicazioni industriali del processo di D.A.

3.1: Introduzione

E' ormai riconosciuto dai comitati scientifici internazionali che la tecnica di digestione anaerobica su frazione organica dei rifiuti urbani e altre tipologie di substrati rappresenta una modalità di trattamento conosciuta, gestibile ed affidabile. Gli impianti di trattamento che ne sfruttano i principi stanno avendo sempre maggior diffusione, sia a scala europea che mondiale, soprattutto grazie alla molteplicità delle soluzioni applicative disponibili.

Si possono prevedere infatti stabilimenti per servizi su grandi e piccoli bacini di utenze: inizialmente, intorno ai primi anni '90 venivano installati soprattutto impianti di piccole dimensioni, con capacità pari a circa 15.000-18.000 t/anno; è poi dal '98 che la tendenza si invertì con l'affermarsi di stabilimenti con potenzialità maggiori di 25.000 tonnellate annue. Altra possibile differenziazione è riconducibile alle diverse temperature di regime: inizialmente tutti gli impianti operavano in regime mesofilo, ma, contemporaneamente allo sviluppo di brevetti sempre più affidabili, è cresciuto anche l'utilizzo dei termofili, che a oggi operano su più del 40% del rifiuto trattato¹⁸. Nonostante siano indubbiamente maggiori le spese di approntamento rispetto ai mesofili, i processi termofili si sono dimostrati in grado di conquistare fette crescenti di mercato, soprattutto grazie agli incrementi delle rese in termini di velocità di processo e di biogas prodotto.

Altro confronto è quello fra processi ad umido (wet) e a secco (dry), a uno o a due stadi. Esistono inoltre impianti che effettuano la co-digestione di fanghi di depurazione e frazione organica: tale tecnologia, seppur brevettata ed affidabile, risulta ancora non ampiamente applicata in Europa. E' più frequente infatti il ricorso a trattamento di soli rifiuti organici. Al 2000 meno del 7% della capacità totale è riconducibile a sistemi di co-digestione.

Inoltre è possibile conferire allo stabilimento sia rifiuto selezionato alla fonte, sia un rifiuto indifferenziato; in tal caso si dovrà procedere a vari pre-trattamenti per la separazione delle parti non organiche.

Questa tecnologia è inoltre perfettamente integrabile con metodi di digestione aerobica del sedimentato, secondo un processo che alla prima sezione di

¹⁸ Manuale Apat 2005 per la Digestione Anaerobica

degradazione e produzione del biogas aggiunge una seconda fase di stabilizzazione aerobica del materiale residuo con produzione finale aggiuntiva di compost.

Volendo effettuare un'analisi più pratica dei diversi tipi di processo adottati e presenti sul mercato, essenzialmente si distinguono per il tenore di sostanza solida alimentata al reattore, e quindi per il tipo di digestore utilizzato. Le diverse applicazioni hanno portato alla realizzazione di vari brevetti relativi alla tecnologia ed al processo adottato. Successivamente verranno illustrati alcuni sistemi presenti sul mercato, analizzandone i principali parametri operativi e le rese di processo secondo i valori di:

- *Carico organico applicato;*
- *Tempi di ritenzione;*
- *Temperatura;*
- *Produzione specifica biogas;*
- *Riduzione sostanza volatile nel rifiuto trattato.*

Generalmente il parametro migliore per effettuare il confronto fra differenti tecnologie è la produzione specifica di biogas; necessita però di attente valutazioni sulla sua veridicità, in quanto è facilmente influenzabile anche da piccole variazioni del substrato in ingresso. E' dimostrato infatti che incrementi nel contenuto del rifiuto di lignina e cellulosa producono riduzioni sensibili nella resa del digestore¹⁹. E' infine preferibile utilizzare impianti che ricevano rifiuto selezionato direttamente alla fonte; nel caso in cui invece si debba procedere per via meccanica alla selezione dell'organico infatti è più facile che elementi lentamente o non biodegradabili finiscano nel digestore, condizionandone in maniera negativa il rendimento.

¹⁹ Studi Saint-Jolly 2000, da Apat 2005.

3.2: Processi di digestione a fase unica

Questa tipologia di trattamento viene classificata in base al tenore di solidi che caratterizza il rifiuto trattato; in base a quest'indice distinguiamo tipologie di digestione a una fase in regime wet, dry e semi-dry.

3.2.1: Digestione WET

Avendo alle spalle le metodologie utilizzate per lunghi anni al fine della digestione dei fanghi da depurazione delle acque, la prima modalità di digestione per organico che venne studiata e sviluppata fu quella ad umido. Seguendo questo schema il rifiuto di partenza viene opportunamente trattato e diluito al fine di raggiungere un contenuto in solidi totali TS inferiore al 10-15%. Attraverso la diluizione con acqua si crea un fluido tale da poter essere inviato ad un reattore completamente miscelato con caratteristiche speculari a quelli utilizzati per il solo trattamento dei fanghi.

In generale il processo prevede inizialmente una fase di pre-trattamento del rifiuto finalizzata alla rimozione di plastiche ed inerti e di corpi grossolani che potrebbero danneggiare gli organi meccanici, seguita da uno stadio di miscelazione al fine di omogeneizzare l'effluente e dosarne il contenuto di solidi.

A causa delle caratteristiche fisiche dei rifiuti trattati non è solitamente possibile ottenere una miscela perfettamente omogenea, anzi spesso si riscontrano accumuli al fondo del reattore di materiali a densità elevata e formazione di croste superficiali dovute a materiali galleggianti. Nella sola zona centrale del digestore avvengono le reazioni che poi portano alla formazione di biogas.

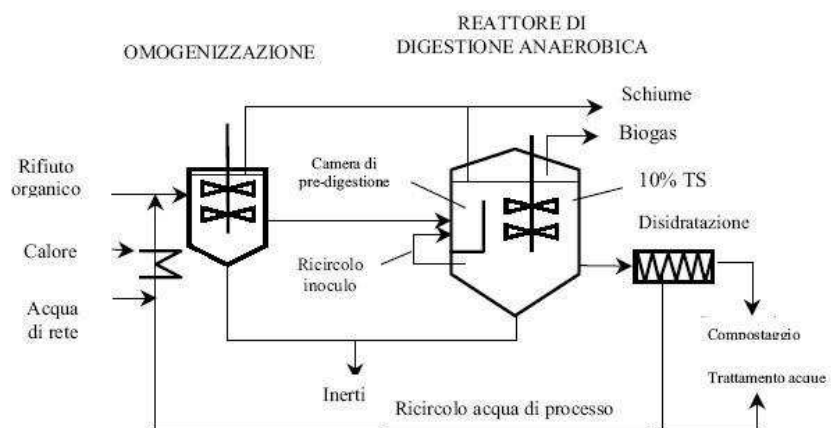


Figura 3.1: schema impiantistico per processi wet a fase singola.

Altro problema che spesso affligge questo tipo di digestori è la corto circuitazione idraulica che si può verificare quando il flusso del materiale entrante, non perfettamente miscelato con il fluido già presente nel reattore, fuoriesce con tempi di ritenzione ridotti rispetto a quelli di progetto. In questo caso si avrà una diminuzione della produzione di biogas dovuta alla mancata digestione di parte del substrato. Proprio per questo alcune soluzioni brevettate prevedono una sezione di pastorizzazione all'uscita del digestore, al fine di igienizzare totalmente l'effluente. Nella pagina successiva viene riportata una tabella riassuntiva dei principali elementi caratterizzanti il sistema ad umido.

<i>Approccio</i>	<i>Vantaggi</i>	<i>Svantaggi</i>
Tecnologico	Processo ormai sperimentato ed affidabile; applicabilità in processi di codigestione con rifiuti liquidi ad alto contenuto in sostanza organica.	Corto circuitazione idraulica; presenza di fasi separate galleggianti e pesanti; abrasione delle parti meccaniche dovuta a sabbie e inerti; pretrattamenti sul rifiuto indispensabili.
Biologico	Diluizione dei picchi di concentrazione di substrato e di sostanze tossiche inibenti.	Sensibilità a picchi di concentrazione di sostanze tossiche e di carico organico; perdita di sostanza biodegradabile lungo la filiera dei pretrattamenti per l'indifferenziato.
Economico ed ambientale	Spese ridotte per i sistemi di pompaggio e di miscelazione.	Elevati costi di investimento iniziale, dovuti ai pretrattamenti ed alle elevate volumetrie dei reattori; nel processo viene utilizzato un elevato quantitativo di acqua.

Tabella 3.1: vantaggi e svantaggi del sistema wet.

PRESTAZIONI DEL PROCESSO WET

Gli impianti che operano ad umido lavorano generalmente con carichi organici piuttosto bassi, che si attestano attorno ai 2-4 kg_{VS}/m³giorno. Qualora il digestore venga alimentato con carichi maggiori di 6 kg_{VS}/m³g si osserverebbe subito una diminuzione nella produzione di biogas, dovuta presumibilmente alla presenza o alla formazione di sostanze inibenti conseguente appunto all'incremento dei carichi da

trattare. E' evidente comunque che questa tipologia di reattori, tenendo sempre la biomassa dispersa nel solo mezzo liquido, garantisce sì un intimo contatto tra batteri e substrato, ma favorisce anche il contatto fra batteri e sostanze inibenti. Essendo lo schema di funzionamento di questa tecnologia piuttosto semplice, spesso è facile porre rimedio ad inconvenienti di questo tipo grazie alla semplice aggiunta d'acqua, con conseguente diluizione.

Nella pagina seguente vengono elencate le principali caratteristiche prestazionali di questa tipologia di impianti.

PROCESSO WET	Intervallo
<i>Parametri</i>	
Temperatura reattore, °C	37 (mesofilo) o 55 (termofilo)
Solidi nel rifiuto trattato,%TS	10, fino a 15 per termofilo
Carico organico, kg _{VS} /m ³ d	2-4 fino a 6 per termofilo
Tempo di ritenzione idraulica, d	10-15, fino a 30
Produzione di biogas, Nm ³ /t di rifiuto	100-150
Produzione specifica di biogas, m ³ /kg _{VS}	0,4-0,5
Contenuto in metano, %	50-70
Riduzione della sostanza volatile,%	50-60 fino al 75 per termofili

Tabella 3.2: parametri prestazionali del processo wet.

Di seguito verranno elencate e descritte alcune applicazioni industriali del processo wet a fase singola²⁰:

- *IL PROCESSO BIMA*

Sviluppato dalla società austriaca EnTec Umwelttechnik GmbH il sistema Bima consiste in un particolare reattore anaerobico progettato per il trattamento di rifiuto organici solidi, fanghi di depurazione ed acque ad elevato contenuto di sostanza organica. Il processo prevede una fase iniziale di triturazione grossolana del rifiuto, seguita da diluizione e trattamento di separazione idraulico meccanica mediante hydropulper. L'effluente viene così epurato dalle plastiche, dalla carta, dal vetro e dagli inerti. Al digestore viene in genere

²⁰ Fonte: manuale Apat per la Digestione Anaerobica 2005, III cap

inviato un effluente melmoso con tenore di solidi totali TS generalmente al 10%.

Il reattore è suddiviso in due comparti, uno superiore di modesta capacità ed uno inferiore più grande; le due parti sono collegate da apposite tubature per il trasporto del biogas. Chiudendo una particolare valvola lungo queste condotte si isola il comparto inferiore, causandone quindi la messa in pressione dovuta all'accumulo del biogas. Grazie all'aumento di pressione parte del substrato si sposta nel comparto superiore; raggiunto un certo livello l'apertura di una valvola automatica consente il rilascio del biogas accumulato, che causa successivamente la re immissione del substrato del comparto superiore in quello inferiore. Grazie alla particolare conformazione idraulica del reattore e del percorso di re immissione si garantisce una ottimale miscelazione tra substrato fresco ed eventuali schiume e sedimenti presenti. L'alimentazione avviene tramite lance disposte in un apposito tubo al centro del reattore, mentre il biogas passa direttamente dal compartimento superiore al gasometro.

Applicazioni su scala reale di questa tecnologia vengono effettuate generalmente per impianti di piccole dimensioni, tipicamente 1000-2000 m³, operanti su rifiuti organici civili, zootecnici e agroindustriali, con OLR pari a circa 2-4 kg_{VS}/m³g e HRT di circa 30 giorni.

- *IL PROCESSO LINDE*

Ideato e brevettato dalla tedesca Linde KCA Dresden GmbH, il brevetto Linde prevede digestione anaerobica ad umido, con reattori operanti sia in regime mesofilo che termofilo su bassi carichi organici, con possibilità impiantistiche ad uno o a due stadi.

Il rifiuto subisce vari trattamenti preliminari mediante vagli e pulpers al fine di liberarlo dagli inerti come plastica e carta; il reattore viene miscelato tramite insufflazione del biogas da un apposito tubo posto al centro del digestore.

Come residuo solido si ottiene un ottimo materiale da inviare a compostaggio.

Attualmente gli impianti realizzati a scala reale sono dimensionati per circa 15.000-30.000 t/anno, e operano soprattutto co-digestione di rifiuti organici di varie provenienze: civili, zootecnici e agroindustriali. E' comunque prevista la prossima realizzazione di impianti in Spagna ed in Italia con capacità notevolmente maggiori, rispettivamente di 140.000 t/a per la digestione di

frazione organica da raccolta differenziata, e di 100.000 t/a per la co-digestione di RU da raccolta differenziata, residui zootecnici liquidi, fanghi da trattamento e scarti vegetali; questi nuovi impianti opereranno con tenore di solidi attorno all'8-10% TS in regime termofilo, e garantiranno produzioni di compost superiori alle 10.000 t/a ²¹.

- *IL PROCESSO WAASA*

Questo sistema è stato progettato dalla finlandese Citec Environment International Ltd.. L'alimentazione dei digestori è costituita prevalentemente da frazione organica selezionata meccanicamente, con contenuto di solidi TS al 10-15%. L'HRT varia generalmente tra i 10 giorni del processo operato in regime termofilo ai 20 giorni previsti per il mesofilo. Chiaramente sono previsti pretrattamenti di omogeneizzazione del rifiuto entrante mediante hydropulper.

La prima applicazione su scala reale risale al 1989, quando si realizzò un impianto con questa tecnologia nell'omonima cittadina Waasa, in Finlandia. La sua capacità è di 20.000 t/a di fanghi e rifiuti solidi urbani. Altri stabilimenti vennero poi costruiti a Kil in Svezia e Ashigara in Giappone, della capacità rispettivamente di 15.000 t/a e 500 t/a di sola frazione organica. La realizzazione più significativa è quella di Groningen, in Olanda, dimensionata per trattare 85.000 t/a di frazione organica proveniente da raccolta differenziata e selezione meccanica, con OLR di 5 kg_{VS}/m³g.

²¹ Fonte: Zanovello ealtri 1998

Nella seguente immagine viene raffigurato uno schema di parte del processo Waasa.

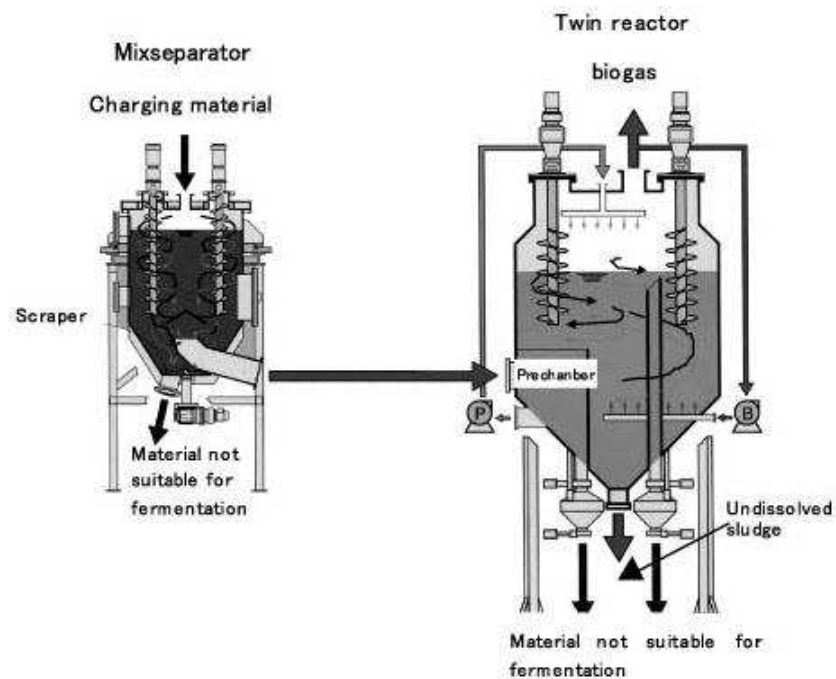


Figura 2: schema impiantistico processo wet a fase singola Waasa.

Generalmente per questo tipo di processi la produzione attesa di biogas si attesta sui 100-150 m³/t di rifiuto alimentato, con rimozione della sostanza volatile del 60-70%.

- *IL PROCESSO WABIO*

Questa tecnica di digestione è stata sviluppata da una società finlandese, la EcoTech. Il sistema prevede la co-digestione di frazione organica da RU e fanghi provenienti dalla depurazione biologica delle acque, accoppiata ad una sezione di compostaggio per il digestato. Il processo si è largamente diffuso in Europa, con installazioni di capacità variante tra le 14.000 t/a dell'impianto di Kiel in Germania e le 54.000 t/a di uno stabilimento polacco, ripartite in 37.000 t/a di frazione organica da RU e 17.000 di fanghi. E' stato realizzato un impianto anche a Berlino, trattante rifiuto organico da raccolta differenziata con una capacità di 30.000 t/a.

Ad esso generalmente arriva un rifiuto con TS al 18-25%, poi diluito sino al 10-15%; opera in regime mesofilo con OLR variabile tra 3-7 kg_{VS}/m³g e HRT di circa 15-17 giorni; la sua produzione di biogas è compresa nell'intervallo tipico 100-150 m³/t di rifiuto, con percentuale di metano del 50-70%.

3.2.2: Digestione semi-dry

In questo caso il contenuto di sostanza solida che caratterizza il rifiuto trattato si pone nell'intervallo intermedio rispetto ai processi wet e dry: opera infatti con rifiuti dal contenuto di solidi pari al 15-20% ²². Parte fondamentale dell'impianto è sempre un unico reattore, miscelato e con la possibilità di operare a temperature mesofile oppure termofile.

Se il rifiuto organico proviene da raccolta differenziata in genere presenta caratteristiche che sono ottimali per l'applicazione diretta del processo, pur dovendo essere necessariamente pre-trattato al fine di eliminare i materiali ferrosi e gli inerti grossolani, triturato, diluito e miscelato.

Qualora invece si abbia a che fare con rifiuti indifferenziati si rende indispensabile una separazione meccanica dell'organico, con successiva fase di pre-trattamento di pulizia del rifiuto piuttosto spinto e sua diluizione con acqua, anche di processo. In questo tipo di impianti, essendo necessaria una filiera di pre-trattamento per la separazione dell'organico a diversi stadi, avvengono delle perdite di materiale biodegradabile che possono arrivare sino al 15-25% in termini di sostanza volatile ²³. Negli stadi successivi di questa linea si provvede poi alla rimozione dei materiali inerti quali metalli, sassi, vetro, e sabbie, al fine di evitare danni agli organi meccanici dell'impianto e per evitare eccessive sedimentazioni. Anche in questo processo si osserva la formazione di tre fasi distinte all'interno del reattore, anche se il fenomeno è meno accentuato che nei wet. Affinché si abbia miscelazione ottimale si possono approntare dei sistemi di ricircolo o delle lance per insufflare il biogas dal fondo del digestore, agitando così il reattore grazie all'immissione delle bolle.

Il principale vantaggio di questa tecnologia è di tipo economico: consiste infatti nella possibilità di installare mezzi di pompaggio e miscelazione ampiamente diffusi sul mercato, e quindi ad un prezzo conveniente. Al rovescio della medaglia corrisponde

²² Progetto Bassetti e altri, Università di Venezia 1998

²³ Farneti a altri, 1999

invece l'investimento maggiore da effettuare per le fasi di pre-trattamento, soprattutto nel caso in cui venga conferito del rifiuto indifferenziato.

Le volumetrie dei digestori sono intermedie tra i wet, quelli che necessitano di maggiori capacità, e i dry. Altra voce di costo che potrebbe influire negativamente sul bilancio dell'impianto è quella relativa all'acqua necessaria per la diluizione e ad i costi conseguenti al suo riscaldamento; prestando molta attenzione al progetto del sistema si raggiungono però facilmente condizioni di autosostentamento energetico del reattore, grazie all'energia e al calore prodotti dalla combustione del biogas. Nella successiva tabella vengono sintetizzati i vantaggi e svantaggi specifici del processo.

<i>Approccio</i>	<i>Vantaggi</i>	<i>Svantaggi</i>
Tecnologico	Semplicità dei sistemi di pompaggio e miscelazione; se il rifiuto proviene da raccolta differenziata lo si può trattare direttamente.	Accumulo di materiali inerti al fondo; abrasione delle parti meccaniche; pretrattamenti complessi per RU indifferenziato.
Biologico	Diluizione dei picchi di concentrazione di substrato e di sostanze tossiche inibenti.	Sensibilità a picchi di concentrazione di sostanze tossiche e di carico organico; perdita di sostanza biodegradabile lungo la filiera dei pretrattamenti per l'indifferenziato.
Economico ed ambientale	Spese ridotte per i sistemi di pompaggio e di miscelazione.	Elevati costi di investimento iniziale, dovuti ai pretrattamenti ed alle elevate volumetrie dei reattori; nel processo viene utilizzato un elevato quantitativo di acqua.

Tabella 3.3: vantaggi e svantaggi del semi-dry.

PRESTAZIONI DEL SEMI-DRY

Alcuni esperimenti su scala pilota condotti su frazione organica da rifiuto indifferenziato opportunamente diluita dimostrano la possibilità di operare con OLR fino a $18 \text{ kg}_{\text{VS}}/\text{m}^3\text{giorno}$ in regime termofilo, con tempi di ritenzione idraulica ridotti sino a sei giorni. Applicazioni reali, come ad esempio il reattore di Verona²⁴, lavorano in genere con OLR pari a $8 \text{ kg}_{\text{VS}}/\text{m}^3\text{g}$.

²⁴ Cozzolino, 1992, e Farneti 1999, Apat 2005

Come per qualunque sistema che sfrutta i processi di digestione anaerobica, anche il semi-dry è fortemente influenzato dalla temperatura a cui avviene la degradazione. A parità di carico organico applicato e di tempo di ritenzione idraulico, il passaggio da regimi mesofili a quelli termofili consente di incrementare significativamente i rendimenti in termini di biogas prodotto, da 0,2 a 0,5 m³/kg_{VSd}, con una riduzione della sostanza volatile maggiorata del 20-50%.

PROCESSO SEMI-DRY	Intervallo
<i>Parametri</i>	
Temperatura reattore, °C	37 (mesofilo) o 55 (termofilo)
Solidi nel rifiuto trattato,%TS	15-20 fino a 25 per termofilo
Carico organico, kgVS/m ³ d	8-12 fino a 18 per termofilo
Tempo di ritenzione idraulica, d	10-15
Produzione di biogas, Nm ³ /t	100-150
Produzione specifica di biogas, m ³ /kgVS	0,3-0,5
Contenuto in metano, %	55-60
Riduzione della sostanza volatile,%	40-50 fino al 60 per termofili

Tabella 3.4: parametri operativi e rese del semi-dry.

L'unica applicazione rilevata a piena scala del processo semidry brevettato da SNAM progetti è situata a Cà del Bue, in provincia di Verona.

L'impianto ha capacità di 150.000 t/a di RU (500 t/g), da inviare alle sezioni di pre-trattamento necessarie alla selezione della sola frazione organica. Opera in regime termofilo, con OLR di 8 kg_{VS}/m³g e HRT di 13 giorni. I digestori sono quattro, con volume utile di 2000 m³, e vengono alimentati per 12 ore al giorno 6 giorni a settimana: in essi vengono trattati 428 m³/g con tenore di solidi TS al 20-25%. La produzione specifica di biogas è di 0,48 m³/kg_{VS}, con contenuto di metano al 66%²⁵.

²⁵ Farneti, Pavan, Bolzonella, in Apat 2005

3.2.3: *Processi DRY*

Altri filoni di ricerca hanno condotto nel corso degli anni allo sviluppo di una tecnologia che permette di operare sui rifiuti tal quali, senza dover procedere a diluizioni. Nei processi dry il tenore di solidi del rifiuto alimentato al digestore è generalmente compreso tra il 25 e il 40%; pertanto solamente alcuni rifiuti ad alto tenore di solidi necessitano di aggiunta di acqua per essere trattati ²⁶.

Questo cambiamento non modifica i parametri biologici e chimici tipici della digestione, ma fa nascere la necessità di particolari apparecchiature per la movimentazione del fluido, notevolmente più viscoso che nei processi wet e semi-dry. Vanno rivisitate le tecnologie interne dei reattori, prevedendo dei particolari metodi di pompaggio e miscelazione. A causa delle sue particolari caratteristiche reologiche il flusso trattato deve essere trasportato su nastri e pompato con pompe appositamente progettate per fluidi ad elevata viscosità. Ciò rappresenta un elemento molto incisivo sui costi di realizzazione dell'impianto. I vantaggi sono dati invece dalla possibilità di operare materiali ad alte concentrazioni, la resistenza a possibili inceppamenti e danni dovuti a sassi, vetro o legna.

Generalmente l'unico trattamento preliminare previsto è un vaglio a maglie, effettuato al fine di eliminare elementi con dimensioni di 40 mm. Nel caso di rifiuto organico separato meccanicamente si procede tramite vagli circolari a tamburo; se invece proviene da raccolta differenziata alla fonte si usano dei trituratori. Dato che non vengono effettuati molti trattamenti preliminari la perdita di materiale biodegradabile è ridotta al minimo.

Sempre a causa della viscosità del flusso trattato non è possibile utilizzare reattori miscelati; la digestione si svolge con flusso parzialmente o totalmente a piste, conosciuto anche come plug flow. Questa tipologia di reattore è semplice a livello meccanico, ma comporta problemi di miscelazione tra la biomassa fermentante e il rifiuto organico fresco.

Con questa tecnologia si supera il problema della zonazione del reattore, inconveniente che sistematicamente si verifica nei reattori a logica wet e semi-dry.

Dal punto di vista economico si evidenzia come nel caso di processi di tipo dry gli elevati costi di investimento iniziale sono dovuti alla particolarità dei sistemi di trasporto e pompaggio. Si ha invece notevole risparmio per quanto riguarda i pre-

²⁶ Oleskiewicz e Poggi-Varaldo 1997

trattamenti e per via delle minori volumetrie richieste per i reattori. In conseguenza di ciò è facilmente prevedibile un ulteriore contenimento anche delle spese per il riscaldamento del reattore. E' proprio in funzione di questi elementi che oggi la tecnologia dry viene considerata come la più economicamente realizzabile. Oltretutto si avrebbe un notevole risparmio anche dell'acqua, grazie alla riduzione delle diluizioni. In seguito vengono riassunte le caratteristiche peculiari di questo tipo di soluzione impiantistica.

<i>Approccio</i>	<i>Vantaggi</i>	<i>Svantaggi</i>
Tecnologico	Non servono sistemi di agitazione interni; resistenza ad inerti pesanti e plastiche; nessun cortocircuito idraulico.	Rifiuti con basso tenore di sostanza solida necessitano di trattamenti ad hoc;
Biologico	Bassa perdita di sostanza biodegradabile nei prettrattamenti; elevati OLR applicabili; resistenza a picchi di concentrazione di substarto o sostanze tossiche.	Minima possibilità di diluire sostanze inibenti o picchi di concentrazione di substarto con acqua.
Economico ed ambientale	Riduzione al minimo dei prettrattamenti; ridotte volumetrie dei reattori; minore utilizzo di acqua; minima richiesta di riscaldamento per il reattore.	Elevati costi di investimento iniziale, minori tuttavia dei wet e dei semidry

Tabella 3.5: vantaggi e svantaggi impianti dry.

PRESTAZIONI DEL PROCESSO DRY

Operando con carichi organici molto elevati il problema che si verifica più facilmente è lo sbilanciamento delle reazioni verso la fase acidogenica; è necessario quindi, come del resto anche per le altre tipologie processuali, un attento controllo sul flusso in ingresso al digestore. Indubbio vantaggio della tecnologia applicata a larga scala è invece la mancanza di fenomeni di inibizione dovuti ad elevate concentrazioni di ammoniaca, tollerabile fino a 3 g/l²⁷.

²⁷ Varie ricerche De Bear, Six, Weiland, Fruteu de Laclos in Apat 2005

Molto probabilmente la capacità dei sistemi dry di resistere alla massiccia presenza di ammoniacale è dovuta alla miscelazione non perfetta e disomogenea effettuata in questo tipo di processi. Grazie a questo fatto si avrà contatto tra biomasse metanogene e sostanze inibenti solamente in zone limitate del digestore.

Dal punto di vista dei rendimenti questi impianti offrono rese abbastanza simili, con produzione di biogas variabile nell'intervallo 90-150 m³/t rifiuto. Il rifiuto organico di origine alimentare è quello che garantisce rese maggiori, a differenza degli scarti di giardinaggio e verde pubblico che fanno decrescere sensibilmente la produzione di biogas. Questi dati corrispondono a circa 210-300 m³CH₄/t_{VS} di produzione, con percentuali di rimozione della sostanza volatile al 50-70%; valori questi paragonabili al 40-70% tipici dei processi wet e semi-dry. La differenza più importante rimane comunque il carico organico applicabile al reattore e i suoi massimi valori raggiungibili: ad esempio il processo Valorga opera con OLR pari a 5 kg_{VS}/m³d, ma esistono casi di impianti operanti con OLR prossimo ai 10 kg_{VS}/m³d. Successivamente verranno tabulati alcuni parametri di riferimento per i processi dry:

PROCESSO DRY	Intervallo
<i>Parametri</i>	
Temperatura reattore, °C	37-40
Carico organico, kg _{VS} /m ³ d	8-10
Tempo di ritenzione idraulica, d	25-30
Produzione di biogas, Nm ³ /t	90-150
Produzione specifica di biogas, m ³ /kg _{VS}	0,2-0,3
Contenuto in metano, %	50-60
Riduzione della sostanza volatile,%	50-70

Tabella 3.6: parametri operativi e rese processo dry.

Le principali tecnologie presenti sul mercato ed i processi adottati per questo tipo di rifiuti si distinguono essenzialmente per le caratteristiche fluidodinamiche dei reattori. Tre sono quelle maggiormente diffuse:

- *IL PROCESSO DRANCO*

Nato grazie alla collaborazione dell'università belga di Gent con la Arbios S.p.A., il brevetto Branco è oggi detenuto dalla società belga OWS. Può essere utilizzato per trattamenti di co-digestione anaerobica su vari substrati biodegradabili, quali ad esempio rifiuti organici separati alla fonte e fanghi di depurazione opportunamente ispessiti e pressati.

Nel processo Dranco la miscelazione tra rifiuto influente e biomassa viene effettuata mediante prelievo dell'effluente dal fondo del digestore e successivo ricircolo con immissione nella parte superiore del reattore stesso. Generalmente il rapporto di ricircolo è pari a una parte di rifiuto fresco per sei parti di effluente ricircolato. Questa tecnica consente di operare efficacemente con rifiuti dal tenore di solidi variabile nell'intervallo 20-50% in TS.

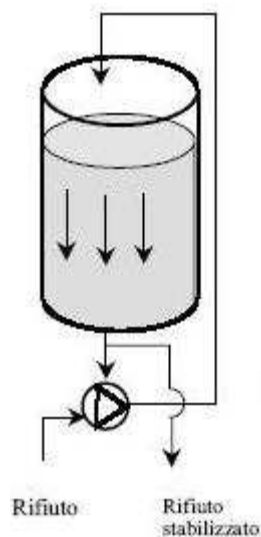


Figura 3.3: schema tecnico digestore Dranco

Impianti full scale sono presenti e operativi in Belgio, Germania, Svizzera e Austria; hanno capacità medio bassa, solitamente nell'intervallo 12.000-20.000 t/a di rifiuto trattato. Tipicamente si ha a che fare con OLR variabili tra 10-15 $\text{kg}_{\text{VS}}/\text{m}^3\text{g}$, con contenuto in TS del 30% e rimozione della sostanza volatile al 65%.

- *IL PROCESSO KOMPOGAS*

Sviluppato dalla omonima società svizzera, il processo Kompogas è utilizzato per il trattamento anaerobico del rifiuto organico; prevede una prima fase di separazione degli inerti dall'organico proveniente da raccolta differenziata, una successiva di sminuzzamento del materiale seguita dall'invio del materiale al comparto di digestione termofila a 55°C..

In questo sistema si utilizza un reattore cilindrico con flusso a piste orizzontale; il transito del materiale da digerire è assistito da miscelatori, interni al reattore, a lenta rotazione, i quali provvedono all'omogeneizzazione del materiale, lo degasano e allo stesso tempo portano in sospensione gli inerti grossolani.

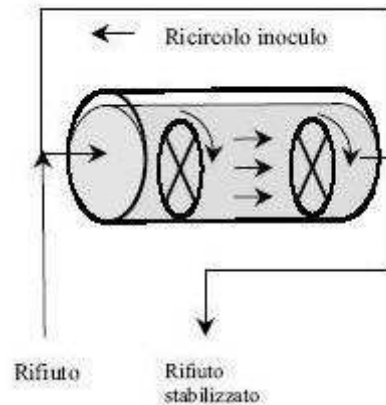


Figura 3.4: schema tecnico digestore Kompogas

Il processo Kompogas opera nella maniera più efficiente per concentrazioni di TS attorno al 25%; per concentrazioni minori si ha la tendenza al deposito di inerti al fondo del reattore, per concentrazioni superiori al 40% invece si verificano problemi nell'attraversamento del digestore da parte del fluido, avente viscosità troppo elevata.

L'effluente del digestore viene inviato ad una pressa, da dove la parte separata solida viene mandata al compostaggio e la parte liquida subisce invece dei trattamenti biologici e meccanici che le conferiscono eccellenti qualità fertilizzanti, perfettamente rientranti nei limiti di legge svizzeri per tali sostanze.

A livello impiantistico solitamente si provvede all'approntamento di più reattori operanti in parallelo, ciascuno dotato di capacità di trattamento compresa tra le 15.000-25.000 t/a.

Il tempo necessario al trattamento completo è di circa un mese, ripartito sequenzialmente in circa 3 giorni per la preparazione e la macinazione del rifiuto, 20 giorni circa di HRT per la vera e propria digestione e circa 10 giorni per il compostaggio dell'effluente del digestore. La produzione di biogas si attesta generalmente sugli 80-140 m³/t di rifiuto trattato.

Il processo Kompogas ha trovato larga applicazione su scala reale soprattutto in Svizzera, con alcune installazioni anche in Germania. Sul territorio svizzero al 2005 vennero censite 37 unità operative, con capacità complessiva di 43.500 t/a; si tratta quindi di piccole installazioni, dimensionate per servire piccoli bacini di utenza.

- *IL PROCESSO VALORGA*

Il sistema Valorga è stato studiato e sviluppato dal 1981 dalla omonima società franco tedesca, allo scopo di creare un processo di digestione anaerobica con alimentazione in continuo di substrato caratterizzato da elevata concentrazione in solidi totali e generato da opportuni pretrattamenti su frazione organica di RU e altri residui agroalimentari.

Il processo è per lo più applicato in regime di temperatura mesofilo; il tipo di reattore utilizzato è cilindrico, ma verticale, con flusso a piste di tipo circolare. La miscelazione è garantita da periodiche insufflazioni di biogas dal fondo del reattore mediante appositi iniettori. Come nel processo precedente è necessaria l'iniezione di acqua affinché si mantenga una concentrazione in TS al 30% circa; concentrazioni minori accrescerebbero la tendenza degli inerti a depositarsi sul fondo del digestore.

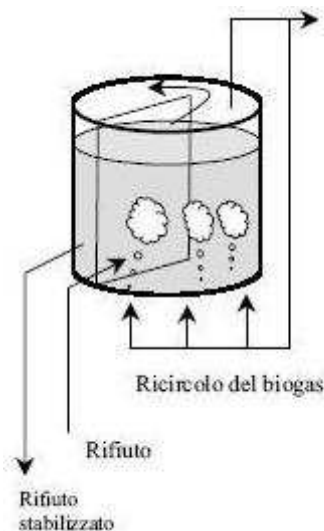


Figura 3.5: schema digestore Valorga.

Il primo impianto su scala reale fu realizzato ad Amiens in Francia nel 1988. Successivamente altre installazioni vennero effettuate a Tilburg in Olanda e Engelskirchen in Germania. Su questi tre impianti vennero condotte rilevazioni ed analisi²⁸ che contribuirono notevolmente all'approfondimento della conoscenza del legame presente tra le diverse tipologie di substrato alimentato e la quantità di biogas prodotto. Tipicamente si ha una buona conversione per substrati poveri in cellulosa; durante il periodo estivo infatti aumentano gli afflussi di rifiuto proveniente da sfalcio di parchi, giardini e prati, i quali, essendo caratterizzati da elevate quantità di cellulosa, determinano una sensibile riduzione del biogas prodotto. Presso l'impianto di Tilburg nella stagione estiva si osservò una diminuzione nella percentuale della sostanza volatile (VS) nel rifiuto trattato dal 60 al 40%; ciò fece decrescere la produzione di biogas dai 120-140 m³/t a 60-80 m³/t di rifiuto trattato. Nei primi anni del 2000 si costruirono altri impianti a Friburgo, Cadiz, Hanovre, Ginevra e Barcellona; proprio quest'ultimo rappresenta una delle installazioni più significative con le sue 100.000 t/a di frazione organica da raccolta differenziata, sorpassate solamente dalle 142.000 t/a dell'impianto di prossima realizzazione a Corregne in Francia.

²⁸ Saint-Jolly 1992-2000

3.3: Processi di digestione a due fasi

Negli impianti di vecchia concezione a due stadi venivano realizzati due digestori simili dimensionalmente, ma con compiti differenti; ad un primo digestore ad alto carico a miscelazione completa seguiva un secondo stadio di sola stratificazione. Attraverso questo sistema non si ottennero risultati soddisfacenti in termini di rendimenti; questo elemento, insieme ai notevoli costi di realizzazione dovuti al raddoppio dei volumi di digestione, ha fatto sì che la ricerca si indirizzasse verso altre soluzioni.

Oggi per processo a due stadi si intende invece una tecnica di digestione che prevede la separazione fisica delle due fasi principali: quella idrolitica fermentativa e quella metanigena.

Le reazioni avvengono in due digestori distinti posti in successione logica; grazie a questa separazione la gestione del fenomeno risulta notevolmente semplificata, ed è agevole il mantenimento di condizioni ottimali di digestione in entrambi gli stadi. Nella prima fase si osservano quindi l'idrolisi e l'acidogenesi secondo cinetiche del primo ordine limitata dalla presenza di cellulosa; nella seconda invece si verificano invece l'acetogenesi e la metanogenesi, con fattore limitante dovuto alla velocità di crescita della biomassa²⁹.

<i>Approccio</i>	<i>Vantaggi</i>	<i>Svantaggi</i>
Tecnologico	Elasticità del sistema.	Complessità impiantistica.
Biologico	Affidabilità pressoché totale, anche in caso di rifiuti ad elevato contenuto di cellulosa.	Minori rese in biogas prodotto quando i solidi non subiscono metanizzazione.
Economico ed ambientale	Effluente con minori quantità di sostanze tossiche.	Elevati costi di investimento iniziale.

Tabella 3.7: vantaggi e svantaggi dei sistemi a due fasi³⁰.

²⁹ Palmowsky e Muller, 1999

³⁰ Venderviverde e altri 2001

Il maggior vantaggio di questa tipologia di impianto consiste nella possibilità di operare su substrati molto vari, anche di difficile trattamento per i sistemi ad una fase, come ad esempio residui agricoli industriali e zootecnici con rapporti C/N (carbonio-azoto) inferiori a 20. A suo sfavore sono invece gli elevati costi di installazione dovuti alla complessità impiantistica, non totalmente ripagabili dagli incrementi di rendimento risultanti alla sua applicazione.

I processi a due stadi possono avere rese differenti, a seconda che operino con o senza ritenzione della biomassa.

3.3.1: *Sistemi senza ritenzione della biomassa*

In questo caso le configurazioni possibili sono quelle di due reattori miscelati in serie, oppure reattori con flusso a piste sempre in serie. Nel primo caso si deve procedere a triturazione e diluizione del rifiuto fino ad ottenere un contenuto di solidi circa del 10%; col secondo si può operare invece, chiaramente in entrambi i digestori, con processi wet o dry.

Anche rifiuti organici ad alta biodegradabilità come frutta e verdura possono essere trattati con sistemi a fasi separate, senza che ne risentano le condizioni ambientali della digestione. Ciò è probabilmente dovuto al fatto che la rapida idrolizzazione ed acidificazione, la quale potrebbe causare un abbassamento del pH e quindi inibire la biomassa metanigena, avvengono nel primo reattore, preservando il secondo da questi problemi.

Questa configurazione ha consentito di operare con OLR anche pari a $8 \text{ kg}_{\text{VS}}/\text{m}^3\text{d}$, mentre reattori a singola fase operanti sullo stesso tipo di substrato non erano capaci di trattare OLR maggiori di $3,3 \text{ kg}_{\text{VS}}/\text{m}^3\text{d}$ ³¹.

Il primo reattore si comporta quindi come un tampone, essendo capace di sopportare significative variazioni dell'OLR in ingresso. Alcune volte può capitare che si verifichino problemi di rallentamento nello step metanigeno, soprattutto qualora il digestato sia carente in cellulosa. In molti altri casi l'elemento limitante del processo è l'idrolisi.

³¹ Pavan e altri, 2000

Le applicazioni industriali maggiormente conosciute per processi a due stadi senza ritenzione della biomassa sono due:

- *IL PROCESSO BRV*

Anche questo processo è registrato dalla tedesca Linde; prevede un trattamento di tipo dry nei due reattori caratterizzati da flusso a piste. Al primo digestore viene alimentato solitamente un rifiuto con TS al 35%, il quale viene mantenuto ed idrolizzato in circa 2 giorni. Successivamente è inviato al reattore ad asse orizzontale dove avviene la conversione a biogas; la temperatura di esercizio è pari a 55°C e il tempo di ritenzione è di circa 25 giorni. E' comunque prevista la possibilità di operare anche con regime mesofilo. L'avanzamento del materiale all'interno del reattore è ottenuto per mezzo di agitatori meccanici posti lungo l'asse orizzontale. A scala reale gli impianti più significativi sono quelli di Heppenheim in Germania, con capacità di trattamento di 33.000 t/a di FORSU da raccolta differenziata e OLR pari a 8 kg_{VS}/m³g, e quello di Lerngo, sempre in Germania, con capacità di 38.000 t/a di organico da raccolta differenziata.

- *IL PROCESSO SCHWARTING-UHDE*

Anche questo processo sfrutta reattori con flusso a piste in serie operanti in regime termofilo, in cui il rifiuto separato alla fonte viene tritato e diluito fino a ad avere tenore di solidi totali TS pari al 12%, ricadendo comunque nel campo di digestione ad umido. La sospensione liquida risale dal fondo dei due reattori, passando attraverso dei setti perforati, grazie all'azione pulsante di apposite pompe temporizzate poste alla base del digestore. Queste pulsazioni indotte favoriscono sia la pulizia dei setti attraversati dalla miscela, sia la fuoriuscita del biogas dal secondo reattore.

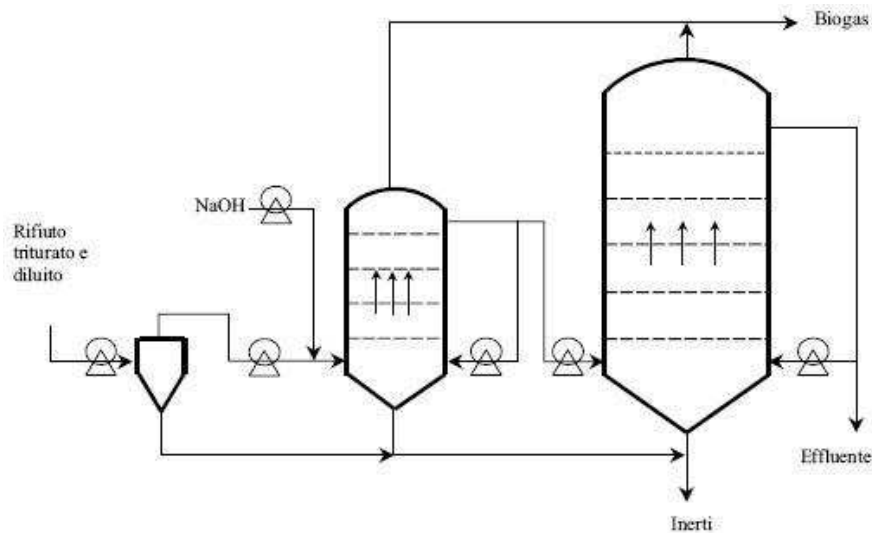


Figura 3.6: schema tecnico processo Schwarting-Uhde.

Gli impianti che operano con codesta tecnologia possono operare con OLR compresi tra $3,8-6 \text{ kg}_{\text{VS}}/\text{m}^3\text{g}$, con un massimo pari a $7,7 \text{ kg}_{\text{VS}}/\text{m}^3\text{g}$. Complessivamente il tempo di ritenzione è di circa 11-18 giorni; la produzione specifica di biogas è collocabile nell'intervallo $0,83-0,88 \text{ m}^3/\text{kg}_{\text{VS}}$ e la rimozione della sostanza organica è generalmente pari all'80-85%³².

3.3.2: Sistemi con ritenzione della biomassa

Per poter accrescere il rendimento del processo e la resistenza a repentine variazioni del carico organico e di sostanze tossiche o inibenti sono state sviluppate soluzioni che prevedono dei sistemi appositi per la ritenzione della biomassa.

Un metodo classico per ottenere ritenzione è il disaccoppiamento del tempo di ritenzione idraulica (HRT) dal tempo di ritenzione dei solidi (SRT) attraverso accrescimento della biomassa nel reattore metanigeno; ottengo ciò grazie al ricircolo dell'effluente del digestore, opportunamente miscelato con rifiuto fresco e reimpresso nel digestore. La separazione dei due tempi può essere effettuata anche mediante un decantatore interno al secondo stadio, oppure attraverso una membrana per la separazione dell'effluente liquido dalla biomassa che viene ricircolata nel reattore.

Altro metodo utilizzato consiste nell'approntamento di appositi supporti per facilitare la crescita e la colonizzazione delle biomasse. Una parte del secondo digestore viene

³² Trosch e Niemann, 1999

riempita di particolari supporti ad alta superficie specifica, i quali favoriscono l'accrescimento della densità della biomassa e dei tempi di residenza cellulare. Chiaramente questa tipologia di impianto deve essere alimentata con substrati il più possibile liberi da materiale sospeso, che tenderebbe a ricoprire le colonie ostacolandone il contatto con i substrati solubili. Risulta quindi indispensabile un affinamento dell'effluente del primo stadio, così da ripulire la soluzione dai solidi non utili al processo.

Sul mercato sono presenti due tipologie di brevetti operanti con tecnologie a ritenzione della biomassa:

- *il processo BTA;*
- *il processo Biopercolat.*

In questo tipo di sistemi, grazie all'elevata densità delle colonie metanigene nel secondo reattore, si osserva una resistenza notevole alla presenza di sostanze inibenti. Se dovessimo operare su rifiuti agro industriali ad esempio, laddove un sistema monostadio lavorerebbe con OLR massimo a $8 \text{ kg}_{\text{VS}}/\text{m}^3\text{d}$ e massima concentrazione di ammoniaca tollerabile pari a 5 g/l , i sistemi a due fasi con ritenzione potrebbero applicare OLR fino a $10\text{-}15 \text{ kg}_{\text{VS}}/\text{m}^3\text{d}$ sul reattore metanigeno.

E' tuttavia necessario sottolineare come, a causa del fatto che il materiale da digerire deve subire innumerevoli pre-trattamenti, si verifica una riduzione del particolato biodegradabile da inviare al secondo stadio dovuta alla probabili perdite lungo l'impianto, la quale comporta una produzione di biogas inferiore anche del 20% rispetto alle previsioni degli altri processi.

3.3.3: *Il processo BTA*

Sviluppato e brevettato dalla società tedesca Biotechnische Abfallverwertung GmbH & Co. nel 1985, il sistema BTA opera attraverso due reattori in regime umido.

E' prevista una prima sezione di pre-trattamento al fine di separare la sostanza organica digeribile da quella non degradabile biologicamente; i rifiuti sono alimentati nel BTA Waste Pulper dove vengono miscelati con acqua. All'uscita si ottiene una sospensione organica omogenea, pompabile, con un tenore di solidi compreso nell'intervallo 2-10%, facilmente trattabile e digeribile.

I materiali inquinanti come plastica, tessili, pietre, ossa e metalli sono efficacemente eliminati tramite uno scarico posto sul fondo del pulper e tramite un rastrello che pesca la frazione leggera galleggiante sulla superficie della sospensione.

Per liberare la sospensione così ottenuta anche dagli inerti fini la si invia al BTA Grit Removal System: in esso un particolare ciclone permette di eliminare le sabbie, che altrimenti provocherebbero usure eccessive e intasamenti nei macchinari a valle della sezione di pre-trattamento. Nella suddetta sezione è necessario l'utilizzo di acqua, sia essa fresca o di processo, ricavata cioè dai rifiuti stessi.

L'effluente viene mandato alla sezione di pastorizzazione, dalla quale saranno separate due fasi: una solida da inviare al reattore di idrolisi, l'altra liquida da inviare direttamente al metanizzatore. L'effluente liquido in uscita dall'idrolizzatore viene poi mandato al digestore mesofilo, mentre il flusso solido in uscita si invia a vari circuiti di ricircolo. La parte organica solida residua alla fine della digestione generalmente viene ulteriormente stabilizzata attraverso trattamenti di compostaggio. Questo accoppiamento tecnologico ha trovato largo impiego nelle installazioni reali del brevetto. Capita talvolta che altre tipologie di impianti ad umido ricorrano solamente a una parte del sistema tedesco, utilizzando degli Hydropulper BTA per effettuare unicamente il pre-trattamento del rifiuto.

Per soddisfare le molteplici richieste del mercato la tecnologia BTA si è sviluppata in differenti soluzioni impiantistiche, contraddistinte da particolari accorgimenti nelle fasi biologiche.

Per impianti piccoli si utilizza normalmente un processo monofasico, che combina il pre-trattamento a umido con un processo di digestione anaerobica, mesofila o termofila, condotto in un reattore completamente miscelato (CSTR). All'uscita della sezione di ciclonatura la sospensione viene alimentata direttamente nel digestore senza alcun passaggio intermedio.

Per impianti di potenzialità superiore alle 100.000 t/a, si utilizza in genere un processo multifasico: la sospensione viene centrifugata per separare la frazione liquida da quella solida. La prima, contenente sostanza organica disciolta, viene alimentata direttamente nel metanizzatore, dove rimane 2 giorni. La fase solida, contenente sostanza organica non disciolta, viene miscelata con l'acqua di processo e alimentata al reattore di idrolisi. Dopo 4 giorni la sospensione viene nuovamente centrifugata e la frazione liquida viene inviata al metanizzatore. La ripartizione delle diverse fasi biologiche di acidificazione, idrolisi e metanizzazione su reattori diversi

permette di operare in condizioni di crescita ottimali per i diversi microrganismi; il risultato è un processo più rapido ed efficace, con conseguente maggiore resa in termini di biogas prodotto, e sempre a seconda della composizione merceologica del rifiuto.

Ulteriore possibilità è il processo bifasico, utilizzabile per impianti di media potenzialità. Il concetto è lo stesso del processo multifasico, ma non c'è fase di separazione solido/liquido. La sospensione viene alimentata a un reattore di idrolisi completamente miscelato cui è collegato, in serie, un altro reattore completamente miscelato. Per assicurare condizioni di idrolisi ottimali parte del contenuto del digestore viene ricircolato nell'idrolizzatore e l'acqua in eccesso viene mandata a una sezione per il trattamento apposito. Viene di seguito riportato uno schema descrittivo del processo BTA bifasico.

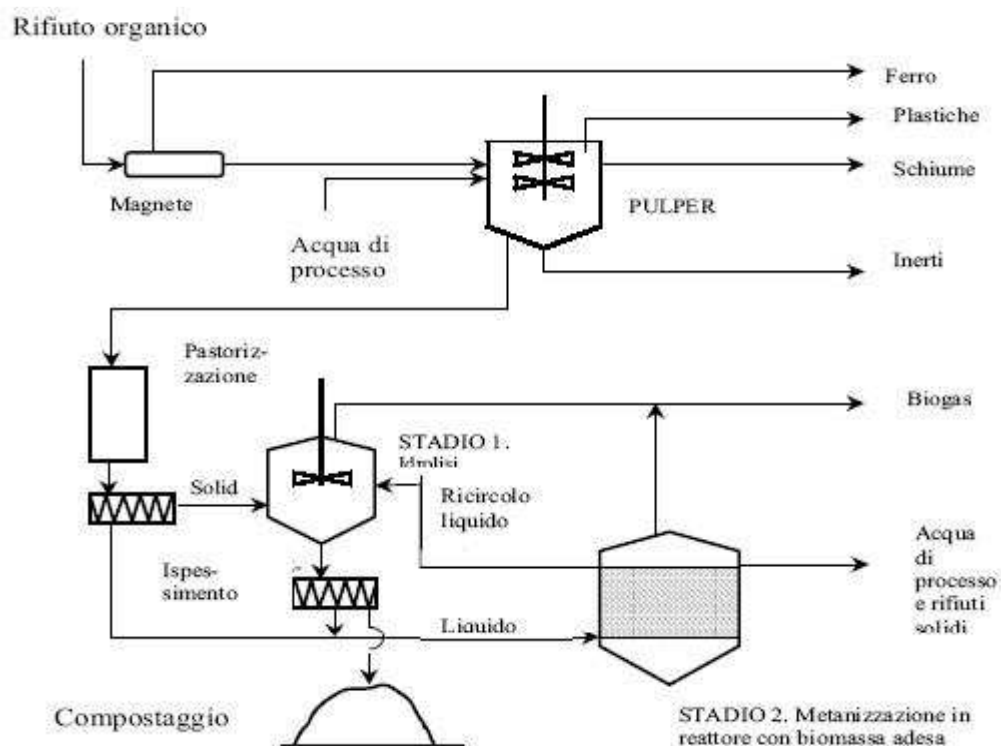


Figura 3.7: schema BTA bifasico.

Il problema più frequente che colpisce questo tipo di sistemi è l'intasamento della sezione di ritenzione; è molto facile che si creino degli accumuli di substrato sui supporti inerti, causando così una diminuzione della sezione attraversabile dal fluido.

Dal punto di vista costruttivo il sistema è caratterizzato da una notevole complessità impiantistica, inevitabilmente quindi la sua realizzazione richiede forti investimenti, proporzionali al numero delle fasi richieste.

Analizzando i rendimenti del processo, generalmente si verificano conversioni a biogas del 55-65% della sostanza volatile trattata, con contenuto di metano abbastanza elevato e pari a circa il 60-65% del biogas prodotto.

La produzione specifica di biogas si attesta attorno allo 0,5-0,55 Nm³/kg_{VS} negli impianti a due fasi³³. E' stata utilizzata tecnologia BTA anche per impianti a singola fase, ma generalmente la produzione specifica di biogas è minore, pari a circa 0,38-0,42 Nm³/kg_{VS}. Su scala reale, un impianto di piccola taglia come quello operativo in Baviera, con potenzialità di 15.000 t/a, trattante rifiuto organico e fanghi, dopo i vari pre-trattamenti di rimozione degli inerti, delle plastiche e di macerazione, tipicamente produce un effluente con carico organico di 3-6 kg_{VS}/m³d; in seguito a digestione mesofila con tempi di ritenzione di 7-15 giorni si ottengono produzioni specifiche di biogas nell'intervallo 0,32-0,55 m³/kg_{VS}³⁴.

La Germania è il paese europeo in cui questa tecnologia si è diffusa maggiormente, sia per il trattamento di rifiuti organici civili che industriali o agroalimentari; tra quelli che operano su frazione organica da raccolta differenziata il più grande attualmente operativo è quello di Newmarket in Canada: ha potenzialità annua pari a 150.000 t/a, con trattamento combinato di frazione organica da rifiuti urbani, rifiuti organici agricoli e fanghi. Attualmente in Italia è operativo un impianto con tecnologia BTA per il trattamento di circa 54.000 t/a di frazione organica e fanghi a Villacidro, presso Cagliari, che verrà poi analizzato in maniera più esaustiva.

Nella pagina seguente vengono tabulati i parametri operativi e le rese di processo tipici per i sistemi BTA a fase singola e doppia.

³³ Bozano, Gandolfi e Wiljan 1999

³⁴ Kluber e altri, 2000

PROCESSO	Mono-fase	Bi-fase	
		<i>Idrolisi</i>	<i>Metanogenesi</i>
<i>Parametri</i>			
Temperatura reattore, °C	37	37	37
Carico organico applicabile kgVS/m ³ d	6-8	10-15	
Tempo di ritenzione idraulica, d	14-16	2-4	3
Produzione di biogas, Nm ³ /t	80-90	110-120	
Produzione specifica di biogas, Nm ³ /kgVS	0,38-0,42	0,5-0,55	
Contenuto in metano, %	60-65	30-50	65-75
Calore prodotto, kWh/t	305	415	
Energia prodotta, kWh/t	165	225	

Tabella 3.8: caratteristiche e rese del sistema BTA.

La tecnologia BTA si configura quindi come una delle più affidabili ed efficienti nel campo della co-digestione. Volendone elencare i principali vantaggi:

- Ampio campo d'applicazione (persino i rifiuti con un elevato contenuto di contaminanti o umidità eccessiva sono trattati facilmente);
- Alta flessibilità rispetto alle fluttuazioni quantitative nella composizione dei rifiuti;
- Sfibramento del materiale digeribile grazie a forze di taglio idrauliche;
- Adattamento della fase di processo a variazioni del materiale immesso;
- Totale rimozione efficiente ed automatica del materiale non biodegradabile , senza avvalersi di selezione manuale;
- Funzionamento affidabile dell'impianto;
- Lavoro in condizioni di estrema sicurezza e protezione grazie al processo totalmente automatizzato e chiuso;
- Area di ingombro sensibilmente inferiori rispetto ad impianti standard;
- Assenza di emissioni odorose;

In seguito viene presentato un elenco degli impianti più significativi operanti con tecnologie BTA:

<i>LOCALITA'</i>	<i>Caratteristiche impianto</i>
Pamplona (SPAGNA)	
<i>Situazione:</i>	in costruzione
<i>Rifiuti trattati:</i>	100.000 t/a sovvaglio da RSU
<i>Processo:</i>	BTA monofasico con 2 pulper da 32 m ³ e pressa
Komoro (GIAPPONE)	
<i>Situazione:</i>	in costruzione
<i>Rifiuti trattati:</i>	7.000 t/a scarti alimentari
<i>Processo:</i>	BTA monofasico con 2 pulper da 8 m ³
Algobha (LIBIA)	
<i>Situazione:</i>	in costruzione
<i>Rifiuti trattati:</i>	11.000 t/a RSU
<i>Processo:</i>	BTA monofasico con un pulper da 12 m ³
Nara (GIAPPONE)	
<i>Situazione:</i>	avviato nel 2003
<i>Rifiuti trattati:</i>	1.500 t/a rifiuti alimentari
<i>Processo:</i>	pretrattamento ad umido con un pulper da 4 m ³
Ko-Sung (COREA DEL SUD)	
<i>Situazione:</i>	avviato nel 2003
<i>Rifiuti trattati:</i>	3.000 t/a FORSU
<i>Processo:</i>	BTA monofasico con un pulper da 4 m ³
Sidney (AUSTRALIA)	
<i>Situazione:</i>	avviato nel 2003
<i>Rifiuti trattati:</i>	30.000 t/a rifiuti organici
<i>Processo:</i>	pretrattamento ad umido con un pulper da 32 m ³ e pressa
Cà del Bue, Verona (ITALIA)	
<i>Situazione:</i>	avviato nel 2002
<i>Rifiuti trattati:</i>	150.000 t/a RSU; la sezione BTA riceve 60.000 t/a di RSU trito e vagliato con pezzature minore di 60-80 mm
<i>Processo:</i>	pretrattamento ad umido con 3 pulper da 32 m ³ e pressa
Mulheim an der Ruhr (GERMANIA)	
<i>Situazione:</i>	in avviamento
<i>Rifiuti trattati:</i>	22.000 t/a rifiuti organici e alimentari
<i>Processo:</i>	impianto BTA monofasico con 2 pulper da 20 m ³ e pressa

Ieper (BELGIO)	
<i>Situazione:</i>	avviato nel 2003
<i>Rifiuti trattati:</i>	50.000 t/a rifiuti organici
<i>Processo:</i>	monofasico completo con 2 pulper da 32 m ³ e pressa
Toronto (CANADA)	
<i>Situazione:</i>	avviato nel 2002
<i>Rifiuti trattati:</i>	20.000 t/a rifiuti organici e 15.000 t/a di RSU
<i>Processo:</i>	BTA monofasico con un pulper da 32 m ³
Pulawy (POLONIA)	
<i>Situazione:</i>	avviato nel 2001
<i>Rifiuti trattati:</i>	22.000 t/a RSU
<i>Processo:</i>	pretrattamento ad umido con un pulper da 32 m ³
Kushima (GIAPPONE)	
<i>Situazione:</i>	avviato nel 2001
<i>Rifiuti trattati:</i>	1.000 t/a rifiuti commerciali
<i>Processo:</i>	pretrattamento ad umido con un pulper da 4 m ³ e pressa
Newmarket (CANADA)	
<i>Situazione:</i>	avviato nel 2000
<i>Rifiuti trattati:</i>	150.000 t/a di RSU, rifiuti commerciali e fanghi
<i>Processo:</i>	impianto BTA monofasico con 3 pulper da 32 m ³
Villacidro (ITALIA)	
<i>Situazione:</i>	avviato nel 2003
<i>Rifiuti trattati:</i>	40.000 t/a RSU e circa 15.000 t/a di fanghi
<i>Processo:</i>	impianto BTA bifasico ad umido con 3 pulper da 32 m ³ e pressa

Tabella 3.9: elenco stabilimenti con tecnologie BTA³⁵.

3.3.4: Il processo Biopercolat

Brevettato dalla tedesca Wehrle-Werk AG, il processo Biopercolat prevede un primo stadio operante in regime dry; al fine di accelerare il processo di idrolisi si può provvedere al ricoprimento del rifiuto con percolato ricircolato con acqua di processo. La miscela risultante presenta concentrazioni di circa 100 g_{CO_D}/l e costituisce l'alimentazione del digestore anaerobico con flusso a piste dotato di materiale per il supporto delle colonie batteriche. L'HRT complessivo è di 7 giorni. La produzione di biogas, a causa della parziale degradazione della sostanza volatile

³⁵ Fonte sito Citec

durante l'idrolisi, è leggermente inferiore rispetto agli altri processi di digestione, e tipicamente si attesta attorno agli 85 m³/t di rifiuto trattato.

3.4: I processi Batch

I sistemi batch prevedono il riempimento del reattore di digestione con materiale organico con tenore di sostanze solide elevato, attorno al 30-40% in TS; qui avvengono i fenomeni degradativi: il rifiuto viene lasciato fermentare ad elevate temperature ed il percolato che si forma viene ricircolato continuamente alla testa del reattore.

Sebbene i costi per il suo approntamento siano tra i più bassi, questa tipologia di impianti non ha trovato larga diffusione. È prevedibile una sua applicazione anche in Paesi in via di sviluppo, in virtù della sua economicità e anche della poca richiesta d'acqua da parte del sistema.

Uno dei problemi che affliggono maggiormente questi reattori è la possibilità di intasamenti al fondo, laddove sono presenti i fori per il ricircolo del percolato. Dal punto di vista biologico il processo risulta affidabile, sebbene si riesca ad operare con carichi organici piuttosto bassi, compresi tra i 3-5 kg_{VS}/m³d. In genere la produzione di biogas è circa di 70 m³/t di rifiuto.

L'applicazione industriale maggiormente conosciuta è rappresentata dal brevetto olandese Biocell; su scala reale opera un impianto di digestione anaerobica a processo discontinuo e mesofilo a Lelystad, in Olanda, da 50.000 t/a di rifiuti organici provenienti da raccolta differenziata. Operando con carico organico di 3,6 kg_{VS}/m³d si possono raggiungere produzioni di biogas di 70 m³/t di rifiuto, valore questo inferiore del 40% rispetto ai processi di tipo continuo. Durante il periodo estivo, quando è maggiore la temperatura anche all'interno del reattore, il carico organico applicabile può essere incrementato sino a 5,1 kg_{VS}/m³d.

3.5: Analisi comparativa e valutazioni di massima

Le informazioni relative ai parametri operativi e alle rese di processo reali sono la base fondamentale da utilizzare ai fini della scelta processuale. Un semplice confronto tra i dati rintracciati relativi allo stato di operatività di vari impianti adottanti differenti brevetti è riportata in tabella.

Riferimenti	Processo	Capacità t/a	TS %	OLR $\text{kg}_{\text{vs}}/\text{m}^3 \text{g}$	T °C	HRT giorni
Media Imp.	wet Waasa	500-85000	10-15	5	37-55	10-20
Berlino	wet Wabio	30000	10-15	3-7	35	15-17
Cà del Bue	semidry SNAM	150000	20-25	8	55	13
Brecht-BEL	dry Dranco	20049	40	15	55	15
Media Pilota	dry Kompogas	3000	40	8,8	55	27
Tilburg NL	dry Valorga	85000	20-35	7,5-8,6	37-40	25
Heppenheim D	dry2 BRV	33000	35	8	55	25
Media Imp.	wet2 Schwarting	-	12	3,8-7,7	55	11-18
Baviera D	wet2 BTA	15000	2-10	3-6	37	7,5-15
Lelystad NL	Batch Biocell	50000	-	3,6	37	-

Tabella 3.10: confronto dei parametri operativi dei processi maggiormente diffusi³⁶.

I processi dry sono quelli alimentabili con un carico organico maggiore; presentano tuttavia rese modeste in termini di produzione di biogas, generalmente inferiori anche del 50% rispetto ai processi wet maggiormente performanti. Per valutarne la convenienza globale è comunque necessario tener presente che questa tipologia di processo non necessita di elevate volumetrie per la digestione; tuttavia deve avere particolari sistemi di sollevamento e movimentazione del materiale, apparecchiature queste non di facile reperibilità e indubbiamente più costose di quelle applicate nelle altre logiche. Indubbio vantaggio e risparmio viene invece dalla scarsissima richiesta di acqua di processo. I processi dry si configurano come i più economicamente realizzabili.

Poche sono invece le installazioni operanti con logica semidry; l'unico brevetto rintracciato applicato su scala reale, realizzato a Cà del Bue in provincia di Verona, presenta caratteristiche intermedie tra le due logiche predominanti, con tuttavia un sensibile incremento della produzione specifica di biogas rispetto ai dry. La scarsità

³⁶ Dati estrapolati dal manuale Apat 2005

di informazioni relative a questo tipo di processo ne suggeriscono la limitata diffusione, sebbene rappresenti una valida alternativa agli altri brevetti.

Storicamente, a una prima larga diffusione dei sistemi dry a cavallo degli anni '90, gli impianti operanti ad umido, siano essi mono o bifasici, furono i primi ad essere studiati; non ebbero grosse fette di mercato sino al 2000, quando cominciò una larga diffusione di questa tecnologia su scala globale. La caratteristica che maggiormente attrasse gli investitori verso questa tecnologia fu senza dubbio la sua elevata produzione di biogas, la maggiore osservata tra tutti gli impianti studiati. Grazie all'energia e al calore prodotti si riesce a garantire una quasi totale indipendenza energetica dell'impianto, prevedendo anche un rapido rientro economico.

Riferimenti	Processo	GP m ³ /t di rifiuto IN	SGP m ³ /kgVS	Rimoz. VS %	Cont. CH ₄ %
Media Imp.	wet Waasa	100-150	-	60-70	-
Berlino	wet Wabio	100-150	-	-	50-70
Cà del Bue	semidry SNAM	-	0,48	-	66
Brecht-BEL	dry Dranco	102	0,27	65	55
Media Pilota	dry Kompogas	80-140	0,34	-	61
Tilburg NL	dry Valorga	82	0,2-0,3	-	56
Media Imp.	wet2 Schwarting	-	0,83-0,88	80-85	-
Baviera D	wet2 BTA	-	0,65	55-65	-
Lelystad NL	Batch Biocell	70	-	-	-

Tabella 3.11: rese di conversione per alcuni significativi impianti³⁷.

Analizzando i sistemi bifasici ad umido si nota come il processo Schwarting-Uhde garantisca la produzione specifica di biogas più alta, con al massimo 0,88 m³/kg_{VS} al giorno; nonostante ciò non si è avuta larga diffusione di questa tecnologia, molto probabilmente a causa dei costi ingenti relativi all'approntamento di un impianto comunque molto complesso e di difficile gestione. Operando in regime mesofilo la tecnologia BTA presenta una produzione specifica di biogas leggermente inferiore al precedente sistema, che risulta comunque sufficiente a soddisfare la quasi totalità del fabbisogno energetico dell'impianto.

³⁷ Dati estrapolati dal manuale Apat 2005

Occorre poi evidenziare come molti dei sistemi analizzati prevedano l'utilizzo di un hydropulper a tecnologia BTA per il pretrattamento del rifiuto organico, indipendentemente dal tipo di reattore adottato.

Per effettuare la scelta finale è indispensabile poi valutare attentamente il bacino di utenza dal quale proviene il rifiuto: ad oggi infatti non si può prescindere dallo studiare un sistema che riesca allo stesso tempo a garantire sia una buona fase co-digestiva dell'organico e degli altri substrati, sia un alto recupero di materiali secchi da poter re immettere sul mercato. E' auspicabile che il compost, frutto dei processi digestivi, abbia buone caratteristiche agronomiche, così da evitarne l'invio in discarica. Notevole è l'esempio dato dall'impianto integrato di Muster³⁸, in Germania, che dalla sua messa in produzione è arrivato oggi a sottrarre il 69% del rifiuto conferito alla discarica.

³⁸ Fonte Juniper Database

IV Capitolo: L'impianto di smaltimento RSU e fanghi di Villacidro

4.1: *Introduzione storica*

L'impianto di co-digestione anaerobica è situato al centro della pianura del Campidano, nel distretto industriale a pochi chilometri dal paese di Villacidro. L'area su cui è stato costruito ospitava già da anni la discarica controllata per RSU provenienti dal paese e dai centri limitrofi, insieme all'impianto di depurazione delle acque reflue. Col passare degli anni, coerentemente con lo sviluppo di nuove tecnologie e di moderne strategie per la gestione dei rifiuti, si cercò di implementare lo stabilimento con una sezione di trattamento per la frazione organica del rifiuto. In un primo momento si pensò che la soluzione ottimale sia dal punto di vista tecnologico che economico, fosse la costruzione di un impianto di compostaggio della potenzialità di circa 37.000 t/a di RSU, operante attraverso pre-trattamenti a secco. In seguito ad ulteriori sviluppi tecnologici vennero esaminate altre soluzioni, e tra di esse si scelse di applicare il brevetto BTA. Questa tecnologia permette di produrre sia compost, sia notevoli quantità di gas biologico, utilizzabile per produrre energia e calore necessari per il sostentamento dell'impianto.

Il processo considerato si avvale di una prima sezione di selezione a secco, succeduta da una selezione molto fine ad umido per la separazione delle diverse tipologie di materiali presenti nei rifiuti. In seguito si provvede al passaggio in sospensione e soluzione dei solidi biodegradabili attraverso processi termici ed enzimatici.

E' poi su questo flusso carico di materiale organico che, all'interno dei digestori, agiscono le colonie batteriche che causano la degradazione del substrato e la conseguente produzione di biogas.

4.2: *Caratteristiche generali di dimensionamento*

L'impianto di trattamento è localizzato nella zona industriale di Villacidro, accanto alla discarica controllata e alla sezione di trattamento delle acque reflue. Nella tabella seguente vengono elencate le caratteristiche climatiche del luogo mediate mensilmente.

	<i>Gen</i>	<i>Feb</i>	<i>Mar</i>	<i>Apr</i>	<i>Mag</i>	<i>Giu</i>	<i>Lug</i>	<i>Ago</i>	<i>Set</i>	<i>Ott</i>	<i>Nov</i>	<i>Dic</i>
<i>Temp. °C</i>	12	13,7	14,7	14,6	19,7	22,3	26	25,4	22,6	20,6	15,6	11
<i>Precip. mm</i>	112,6	31,2	39	70,2	49,4	8,8	0,6	61,4	26,4	56,4	61,8	152,2

Tabella 4.1: caratteristiche climatiche Villacidro

La capacità richiesta dal contratto ammontava a 37.077 t/a di rifiuti solidi urbani RSU e di 14.000 t/a di fanghi biologici con tenore di solidi totali al 5%. All'atto del dimensionamento la capacità di trattamento venne maggiorata del 6,8% , sino cioè a 39.600 t/a di RSU, così da poter fronteggiare eventuali variazioni in eccesso degli afflussi di rifiuti.

La sezione di selezione e secco è stata progettata per lavorare in due turni giornalieri da sei ore effettive per 300 giorni all'anno; la zona di trattamenti biologici lavora invece di continuo, 24 ore al giorno per 350 giorni all'anno. Si avrà quindi una capacità giornaliera di selezione pari a circa 132 t/g.

4.3: Tipologie di rifiuto trattate

Inizialmente i vari macchinari per le operazioni di pre-trattamento vennero progettati per operare la selezione dell'organico dal tal quale, cioè dal tipico rifiuto proveniente da raccolta indifferenziata.

In genere nei rifiuti urbani domestici la percentuale di frazione organica umida è compresa in genere tra il 25% e il 35% in peso; la sua composizione non differisce in maniera significativa da quella dalla frazione organica raccolta da utenze selezionate come mercati ortofrutticoli e altri esercizi alimentari. La quantità di inerti è in genere inferiore al 5% del totale. Infine la loro percentuale di umidità è tipicamente maggiore del 65%, cosa questa che li rende particolarmente adatti a processi di digestione anaerobica. Per quanto riguarda l'impianto di Villacidro, per ragioni di sicurezza, i calcoli biologici sono stati testati oltre che per le composizioni medie di capitolato anche per eventuali fluttuazioni delle composizioni limite del materiale organico compostabile, sino ad un massimo tollerabile del $\pm 25\%$.

Ad essi vengono addizionati i fanghi derivanti dai processi di depurazione delle acque effettuati nell'attiguo stabilimento; costituiti da biomassa batterica, sostanza organica, inorganica e materiale inerte, i fanghi vengono stabilizzati e igienizzati, al fine di ottenere un materiale facilmente smaltibile.

Allo stabilimento i rifiuti giungono tramite automezzi dei Comuni e dei privati autorizzati; effettuate le operazioni di accettazione e controllo si procede alla pesatura tramite apposita pesa automatica posta all'ingresso del complesso. Il peso del rifiuto viene ricavato tramite differenza fra il peso del veicolo all'ingresso e quello all'uscita.

In funzione della sua natura e quantità e della situazione contingente dell'impianto, il carico può essere inviato alla selezione e alla trasformazione della sua frazione putrescibile oppure alla discarica.

Le quantità di rifiuto conferite allo stabilimento nel 2007 sono mostrate nel grafico seguente; le cifre indicate rappresentano la totalità del rifiuto, il quale verrà poi suddiviso e inviato al trattamento meccanico biologico (MBT) oppure direttamente in discarica.

Cod. CER	Definizione CER	Pesi kg	Tot. parziali, kg
190501	Parte di rifiuti urbani e simili non compostata (sottovagli organici)	52.969.330	Umido 109.124.180
191212	Altri rifiuti prodotti dal trattamento meccanico dei rifiuti... (include le frazioni pesante e leggera)	9.458.220	
200108	Rifiuti biodegradabili di cucine e mense	35.064.670	
200201	Rifiuti biodegradabili	11.631.960	
191204	Plastica e gomma (include il sovrappeso)	5.745.980	Secco 37.339.110
200301	Rifiuti urbani non differenziati	31.378.930	
200307	Rifiuti ingombranti	175.180	
191202	Metalli ferrosi	39.020	
190604	Digestato prodotto da trattamento anaerobico di rifiuti urbani	3.889.980	Fanghi 8.667.700
190801	Vaglio	964.100	
190802	Rifiuti dell' eliminazione della sabbia	433.440	
190805	Fanghi prodotti dal trattamento delle acque reflue urbane	941.700	
200303	Residui della pulizia stradale	1.553.560	
200306	Rifiuti della pulizia delle fognature	884.920	

Tabella 4.2: rifiuti conferiti allo stabilimento nel 2007

Alla sezione di trattamento meccanico biologico nel 2007 sono state inviate le seguenti quantità di rifiuti:

- 4.807 t di RU;
- 31.457 t di FORSU da raccolta differenziata;
- 19.336 m³ di fanghi di depurazione.

In seguito ai processi di selezione, descritti in maniera più dettagliata in seguito, vengono separate varie frazioni: quella secca e umida dalla vagliatura e quella leggera e pesante dall'idropolpatore. Successivamente viene riportata la composizione merceologica del sovravvallo della vagliatura operata sugli RU e sulla FORSU.

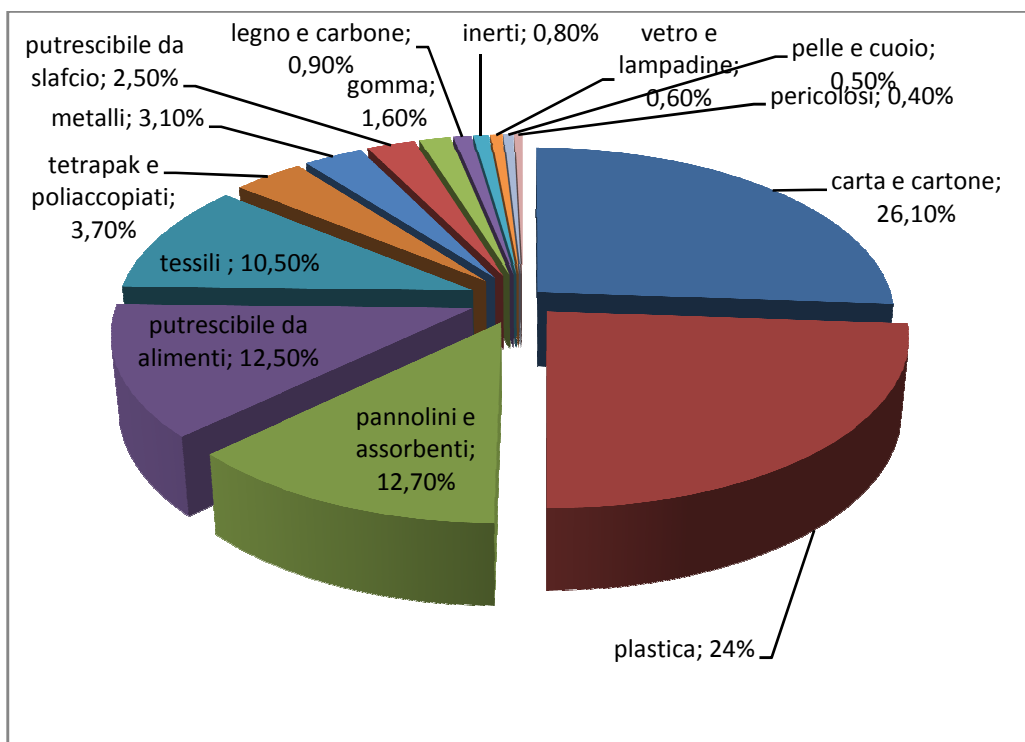


Figura 4.1: composizione merceologica media del sovravvallo nel 2007

L'analisi merceologica effettuata evidenzia come la maggior parte del sopravvallo, circa il 26,1%, è composta da carta e cartone, insieme al 24% di plastiche; in percentuali minori si trovano pannolini e assorbenti al 13%, putrescibile da alimenti al 12,5% e tessili al 10,5%. Sono stati rilevati anche dei materiali pericolosi, anche se in percentuale molto ridotta, pari a circa lo 0,4%.

Negli ultimi anni si è verificata una diffusione notevole della raccolta differenziata, effettuata porta a porta in tutti i paesi che costituiscono il bacino di utenza dell'impianto di trattamento. Ad una prima analisi si potrebbe supporre che tale modifica non possa non apportare benefici alle rese del trattamento; in realtà la maggiore selezione ha creato notevoli problemi di intasamento soprattutto nella sezione dei pre-trattamenti, i quali non erano progettati per lavorare su questo tipo di rifiuto. Per far fronte a tale imprevisto si inseriscono piccole quantità di rifiuto indifferenziato a quello organico in ingresso, al fine di garantire un ottimale funzionamento.

Nella figura sottostante viene riportata la composizione merceologica della frazione umida del rifiuto proveniente dalla raccolta differenziata dei comuni serviti dall'impianto di Villacidro.

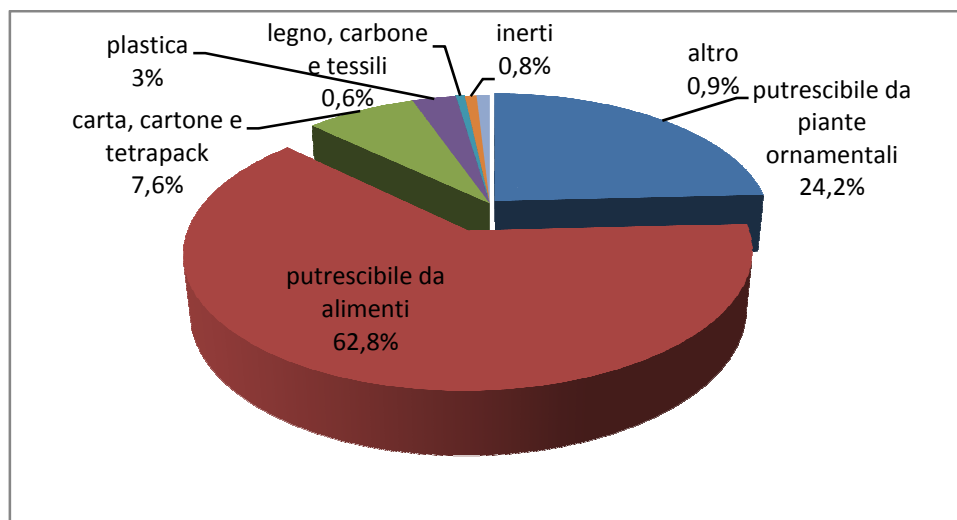


Figura 4.2: composizione merceologica media del rifiuto umido del comune di San Gavino nel 2006.³⁹

L'umido è costituito prevalentemente da residui di alimenti e dalle operazioni di manutenzione di orti e giardini. Le percentuali di materiali come carta, cartone e plastica sembrerebbero, in prima analisi, non trascurabili; tuttavia osservazioni dirette hanno constatato che il loro accrescimento, rispetto ad una composizione umida standard, è dovuto solamente al fatto che, essendo entrate in contatto con

³⁹ Analisi effettuata dalla Dott.ssa Sara Congiu, stagista presso l'impianto analizzato.

materiale organico, ne hanno assorbito i liquidi, accrescendo così il loro peso e di conseguenza la loro percentuale.

4.4: Selezione meccanica a secco

La prima sezione di pre-trattamento a secco prevede l'installazione sequenziale dei seguenti sistemi e apparecchiature di selezione:

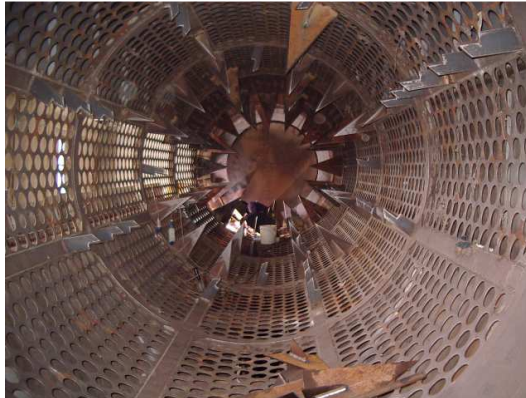
- stoccaggio in fossa;
- presa con benna a polipo;
- alimentazione dosata;
- apertura sacchi e vagliatura;
- deferrizzazione del sottovaglio;
- accumulo del sottovaglio deferrizzato, cioè della frazione organica compostabile;
- alimentazione dosata della frazione organica agli hydropupler;
- invio in discarica degli scarti della selezione.

I rifiuti in ingresso all'impianto vengono pesati su di una apposita bilancia posta all'entrata dello stabilimento; successivamente vengono scaricati nella fossa di accumulo da una delle cinque porte di cui è dotata. Tramite benna a polipo montata su di un carro ponte si procede alla presa dei sacchi di rifiuti e al loro deposito in una apposita tramoggia, dalla quale uno speciale estrattore-dosatore provvede ad alimentare in maniera continua ed uniforme la linea di trattamento.



Fotografia 4.1: benna a polipo.

Si invia così il rifiuto ad un vaglio rotante, nel quale viene selezionata una parte prevalentemente organica, detta “sottovaglio”, ed un “sopravaglio” o “sovvaglio” di materiali prevalentemente combustibili costituiti prevalentemente da carta, plastiche e legno. Per effettuare l’azione di lacerazione dei sacchi e facilitare il processo di vagliatura sono stati installati all’interno del vaglio degli spuntoni e delle lame metalliche.



Fotografia 4.2: vaglio rotante.

I materiali che passano le maglie del vaglio, prevalentemente costituiti da materiale organico compostabile (FORSU), vengono raccolti e trasportati da un nastro all’apparecchiatura elettromagnetica per la deferrizzazione; successivamente si procede al loro stoccaggio in un serbatoio polmone apposito. I materiali ferrosi estratti vengono invece inviati alla discarica.

Sul fondo della tramoggia di stoccaggio polmone è installato un dispositivo a piastre metalliche per l’estrazione e il dosaggio del rifiuto vagliato, il quale viene quindi inviato alla successiva linea di selezione ad umido.

I materiali che non passano le maglie fuoriescono dalla testa del vaglio grazie alla sua inclinazione; essi sono prevalentemente di natura plastica e combustibile. Vengono quindi raccolti e trasportati mediante nastro ad una apposita pressa imballatrice automatica, posta all’esterno dell’edificio, in grado di compattare il sovravaglio in balle del volume di circa un metro cubo e peso di circa 1200 kg. Le balle vengono poi legate con fili d’acciaio per evitare che si espandano nuovamente e rivestite da una pellicola opaca di polietilene. Si provvede infine al loro invio in discarica mediante un autocarro. In alternativa il sopravaglio è introdotto in un semirimorchio compattatore dotato di una pressa oscillante; questa agisce ad intervalli regolari alternando una fase di riempimento ad una di compattamento fino

a che il volume utile del rimorchio non è completamente occupata da materiale compresso; a questo punto l'estrazione del sopravaglio viene interrotta e un addetto condurrà il semirimorchio in discarica per smaltirne il carico.

Un'ultima considerazione riguarda l'aria presente nello stabile deputato alla selezione, che presenta generalmente un carico di polveri tale da dover utilizzare un apposito scrubber per la sua depolverizzazione.

4.5: *Trattamento ad umido e digestione anaerobica*

E' questa la sezione nella quale sono state utilizzate le metodologie progettuali BTA; tale tecnologia è stata messa a punto dalla Biotechnische Abfalverwertung GmbH & Co.; attraverso studi su di un impianto pilota a Garching e campionamenti su alcuni impianti sperimentali in esercizio su scala reale è stato possibile creare un sistema di calcolo iterativo, basato sulla formulazione di particolari algoritmi, che permette di dimensionare gli impianti a seconda delle diverse tipologie di rifiuti.

Il processo BTA si sviluppa attraverso le seguenti fasi.

- trattamento idromeccanico del rifiuto;
- trattamento termico di igienizzazione della sospensione;
- sezione di idrolisi;
- sezione di metanizzazione;
- sezione di maturazione aerobica del compost grezzo.

4.5.1: *Il trattamento idromeccanico*

E' grazie a questo trattamento fisico che viene eliminata la maggior parte dei materiali inorganici che potrebbero influire negativamente sull'evoluzione del processo e, conseguentemente, sui suoi prodotti.

Il trattamento si sviluppa attraverso una prima fase in cui le parti fermentabili sono portate in sospensione acquosa e sfibrate mediante energica agitazione, seguita dalla separazione della frazione fermentabile da quella inerte. Le azioni di spolpamento si

sviluppano all'interno di un reattore chiamato hydropulper, e hanno come risultato la creazione di una sospensione del rifiuto biodegradabile.



Fotografia 4.3: vista interna hydropulper.

La frazione organica viene estratta dalla tramoggia polmone e, attraverso un nastro trasportatore, introdotta alternativamente negli idropulpari; qua viene miscelata con acqua di processo e sottoposta a moto vorticoso generato da una vite senza fine collocata all'interno del pulper. L'alta velocità creata causa un vero e proprio spolpamento del rifiuto; grazie allo sminuzzamento selettivo delle parti molli si ottiene una dispersione fluida di piccoli frammenti sospesi in acqua, detta "sospensione biologica" o più semplicemente "sospensione".

Nello stabilimento sono installati 3 idropulpari cilindrici a fondo conico, a funzionamento discontinuo e della capacità di 32 m³. Il loro riempimento è effettuato in modo alternato e calibrato in maniera tale da ridurre al minimo il tempo necessario all'operazione; generalmente viene sempre accumulata a monte degli idropulpari una quantità tale di rifiuto pretrattato tale da consentire lo sviluppo di almeno un ciclo completo di lavoro. La sospensione che viene prodotta negli idropulpari è estratta mediante pompe centrifughe direttamente dal fondo, dove è anche collocata una griglia per trattenere i frammenti più grossolani, ed è trasferita a un ulteriore sistema di selezione ad idrocycloni.

A seguito dell'evacuazione della sospensione l'idropulpari viene riempito con acqua di processo; i materiali non sfibrati rimasti all'interno del reattore generalmente posseggono densità tali da farli galleggiare oppure sedimentare al fondo. Successivamente vengono riportate le composizioni merceologiche delle frazioni leggera e pesante in uscita dall'idropulpari.

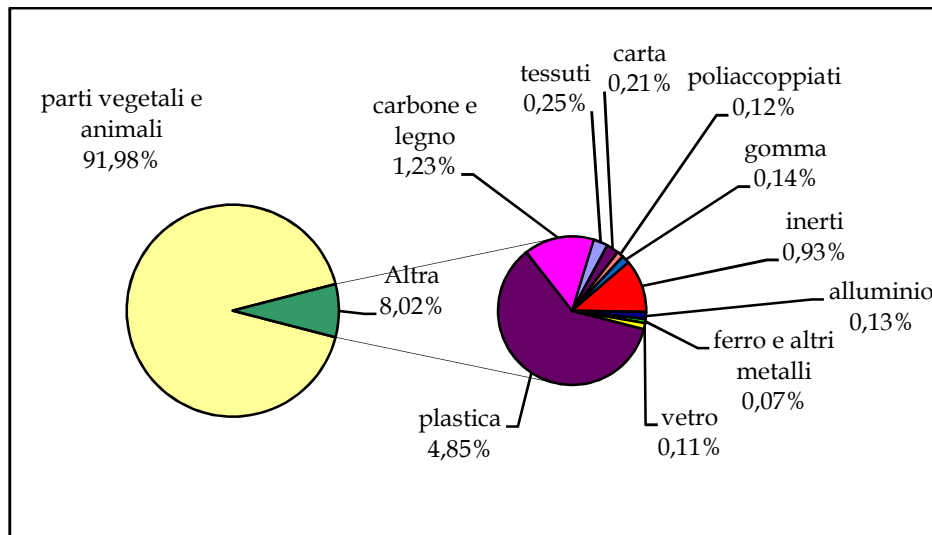


Figura 4.3: Composizione merceologica media della frazione leggera nel 2007.

La frazione leggera, solitamente composta da plastica, grani di carbone e polistirolo, fibre tessili e legnose, viene quindi “pescata” dall’alto mediante l’uso di un rastrello meccanizzato; successivamente la si scarica in una tramoggia di alimentazione di una pressa per diminuirne il contenuto d’acqua e portarlo fino al 50%; il materiale così ottenuto è allontanato, mentre l’acqua separata dalla pressa viene reimpressa nell’idropulpatore.

La frazione pesante, generalmente composta da inerti, viene raschiata meccanicamente dalla zona inferiore e scaricata mediante un’apertura posta al fondo del pulper regolata da un sistema a tenuta a doppia valvola. L’acqua di processo viene drenata tramite una coclea disacquatrice e pompata nuovamente agli idropulpatore. Solitamente attraverso questo passaggio si ottiene una frazione pesante con contenuto di secco attorno all’80%; questa viene allontanata dall’impianto attraverso un unico nastro trasportatore che raccoglie gli scarichi di tutti e tre gli idropulpatore.

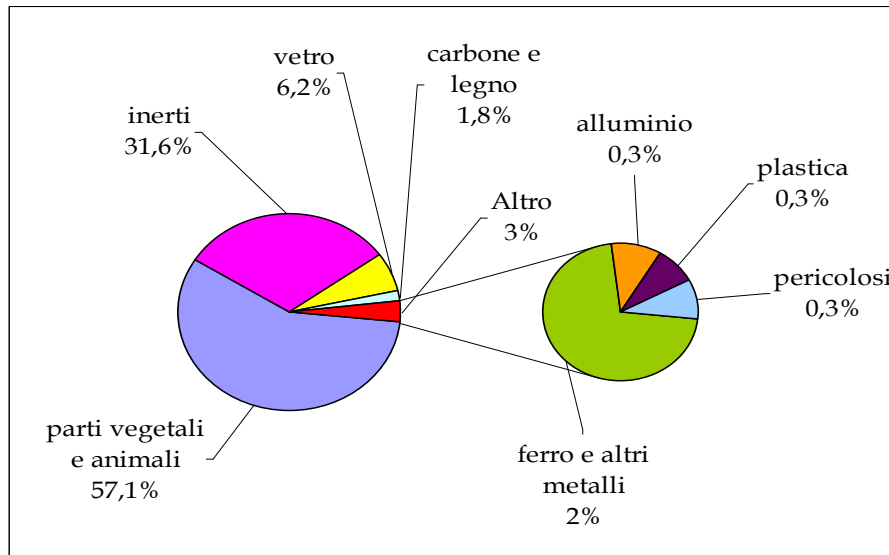


Figura 4.4: Composizione merceologica media della frazione pesante nel 2007.

Alla fine di queste operazioni di separazione il pulper ha terminato il suo ciclo di funzionamento ed è pronto ad avviare il successivo.

La sospensione da essi ottenuta viene poi evacuata attraverso una griglia a maglie di 10 mm e successivamente inviata alla sezione di ciclonatura; in questa fase vengono separati i materiali pesanti, come ad esempio le sabbie, e vetrosi residui con dimensioni comprese tra 0,5-10 mm dalla frazione organica residua, più leggera e fibrosa. L'effluente avrà generalmente contenuto di sostanze organiche superiore all'80%, con una percentuale di solido secco intorno all'8-10%⁴⁰.

Gli inerti che sono stati separati sono invece scaricati su di un disacquatore a spirale che ne riduce il contenuto d'acqua sino al 15% in peso, e successivamente trasportati da una coclea allo stesso nastro trasportatore della frazione pesante selezionata dai 3 pulpers.

⁴⁰ I dati relativi al funzionamento dell'Hydropulper sono estrapolati da documenti tecnici della MIAM Engineering Srl di Cagliari.

4.5.2: *Trattamento di igienizzazione e centrifugazione*

La sospensione uscente dalla sezione di ciclonatura è pompata sino ad un serbatoio polmone con capacità pari a 1400 m³. La volumetria del serbatoio è stata studiata per far sì che gli stadi biologici possano ricevere alimentazione anche nei giorni in cui non è previsto l'azionamento degli idropolpatori, garantendo così il funzionamento continuo dei comparti di digestione per sette giorni alla settimana. Al serbatoio polmone vengono inviati anche i fanghi biologici attivi primari e secondari ispessiti e scaricati dall'impianto consortile di depurazione delle acque reflue. L'impianto, come già accennato, riceve circa 14.000 t/a di fanghi, caratterizzati da contenuto di solido secco circa al 5%; essi devono inoltre avere un contenuto di sabbia inferiore ai 2,5 g/l, con granulometria massima dei solidi presenti dell'ordine dei 10 mm⁴¹.

Al fine di garantire una miscelazione ottimale del fluido è presente all'interno del serbatoio una soffiante dalla quale si immette aria atmosferica, così da ridurre i fenomeni di sedimentazione ed evitare la crescita di microorganismi anaerobici indesiderati. Dal serbatoio polmone una pompa, funzionante in maniera variabile ed intermittente a seconda delle condizioni di esercizio, preleva la sospensione e la invia nello stabile dove si effettua il vero e proprio trattamento biologico.

Questo trattamento consiste, nella sua prima fase, nel portare la sospensione alla temperatura di 70°C e mantenerla tale per un'ora, così da ottenere una pastorizzazione del fluido per via termica. Il trattamento si realizza in tre reattori di pastorizzazione del volume di 25 m³, utilizzati alternativamente per le fasi di riempimento, svuotamento ed igienizzazione: praticamente, mentre un reattore è in fase di riempimento ed uno in svuotamento, il terzo viene mantenuto pieno per un'ora alla temperatura di pastorizzazione.



Fotografia 4.4: igienizzatori.

⁴¹ Dati forniti dall'Ing. Mario Cruccu, progettista dell'impianto esaminato.

In questo modo si isola un reattore per volta e lo si fa lavorare senza pericolo di contaminazioni e miscele di sospensione fresca. Il funzionamento coordinato dei tre reattori garantisce quindi un apporto continuo di sospensione allo stadio di idrolisi, pur essendo discontinuo il funzionamento dei singoli reattori di igienizzazione.

Oltre all'uccisione dei batteri patogeni presenti nella sospensione, prevalentemente colibatteri e salmonelle, il trattamento termico favorisce la solubilizzazione della sostanza organica grazie al rigonfiamento che il calore induce nelle strutture fibrose interne delle sospensioni organiche.

Negli stadi successivi del processo si richiedono temperature inferiori, che si attestano attorno ai 37 °C; pertanto la sospensione in uscita dalla pastorizzazione viene raffreddata mediante scambiatori di calore nei quali circola acqua proveniente da una torre di raffreddamento ad aria.

L'acqua nello scambiatore ha acquisito quindi una parte del calore della sospensione igienizzata in fase di raffreddamento, il quale viene successivamente ceduto alla sospensione relativamente fredda ancora da igienizzare attraverso un secondo scambiatore installato presso il precedente. L'ulteriore calore necessario per raggiungere la temperatura richiesta è fornito da una centrale termica a combustione, di norma alimentata con il biogas prodotto dall'impianto a regime.

Oltre che l'acqua del circuito del sistema di igienizzazione appena descritto, la centrale riscalda anche l'acqua del circuito di termoregolazione del contenuto dell'idrolizzatore e del metanizzatore.

La sospensione pastorizzata e raffreddata viene inviata in una centrifuga (centrifuga 1) posta al piano superiore del fabbricato; in essa avviene la separazione della sospensione biologica in due fasi, una liquida ed una solida, successivamente accumulate al piano terra in due distinti serbatoi.

La fase liquida, già ricca di sali e sostanze organiche disciolte, è pompata in continuo al metanizzatore, dove verrà poi convertita a biogas. La fase solida viene invece rigenerata mediante diluizione e miscelazione con acqua e successivamente inviata al reattore di idrolisi. Entrambi i digestori sono collocati all'esterno dello stabile.

Il flusso in uscita dall'idrolizzatore viene inviato ad una seconda centrifuga (centrifuga 2) e sottoposta ad estrazione delle fasi liquida e solida. La fase liquida è

nuovamente inviata al serbatoio di accumulo e poi al metanizzatore, mentre dalla fase solida si ricava ancora della sospensione rigenerata da inviare all'idrolizzatore.

In punti opportuni del circuito idraulico collegante i digestori e le centrifughe è addizionato un antischiuma per evitare la formazione di schiume durante il processo.

I fanghi in esubero nell'idrolizzatore o nel metanizzatore sono estratti e introdotti in una terza centrifuga (centrifuga 3); la fase liquida estratta da questa centrifuga è inviata come sempre al serbatoio di accumulo e da qui al metanizzatore, mentre la fase solida, costituita dal vero e proprio digestato, viene portata all'esterno mediante un nastro trasportatore che la deposita in uno scarrabile, il quale provvederà infine al suo smaltimento in discarica.

L'acqua di processo viene fornita dall'attiguo impianto consortile di trattamento delle acque reflue; quest'acqua contiene generalmente una certa quantità di piccolissimi frammenti, specialmente di natura plastica, che potrebbero generare problemi e ostruzioni in vari punti dell'impianto. Proprio per evitare questi inconvenienti è stato installato un roto-setaccio, nel quale l'acqua viene depurata da queste piccole particelle prima di essere introdotta nella vasca di raccolta.

L'aria presente nello stabile e quella del serbatoio polmone non necessitano di trattamento per l'abbattimento delle polveri; indispensabile invece è il biofiltro per la loro deodorazione.

4.5.3: *Stadio di idrolisi*

E' la prima sezione di trattamento che si avvale di fenomeni biologici per la degradazione della sostanza organica. Durante questa fase, in cui la sospensione viene mantenuta in ambiente mesofilo alla temperatura di circa 37°C, le colonie batteriche idrolitiche effettuano la conversione dei materiali organici complessi, come ad esempio carboidrati, grassi e proteine, in componenti chimicamente più semplici come acidi grassi, monosaccaridi ed amminoacidi, solubili in acqua.

All'interno del digestore sono presenti colonie batteriche di diversa natura costituite da microrganismi acidogeni fermentanti: questi trasformano le molecole semplici prodotte dagli idrolitici in acidi grassi volatili, prevalentemente in acido propanoico e butanoico, alcoli e chetoni, ossia molecole ancora più semplici che costituiscono il substrato ideale per l'azione di altri microrganismi, quelli metanigeni. L'efficienza di

questo processo è di vitale importanza per la buona resa della successiva fase di metanizzazione.

L'idrolizzatore è un serbatoio cilindrico con capacità utile di circa 1750 m³, alto circa 13 metri ed isolato termicamente. La sospensione rigenerata viene immessa nel digestore dal basso, ed è miscelata omogeneamente grazie all'insufflazione continua di biogas, chiaramente ad una pressione maggiore di quella atmosferica, nella zona inferiore del reattore. La sospensione viene estratta di continuo dall'altezza di circa 1, 5 metri, per essere nuovamente convogliata alla centrifuga 2: da essa, come descritto precedentemente, la fase liquida viene inviata al metanizzatore, mentre quella solida viene nuovamente rigenerata e mandata all'idrolizzatore per subire un'ulteriore degradazione.

Qualora ci fossero dei componenti che, nonostante la ripetizione del processo, non risultassero degradabili, si procederebbe alla loro separazione mediante una ulteriore centrifugazione; la fase liquida risultante verrebbe inviata al metanizzatore, quella solida sarebbe invece destinata al compostaggio⁴².

La temperatura della sospensione nel digestore è mantenuta costantemente a circa 37 °C da uno scambiatore di calore "di mantenimento" collocato nelle vicinanze dell'idrolizzatore, in cui circola l'acqua del circuito di termostatazione, alimentato dal circuito idraulico formato dalla caldaia, dagli scambiatori e dalla torre di raffreddamento.

Nel caso in cui si verificasse un abbassamento incidentale della temperatura all'interno del digestore, sono stati previsti dei sistemi di immissione di acqua di processo opportunamente riscaldata in appositi scambiatori, direttamente nel circuito di idrolisi⁴³.

Questo processo presenta rendimenti di conversione della sostanza solida volatile che si attestano generalmente attorno al 70%; si ottiene così un'idrolizzazione del materiale molto spinta. La sezione di centrifugazione precedente alla metanizzazione produce quindi un filtrato ad alto contenuto di COD da inviare all'ultimo stadio di digestione; la sostanza solida residua della centrifugazione viene invece deumidificata fino ad avere un contenuto di solido secco del 35% e, successivamente, inviata alla sezione di compostaggio.

⁴² Fonte MIAM Engineering, documentazione tecnica impianto Villacidro.

⁴³ Fonte MIAM Engineering, informazioni fornitemi dall'Ing. Mario Cruccu.

Non bisogna poi dimenticare che anche durante questa fase si ha una certa produzione di biogas, che viene comunque raccolto ed addizionato a quello risultante dal secondo stadio.

4.5.4: Stadio di metanizzazione

Al reattore di metanizzazione vengono inviate tutte le sospensioni provenienti dalle varie centrifughe; in esso agiscono sia le colonie batteriche acetogene, che trasformano il substrato in acido acetico, acido formico, anidride carbonica e idrogeno, sia quelle metanigene, che producono metano e anidride carbonica tramite la degradazione dell'acido acetico. E' comunque rilevata una produzione di piccole quantità di acido acetico e idrogeno anche nella precedente fase di idrolisi e acidogenesi.

Affinché si realizzi l'abbattimento di alti carichi organici nel tempo più breve possibile è stato installato un particolare reattore; questo digestore viene detto "ibrido" per la particolare conformazione del suo interno, formato da una parte superiore a "letto fisso" sormontante la zona inferiore a "letto di fango".

La parte a letto fisso occupa circa la metà del volume attivo del reattore, ed è formata da un riempimento galleggiante in blocchi lamellari di polipropilene, caratterizzato da una superficie specifica pari a $200 \text{ m}^2/\text{m}^3$; è grazie a questa particolarità che si può adottare una velocità di attraversamento verticale molto contenuta, che garantisca una degradazione efficiente grazie alla superficie del riempimento lamellare in gran parte ricoperta da colonie batteriche attive, e che sia comunque capace di evitare la sedimentazione del fango in eccesso sul fondo del digestore.

Per garantire adeguata alimentazione alle colonie batteriche, evitando allo stesso tempo sovralimentazioni o depositi, è essenziale fornire al reattore una portata di fluido con velocità costante, tale che non provochi eccessiva turbolenza e distacco delle colonie batteriche dai supporti. A questo scopo il reattore di metanizzazione viene alimentato da una pompa che preleva la sospensione da una vasca di raccolta per i filtrati di tutte le centrifughe.

La sospensione viene iniettata al fondo del reattore tramite un apposito sistema di distribuzione ad ugelli; è inoltre previsto un sistema di ricircolo dell'effluente per mantenere una corretta velocità di attraversamento.

Il liquido in alimentazione introdotto attraverso la biomassa e, giunto alla superficie della fase liquida, stramazza in un tubo centrale, detto “monaco”, sul fondo del quale è aspirato da una pompa esterna e diviso in due flussi.

Un flusso di ricircolo attraversa uno scambiatore di mantenimento analogo a quello dell'idrolizzatore, e di seguito viene reimpresso a 37°C nel reattore attraverso il sistema di distribuzione dell'alimentazione. L'altro costituisce lo scarico del metanizzatore ed è inviato nella vasca dello stramazzo situata nell'edificio delle centrifughe. Il ricircolo ha lo scopo di agevolare la termostatazione del contenuto del reattore e di aumentare il suo rendimento con l'aumento del tempo di residenza dei microrganismi.

Le reazioni di gassificazione avvengono quindi all'interno del metanizzatore, un serbatoio cilindrico isolato termicamente, alto circa tredici metri, di capacità utile di 1750 m³ e termoregolato a 37 °C, in modo analogo all'idrolizzatore.

Il digestore è inoltre provvisto di un sistema di pulizia mediante il biogas: prelevato dalla parte superiore del reattore, esso viene prima compresso e poi insufflato nel sistema di distribuzione posto sul fondo, così da provocare la distruzione delle incrostazioni che periodicamente si formano sulle superfici interne.



Fotografia 4.5: vista parte superiore metanizzatore.

4.6: *Il biogas*

Il biogas prodotto durante il processo passa alla fase gassosa dalla superficie della fase liquida, si accumula nella parte superiore del digestore e da qui viene poi inviato al gasometro insieme a quello prodotto nello stadio di idrolisi. I due digestori sono collegati al gasometro senza alcuna valvola di ritegno, creando così un unico circuito-serbatoio polmone della capacità complessiva di circa 2500 m³.

Il gasometro è un serbatoio di stoccaggio per il biogas a pressione atmosferica a forma cilindrica, chiuso alla sommità da una cupola conica dotato di valvola di sicurezza per consentire la fuga del biogas in caso di problemi.

In genere il biogas prodotto da questa tipologia di impianti ha contenuto di metano pari al 60-75%, biossido di carbonio al 25-40% e piccole percentuali di altri gas. Il suo potere calorifico è variabile in funzione della composizione dei rifiuti trattati, ad esempio a seconda del contenuto di cellulosa o lignina, e generalmente si attesta sui 20-30 MJ/Nm³.

Dati relativi all'impianto esaminato rilevano una composizione del biogas prodotto caratterizzata circa dal 74% di metano, un 25% di biossido di carbonio, l'1% di azoto, il 2-5% di acqua e tracce di altri gas, quali ad esempio solfuro di idrogeno e ammoniaca. Chiaramente è assente l'ossigeno, dato che sue concentrazioni anche minori dell'1% renderebbero l'ambiente di digestione tossico per i microrganismi anaerobici. Il potere calorifico inferiore del biogas prodotto nel 2007 è stato in media di 7,4 Mcal/Nm³, pari a 30,98 MJ/Nm³ e la sua pressione è normalmente pari a 25 mbar al di sopra di quella atmosferica.

Il biogas contenuto nel circuito polmone viene continuamente spinto attraverso dei filtri a ghiaia, così da far condensare l'umidità in eccesso e poterla quindi scaricare all'esterno; con essa verranno trascinati via anche il particolato e i gas corrosivi solubili eventualmente presenti.

A seconda della destinazione d'uso il flusso del biogas purificato può essere inviato alla stazione di pompaggio del locale compressori oppure alla pompa denominata "soffiante del biogas". Nel locale compressori sono installate due pompe: una per l'insufflazione del biogas nei condotti di alimentazione del metanizzatore, l'altra per garantire la miscelazione dell'idrolizzatore. Compito della soffiante è invece quello di elevare la pressione del biogas dai 25 millibar a circa 150 millibar, così da poter

contrastare le perdite di carico relative ai circuiti di alimentazione della centrale termica, del gruppo elettrogeno e della torcia.

Dal gasometro il biogas viene quindi prelevato, depurato ed utilizzato da tre utenze interne all'impianto:

- caldaia per fornire il calore necessario allo svolgimento del processo;
- impianto per lo sfruttamento energetico del biogas;
- torcia per smaltire le eccedenze.

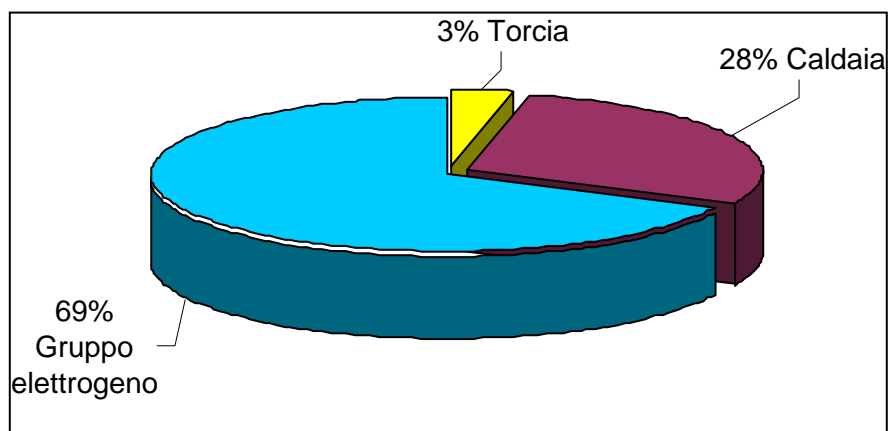


Figura 4.3: utilizzi biogas prodotto nel 2007

Il gruppo elettrogeno, posto in un locale dedicato, è costituito da un motore a scoppio a dodici cilindri alimentato a biogas ed è associato a un generatore elettrico in grado di sviluppare una potenza massima di 0,6 MW. Il calore sviluppatosi non è attualmente recuperato. L'energia prodotta dal gruppo elettrogeno alimenta il sistema elettrico dell'impianto e l'energia eventualmente in eccesso può essere ceduta alla rete pubblica, anche se attualmente la produzione è di poco inferiore al consumo.

I gas prodotti dalla combustione attraversano un post-combustore allo scopo di abbatterne il contenuto di alcuni inquinanti elevandone fortemente la temperatura.

Si provvede all'accensione della torcia qualora si verificano blocchi nell'impianto di generazione di energia oppure nella caldaia, generalmente dovuti alle operazioni di manutenzione periodica delle apparecchiature. La torcia è formata da un bruciatore alla sommità sorretto da una torretta dell'altezza di tredici metri collegata al circuito interno di distribuzione del biogas.

L'uso della torcia è previsto anche come azione d'emergenza: si possono verificare infatti delle condizioni di rischio, dovute ad esempio a cedimenti strutturali, a delle rotture di tubazioni o guarnizioni, che potrebbero causare l'ingresso di aria nel circuito polmone, generando così un concreto rischio d'incendio o esplosione.

In ultima analisi bisogna poi evidenziare come i prodotti della combustione del biogas, e in particolare il biossido di carbonio, siano caratterizzati da un minore GWP rispetto a quello del metano, pari a 31, che normalmente potrebbe essere rilasciato in atmosfera da processi di biodegradazione non controllati.

4.7: *Maturazione aerobica del compost*

La raffinazione del compost grezzo derivante dalle selezioni e dai comparti di digestione viene effettuata in depositi a cielo aperto, dove il compost viene deposto e mantenuto per circa sei settimane. Il materiale grezzo, in seguito ai processi di centrifugazione e digestione subiti, ha perso la frazione più facilmente degradabile della sostanza organica e contiene al suo interno acqua, sotto forma di umidità, avente alto carico organico. Nei depositi a cielo aperto il compost grezzo viene disposto in cumuli di altezza media pari a 2,5 m; a seconda della temperatura e dell'umidità dell'aria si provvede a periodica agitazione e umidificazione del materiale.

Il compost, dopo le sei settimane di reazioni aerobiche alle quali è stato sottoposto, può considerarsi maturo; si procede adesso alla sua vagliatura, così da eliminare eventuali corpi grossolani residui. Alla fine del 2007 la produzione di materiale compostato è stato pari a 3036,46 t/a.

Attraverso tutto il trattamento ad umido si dovrebbe ottenere un materiale dalle caratteristiche ottimali per un impiego in agricoltura; nonostante sia particolarmente privo di sali, i quali sono stati portati in soluzione durante il processo e quindi separati dai residui da inviare a compostaggio, il compost maturato nell'impianto non soddisfa gli stringenti limiti legislativi, e viene perciò smaltito nella discarica attigua.

4.8: *Circuito dell'acqua*

La totalità dell'acqua utilizzata durante lo svolgimento dei processi sopra descritti viene prelevata dal vicino impianto di depurazione delle acque; ad esso vengono poi

restituite tutte le acque di scarico della sezione biologica e parte di quelle utilizzate per il raffreddamento.

Grazie a questa soluzione il comparto di digestione anaerobica non si è dovuto dotare di una sezione di depurazione ad hoc per le sue acque di processo, favorendo quindi un notevole contenimento dei normali costi di installazione di questa tipologia di stabilimenti.

Dai dati progettuali lo scarico annuo dovrebbe ammontare a circa 150.000 m³; l'acqua di scarico dell'impianto, caratterizzata da tenore di TS sempre inferiore al 2%, BOD minore di 4 g/l e COD minore di 10 g/l, viene infine inviata alla vasca di ossidazione dell'impianto di trattamento delle acque. I dati sopra riportati sono comunque da intendersi come massimi ammissibili; dalle analisi effettuate risultano infatti valori inferiori anche del 50% rispetto ai limiti precedentemente descritti.

V capitolo: Valutazione parametri e rese d'impianto

5.1: Analisi di abbattimento dei solidi volatili e del COD

L'indicatore utilizzato maggiormente per ricavare il rendimento del processo è costituito dal rapporto, sullo stesso intervallo temporale, tra il volume di metano prodotto e la quantità di solidi volatili totali del substrato trasformata. Altro ragionamento prevede invece la valutazione del volume di metano prodotto in relazione al valore del COD del substrato.

La valutazione più accurata eseguibile parte dall'analisi dei solidi volatili: essi sono originati solamente dalla frazione organica e la loro quantità le è direttamente proporzionale. Vengono determinati tramite muffola, mantenendo il campione di residuo secco, risultante dalla determinazione dei solidi totali, alla temperatura di 550 °C per 12 ore; in seguito si provvede alla pesatura delle ceneri e, tramite differenza tra il peso di queste e quello iniziale del campione, alla determinazione del contenuto di solidi volatili del substrato esaminato. Nelle ceneri resta la frazione inorganica, costituita da sali ed inerti, come ad esempio sabbie e piccoli frammenti metallici, contenuti nella sospensione d'origine.

Successivamente si riporta il grafico relativo alla riduzione dei solidi volatili relativa alla gassificazione avvenuta nel metanizzatore; le due spezzate indicano le concentrazioni di VS all'ingresso e all'uscita del secondo stadio di digestione nel 2007.

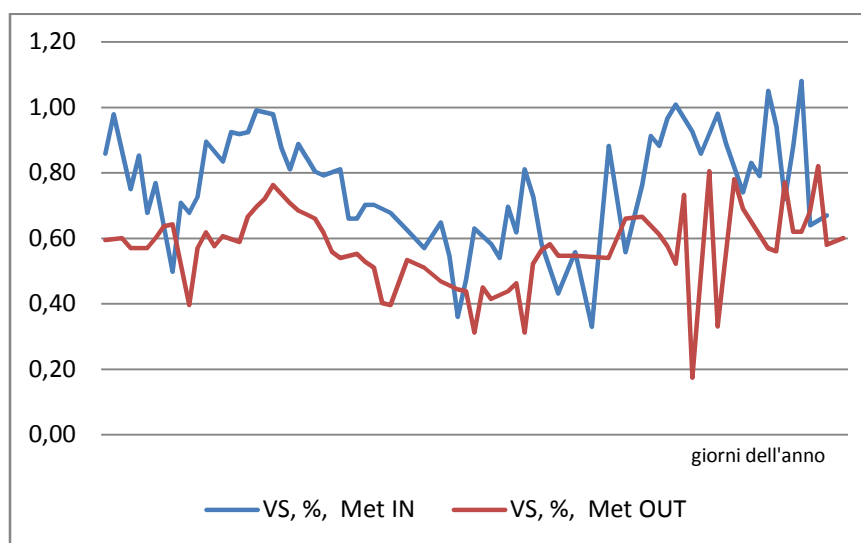


Figura 5.1: SV in % all'ingresso e all'uscita del metanizzatore.

Le valutazioni effettuate sulla base del COD, ossia la quantità di ossigeno necessaria per ossidare chimicamente la totalità della materia organica ed inorganica del substrato, danno chiaramente luogo a previsioni approssimate per eccesso, visto che il biogas viene prodotto solamente dalla degradazione della frazione organica del substrato. Nell'effettuare l'analisi generalmente si distinguono il COD totale, o TCOD, e quello disciolto, l'SCOD.

Il TCOD misura la quantità di ossigeno necessario per ossidare la materia organica e inorganica presente nella soluzione in forma disciolta e in forma indisciolta. Questo parametro fornisce un'indicazione della quantità totale di substrato disponibile per tutti i ceppi microbici coinvolti nel processo di digestione anaerobica.

Il TCOD è determinato tramite l'utilizzo di un kit di provette, ciascuna contenente al suo interno dell' H_2SO_4 per acidificare la soluzione, $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ come agente ossidante e nitrato d'argento come catalizzatore. La reazione si svolge a 140°C per 2 ore. L'atomo di cromo passa da cromo esavalente a cromo trivalente poiché si riduce ossidando il campione. Lo ione dicromato è arancione e il colore, ad ossidazione completata, passa al verde, tipico dello ione cromo trivalente, più o meno intenso a seconda della quantità di materia ossidata.

L'SCOD misura la quantità di ossigeno necessario per ossidare la materia organica e inorganica disciolta, dalla cui degradazione si originerà il biogas. Questo parametro fornisce un'indicazione della sola quantità di substrato disponibile per i metanigeni.

L'SCOD viene invece determinato centrifugando la sospensione, prelevando il surnatante e filtrandolo con filtri a siringa da $1\ \mu\text{m} + 0,45\ \mu\text{m}$ e sottoponendo un'aliquota del filtrato a saggio mediante il kit già descritto⁴⁴.

Nel grafico seguente sono riportati i valori medi di TCOD e SCOD misurati per la sospensione in ingresso e in uscita dal metanizzatore. Come si evince dal grafico l'effluente è caratterizzato da un valore di COD, sia esso totale o della sospensione, ben al di sotto del limite legislativo di 10 g/l; sono stati rilevati valori per le uscite dal metanizzatore di TCOD pari a 5,77 g/l e di SCOD pari a 0,53 g/l.

⁴⁴ Fonte metodi e dati Dott. Gianmichele Soddu, chimico responsabile dell'impianto esaminato.

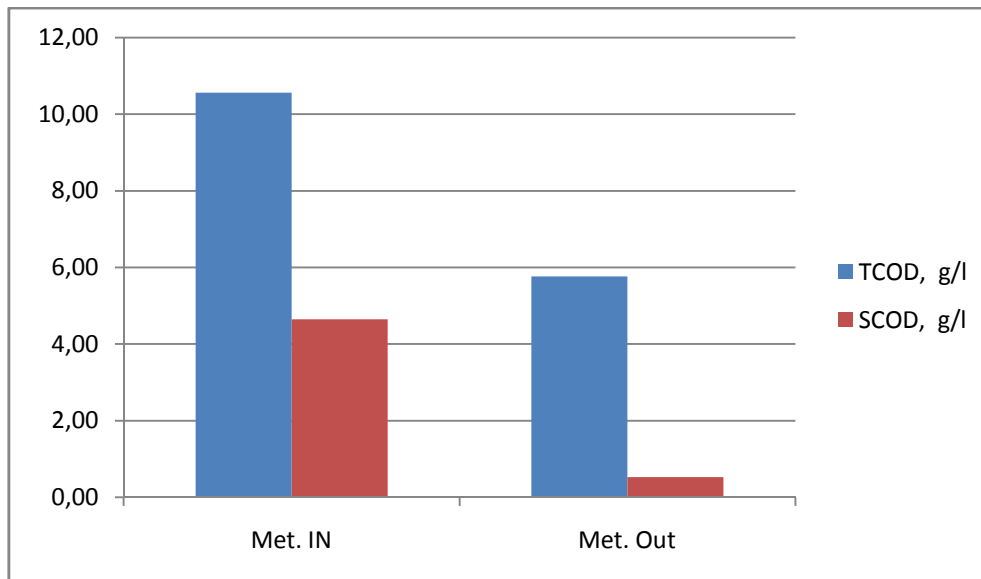


Figura 5.2: valori medi del TCOD e del SCOD nel 2007.

Dal confronto fra i due parametri nei vari stadi del processo si evincono informazioni sulla sua efficienza. Un'eccessiva differenza fra i loro valori potrebbe indicare ad esempio problemi nella sezione d'idrolisi, come si è verificato nel 2007 nell'impianto di Villacidro: a causa del fermo prolungato della seconda centrifuga, si verificò una notevole riduzione della quantità di materiale idrolizzato da inviare allo stadio di metanizzazione.

Per l'SCOD della sospensione del serbatoio polmone è stato misurato un valore medio di 10,36. Questo è molto vicino agli 11,50 g/l relativi all'alimentazione del metanizzatore, raffigurato nel grafico del TCOD e dell'SCOD, costituita dalla fase liquida delle centrifughe: queste, infatti, separano i nutrienti disciolti da quelli indisciolti. Il valore leggermente superiore riscontrato è spiegabile in due modi: da un lato, col fatto che a formare la fase liquida contribuiscono anche le due centrifughe che lavorano il prodotto dell'idrolisi, dall'altro, col fatto che il funzionamento di una centrifuga industriale non consente di solito la separazione totale del disciolto dall'indisciolto, che quindi rimane presente come solido sospeso finemente disperso.

La diminuzione di SCOD nello svolgersi del processo, dal serbatoio polmone allo scarico del metanizzatore, è chiaramente imputabile all'azione di degradazione a biogas operata dalle colonie batteriche. Un andamento simile è prevedibile e riscontrabile anche per i valori di TCOD. Sono comunque i dati relativi

all'abbattimento dell'SCOD quelli che evidenziano un rendimento di conversione maggiore dell'87%.

5.2: Parametri e rese processuali

Sui dati rilevati in impianto durante il 2007 sono state effettuate le analisi prestazionali più indicative al fine della caratterizzazione e valutazione dell'efficacia del processo.

Nella tabella seguente vengono riportati i dati di letteratura relativi ad impianti operanti con tecnologia BTA, estrapolati dal manuale per la digestione anaerobica dell'Apat del 2005, confrontati con quelli direttamente osservati o ricavati dallo stabilimento di Villacidro.

<i>Parametri</i>	<i>Let.</i>	<i>Villacidro</i>
Temp; °C	37	37
Prod. Spec Biogas; m3/kgVS	0,50-0,55	0,63
Contenuto metano; %	75	72
En. Termica prodotta; kWh/t	415	398
En. Elettrica prodotta; kWh/t	225	221

Tabella 5.1: confronto parametri reali e di letteratura.

Il dato che maggiormente risalta è senza dubbio quello della produzione specifica di biogas, sensibilmente superiore ai dati rilevati in letteratura; ciò probabilmente è dovuto alle buone qualità della sostanza volatile contenuta nel rifiuto in ingresso; esso è infatti caratterizzato da un alto tenore di frazione organica in quanto derivante oramai prevalentemente da frazione umida da raccolta differenziata.

Chiaramente l'elevata resa di conversione a biogas dei solidi volatili dipende fortemente anche dalle modalità di conduzione del processo: particolare importanza va data ai parametri di centrifugazione e ai volumi di reazione, senza dimenticare comunque che ogni stadio deve essere sempre controllato e gestito con la massima attenzione.

Sempre in tabella si osserva inoltre che le quantità specifiche dell'energia termica e di quella elettrica prodotte sono simili a quelle riportati in letteratura; ciò è naturale conseguenza delle condizioni operative stabili e controllate attraverso le quali si

condurre l'intero processo, esattamente corrispondenti ai dettami di letteratura per l'esercizio di impianti adoperanti tecnologia BTA.

Altra interessante valutazione può essere fatta sulla base delle differenti rese risultanti da vari substrati: inizialmente utilizzata solamente per i fanghi di depurazione, le modalità di trattamento biologico anaerobico sono state ormai testate ed utilizzate su di una vastissima gamma di matrici. Per le caratteristiche di facile reperibilità la FORSU rappresenta senza dubbio il substrato più conveniente da accoppiare ai fanghi nelle sezioni di digestione.

Nella tabella successiva viene effettuato un confronto tra i dati più significativi relativi all'operatività e alla resa di una ipotetica sezione di trattamento anaerobica con alimentazione a fanghi e una di codigestione a fanghi e FORSU. Al fianco vengono riportati i dati relativi invece all'impianto oggetto dei miei studi.

<i>Parametro</i>	<i>Unità di misura</i>	<i>Fanghi</i>	<i>Fanghi + FORSU</i>	<i>Imp. Villacidro</i>
FORSU	% sul tot	0	80	58
HRT	d	14,5	14	12,5
OLR	kgVS/m ³ d	1,7	3,9	2,44
SGP	m ³ /kgVS	0,32	0,66	0,63
GPR	m ³ /m ³ d	0,55	2,6	1,2

Tabella 5.2: confronto rese e parametri con vari substrati⁴⁵.

Nel grafico seguente vengono riportati i valori relativi alla produzione specifica di biogas su base mensile per tutto il 2007. La concentrazione di metano è stata in media del 72 %, con un minimo del 63 % ed un massimo del 78 %; viene misurata da un apposito strumento collocato in un punto intermedio del circuito polmone.

⁴⁵ Parte dei dati in tabella sono stati estrapolati dal manuale APAT per la D.A. del 2005.

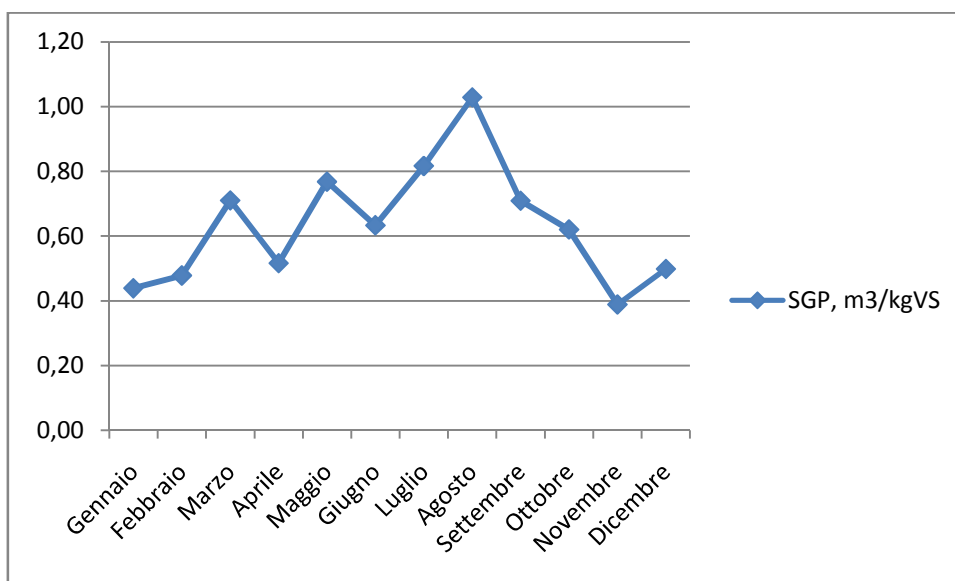


Figura 5.3: andamento produzione specifica biogas nel 2007

La curva relativa alla produzione specifica mostra un massimo durante il periodo estivo, presumibilmente dovuto all'aumento della temperatura media dell'ambiente esterno. A partire da settembre si riscontra nel grafico un'inversione di tendenza corrispondente alla diminuzione nella produzione e dovuta al calo della temperatura della sospensione all'interno dei reattori, a causa di alcuni periodi di inattività degli scambiatori di calore principali, per interventi di manutenzione. La media su base annuale nel 2007 ha valore pari a $0,63 \text{ m}^3/\text{kgVS}$, quantità questa ben superiore ai dati di letteratura relativi agli impianti operanti con tecnologia BTA.

Nella tabella riportata nella pagina successiva sono riportate invece le quantità specifiche di biogas presumibilmente prodotte nel 2007 dalla frazione organica degli RU (FORSU) e dai fanghi provenienti dall'impianto di trattamento delle acque.

<i>Mesi</i>	<i>m³ di Biogas da fanghi (stima teorica)</i>	<i>m³ di Biogas da FORSU (stima teorica)</i>	<i>Totale (stima teorica)</i>	<i>m³ di Biogas prodotto (misurato)</i>
Gennaio	12.348,60	72.032,84	84.381,44	84.093
Febbraio	10.296,00	93.775,68	104.071,68	103.592
Marzo	4.334,34	72.286,02	76.620,36	76.575
Aprile	13.267,80	71.041,36	84.309,16	83.624
Maggio	21.130,34	104.299,58	125.429,92	125.042
Giugno	24.387,30	61.339,95	85.727,25	86.126
Luglio	30.315,40	69.353,96	99.669,36	99.219
Agosto	39.201,80	133.584,82	172.786,62	172.446
Settembre	23.387,40	127.430,80	150.818,20	150.569
Ottobre	23.925,80	96.706,98	120.632,78	120.627
Novembre	12.620,40	51.862,59	64.482,99	64.244
Dicembre	19.620,00	48.624,00	68.244,00	67.966
Totale	234.835,18	1.002.338,58	1.237.173,76	1.234.123
Medie	19.569,60	83.528,22	103.097,81	102.843,58

Tabella 5.3: biogas teoricamente prodotto da FORSU e fanghi.

I valori sono stati ricavati per calcolo, nota la composizione della sospensione biologica trasformata in biogas. Nel grafico seguente si offre un'interpretazione visiva dei dati elaborati: risulta evidente il maggiore apporto in termini di solidi volatili da parte della FORSU, con conseguente incremento della produzione totale di biogas.

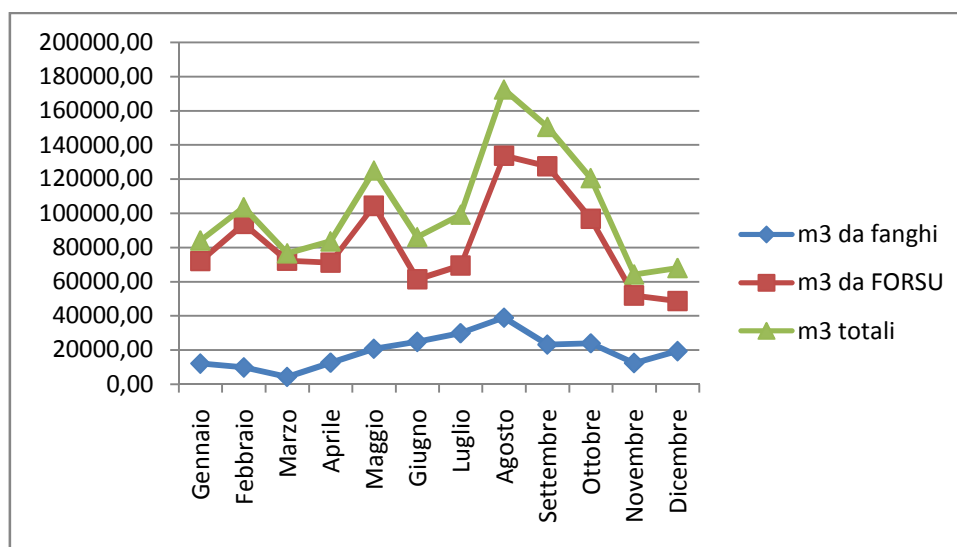


Figura 5.4: biogas prodotto da fanghi, FORSU e totali.

Nella tabella seguente sono mostrati alcuni risultati intermedi dei calcoli effettuati. Le concentrazioni di ST ed SV sono state determinate nel laboratorio chimico dell'impianto e tramite previsioni tarate sugli anni precedenti. Le portate mensili di sospensione, fanghi e biogas necessarie ai calcoli sono state misurate con flussometri in linea.

	<i>ST FORSU t</i>	<i>ST Fanghi t</i>		Solidi Volatili kg	Stima Biogas prodotto m ³
gen	262,29	44,55	SV fanghi	28.065,00	12.348,60
			SV FORSU	163.711,00	72.032,84
			somme	191.776,00	84.381,44
feb	377,15	34,05	SV fanghi	21.450,00	10.296,00
			SV FORSU	195.366,00	93.775,68
			somme	216.816,00	104.071,68
mar	162,78	9,69	SV fanghi	6.104,70	4.334,34
			SV FORSU	101.811,30	72.286,02
			somme	107.916,00	76.620,36
apr	202,70	40,50	SV fanghi	25.515,00	13.267,80
			SV FORSU	136.618,00	71.041,36
			somme	162.133,00	84.309,16
mag	185,12	43,56	SV fanghi	27.442,00	21.130,34
			SV FORSU	135.454,00	104.299,58
			somme	162.896,00	125.429,92
giu	128,91	61,44	SV fanghi	38.710,00	24.387,30
			SV FORSU	97.365,00	61.339,95
			somme	136.075,00	85.727,25
lug	111,06	58,68	SV fanghi	36.970,00	30.315,40
			SV FORSU	84.578,00	69.353,96
			somme	121.548,00	99.669,36
ago	174,62	60,42	SV fanghi	38.060,00	39.201,80
			SV FORSU	129.694,00	133.584,82
			somme	167.754,00	172.786,62
set	244,31	52,29	SV fanghi	32.940,00	23.387,40
			SV FORSU	179.480,00	127.430,80
			somme	212.420,00	150.818,20
ott	236,62	61,26	SV fanghi	38.590,00	23.925,80
			SV FORSU	155.979,00	96.706,98
			somme	194.569,00	120.632,78
nov	268,44	51,36	SV fanghi	32.360,00	12.620,40
			SV FORSU	132.981,00	51.862,59
			somme	165.341,00	64.482,99
dic	179,64	62,28	SV fanghi	39.240,00	19.620,00
			SV FORSU	97.248,00	48.624,00
			somme	136.488,00	68.244,00
tot	2533,64	580,08		1975732,00	1237173,76

Tabella 5.3: parametri processuali di calcolo

Partendo dalle quantità di biogas inviate giornalmente al gruppo elettrogeno, come riportato nella tabella seguente, sono stati ricavati inoltre i dati relativi all'energia elettrica generata in impianto, con ripartizione della stessa tra i fanghi e la FORSU sulla base della percentuale di biogas prodotte rispettivamente dai due substrati.

<i>Mesi</i>	<i>Biogas a gruppo elettr. m3/d</i>	<i>pci Biogas MJ/m3</i>	<i>En Term. MJ/d</i>	<i>En Elett. MJ/d</i>	<i>En El kWh (su base mensile)</i>	<i>En El da fanghi kWh</i>	<i>En El da FORSU kWh</i>
Gennaio	1.215,25	30,98	37.651,30	30.121,04	83.669,55	12.244,42	71.425,13
Febbraio	1.678,00	30,98	51.988,44	41.590,75	115.529,86	11.429,58	104.100,28
Marzo	897,64	30,98	27.811,09	22.248,87	61.802,43	3.496,10	58.306,33
Aprile	1.179,72	30,98	36.550,34	29.240,27	81.222,97	12.782,12	68.440,85
Maggio	2.127,71	30,98	65.921,30	52.737,04	146.491,78	24.678,49	121.813,29
Giugno	1.305,94	30,98	40.461,05	32.368,84	89.913,45	25.578,17	64.335,28
Luglio	1.568,60	30,98	48.598,87	38.879,09	107.997,48	32.848,48	75.149,00
Agosto	3.243,09	30,98	100.478,51	80.382,81	223.285,59	50.659,00	172.626,59
Settembre	2.772,51	30,98	85.898,85	68.719,08	190.886,34	29.600,77	161.285,57
Ottobre	2.064,60	30,98	63.965,94	51.172,75	142.146,54	28.192,75	113.953,79
Novembre	746,07	30,98	23.115,10	18.492,08	51.366,90	10.053,36	41.313,54
Dicembre	721,28	30,98	22.346,93	17.877,54	49.659,84	14.277,09	35.382,74
Medie	1.626,70	30,98	50.398,98	40.319,18	111.997,73	21.320,03	90.677,70

Tabella 5.4: energia elettrica prodotta teoricamente nel 2007.

Il medesimo procedimento può essere ripetuto per il calcolo dell'energia termica prodotta nell'impianto. I dati risultanti sono indicati nella tabella della pagina seguente.

Da entrambe le tabelle si denota come la produzione di energia dai fanghi è molto inferiore a quella risultante dalla frazione organica; ciò è dovuto alla differenza di concentrazione di solidi volatili nei due substrati, tipicamente più elevata nella FORSU.

<i>Mesi</i>	<i>Biogas a caldaia m3/d</i>	<i>pci Biogas MJ/m3</i>	<i>En Term. Lorda MJ/d</i>	<i>En termica netta MJ/d</i>	<i>En Term kWh (al mese)</i>	<i>En Term da fanghi kWh</i>	<i>En Term da FORSU kWh</i>
Gennaio	545,98	30,98	16.915,80	6.766,32	56.386,00	8.251,67	48.134,32
Febbraio	753,89	30,98	23.357,12	9.342,85	77.857,08	7.702,54	70.154,54
Marzo	403,29	30,98	12.494,84	4.997,94	41.649,46	2.356,07	39.293,40
Aprile	530,02	30,98	16.421,17	6.568,47	54.737,22	8.614,04	46.123,18
Maggio	955,93	30,98	29.616,82	11.846,73	98.722,72	16.631,16	82.091,56
Giugno	586,73	30,98	18.178,15	7.271,26	60.593,84	17.237,46	43.356,38
Luglio	704,73	30,98	21.834,27	8.733,71	72.780,91	22.137,02	50.643,89
Agosto	1.457,04	30,98	45.142,52	18.057,01	150.475,07	34.139,76	116.335,31
Settembre	1.245,62	30,98	38.592,24	15.436,90	128.640,80	19.948,35	108.692,45
Ottobre	927,57	30,98	28.738,32	11.495,33	95.794,41	18.999,46	76.794,95
Novembre	335,19	30,98	10.385,05	4.154,02	34.616,82	6.775,09	27.841,73
Dicembre	324,05	30,98	10.039,92	4.015,97	33.466,41	9.621,52	23.844,89
Medie	730,84	30,98	22.643,02	9.057,21	75.476,73	14.367,85	61.108,88

Tabella 5.5: energia termica prodotta teoricamente nel 2007.

Un'ulteriore considerazione può essere fatta sulla quantità degli acidi organici volatili convertiti a biogas durante il processo di metanogenesi; dal grafico riportata nella pagina successiva risulta evidente la notevole riduzione degli AOV durante lo stadio di metanizzazione, con una percentuale di rimozione che per il 2007 ha superato il 90%. In uscita dal metanizzatore avremo quindi un effluente con ancora dei residui in termini di TS, ma perfettamente inviabile all'impianto di trattamento delle acque attiguo allo stabilimento di digestione.

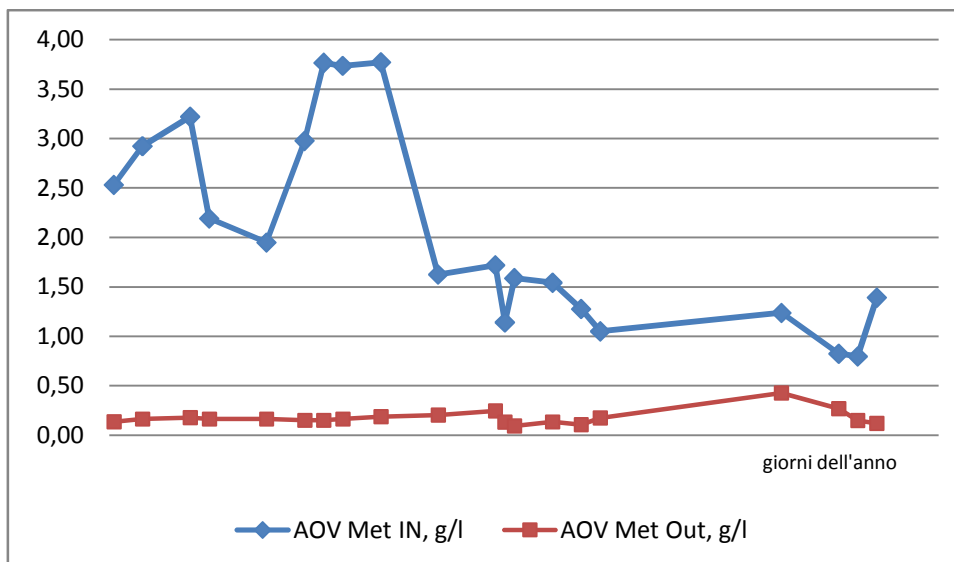


Figura 5.5: abbattimento AOV nel metanizzatore.

Attraverso questa integrazione tra i differenti comparti dello stabilimento si riesce a controllare e gestire in maniera ottimale il fenomeno, visto il mutuo soccorso che, a seconda delle contingenze, i vari settori possono darsi.

In ultima analisi viene riportato un grafico riassuntivo relativo alla riduzione del tenore di solidi attraverso i vari stadi processuali, espressa in termini di percentuali in massa di Solidi Totali e Solidi Volatili.

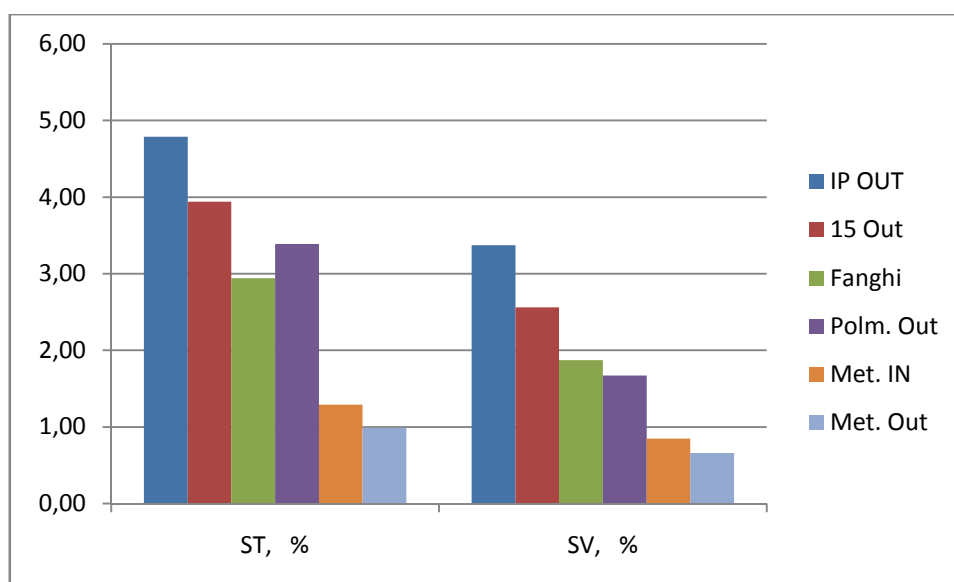


Figura 5.6: tenore di TS e VS nei vari stadi processuali.

Come nei grafici precedenti dell'SCOD e del TCOD si nota una marcata differenza tra i valori del polmone in uscita e quelli dell'ingresso al metanizzatore: la spiegazione, oltre che nella evidente digestione avvenuta nell'idrolizzatore, risiede fortemente anche nella metodologia di analisi, effettuata come la precedente sul surnatante centrifugato.

Da una interpretazione puramente qualitativa si può affermare che l'impianto oggetto di studio presenta delle buone caratteristiche di operatività. Ogni stadio garantisce, e ha garantito negli anni precedenti, rendimenti di rimozione e conversione mai inferiori al 60%, rendendo così lo stabilimento efficiente e continuo. Essendo realizzata ormai da più di 5 anni, la sezione di digestione necessita ad oggi di profondi interventi di manutenzione: i dati relativi al 2008, non pubblicabili per motivi legali, evidenziano una sensibile riduzione della produzione di biogas da parte del metanizzatore, probabilmente a causa di intasamenti e blocchi formati nel materiale di riempimento.

Nonostante ciò la valutazione dell'operatività complessiva, dal 2004 al 2007, ha dimostrato come, almeno per un lasso temporale di 5 anni, la tecnologia BTA sia affidabile nel campo del trattamento integrato dei rifiuti e delle acque, e pertanto rappresenti una delle migliori tecniche disponibili per lo svolgimento di questo tipo di attività.

Valutazioni finali e prospettive future

Da quanto esposto fino ad ora facilmente si evince la notevole importanza che assume questo sistema di depurazione soprattutto dal punto di vista energetico. Il biogas prodotto può infatti essere convertito in quasi tutte le forme di energia utili: calore, elettricità e cogenerazione. Attraverso la sua combustione in apparecchiature di elevata semplicità impiantistica e gestionale, come ad esempio motori endotermici, si genera sempre energia elettrica e termica in quantità sensibilmente superiore rispetto al fabbisogno dell'impianto.

Altro aspetto importante riguardante la codigestione anaerobica dei fanghi di depurazione e FORSU è la produzione di ottimi materiali fertilizzanti, reinseribili quindi in natura attraverso concimazione agricola. Per quanto riguarda gli impianti anaerobici che operano su diverse tipologie di substrati, come ad esempio rifiuti solidi urbani o liquami zootecnici, si ha anche la possibilità di recuperare materiali metallici e frazioni combustibili.

Affinché si abbia uno sviluppo ampio e rapido di questa tecnologia non si può prescindere dalla razionalizzazione e dalla chiarificazione di tutte le procedure necessarie per la costruzione e la gestione di un impianto e per l'allacciamento alla rete elettrica nazionale. Diversi provvedimenti, come ad esempio gli incentivi alla produzione di energia da fonti rinnovabili attraverso i certificati verdi sono stati avviati già da tempo. L'evoluzione nella politica ambientale a seguito del Protocollo di Kyoto e le varie Direttive Europee in materia di acque e rifiuti individuano la digestione anaerobica come efficace metodo per la riduzione delle emissioni di gas serra e per un riutilizzo e un recupero agevole ed efficiente dei rifiuti trattati. Esistono quindi tutti i presupposti per far sì che questa tecnologia si sviluppi; non resta che cercare di renderla maggiormente operativa in tempi brevi e nella maniera migliore. Verranno così messi in atto i pilastri fondamentali della politica europea nel campo dei rifiuti, cioè il riciclaggio della materia e il recupero energetico del rifiuto, insieme alla minimizzazione dello smaltimento.

Volendo analizzare in particolare l'impianto di Villacidro, dai miei studi chiaramente si evince come la tecnologia BTA rappresenti una soluzione affidabile ed efficiente per il trattamento della frazione organica presente nei rifiuti urbani e dei fanghi, producendo biogas, quindi energia rinnovabile, e compost, il tutto nel pieno rispetto degli standard di qualità ambientale vigenti.

Infatti, tutte le acque e i percolati prodotti nell'impianto sono raccolti e inviati al depuratore consortile; i pavimenti sono lavati frequentemente; i mezzi subiscono il lavaggio delle ruote prima della loro uscita dall'impianto; l'aria dei locali chiusi è depolverizzata e deodorata mediante biofiltri e scrubber e alcuni macchinari particolarmente rumorosi sono rivestiti da pannelli fonoassorbenti.

Come sempre però non si può prescindere da un monitoraggio continuo del processo, poiché variazioni non controllate di parametri di gestione, quali soprattutto pH e temperatura, possono influenzare significativamente le fasi della digestione diminuendo la resa del processo, ossia riducendo la quantità e la qualità del biogas.

Il digestore anaerobico di Villacidro è stato realizzato non solo allo scopo di recuperare energia rinnovabile, contribuendo così alla diminuzione dell'effetto serra, ma anche di controllare le emissioni maleodoranti e di stabilizzare le biomasse prima del loro utilizzo agronomico. L'efficienza di questo impianto è dimostrata da dati di archivio derivanti da analisi periodiche, le quali dimostrano la buona resa in termini di produzione di biogas, tale da fornire all'intero sistema quasi la totalità dell'alimentazione necessaria allo svolgimento del processo.

Valutata la grande quantità di rifiuti prodotti e conferiti in discarica senza che siano preventivamente sottoposti a stabilizzazione anaerobica, è auspicabile un potenziamento del sistema.

Gli incentivi sono molti: la stabilizzazione del rifiuto, l'integrazione di reddito dall'energia "verde", la riduzione delle emissioni in atmosfera e degli odori.

In particolare l'aspetto della produzione di energia è caratterizzato da grandi potenzialità economiche poiché, nel caso in cui si riuscisse a incrementarne la produzione portandola a livelli superiori ai fabbisogni dell'impianto, sarebbe possibile venderne il surplus, trasformando quindi i rifiuti in una preziosa risorsa energetica e generando allo stesso tempo una fonte di guadagno per lo stabilimento.

Bibliografia:

- APAT Digestione anaerobica della frazione organica dei rifiuti solidi, Manuali-Linee guida 2005;
- Fisia Itimpianti. Analisi ambientale;
- Fisia Itimpianti. Analisi flussi 2007;
- Fisia Itimpianti. Analisi merceologica 2007;
- RS, Rifiuti Solidi, vol XXII, DA: situazione italiana ed europea; Nov-Dic 2008;
- Nuova Dir. Europea sui rifiuti (come da testo discusso in Parlamento il Europeo il 17/06/2008);
- Renato Vismara, Depurazione Biologica – Teoria e processi, 2001, editore Ulrico Hoepli Milano;
- Metcalf & Eddy, Ingegneria delle acque reflue – Trattamento e riuso, quarta edizione, 2003, McGraw-Hill;
- Impatto ambientale dei sistemi energetici; Bianchi, Gambrotta, Peretto, 2004;
- D.Lgs 152/2006, parte III e IV;
- MIAM Engineering, Cagliari; documentazione tecnica impianto.

Siti Web:

- www.apat.gov.it
- www.epa.gov
- www.adnett.org
- www.biotecsistemi.it
- www.wikipedia.it
- www.wastereports.com
- www.rotaguido.it
- <http://bta-international.de>

RINGRAZIAMENTI

In primis vorrei ringraziare il Prof. Maurizio Mancini per la sua preziosa assistenza e gli innumerevoli consigli.

Non posso che essere profondamente grato alla mia famiglia, sia per avermi sempre incoraggiato e sostenuto, sia per l'opportunità che mi hanno concesso di poter studiare e vivere questa esperienza lontano da casa. Nessuno più di loro si merita un così immenso grazie.

Anche il mio amore, Carla, non è da meno, vista la sua capacità di tenermi, quasi sempre, in riga e allo stesso tempo di darmi una fondamentale serenità emotiva.

Un abbraccio caldissimo va poi a tutti gli amici che hanno voluto condividere con me questo momento. Grazie: per la presenza, per l'amicizia, per la stima e per tutti i momenti indimenticabili trascorsi in questi anni.

.....

.....e adesso..... forse, è ora di festeggiare!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!