

ANPA

Agenzia Nazionale per la
Protezione dell'Ambiente



ONR

Osservatorio
Nazionale sui Rifiuti

Il trattamento anaerobico dei rifiuti

Aspetti progettuali e gestionali

Informazioni legali

L'Agencia Nazionale per la Protezione dell'Ambiente o le persone che agiscono per conto dell'Agencia stessa non sono responsabili per l'uso che può essere fatto delle informazioni contenute in questo rapporto.

Agencia Nazionale per la Protezione dell'Ambiente

Via Vitaliano Brancati, 48 - 00144 Roma
Unità Normativa Tecnica
www.anpa.it

Osservatorio Nazionale sui Rifiuti

Via Cristoforo Colombo, 44 - 00147 Roma

© ANPA, Manuali e Linee Guida 13/2002

ISBN 88-448-0053-5

Riproduzione autorizzata citando la fonte

Coordinamento ed elaborazione grafica

ANPA, Dipartimento Strategie Integrate, Promozione e Comunicazione
Grafica di copertina: Franco Iozzoli
Foto di copertina a cura di: "Photo methanisation plant", G. Charret

Coordinamento tipografico

ANPA, Dipartimento Strategie Integrate Promozione e Comunicazione

Impaginazione e stampa

I.G.E.R. srl - Viale C. T. Odiscalchi, 67/A - 00147 Roma

Stampato su carta TCF

Finito di stampare nel mese di settembre 2002

Il presente Rapporto, è stato elaborato dall’Agenzia Nazionale per la Protezione dell’Ambiente – Unità Normativa Tecnica nell’ambito delle attività previste dalla convenzione tra il Ministero dell’Ambiente e della Tutela del Territorio, ONR ed ANPA.

L’impostazione e la stesura finale sono a cura di **Rosanna LARAIA**, Responsabile dell’Unità Normativa Tecnica - ANPA.

La Redazione è stata a cura del Gruppo di lavoro composto da:

Francesca LUCIGNANO, Roberto MUSSAPI, Tommaso PICCINNO (ANPA)
Valeria FRITTELLONI, Andrea M. LANZ (consulenti ANPA)

Franco CECCHI, David BOLZANELLA (Università degli Studi di Verona), Paolo PAVAN (Università degli Studi di Venezia), Laura INNOCENTI (Università degli Studi di Verona e Università degli Studi di Venezia), Paolo BATTISTONI (Università degli Studi di Ancona)

Enrico ROLLE, Alessandra POLETTINI (Università degli Studi di Roma “La Sapienza”),
G. BATTISTINI, G. FICONERI, B. BELLOMO RENATO (Utres srl)

Indice

1.	IL PROCESSO DI DIGESTIONE ANAEROBICA: ELEMENTI DI BASE	3
1.1	GENERALITÀ SUL PROCESSO	3
1.1.1	Fasi del processo di digestione anaerobica	3
1.2	BIOCHIMICA E CHIMICA-FISICA DEL PROCESSO DI DIGESTIONE ANAEROBICA	7
1.2.1	Biochimica del processo	7
1.2.2	Chimica-fisica del processo: deassorbimento del biogas	9
1.3	CINETICHE MICROBIOLOGICHE DI REAZIONE	10
1.3.1	Effetto della temperatura sulle cinetiche di reazione	12
1.3.2	Coefficienti cinetici per le diverse fasi dei processi di digestione anaerobica	13
1.4	TOSSICITÀ DELL'AMBIENTE DI CRESCITA	16
1.4.1	Tossicità da substrato	17
1.4.2	Tossicità derivante da elementi inibenti	17
1.5	SCHEMI DI PROCESSO DI DIGESTIONE ANAEROBICA	18
1.5.1	Parametri di gestione del processo nei reattori di digestione anaerobica	18
1.5.2	Processi continui	25
1.5.3	Processo discontinuo	33
2.	LA FRAZIONE ORGANICA DEI RIFIUTI URBANI	35
2.1	IL RIFIUTO URBANO	35
2.1.1	La frazione organica da selezione meccanica	37
2.1.2	La frazione organica da raccolta differenziata	41
3.	APPLICAZIONE INDUSTRIALE DELLA DIGESTIONE ANAEROBICA DEI RIFIUTI URBANI	49
3.1	STATO DELL'APPLICAZIONE INDUSTRIALE DELLA DIGESTIONE ANAEROBICA IN EUROPA	49
3.2	PROCESSI DI DIGESTIONE A FASE UNICA	54
3.2.1	Digestione wet	54
3.2.2	Digestione semi-dry	58
3.2.3	Digestione dry	61
3.3	PROCESSI DI DIGESTIONE A DUE FASI	68
3.3.1	Processi con schema senza ritenzione della biomassa	69
3.3.2	Prestazioni del processo	69
3.3.3	Applicazioni industriali	70
3.3.4	Sistemi con schema a ritenzione della biomassa	71
3.3.5	Prestazioni del processo	71
3.3.6	Applicazioni industriali	72
3.4	I PROCESSI BATCH	74
3.4.1	Rese del processo	74
3.4.2	Applicazioni industriali	74

4.	SCELTA DEL TIPO DI PROCESSO	77
4.1	GENERALITÀ	77
4.2	ASPETTI PROGETTUALI	77
4.2.1	Individuazione dei dati di progetto	78
4.2.2	Dimensioni del bacino	78
4.2.3	Fattori caratteristici del bacino	79
4.2.4	Indicazioni sui criteri di localizzazione degli impianti	83
4.2.5	Indicazioni sui livelli di progettazione degli impianti di trattamento rifiuti	84
4.3	DESCRIZIONE DEI REPARTI DELL'IMPIANTO	86
4.3.1	Ricezione dei rifiuti	87
4.3.2	Pretrattamento dei rifiuti	88
4.3.3	Preparazione del substrato	90
4.4	DIMENSIONAMENTO DEI REATTORI PER LA DIGESTIONE ANAEROBICA DELLA FRAZIONE ORGANICA SELEZIONATA	91
4.4.1	Modelli e costanti cinetiche	91
4.4.2	Dimensionamento di un digestore anaerobico per il trattamento della frazione organica selezionata sulla base dei parametri operativi e dei fattori di carico	96
4.4.3	Sistemi di agitazione per l'omogeneizzazione del substrato	100
4.5	PRODUZIONE, DEPURAZIONE ED UTILIZZO DEL BIOGAS	102
4.6	DISIDRATAZIONE DEI FANGHI	107
4.7	STABILIZZAZIONE E RAFFINAZIONE DEL FANGO DIGERITO	108
4.8	STOCCAGGIO FINALE DEI PRODOTTI	109
4.9	DIMENSIONAMENTO DELLA LINEA	109
4.10	BILANCIO DI MASSA DELL'IMPIANTO	109
4.11	BILANCIO ENERGETICO DELL'IMPIANTO	114
5.	LA GESTIONE DEGLI IMPIANTI DI GESTIONE ANAEROBICA	117
5.1	PARAMETRI DI GESTIONE DEL PROCESSO	117
5.1.1	Parametri di esercizio del reattore di digestione anaerobica della frazione organica selezionata	117
5.1.2.	I parametri di stabilità del processo di digestione anaerobica della frazione organica selezionata	119
5.2	OPERAZIONI DI MONITORAGGIO E GESTIONE DELL'IMPIANTO	126
5.3	COSTI DI INVESTIMENTO E GESTIONE	130
5.4	SICUREZZA ED IGIENE SUL LAVORO	133
5.5	MANUTENZIONE DEGLI IMPIANTI	137
5.6	MANUALE OPERATIVO DELL'IMPIANTO	138
6.	ANALISI DEGLI ELEMENTI D'IMPATTO AMBIENTALE E MISURE COMPENSATIVE	141
6.1	GENERALITÀ	141
6.2	POLVERI	141

6.3	EMISSIONI ODOROSE	144
6.4	RUMORE	147
6.5	TRATTAMENTO REFLUI	148
BIBLIOGRAFIA		151

Premessa

La direzione strategica verso cui si muove il sistema di gestione dei rifiuti è il miglioramento alla fonte della qualità delle matrici riutilizzabili e la riduzione della quantità dei rifiuti prodotti. Ciò al fine di contenere l'impatto sulla salute umana e sull'ambiente e di permettere lo sviluppo delle tecnologie più appropriate di trattamento.

Questo approccio comporta inevitabilmente considerazioni sulle fonti di energia utilizzabili e sul loro riflesso sull'ambiente attraverso un'ampia visione che non si limiti al bilancio locale o addirittura circoscritto all'impianto specifico, ma che consideri l'analisi dell'intero ciclo di vita dei materiali utilizzati, con particolare attenzione alle sostanze nocive presenti nelle materie prime e nei rifiuti. Irrrinunciabilmente, quindi, la strategia passa per quella che è ormai prassi dovuta per legge: la raccolta differenziata, il riciclaggio e la valorizzazione delle risorse seconde. In questo contesto potrà assumere una funzione sempre più importante il trattamento della frazione organica dei rifiuti mediante digestione anaerobica, che consente di abbinare il recupero di materia al recupero di energia.

L'ANPA, nell'ambito delle attività di supporto all'Osservatorio Nazionale sui Rifiuti (ONR), si è, pertanto, impegnata all'elaborazione del presente Manuale che si configura come un valido supporto agli Enti locali preposti per il rilascio delle autorizzazioni e al controllo degli impianti nonché ai progettisti e gestori degli stessi, fornendo delle linee guida utili per la scelta progettuale e la gestione degli impianti del processo di digestione anaerobica.

In particolare sono stati ampiamente descritti e sviluppati gli argomenti relativi alla descrizione del processo, affrontando gli aspetti chimico – fisici, biochimici, microbiologici e cinetici che caratterizzano le diverse fasi della digestione anaerobica: l'idrolisi l'acidogenesi e la metanogenesi. È stato, inoltre, approfondito il trattamento dei rifiuti urbani valutando sia i parametri di esercizio del reattore che i parametri di stabilità del processo di digestione anaerobica della frazione organica selezionata da rifiuti, nonché il dimensionamento dei reattori di digestione sulla base dei parametri operativi e dei fattori di carico.

I processi anaerobici possono essere suddivisi in base al numero di fasi (una o due), al regime termico (mesofilia o termofilia), al tipo di rifiuto trattato ed al tenore di solidi contenuti nel rifiuto. Nella descrizione dei differenti processi di digestione anaerobica, si è scelto inizialmente di distinguere tra processi ad una ed a due fasi, nell'ambito di queste classi si sono individuati i differenti processi applicati su scala industriale distinguendoli sulla base delle concentrazioni di solidi che caratterizza il rifiuto organico trattato distinguendo i processi in:

- wet → *con contenuto in solidi fino al 10%*
- semi – dry fi → *solidi compresi tra 15-20%*
- dry → *solidi > del 20%*

È stata inoltre, a completamento del lavoro, condotta una analisi degli elementi di impatto ambientale e delle misure compensative

Il Direttore generale dell'APAT
Ing. Giorgio Cesari

Il Presidente dell'ONR
Dott. Massimo Ferlini

1. Il processo di digestione anaerobica: elementi di base

1.1 GENERALITÀ SUL PROCESSO

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: il metano ed il 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 nella fase gassosa, mentre la CO_2 si ripartisce nella fase gassosa e in quella 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.

Ad esempio, nel caso della stabilizzazione anaerobica di una matrice con formula bruta $C_aH_bO_cN_d$, la relazione stechiometrica complessiva può essere rappresentata dalla relazione:



$$\begin{aligned} \text{Con: } \quad s &= a - nw - m \\ r &= c - ny - 2s \end{aligned}$$

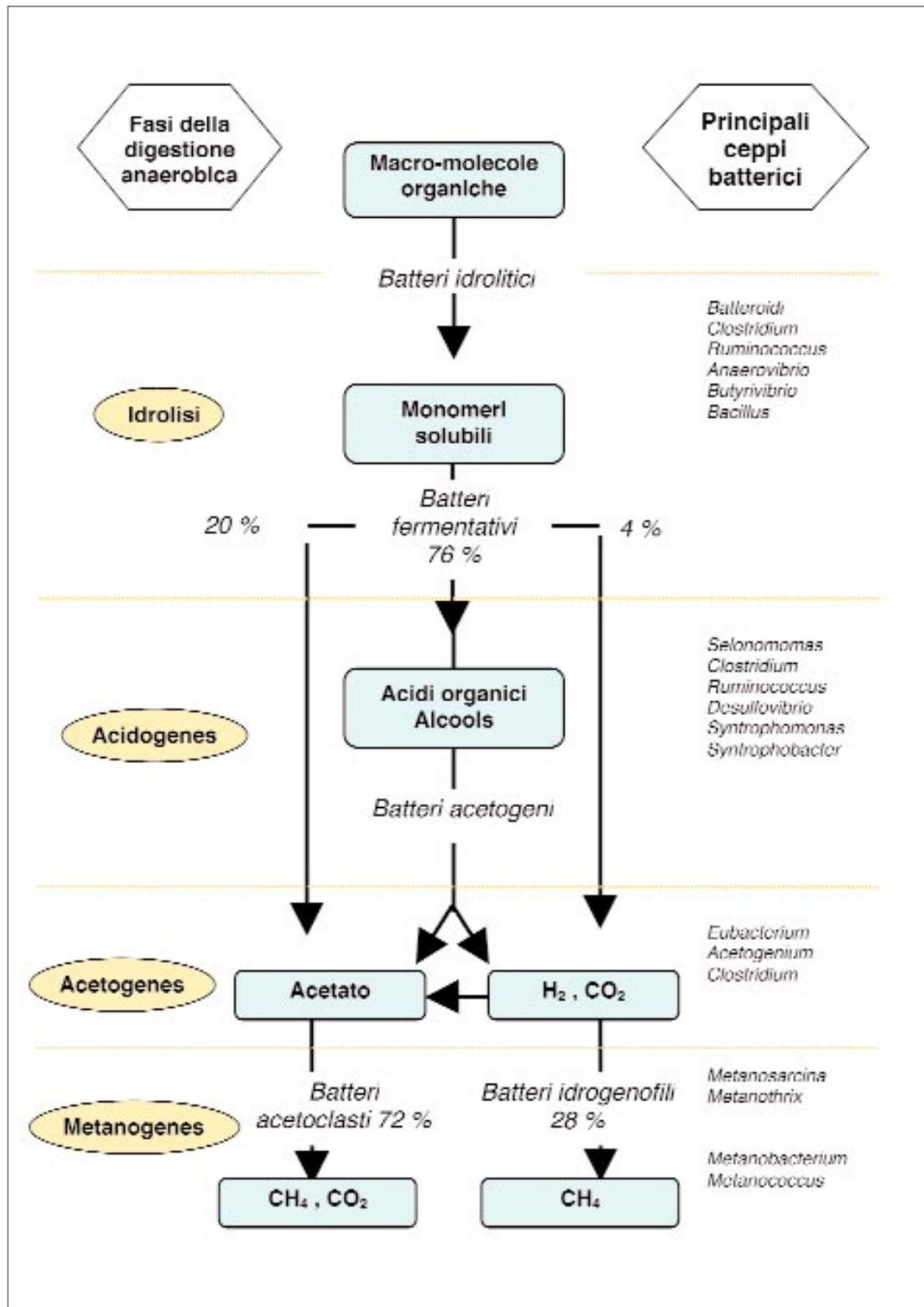
Come si può vedere dalla relazione riportata si ha la parziale distruzione di materiale organico complesso con formazione di metano, biossido di carbonio, acqua ed ammoniaca.

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 20 °C ed 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.

1.1.1 Fasi del processo di digestione anaerobica

La conversione di substrati organici complessi in metano avviene, come accennato, attraverso una catena trofica anaerobica. Ad essa partecipano almeno tre gruppi metabolici distinti di microrganismi che si differenziano sia per i substrati che per i prodotti del loro metabolismo.



Il processo biodegradativo si compone delle seguenti fasi: una prima fase di idrolisi dei substrati complessi accompagnata da acidificazione con formazione di acidi grassi volatili, chetoni ed alcoli; una successiva fase acetogenica, in cui, a partire dagli acidi grassi, si ha la formazione di acido acetico, acido formico, biossido di carbonio ed idrogeno molecolare, ed, infine, un'ultima fase in cui, a partire dai prodotti della fase precedente, si osserva la metanizzazione, cioè la formazione di metano a partire dall'acido acetico o attraverso la riduzione del biossido di carbonio utilizzando l'idrogeno come co-substrato. In minor misura si ha la formazione di metano a partire dall'acido formico.

Il processo di digestione anaerobica è schematicamente illustrato in figura 1.1 mentre l'insieme dei principali processi coinvolti nelle diverse fasi della digestione anaerobica e le diverse relazioni che intercorrono tra i vari gruppi di batteri sono riportate in figura 1.2 (modificato da Gujer and Zehnder, 1983). Le varie fasi del processo sono di seguito discusse con maggior dettaglio.

Idrolisi ed acidificazione

In questa prima fase, per intervento di diversi gruppi batterici, si ha la degradazione di substrati organici complessi particolati o solubili, quali proteine, grassi e carboidrati, con formazione di

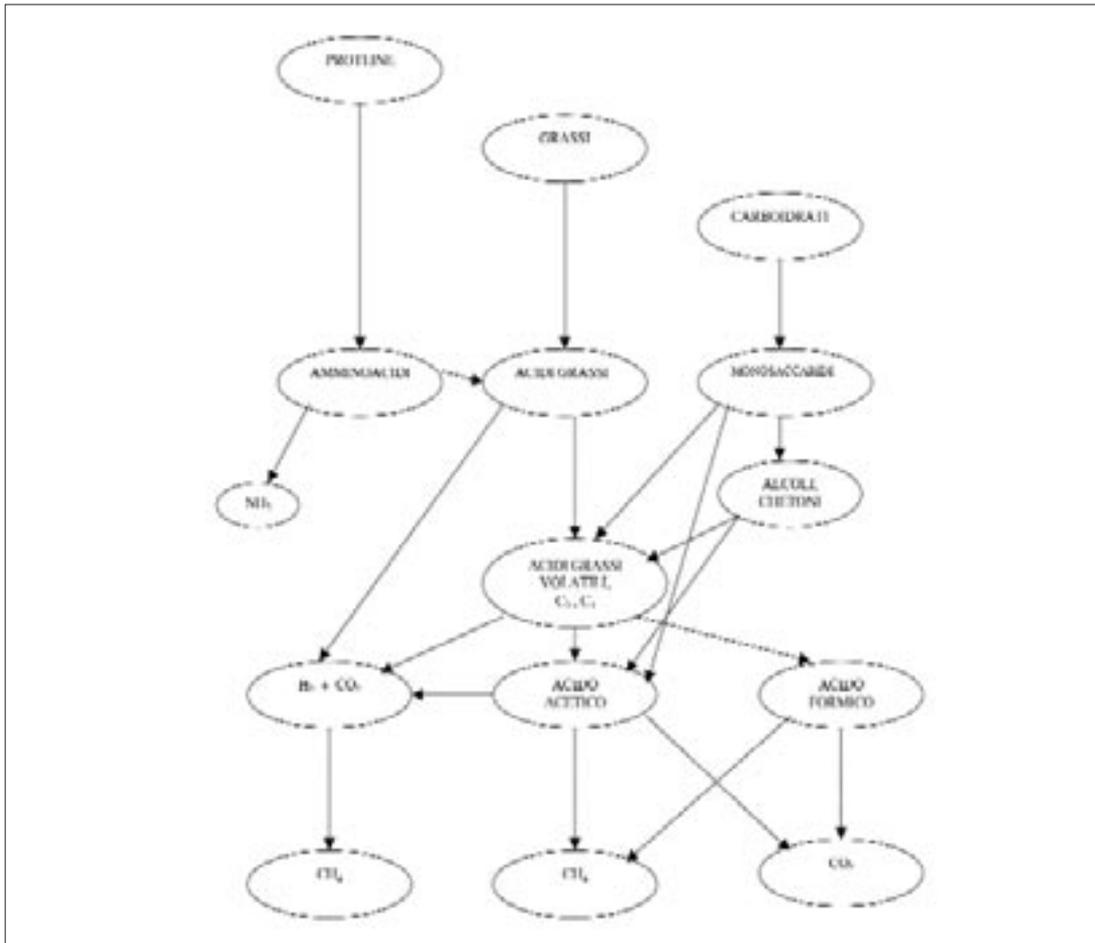


Figura 1.2: Diagramma complesso delle diverse fasi coinvolte nel processo di digestione anaerobica (Gujer e Zehnder, 1983 modificato).

composti semplici, quali aminoacidi, acidi grassi e monosaccaridi in forma solubile (vedi fig. 1.2). In particolare, i microrganismi idrolizzanti possono colonizzare il materiale particolato e degradarlo (Vavilin et al., 1996), oppure produrre enzimi extracellulari in grado di scindere le molecole organiche complesse (Sanders et al., 1999) in oligomeri e monomeri che sono quindi resi disponibili per il trasporto all'interno delle cellule di microrganismi acidogenici fermentanti. Questi operano generalmente l'ossidazione dei substrati organici semplici a piruvato che viene poi trasformato in acidi grassi volatili, alcoli e chetoni che rappresentano i substrati di partenza per la successiva fase acetogenica.

Il processo idrolitico può essere inibito dall'accumulo di aminoacidi e zuccheri (Sanders et al., 1999) a causa dell'interferenza nella produzione ed attività degli enzimi idrolitici.

Contestualmente all'idrolisi del materiale organico complesso, particolato o solubile, avviene il processo fermentativo acidogenico in cui i batteri fermentativi degradano i monomeri ed oligomeri organici, zuccheri, acidi grassi ed aminoacidi, producendo acidi grassi volatili, per lo più a catena corta quali il propionato ed il butirrato.

Dalla fermentazione degli aminoacidi viene inoltre prodotto ammonio. In generale il processo idrolitico non implica la crescita di microrganismi (Sanders et al., 1999).

Acetogenesi

A partire dai substrati formati nel corso della fase di idrolisi ed acidificazione (acidi volatili, essenzialmente propionato e butirrato, ma anche alcoli) i batteri acetogeni producono acido acetico, acido formico, CO_2 ed H_2 . Angelidaki et al. (1998) hanno riportato che due differenti meccanismi devono essere considerati a seconda che la degradazione avvenga a partire da acidi grassi a catena lunga (LCFA, long chain fatty acids) o a catena corta (SCFA, short chain fatty acids, o VFA, volatile fatty acids). In generale, si definiscono acidi grassi a catena lunga quelli con più di 5 atomi di carbonio.

Durante la produzione di acido acetico la presenza di idrogeno molecolare nel mezzo può determinare problemi di inibizione. Se però H_2 viene mantenuto a basse concentrazioni, grazie all'attività dei batteri metanigeni H_2 ossidanti (idrogenotrofi), la degradazione degli acidi grassi ad H_2 ad opera dei batteri acetogeni è resa più probabile, nonostante la formazione di H_2 sia energeticamente sfavorita.

Metanogenesi

La produzione di CH_4 rappresenta la conclusione della catena trofica anaerobica. Il metano infatti è l'unico composto non reattivo nell'intero processo di digestione anaerobica e può, pertanto, essere considerato il prodotto finale dell'intero processo. La produzione del metano può avvenire essenzialmente attraverso due differenti vie di reazioni: una via prevede la metanogenesi ad opera dei batteri idrogenotrofi, che operano l'ossidazione anaerobica dell'idrogeno, mentre la seconda via, la cosiddetta via acetoclastica, prevede la dismutazione anaerobica dell'acido acetico con formazione di metano e biossido di carbonio (vedi figura 1.2). La maggior parte della produzione di metano avviene attraverso questo secondo meccanismo. La figura 1.3 quantifica percentualmente la distribuzione nei diversi cammini metabolici coinvolti nel processo di digestione.

Con la loro attività i due ceppi di batteri metanigeni svolgono due importanti funzioni nell'ambito della catena trofica anaerobica: da un lato degradano l'acido acetico e quello formico a CH_4 eliminando gli acidi dal mezzo ed impedendo quindi l'inibizione dei fenomeni di degradazione di substrati organici per eccesso di acidità, e dall'altra mantengono la concentrazione di H_2 a bassi livelli così da consentire la conversione degli acidi grassi a catena lunga e degli alcoli ad acetato ed H_2 . Infatti, se la via idrogenotrofa è rallentata si osserva un accumulo di H_2 nel mezzo che inibisce la produzione del metano, mentre la via acetoclastica può subire fenomeni di inibizione da substrato in presenza di elevate concentrazioni di acido acetico.

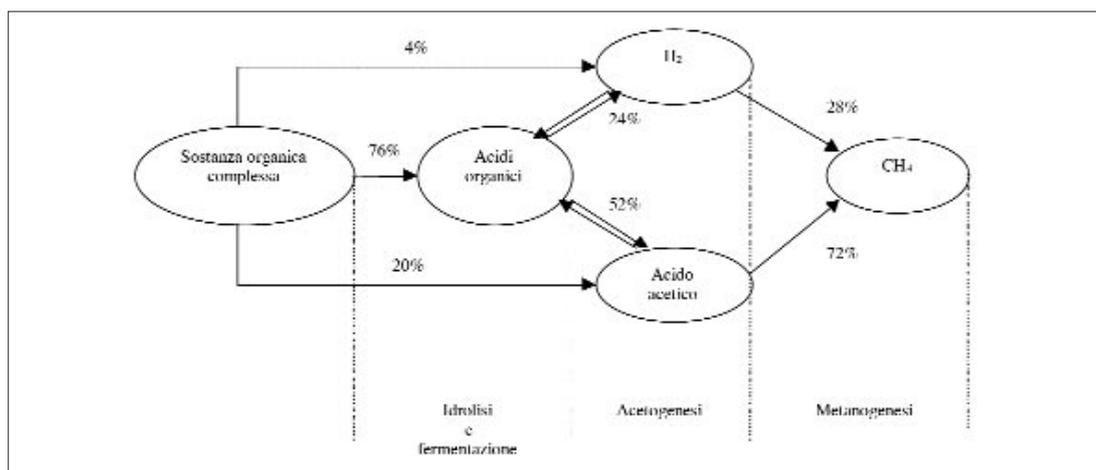


Figura 1.3: Schema di flusso quantitativo dei diversi cammini metabolici del processo di digestione anaerobica (Metcalf e Eddy, 1991)

La tabella 1.1 riporta, a titolo di esempio, i principali microrganismi acetotrofi coinvolti nella biodegradazione.

Tabella 1.1: Microrganismi acetotrofi isolati in coltura pura (Vallini et al., 1987).

Microrganismo	Substrato utilizzato
Methanosarcina barkeri	Acetato, metanolo, ammine metilate, H ₂ , CO ₂
Methanosarcina ceppo TM-1	Acetato, metanolo, ammine metilate
Methanococcus mazei	Acetato, metanolo, ammine metilate
Methanotrix soehngenii	Acetato

Il più importante dei fattori che controllano la possibilità di utilizzo dell'acetato da parte dei batteri metanigeni è rappresentato dalla forma chimica con cui tale substrato è presente nel mezzo. In particolare si ha che, se presente in forma indissociata (CH₃COOH), l'acido acetico può attraversare la membrana batterica e risultare quindi utilizzabile (questo fenomeno è favorito in un intervallo di pH piuttosto ristretto, generalmente compreso tra 6 ed 8). A più elevati valori di pH nel mezzo, l'acido acetico è presente per lo più nella forma dissociata (CH₃COO⁻): ne deriva che la concentrazione della forma indissociata nel mezzo non è sufficiente a garantire un gradiente di concentrazione tale da consentire il trasporto trans-membrana del metabolita. Nel caso di ambienti caratterizzati da pH relativamente bassi (inferiori a 5), si ha una elevata concentrazione di acido indissociato che attraversa la membrana cellulare e la concentrazione dell'acido acetico può risultare superiore alle capacità di metabolizzazione cellulare con conseguente inibizione da eccesso di substrato.

1.2 BIOCHIMICA E CHIMICA-FISICA DEL PROCESSO DI DIGESTIONE ANAEROBICA

1.2.1 Biochimica del processo

La degradazione di substrati organici ha il duplice fine di ricavare l'energia necessaria per il metabolismo batterico (catabolismo) sotto forma di energia chimica di ossidazione e, in misura molto minore, di sintetizzare nuove cellule (anabolismo).

Mentre i microrganismi aerobi utilizzano ossigeno molecolare come accettore finale di elettroni nei processi ossidativi della sostanza organica, i microrganismi anaerobi utilizzano altra sostanza organica. L'ossidazione avviene essenzialmente a causa della perdita di una coppia di atomi di idrogeno da parte della sostanza organica ossidata (deidrogenazione): l'idrogeno viene quindi trasferito alla specie ossidante (accettore di idrogeno). L'ossidazione di composti organici in ambiente anaerobico è catalizzata da enzimi ed avviene grazie all'intervento di coenzimi come NAD⁺ (nicotinamide adenina dinucleotide-forma ossidata) ed NADP⁺ (nicotinamide adenina dinucleotide fosfato-forma ossidata) (Stafford et al., 1980):



L'accettore finale dell'H₂ non è però il coenzima, che viene riossidato e quindi rigenerato, ma, attraverso altre reazioni di ossido riduzione, l'ossigeno, il carbonio, l'azoto o lo zolfo legati originariamente alla sostanza organica che viene ossidata. E' proprio il passaggio attraverso queste reazioni che fornisce l'energia che viene immagazzinata attraverso una ritrasformazione in energia chimica, sotto forma di ATP (adenosina tri-fosfato).

Le diverse vie di degradazione di proteine, acidi grassi e zuccheri sono di seguito illustrate attraverso diversi esempi.

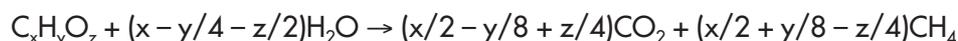
Per uno zucchero come il glucosio si assume la trasformazione dapprima in acido acetico, ad opera di microrganismi acetogeni, e quindi in CH₄ e CO₂. La reazione globale è:



Nel caso di proteine, come ad esempio la cisteina, si avrà:

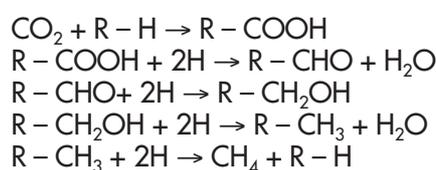


Mentre l'equazione complessiva di degradazione di un acido grasso è data da:

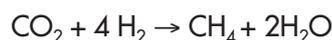


Per quanto concerne invece la formazione del metano si hanno due possibili meccanismi alternativi.

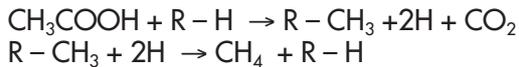
In un caso il CH₄ si forma in seguito alla riduzione del carbonio della CO₂ secondo le seguenti reazioni:



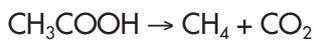
La reazione complessiva è, pertanto:



substrati organici a basso peso molecolare (acido acetico) attraverso una reazione di transmetilazione



Globalmente:



La crescita dei microrganismi sull'acetato è lenta dal momento che l'energia disponibile è bassa se confrontata con quella ottenibile da altri substrati di partenza (vedi tabella 1.2).

Tabella 1.2: Energia disponibile per i batteri metanogeni derivante dall'utilizzo di diversi substrati (Vallini et al., 1987).

Reazione	$\Delta G, \text{kJ/mol CH}_4$
$4\text{H}_2 + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{H}_2\text{O}$	- 135.6
$4\text{HCOOH} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{HCO}_3^- + 3\text{H}^+$	- 130.4
$4\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow 3\text{CH}_4 + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + \text{H}_2\text{O}$	- 104.9
$4\text{CH}_3\text{NH}_3^+ + 3\text{H}_2\text{O} \rightarrow 3\text{CH}_4 + \text{HCO}_3^- + 4\text{NH}_4^+ + \text{H}^+$	- 74.8
$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_4 + \text{HCO}_3^-$	- 28.0

1.2.2 Chimica-fisica del processo: deassorbimento del biogas

Il biogas prodotto nel corso del processo di digestione anaerobica consiste di tre componenti principali: il metano, il biossido di carbonio e l'idrogeno molecolare. Il metano è praticamente insolubile e tende ad essere rilasciato dal mezzo liquido, passando alla fase gassosa, mentre il biossido di carbonio raggiunge un equilibrio dinamico tra fase liquida e gassosa, andando così a partecipare alla formazione di acido carbonico nel mezzo liquido, determinando quindi, assieme all'ammonio, la capacità tampone del sistema. L'idrogeno, prodotto in piccole quantità, è generalmente utilizzato dai batteri metanigeni e, pur essendo insolubile, non lascia la fase liquida.

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

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

- dove: dS/dt , velocità di trasferimento del gas dal mezzo liquido alla fase gassosa [massa volume⁻¹tempo⁻¹];
 S , concentrazione di gas disciolto nel mezzo liquido [massa volume⁻¹];
 K_L , coefficiente di trasferimento di massa globale [volume superficie⁻¹tempo⁻¹];
 a , superficie specifica della bolla di gas [superficie volume⁻¹];
 P_p , pressione parziale del gas [pressione];
 H , cost. di Henry [pressione volume massa⁻¹].

Quindi la velocità di trasferimento del gas dalla fase liquida alla fase gassosa dipende, attraverso il coefficiente caratteristico K_L , dalla superficie di scambio "a" e dalla forza motrice (il

termine tra parentesi tonde); in letteratura sono riportati vari modelli per il calcolo del coefficiente di trasferimento dell'ossigeno K_L . Una volta deassorbitosi il metano raggiunge la fase gassosa sovrastante quella liquida per differenza di densità ed in relazione alle dimensioni delle bollicine che si formano.

Bolle sferiche d'aria di diametro compreso tra 3-9 mm risalgono la fase liquida in un tempo inversamente proporzionale al diametro delle bolle:

$$t_c = \frac{v_b}{d_b}$$

dove v_b è la velocità di risalita della bolla d'aria (mm s^{-1}) e d_b è il suo diametro.

Durante questo periodo di tempo si osserva anche il passaggio delle specie gassose dalla fase aeriforme a quella liquida.

1.3 CINETICHE MICROBIOLOGICHE DI REAZIONE

Nella progettazione di un impianto di digestione anaerobica, le singole operazioni unitarie possono essere disegnate sia sulla base delle velocità alle quali hanno luogo le reazioni di trasformazione (base cinetica) che sulla base degli equilibri termodinamici tipici di dette reazioni. Solitamente viene adottato il primo approccio in quanto spesso il tempo necessario affinché le reazioni siano portate a completamento è troppo lungo: in tal caso l'aumento di resa non compensa la crescita dei costi d'impianto derivanti dalla necessità di un maggiore volume del digestore. Sulla base di queste premesse, pertanto, nella presente trattazione verranno considerate le reazioni cinetiche, dal momento che l'interesse principale è quello di studiare la massima efficienza del processo in termini di formazione dei prodotti finali.

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

- 1) la velocità di crescita netta della biomassa su un dato substrato;
- 2) la velocità di utilizzo del substrato considerato.

La velocità di crescita netta dei microrganismi, che tiene conto del decadimento endogeno (dato dal prodotto $k_d X$), è data dalla espressione generale

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

dove: dX/dt , velocità di crescita dei microrganismi, [$\text{massa volume}^{-1} \text{ tempo}^{-1}$];
 Y , coefficiente di rendimento di crescita, [$\text{massa}_{\text{microorganismi formati}} / \text{massa}_{\text{substrato utilizzato}}^{-1}$];
 dS/dt , velocità di utilizzazione del substrato da parte dei microrganismi, [$\text{massa volume}^{-1} \text{ tempo}^{-1}$];
 k_d , coefficiente di decadimento dei microrganismi, [tempo^{-1}];
 X , concentrazione di microrganismi, [massa volume^{-1}].

Per quanto concerne la velocità di utilizzazione del substrato è possibile fare riferimento a diversi modelli, sostanzialmente dipendenti dal percorso metabolico di utilizzazione.

È 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 utilizzazione del substrato da parte dei microrganismi, [massa volume⁻¹ tempo⁻¹];
 K_M , massima velocità di utilizzo del substrato per unità di massa di microrganismi, [tempo⁻¹];
 X , concentrazione di microrganismi, [massa volume⁻¹];
 S , concentrazione del substrato a contatto con i microrganismi, [massa volume⁻¹];
 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, [massa volume⁻¹].

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, come rappresentato in fig. 1.4, 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 dalla 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

$$\mu_{MAX} = K_M Y$$

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

si potrà scrivere:

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

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:

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

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

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

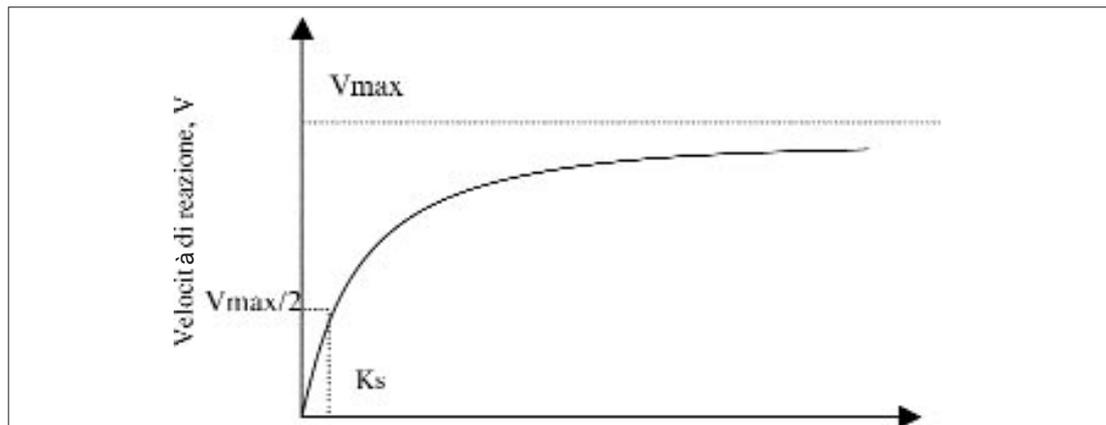


Figura 1.4: Rappresentazione grafica della cinetica di reazione biologica.

1.3.1 Effetto della temperatura sulle cinetiche di reazione

Dal momento che la velocità di reazione è il fenomeno che governa il processo, la temperatura diviene un parametro estremamente importante. I tipici intervalli di temperatura incontrati nei reattori di digestione anaerobica, come precedentemente osservato, sono: il mesofilo, il termofilo, e lo psicofilo (più raramente applicato). Quando si passa da un regime di temperatura ad un altro si osserva un vero e proprio cambiamento nella composizione della comunità batterica. Infatti, come illustrato in figura 1.5, gli andamenti di sviluppo delle diverse popolazioni batteriche non sono monotoni ma presentano dei picchi in corrispondenza di ben definiti intervalli di temperatura, differenti per ciascuna specie.

Una variazione di temperatura, all'interno di un certo intervallo, e, quindi, per una data popolazione, determina una variazione nelle velocità di reazione (Cecchi et al. 1991; 1993). L'espressione per quantificare l'effetto delle variazioni di temperatura su di una cinetica di rea-

zione è derivata dall'equazione di Arrhenius ed è esprimibile nella forma:

$$V_T = V_0 \times e^{\varphi(T - T_0)}$$

dove: V_T , è la velocità di reazione ad una certa temperatura T ,
 V_0 , è la velocità di reazione alla temperatura di riferimento T_0 ,
 φ , coefficiente sperimentale, che, nelle usuali intervalli di temperatura di esercizio dei digestori, può essere assunto costante.

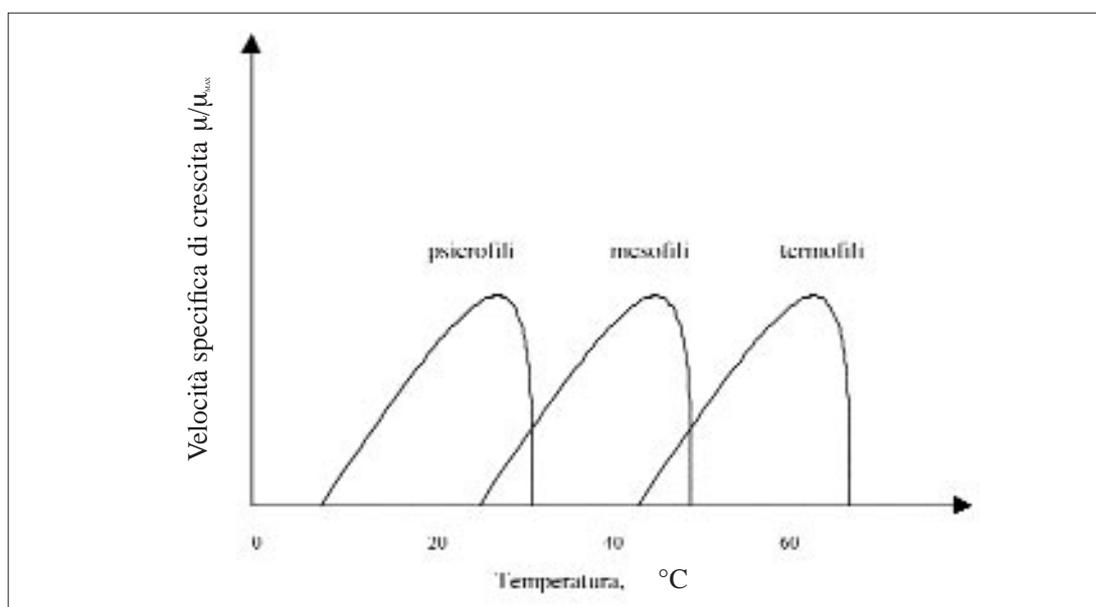


Figura 1.5: Influenza della temperatura sulla cinetica biologica (Genon, 1993).

1.3.2 Coefficienti cinetici per le diverse fasi dei processi di digestione anaerobica

I coefficienti cinetici delle diverse fasi del processo di digestione anaerobica vengono frequentemente riportati in letteratura con riferimento a colture pure di microrganismi in presenza di singoli substrati: pertanto la loro significatività, dal punto di vista applicativo, risulta limitata nel caso in cui si operi la digestione anaerobica di substrati organici complessi attraverso l'uso di biomasse batteriche autonomamente insediatesi nel reattore di digestione.

In ogni caso in letteratura è reperibile un'ampia massa di dati ed attendibili intervalli di valori dei coefficienti cinetici per un processo di digestione anaerobica. Di seguito vengono riportati i modelli cinetici e gli intervalli dei valori dei coefficienti cinetici che descrivono i processi di digestione mesofila (35 °C), cioè i più ampiamente diffusi a livello industriale.

Idrolisi

Il processo di idrolisi è considerato dalla maggior parte degli autori come il processo limitante l'intero processo di digestione anaerobica ed è pertanto da considerare come la chiave di volta nel dimensionamento dei processi di degradazione di substrati particolari. In accordo con Eastman e Ferguson (1981) il processo di idrolisi è tipicamente descritto da una cinetica di primo ordine, indipendente dalla concentrazione di batteri idrolizzanti, secondo la relazione generale:

$$R_{XS} = -KS$$

Dove: R_{XS} , velocità specifica di idrolisi, [massa volume⁻¹ tempo⁻¹];
 K , la massima velocità specifica di idrolisi, [tempo⁻¹];
 S , concentrazione di substrato, [massa volume⁻¹].

Alcuni valori della massima velocità di idrolisi in relazione al tipo di substrato considerato sono di seguito riportati (Eastman e Ferguson, 1981; Gujer e Zender, 1983; Pavlostatis e Giraldo, 1991; Angelidaki et al., 1998):

Carboidrati	$K = 0.5 - 2$	(d ⁻¹)
Lipidi	$K = 0.1 - 0.7$	(d ⁻¹)
Proteine	$K = 0.25 - 0.8$	(d ⁻¹)

Nel caso di matrici complesse occorre inoltre considerare non solo la composizione chimica, ma anche altre caratteristiche quali il grado di complessità delle catene polimeriche costituenti il substrato e le sue dimensioni granulometriche (Hobson e Wheatley, 1993). Ne consegue che la definizione di coefficienti particolarmente significativi è piuttosto difficile.

Fermentazione acidogenica

Il processo acidogenico è descritto, dal punto di vista cinetico, attraverso il modello di Monod la cui relazione generale, come già visto, è:

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

dove: μ velocità di crescita dei microrganismi per una data concentrazione di substrato S , [tempo⁻¹];
 μ_{max} massima velocità di crescita dei microrganismi, [tempo⁻¹];
 S , concentrazione del substrato a contatto con i microrganismi, [massa volume⁻¹];
 $K_{S,r}$ 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, [massa volume⁻¹];
 $k_{d,r}$ coefficiente di decadimento dei microrganismi, [tempo⁻¹].

In relazioni di questo genere S rappresenterà di volta in volta i differenti substrati che possono essere utilizzati nel processo acidogenico: zuccheri, acidi grassi o aminoacidi.

La letteratura riporta per il processo acidogenico di zuccheri, più o meno complessi, i seguenti valori dei coefficienti (Gujer e Zender, 1983; Noike et al., 1985; Pavlostatis e Giraldo, 1991; Angelidaki et al., 1998):

$\mu_{max,r}$	3 - 9	(d ⁻¹);
$K_{max,r}$	24 - 120	(g COD/g COD·d);
$K_{S,r}$	300 - 1400	(mg/l);
Y_r	0.01 - 0.06	(gVSS/g COD);
$K_{d,r}$	0.02 - 0.3	(d ⁻¹).

Acetogenesi

L'acetogenesi può essere considerata come l'ossidazione anaerobica di acidi grassi a catena lunga (LCFA) oppure corta (VFA) per formare acido acetico. A seconda del substrato utilizzato si riscontrano differenti valori delle costanti cinetiche di reazione, espresse dall'equazione di Monod.

Tipici valori riscontrati in letteratura per i due tipi di substrato sono riportati in tabella 1.3.

Tabella 1.3: Valori dei parametri cinetici per acidi grassi a catena lunga e corta (Gujer e Zender, 1983; Pavlostatis e Giraldo, 1991; Romli et al., 1995; Angelidaki et al., 1998).

	Unità di misura	LCFA	VFA
μ_{max}	d ⁻¹	0.1 – 0.5	0.3 – 1.3
K_{max}	g COD/g COD·d	2 – 20	5 – 20
K_S	mg COD/l	100 – 4000	100 – 4000
Y	g VSS/ g COD	0.04 – 0.1	0.02 – 0.07
K_d	d ⁻¹	0,01	0.01 – 0.04

Metanogenesi

Il processo metanigeno ad opera di batteri acetoclastici è ben simulato da una cinetica di Monod che può essere soggetta ad inibizione da substrato (eccesso di acetato nel mezzo).

La relazione di Monod nel caso di inibizione assume la forma analitica:

$$\mu = \mu_{MAX} \frac{S}{K_S(1 + I \cdot K_I) + S}$$

- dove:
- μ velocità di crescita dei microrganismi per una data concentrazione di substrato S, [tempo⁻¹];
 - μ_{max} massima velocità di crescita dei microrganismi, [tempo⁻¹];
 - $S,$ concentrazione del substrato a contatto con i microrganismi, [massa volume⁻¹];
 - $K_{S,}$ coefficiente di semisaturazione, corrispondente alla concentrazione di substrato S in corrispondenza della quale la velocità di utilizzo del substrato per unità di massa di microrganismi è pari alla metà della velocità massima, [massa volume⁻¹];
 - $I,$ concentrazione della specie inibente a contatto con i microrganismi, [massa volume⁻¹];
 - $K_I,$ coefficiente di semisaturazione, corrispondente alla concentrazione di inibente I, in corrispondenza della quale la velocità di utilizzo del substrato per unità di massa di microrganismi è pari alla metà della velocità massima, [massa volume⁻¹].

Il processo metanigeno operato dai batteri idrogenotrofi è del tipo di Monod a due substrati, S_1 e S_2 , che rappresentano rispettivamente la concentrazione di idrogeno e di biossido di carbonio. L'espressione sarà quindi:

$$\mu = \mu_{MAX} \frac{S_1}{K_{S1} + S_1} \frac{S_2}{K_{S2} + S_2}$$

dove: μ velocità di crescita dei microrganismi per una data concentrazione di substrato S , [tempo^{-1}];
 μ_{\max} massima velocità di crescita dei microrganismi, [tempo^{-1}];
 S_1 , concentrazione dell'idrogeno a contatto con i microrganismi, [massa volume^{-1}];
 S_2 , concentrazione del biossido di carbonio a contatto con i microrganismi, [massa volume^{-1}];
 K_{S1} , coefficiente di semisaturazione, corrispondente alla concentrazione di substrato S_1 , alla quale la velocità di utilizzo del substrato per unità di massa di microrganismi è pari alla metà della velocità massima, [massa volume^{-1}];
 K_{S2} , coefficiente di semisaturazione, corrispondente alla concentrazione di substrato S_2 , alla quale la velocità di utilizzo del substrato per unità di massa di microrganismi è pari alla metà della velocità massima, [massa volume^{-1}].

Oltre all'eccesso di acetato anche l'ammonio può giocare un ruolo fondamentale nell'inibizione del processo acetoclastico.

I tipici valori dei coefficienti cinetici coinvolti nel processo di metanogenesi sono riportati in tabella 1.4.

Tabella 1.4: Tipici valori dei coefficienti cinetici per la metanogenesi (Gujer e Zender, 1983; Noike et al., 1985; Harper e Pohland, 1986; Pavlostatis e Giraldo, 1991; Romli et al., 1995; Angelidaki et al., 1998).

	Unità di misura	Metanogenesi Acetoclastica	Metanogenesi Idrogenotrofa
μ_{\max}	d^{-1}	0.1 – 0.4	1 – 4
K_{\max}	$\text{g COD/g COD}\cdot\text{d}$	2 – 7	25 – 35
K_S	mg COD/l	50 – 600	0.01 – 0.1
Y	g VSS/g COD	0.02 – 0.05	0.04 – 0.1
K_d	d^{-1}	0.02 – 0.04	0.01 – 0.04

1.4 TOSSICITÀ DELL'AMBIENTE DI CRESCITA

L'ottimizzazione del processo di digestione anaerobica deve essere condotta attraverso lo studio di tutti i fattori che contribuiscono positivamente o negativamente ad influenzare la resa del processo globale. Come già accennato precedentemente, la presenza di alcuni fattori può inibire o limitare sia la crescita del consorzio batterico che la resa di trasformazione del substrato nel prodotto finale. In particolare, i metanigeni sono comunemente considerati i microrganismi più sensibili di tutto il consorzio batterico deputato alla conversione anaerobica delle sostanze organiche a metano in quanto caratterizzati da una bassa velocità di crescita. I parametri che possono influenzare negativamente l'intero processo di digestione anaerobica sono rappresentati dal substrato stesso e da eventuali elementi inibenti quali metalli pesanti, sali, azoto ammoniacale (NH_4^+), residui di pesticidi e prodotti farmaceutici, detersivi e disinfettanti, solventi, inibitori da trattamenti chimici per la conservazione di cibi, ecc.

In alcuni casi, però, si è osservato come i batteri anaerobici siano in grado di tollerare alcune varietà di composti tossici e persino biodegradarne alcuni. Inoltre, si possono manifestare anche casi di acclimatazione alla tossicità e di reversibilità della stessa.

1.4.1 Tossicità da substrato

Come già accennato in precedenza, il substrato stesso può costituire un fattore di inibizione in quanto la sua concentrazione può regolare e/o rallentare la velocità di reazione degli stadi successivi.

Anche alcuni intermedi metabolici che si formano durante il processo di metanizzazione possono limitare lo sviluppo degli stadi successivi, portando, quindi, ad un effetto globale negativo. Ad esempio, il propionato è un intermedio quantitativamente importante nei digestori anaerobici, in genere secondo solo all'acido acetico. Sebbene la concentrazione di propionato sia di solito abbastanza bassa, il suo turnover è piuttosto elevato (circa 1 ora): l'inibizione del meccanismo di degradazione del propionato, pertanto, può portare ad un repentino aumento della sua concentrazione che può risultare tossica (Boone e Xun, 1987). Il limite di tossicità per il propionato sembra attestarsi intorno a 3 g/l (Gourdon e Vermande, 1987). La degradazione del propionato è influenzata anche dall'idrogeno che, a sua volta, può inibire la degradazione microbica dell'etanolo e, reversibilmente, la crescita di molti batteri anaerobici (Kaspar e Wuhrmann, 1978).

Più in generale, è stato riportato in letteratura come alte concentrazioni di acidi grassi volatili (VFA) possano avere effetti tossici, principalmente a causa della risultante diminuzione del pH.

1.4.2 Tossicità derivante da elementi inibenti

Tra i composti che possono in qualche modo inibire il normale decorso del processo di metanizzazione si possono annoverare l'acido solfidrico, l'azoto ammoniacale, la salinità, il cloroformio ed altri clorurati, i disinfettanti quali formaldeide e fenoli, oltre a varie specie metalliche.

La formazione di acido solfidrico nei reattori anaerobici è il risultato della riduzione dei composti ossidati dello zolfo e della dissimilazione degli aminoacidi a base di zolfo (es. cisteina). I batteri metanigeni possono tollerare concentrazioni di acido solfidrico fino a 1000 mg/kgTS anche se l'effettiva capacità di produrre metano è seriamente compromessa anche a 200 mg/kgTS. La letteratura suggerisce che i solfato-riduttori competano 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/kgTS (Hilton & Oleszkiewicz, 1988).

Secondo quanto suggerito da van Velsen (1979) concentrazioni tra 200 e 1500 mg/l di ammoniaca 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.

L'instaurarsi di un ambiente di reazione ad elevata salinità può influenzare negativamente il processo di digestione anaerobica. In letteratura è stata constatata una diminuzione della velocità di crescita dei batteri metanigeni fino al 50% nel caso di concentrazioni di NaCl da 250 a 500 mM, identificando con quest'ultimo il limite di tollerabilità (Cecchi e Pavan, 1993). L'eccessiva salinità può portare ad un progressivo squilibrio del processo con accumulo di acidi grassi volatili e blocco parziale ed, eventualmente, totale della metanogenesi.

Nel caso di metanigeni esposti a 2.5 mg/l di cloroformio si è osservata la completa ripresa della produzione di metano dopo circa due settimane; è interessante notare, inoltre, che la ripetizione dell'esposizione non ha mostrato nessun effetto di inibizione dando prova dell'adattabilità del consorzio batterico allo stimolo negativo (Speece, 1983).

In alcuni casi la variazione in concentrazione di una sostanza tossica può renderla biodegradabile: è il caso della formaldeide e del fenolo (utilizzati come disinfettanti) che al di sotto di 400 e 2000 mg/l rispettivamente vengono velocemente convertite a metano per via anaerobica (Speece, 1983).

Per quanto riguarda la presenza di tracce di metalli (in particolare ferro, cobalto e nichel) essa è essenzialmente legata alla presenza di solfuri, i quali giocano un ruolo simile e complementare. In generale la ragione della tossicità degli ioni metallici è dovuta al fatto che essi inattivano un grande numero di enzimi interagendo con i loro gruppi sulfidrilici; inoltre la correlazione tra la presenza di zolfo e la presenza di metalli pesanti è direttamente in relazione con il prodotto di solubilità dei rispettivi solfuri: ciò indica che la quantità di zolfo in soluzione influenza in maniera più o meno sensibile l'effetto tossico degli ioni in soluzione (Cecchi e Pavan, 1993).

Studi eseguiti su digestori anaerobici di RU (Speece, 1983) indicano che vi è una sensibile riduzione di acidi grassi volatili (da 4000 a 400 mg/l) allorché la concentrazione di ferro viene aumentata all'interno del digestore stesso. Simili effetti di riduzione della resa in metano possono essere attribuiti anche ad altri metalli quali zinco (limite tossicità = 160 mg/l), rame (limite tossicità = 170 mg/l), cromo e cadmio (limite tossicità = 180 mg/l).

1.5 SCHEMI DI PROCESSO DI DIGESTIONE ANAEROBICA

La complessità del processo di digestione anaerobica ha stimolato il ricorso a molteplici configurazioni di processo/impianto. L'illustrazione delle diverse soluzioni e dei criteri di dimensionamento dei reattori è di seguito riportata, corredata dalla definizione di alcuni parametri di processo e di gestione del reattore.

1.5.1 Parametri di gestione del processo nei reattori di digestione anaerobica

I principali parametri che permettono di dimensionare, valutare e gestire il processo di digestione anaerobica possono essere suddivisi in due gruppi: i parametri di gestione del reattore ed i parametri di stabilità del processo.

1.5.1.1 Parametri di gestione del reattore

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

In questi parametri il termine substrato potrà essere, di volta in volta, sostituito da una misura della quantità di composti biodegradabili presenti nel campione.

Il substrato è generalmente definito, nell'ambito dei processi di digestione, in termini di solidi totali (TS), di solidi totali volatili (TVS), di domanda chimica di ossigeno (COD), o di domanda biologica di ossigeno a 5 giorni (BOD_5).

Si riportano di seguito gli elementi essenziali di definizione di queste grandezze:

TS: solidi totali, ossia il contenuto in sostanza secca di un campione, determinato per essiccamento in stufa a 105 °C per 24 ore. Questi rappresentano, in prima approssimazione, la somma della frazione organica e di quella inerte del substrato.

TVS: solidi totali volatili, cioè la frazione di sostanza secca che risulta volatilizzata per com-

bustione a 550 °C fino a peso costante. Questi rappresentano, in prima approssimazione la frazione organica della sostanza secca, calcolata come differenza dei valori di TS e TFS (solidi totali fissi) che rappresentano la frazione inerte, costituita per lo più, da composti inorganici, misurata per pesata dopo il trattamento a 550 °C.

- COD: domanda chimica di ossigeno. Quantità di ossigeno consumato per l'ossidazione della sostanza organica, determinata attraverso l'utilizzo di un forte agente chimico ossidante ($K_2Cr_2O_7$) in ambiente acido.
- BOD₅: quantità di ossigeno consumata in 5 giorni, in condizioni controllate, per l'ossidazione biologica della sostanza organica presente nel campione.
- BOD_t: (B_0) domanda biologica di ossigeno a 20 giorni.

I parametri di gestione del reattore sono:

a) Tempo medio di residenza idraulico (HRT)

Il tempo medio di residenza idraulico (HRT) è definito come il rapporto tra il volume del reattore considerato e la portata di alimentazione al reattore:

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

- dove: HRT, tempo medio di residenza idraulico, [giorni];
 V, volume del reattore, [m³];
 Q, portata al reattore, [m³/giorno].

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

b) Tempo medio di residenza dei fanghi (SRT)

Il tempo medio di residenza dei fanghi all'interno del reattore è dato dal rapporto tra la massa totale di solidi volatili presenti nel reattore e la portata di solidi estratta dal reattore. Se la quantità di biomassa prodotta per crescita cellulare è pari alla quantità estratta dal reattore la concentrazione di biomassa attiva all'interno rimane costante nel tempo e si parlerà di condizioni di stato stazionario. Anche in questo caso valgono le considerazioni riportate per l'HRT in relazione al reattore ideale o reale.

Si avrà quindi:

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

- dove: SRT, tempo medio di residenza dei fanghi, [giorni];
 V, volume del reattore, [m³];
 X, concentrazione dei solidi volatili all'interno del reattore, [kgTVS/m³];
 W, portata di sostanza volatile estratta dal reattore, [kgTVS/giorno].

c) Carico organico volumetrico (OLR)

Il carico organico volumetrico di substrato applicato al reattore è definito come la quantità di substrato entrante nel reattore riferita all'unità di volume del reattore stesso ed al tempo.
Analiticamente:

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

dove: OLR, fattore di carico organico volumetrico in termini di substrato riferito al volume del reattore, [kgsubstrato/m³reattore giorno];
Q, portata influente, [m³/giorno];
S, concentrazione di substrato nella portata influente, [kg/m³];
V, volume del reattore, [m³].

Questo parametro viene di norma calcolato sulla base del volume utile del reattore e può essere riferito a diverse unità di misura utilizzate per esprimere la concentrazione di biomassa (TS, TVS, COD, BOD).

d) Carico organico riferito alla biomassa o ai solidi volatili nel reattore (CF)

Questo viene definito come la quantità di substrato entrante nel reattore riferita alla quantità di sostanza volatile presente nel reattore nell'unità di tempo. Cioè:

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

dove: CF, fattore di carico organico in termini di substrato (riferito alla biomassa o a i solidi volatili nel reattore), [kgsubstrato/kgTVSgiorno];
Q, portata influente, [m³/giorno];
S, concentrazione di substrato nella portata influente, [kgTVS/m³];
V, volume del reattore, [m³];
X, concentrazione dei solidi volatili all'interno del reattore, [kgTVS/m³].

Questo parametro è di difficile uso nella comparazione delle prestazioni dei diversi processi di digestione anaerobica in quanto è complesso distinguere il contenuto della sostanza volatile nel reattore associabile alla biomassa attiva rispetto al substrato.

e) Produzione specifica di gas (SGP)

Questo parametro rappresenta la quantità di biogas che viene prodotta per quantità di sostanza volatile alimentata al reattore; viene quindi espressa in termini di m³biogas/kgsubstrato_{alimentato}. Questo parametro, molto utilizzato per definire le rese dei processi di digestione anaerobica, è in realtà strettamente correlato alla biodegradabilità del substrato trattato piuttosto che alle proprietà del processo adottato. Dal punto di vista analitico è espresso come il rapporto:

$$SGP = \frac{Q_{biogas}}{Q * S}$$

SGP, produzione specifica di biogas, [m³biogas/kgsubstrato_{alimentato}];
 Q_{biogas}, portata di biogas prodotto, [m³/giorno];
 Q, portata influente, [m³/giorno];
 S, concentrazione di substrato nella portata influente, [kg substrato/m³].

f) Velocità di produzione del biogas (GPR)

E' definita come la portata di biogas prodotto rispetto al volume del reattore ed al tempo:

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

dove: GPR, velocità di produzione del biogas, [m³biogas / m³reattoregiorno];
 Q_{biogas}, portata di biogas prodotto, [m³/giorno];
 V, volume del reattore, [m³].

g) Efficienza di rimozione del substrato

Esistono diversi modi di esprimere l'efficienza di rimozione del substrato nel corso del processo di digestione anaerobica non solo legati ai diversi parametri utilizzati per esprimere la sua concentrazione (sostanza solida totale, sostanza solida volatile, COD o BOD). I differenti metodi di valutazione adottati da ricercatori ed operatori del settore sono essenzialmente imputabili alla difficoltà di chiudere i bilanci di massa.

In generale, la più semplice relazione per la conversione del substrato in biogas, viene espressa in termini percentuali tramite la:

$$\eta\% = \frac{Q \cdot S - Q \cdot S_e}{Q \cdot S}$$

dove: η , percentuale di TVS rimossi, [%];
 Q, portata influente ed effluente, [m³/giorno];
 S, concentrazione di TVS nella portata influente, [kg/m³];
 S_e, concentrazione di TVS nella portata effluente calcolata come differenza tra la massa entrante ed il biogas prodotto (flussi di più facile quantificazione), [kg/m³].

Si deve rilevare che alcuni ricercatori ritengono particolarmente significativo il calcolo dell'efficienza di rimozione in termini di sostanza secca totale, o della sua frazione volatile (Bhattacharya et al., 1996), mentre altri reputano sia più significativa la valutazione dell'efficienza di rimozione in termini di COD utilizzato (Brunetti et al., 1988).

Nel caso della rimozione di sostanza volatile, facendo riferimento alla percentuale di sostanza volatile che caratterizza l'influente e l'effluente del reattore, Ross et al. (1992) suggeriscono anche la seguente espressione:

$$\text{Rimozione}_{VS\%} = \frac{VS_m - VS_{ms}}{VS_m - (VS_m \cdot VS_{ms})} \times 100$$

dove: VS_{in} percentuale della frazione volatile nell'influente, %;
 VS_{out} percentuale della frazione volatile nell'effluente, %;

1.5.1.2 Parametri di stabilità del processo

Obiettivo fondamentale di qualsiasi strategia di controllo di processo è il mantenimento di condizioni operative ottimali e stabili.

Nel caso specifico della digestione anaerobica questo concetto diviene particolarmente significativo dal momento che la fase controllante l'intero processo, cioè la metanogenesi, risulta particolarmente sensibile alle variazioni ambientali del mezzo di reazione.

Di particolare importanza risultano parametri quali il pH, la concentrazione di acidi grassi volatili (VFA), l'alcalinità, il rapporto tra acidi grassi volatili ed alcalinità, la produzione e composizione percentuale del biogas, la temperatura (IRSA-CNR, 1985).

Occorre comunque rilevare che l'analisi di questi parametri deve essere globale: la variazione di un singolo parametro, se non accompagnata da un monitoraggio complessivo di tutti gli altri parametri, risulta difficilmente interpretabile.

pH

Il pH fornisce un'indicazione della stabilità del mezzo di reazione, in quanto una sua variazione è associata sia alla capacità tamponante del sistema da parte del mezzo di reazione che a variazioni dell'equilibrio tra le specie che partecipano alla catena trofica dei microrganismi coinvolti nel processo.

Per valori di pH compresi tra 6.5 e 7.5 il processo di digestione è generalmente considerato stabile.

Il valore del pH in un digestore è determinato essenzialmente dalla presenza di CO₂ nel mezzo liquido, e quindi dalla sua pressione parziale nel biogas e dai valori di concentrazioni degli acidi grassi volatili e dell'ammoniaca. Occorre rilevare che questo parametro è in grado di indicare condizioni di squilibrio del sistema, ma solo con un certo ritardo rispetto all'evoluzione dell'effetto tampone del mezzo.

Infatti la variazione di pH appare evidente quando ormai il bicarbonato ha terminato la sua attività tamponante. Quando, cioè, questo è stato completamente consumato secondo le reazioni di equilibrio di seguito riportate:



Dove H-R indica un acido organico.

Questa dinamica è rappresentata in figura 1.6 dove è riportato l'andamento del pH e dell'alcalinità in funzione dell'acidità, espressa in termini di milliequivalenti di acidi organici. È evidente la maggior pendenza, e quindi velocità di scomparsa, dell'alcalinità rispetto all'evoluzione del pH. È quindi necessario associare al pH gli altri parametri di controllo fondamentali quali l'alcalinità del mezzo, la concentrazione di acidi grassi volatili e la composizione del biogas ed in particolare fare riferimento ai loro andamenti.

Problemi possono sorgere anche nel caso di innalzamenti eccessivi del pH nel reattore: in queste condizioni infatti l'equilibrio tra l'ammoniaca e la sua specie protonata, l'ammonio, si sposta a favore della prima (vedi paragrafo 1.4).

Alcalinità (effetto tampone)

L'alcalinità rappresenta la capacità di un sistema di neutralizzare protoni ed è generalmente espressa in termini di concentrazione di carbonato di calcio. Questa viene determinata, analiticamente, sulla fase liquida presente nel reattore, per titolazione con acido cloridrico.

Valori di alcalinità dell'ordine di 3000-5000 mg CaCO₃ per litro sono tipici per i digestori anaerobici operanti in condizioni stabili (Stafford et al., 1980).

Durante la titolazione, dapprima fino a pH 6, si satura il sistema tampone imputabile alla pre-

senza del bicarbonato del sistema e successivamente, proseguendo la titolazione sino a pH 4, vengono titolate tutte le rimanenti basi coniugate, quali gli acidi grassi volatili ed altri anioni (fosfati, solfuri, silicati...).

La differenza tra le alcalinità determinate a pH 6 e a pH 4 fornisce quindi, in prima approssimazione, la concentrazione di acidi grassi volatili presenti nel mezzo (IRSA-CNR, 1985).

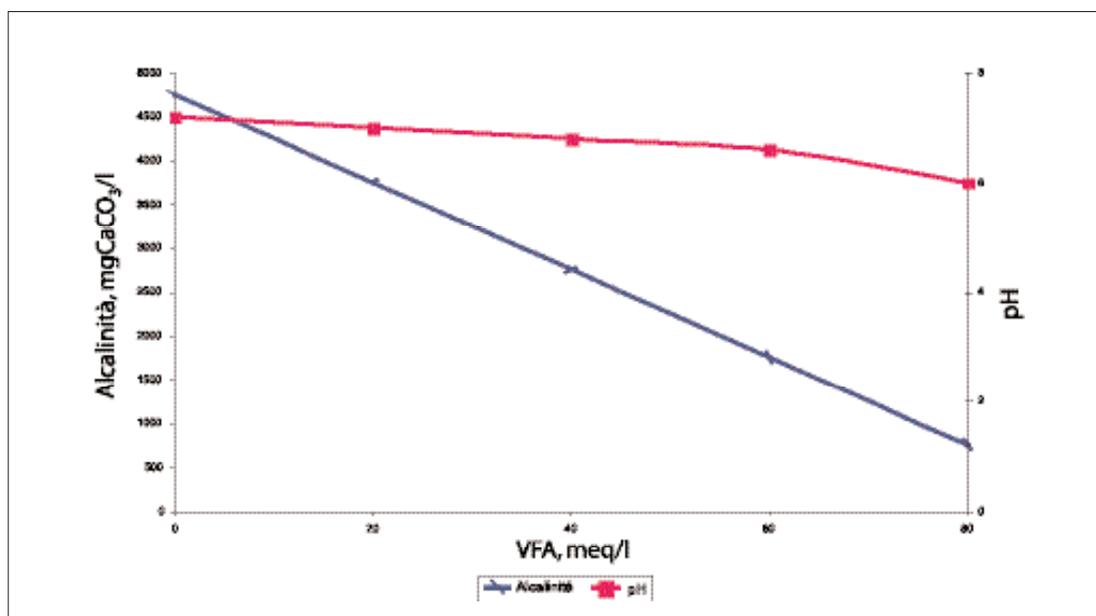
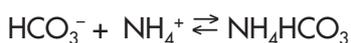
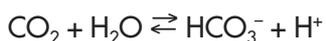


Figura 1.6: Andamento del pH e della concentrazione del bicarbonato in funzione dell'acidità del mezzo (IRSA-CNR, 1985).

Questo parametro è di fondamentale importanza nei processi anaerobici. Tenendo infatti presente che i tassi di crescita della biomassa metanigena sono estremamente ridotti può capitare che, in occasione di un incremento del carico organico, le aumentate capacità idrolitiche ed acidificanti del sistema determinino uno sbilanciamento della popolazione batterica a favore della componente acidogenica e, quindi, a sfavore della componente metanigena. Si avrà, pertanto, una fase transitoria in cui si osserverà un incremento di concentrazione degli acidi grassi volatili. In questi casi risulta fondamentale la capacità tamponante del sistema, che deve essere in grado di neutralizzare l'abbassamento di pH determinato dall'accumulo degli acidi organici. L'alcalinità di un digestore anaerobico è determinata essenzialmente dalla presenza di un sistema tampone dovuto alla coesistenza di ammoniaca, originata dalla degradazione di proteine, e di bicarbonato, derivante dalla dissoluzione del biossido di carbonio nel mezzo.

L'interazione del biossido di carbonio con la fase liquida e la conseguente formazione del sistema tampone determinato dalla contemporanea presenza di acido carbonico ed ammonio prende il nome di sistema calco-acetico.

Si ha, in generale, la formazione di NH_4HCO_3 :



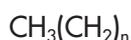
La presenza di questo sale disciolto in soluzione porta ad una elevata alcalinità del mezzo con conseguente controllo del processo anche nel caso di un accumulo di acidi grassi volatili.

Acidi grassi volatili

Gli acidi grassi volatili vengono rappresentati dalla formula generale:



Dove R è un gruppo alchilico del tipo:



In generale i batteri idrolitici ed acidificanti producono, nel corso del processo di digestione anaerobica, acidi grassi volatili in cui R contiene tra 0 e 3 atomi di carbonio (acidi grassi a catena corta).

Il livello di concentrazione degli acidi volatili, generalmente espresso in termini di acido acetico o di COD, dipende dal tipo di substrato trattato, e varia da circa 200 fino a 2000 mgAc/l. Di norma non è la concentrazione assoluta ad essere assunta come parametro di stabilità ma piuttosto la variazione di concentrazione: variazioni repentine con incremento della concentrazione indicano che il processo sta scivolando verso processi acidogenici piuttosto che metanigenici.

In generale si potrà osservare che un incremento degli acidi volatili è conseguente all'aumentato carico di substrato da trattare che determina l'accelerazione dei fenomeni idrolitici ed acidogenici con conseguente sbilanciamento della catena trofica e variazione del sistema verso condizioni di basso pH a seguito dell'esaurimento della capacità tamponante del mezzo.

Il valore di concentrazione degli acidi grassi volatili non va disgiunto dal dato della produzione del biogas e dalla sua composizione, oltre che dai dati relativi a pH ed alcalinità.

Rapporto acidi grassi volatili/alcalinità

La concentrazione degli acidi grassi volatili e l'alcalinità sono i due parametri che mostrano una più rapida variazione quando il sistema tende ad allontanarsi da condizioni di stabilità.

Dal momento che, in caso di problemi, la concentrazione degli acidi grassi tende ad aumentare mentre l'alcalinità tende a diminuire, un utile parametro da considerare è il rapporto tra queste due grandezze.

Gli acidi grassi, al numeratore, sono espressi in termini di acido acetico, mentre l'alcalinità viene espressa in termini di concentrazione del carbonato di calcio.

Valori del rapporto intorno a 0.3 indicano una operatività stabile del digestore, mentre valori superiori possono indicare l'insorgere di problemi di stabilità.

Produzione e composizione del biogas

Il monitoraggio della quantità e della composizione (almeno in termini di metano e biossido di carbonio) del biogas è di fondamentale importanza per il controllo della stabilità del processo di digestione anaerobica (Stafford et al., 1980).

Se il reattore sta operando in condizioni di stabilità la produzione e la composizione del biogas risultano costanti.

Una diminuzione nella produzione complessiva di biogas ed un aumento nella percentuale di CO₂ possono indicare fenomeni di inibizione a danno della componente metanigena dovuti, ad esempio, all'eccessiva presenza di acidi grassi volatili ed inibizione del processo. Ne consegue che l'analisi della produzione e della composizione percentuale del biogas dovrebbe sempre essere associata al controllo di parametri quali la concentrazione degli acidi grassi volatili e l'alcalinità del mezzo.

Si potrà osservare che in presenza di eccessivi carichi di substrato la percentuale di CO₂ tende a crescere, a scapito della presenza di metano. Tutto ciò in stretta relazione con le variazioni di

concentrazione degli acidi grassi volatili nel mezzo.

In particolare si potranno osservare tre diverse situazioni (IRSA-CNR, 1985):

1. una bassa concentrazione di VFA, unitamente ad una elevata produzione di biogas, in cui la CO_2 si attesti su valori bassi compresi tra il 25-33%, indica che il processo è stabile e si ha una buona capacità di trasferimento dai batteri acidificanti a quelli metanigeni;
2. concentrazioni crescenti nel tempo dei VFA, unite ad una produzione di biogas in cui la presenza relativa della CO_2 cresca nel tempo (valori superiori ai 2/3 del biogas prodotto) indicano che le popolazioni acidificanti stanno prendendo il sopravvento sui batteri metanigeni e si ha quindi un progressivo accumulo di VFA nel mezzo di reazione;
3. concentrazioni crescenti di VFA unite a produzioni di biogas progressivamente decrescenti possono indicare problemi di inibizione o tossicità.

Contenuto di idrogeno nel biogas

Alcuni autori suggeriscono il monitoraggio dell'idrogeno nel gas ma, data la sua bassa concentrazione, è una procedura poco utilizzata a livello industriale mentre è maggiormente diffusa nell'ambito della ricerca scientifica.

Temperatura

Dato che i processi di degradazione anaerobica sono determinati dall'attività di popolazioni microbiche eterogenee l'effetto delle variazioni di temperatura è particolarmente importante. Ciò è imputabile al fatto che, al variare della temperatura, non si avrà un semplice rallentamento o accelerazione dei processi metabolici ma la vera e propria sostituzione di popolazioni batteriche, che risultano presenti solo in alcuni ristretti intervalli di temperatura (vedi figura 1.5). Variazioni di soli 2-3 °C possono influire sulle prestazioni generali del processo, specialmente in prossimità dei limiti dell'intervallo operativo. Ne deriva la necessità di controllare con particolare accuratezza i sistemi di controllo per il funzionamento dei dispositivi di riscaldamento. È stato riscontrato che i processi di digestione anaerobica in regime mesofilo mostrano le migliori produzioni di biogas in intervalli di temperatura compresi tra i 30 ed i 35 °C, mentre nel caso di processi termofili l'intervallo si allarga e varia tra i 40 ed i 60 °C. In generale si può osservare che, all'interno dell'intervallo ottimale, la produzione di biogas e la rimozione di substrato incrementano al crescere della temperatura (Stafford et al., 1980).

1.5.2 Processi continui

Per processo continuo si intende un sistema alimentato in modo continuo o semi-continuo con un tempo di permanenza medio del substrato nel reattore espresso dal tempo di residenza idraulico (HRT) e quello dei microrganismi dal tempo di residenza dei solidi (SRT).

I processi possono essere, a seconda della soluzione adottata, ad una o due fasi.

Nei processi a fase unica le fasi biologiche della digestione, idrolisi/acidogenesi, acetogenesi e metanogenesi, hanno luogo nel medesimo reattore e contemporaneamente. Pertanto la fase più lenta del processo costituisce l'elemento di dimensionamento del reattore.

Nei processi a due fasi si hanno due reattori distinti, posti in serie tra loro, ciascuno dedicato ad una serie di reazioni: nel primo hanno luogo i fenomeni di idrolisi/acidogenesi ed acetogenesi mentre nel secondo si sviluppa la fase metanigenica in un secondo reattore. Ciò permette di associare il tempo di residenza nel reattore alle diverse cinetiche dei ceppi microbici connessi alle due diverse fasi del processo di digestione.

La figura 1.7 riporta una rappresentazione di processi ad una e due fasi in reattori completamente miscelati.

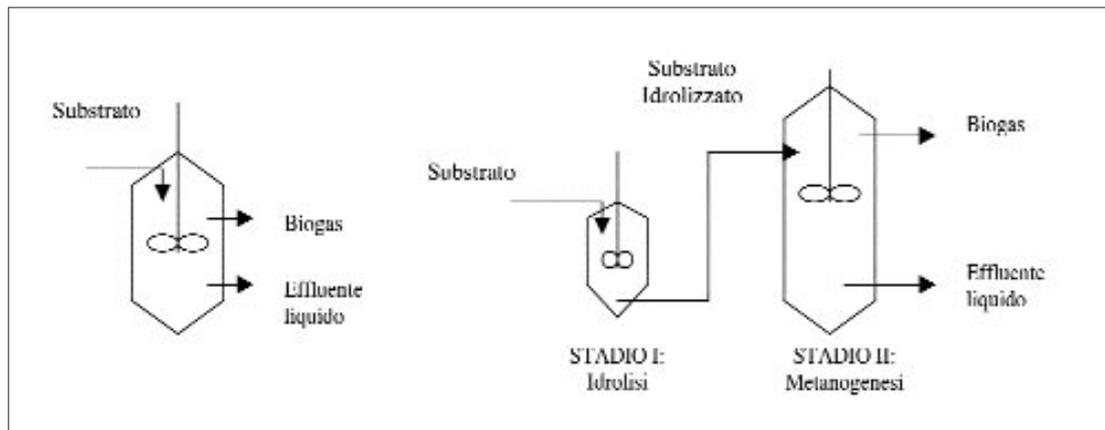


Figura 1.7: Processo ad una ed a due fasi

1.5.2.1 Processo in reattore continuo completamente miscelato senza ricircolo (CSTR)

In questo tipo di reattore la concentrazione del substrato, dei prodotti e della biomassa nell'effluente è uguale a quella nel reattore, il cui contenuto è assunto omogeneo.

La figura 1.8 rappresenta schematicamente un reattore a mescolamento completo senza ricircolo.

Questo tipo di processo, che è generalmente utilizzato per la stabilizzazione dei fanghi prodotti negli impianti di depurazione o per processi wet o semi-dry di digestione di rifiuti organici (vedi Cap. 3) è caratterizzato dall'eguaglianza del tempo di ritenzione idraulica e del tempo di ritenzione dei solidi (e quindi dei microrganismi):

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

dove: HRT, tempo medio di residenza idraulico, [giorni];
SRT, tempo medio di residenza dei fanghi, [giorni];
Q, portata effluente, [m³/giorno];
V, volume del reattore, [m³].

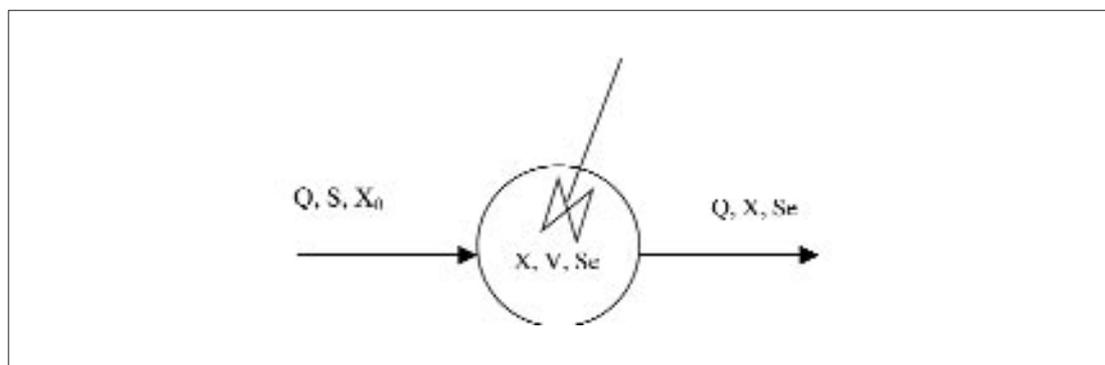


Figura 1.8: Reattore a mescolamento completo senza ricircolo

I valori di concentrazione del substrato e della biomassa nell'effluente vengono calcolati a partire dall'equazione di bilancio di massa.

In particolare, per un reattore di tipo CSTR si potrà scrivere, a partire dal bilancio di massa per la biomassa, X , la relazione

$$\frac{Q}{V} = \frac{1}{HRT} = \mu_{\text{MAX}} \frac{S}{k_s + S} - k_d$$

Dove: Q , portata influente ed effluente, [volume tempo⁻¹];
 V , volume del reattore, [volume];
 HRT , tempo di ritenzione idraulica, [tempo];
 μ_{max} , massima velocità di crescita dei microrganismi, [tempo⁻¹];
 S , concentrazione del substrato a contatto con i microrganismi, [massa volume⁻¹];
 K_{S_r} , 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, [massa volume⁻¹];
 k_d , coefficiente di decadimento dei microrganismi, [tempo⁻¹].

A partire dal bilancio di massa per il substrato, S , sarà poi possibile determinare la relazione

$$(S_0 - S) - HRT \frac{kXS}{k_s + S} = 0$$

Dove: S_0 , concentrazione di substrato influente, [massa volume⁻¹];
 S , concentrazione di substrato effluente, [massa volume⁻¹];
 HRT , tempo di ritenzione idraulica, [tempo];
 k , massima velocità di utilizzo del substrato per unità di massa di microrganismi, [tempo⁻¹];
 X , concentrazione di biomassa nel reattore; [massa volume⁻¹];
 K_{S_r} , 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, [massa volume⁻¹].

Dall'eguaglianza delle due relazioni, l'una a partire dal bilancio di massa per la biomassa e l'altra a partire dal bilancio di massa per il substrato, sarà possibile determinare le concentrazioni di biomassa e substrato nell'effluente del reattore. In particolare, per la biomassa nell'effluente si avrà:

$$X = \frac{\mu_{\text{MAX}}(S_0 - S)}{k(1 + k_s HRT)} = \frac{Y(S_0 - S)}{(1 + k_s HRT)}$$

Dove: X , concentrazione di biomassa nel reattore, [massa volume⁻¹];
 μ_{max} , massima velocità di crescita dei microrganismi, [tempo⁻¹];
 S_0 , concentrazione di substrato influente, [massa volume⁻¹];
 S , concentrazione di substrato effluente, [massa volume⁻¹];
 k , massima velocità di utilizzo del substrato per unità di massa di microrganismi, [tempo⁻¹];

HRT, tempo di ritenzione idraulica, [tempo];
Y, coefficiente di rendimento di crescita, $[\text{massa}_{\text{microrganismi formati}} \text{ massa}_{\text{substrato utilizzato}}^{-1}]$.

La concentrazione di substrato presente nell'effluente sarà data dalla relazione

$$S = \frac{k_s(1 + HRTk_d)}{HRT(Yk - k_d) - 1}$$

Dove: S, concentrazione di substrato effluente, $[\text{massa volume}^{-1}]$;
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, $[\text{massa volume}^{-1}]$;
k, massima velocità di utilizzo del substrato per unità di massa di microrganismi, $[\text{tempo}^{-1}]$;
k_d, coefficiente di decadimento dei microrganismi, $[\text{tempo}^{-1}]$;
HRT, tempo di ritenzione idraulica, [tempo];
Y, coefficiente di rendimento di crescita, $[\text{massa}_{\text{microrganismi formati}} \text{ massa}_{\text{substrato utilizzato}}^{-1}]$.

E' importante sottolineare che la relazione appena ricavata fa riferimento alla cinetica di Monod, strettamente applicabile al solo caso di substrato presente in forma solubile.

1.5.2.2 Processo in reattore continuo con ricircolo

Il ricircolo viene generalmente inserito per intensificare l'efficienza dei processi di stabilizzazione. Il ricircolo di parte dell'effluente dopo una operazione di separazione consente di reintrodurre nel reattore parte della biomassa attiva estratta con l'effluente, garantendo quindi maggiori concentrazioni della stessa all'interno del reattore ed un tempo di residenza dei solidi (microrganismi) diverso da quello idraulico. Questo viene generalmente ottenuto separando la frazione liquida da quella solida e ricircolando quest'ultima all'interno del reattore. La separazione solido/liquido può essere ottenuta con sistemi più o meno sofisticati a partire dalla semplice sedimentazione.

Lo spurgo dei fanghi in eccesso può essere effettuato dal flusso di ricircolo o direttamente dal reattore.

La figura 1.9 riporta un tipico esempio di reattore completamente miscelato con ricircolo.

In genere, per una rappresentazione analitica del processo, si adotta la semplificazione che la sede della reazione è il solo volume del reattore mentre nella fase di separazione non avvengono reazioni.

Analiticamente le espressioni che descrivono i parametri del sistema sono:

$$HRT \neq SRT$$

Con riferimento al tempo di residenza idraulico si dovrà distinguere tra quello del reattore HRT_R e quello del sistema, HRT_S:

$$HRT_R = \frac{V_R}{Q}$$

$$HRT_S = \frac{V_R + V_S}{Q}$$

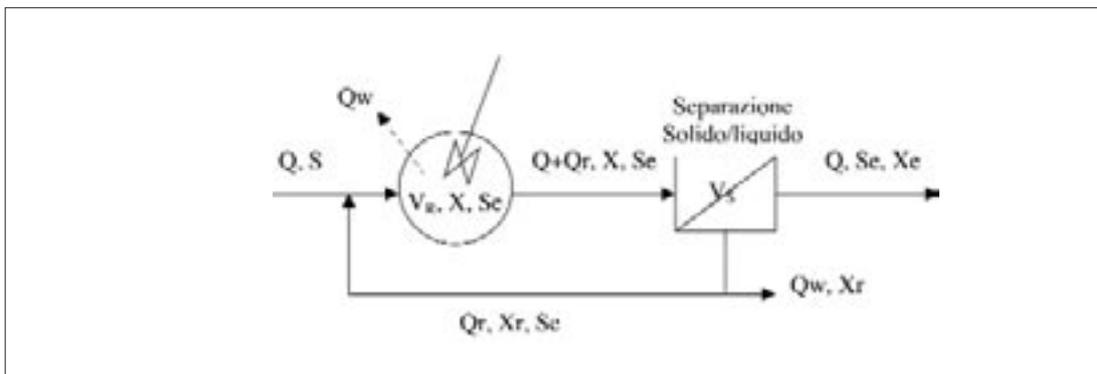


Figura 1.9: Reattore a mescolamento completo con ricircolo

Inoltre, per quanto riguarda il tempo di residenza nel reattore si potrà distinguere tra quello nominale, HRT_{RN} , riferito alla portata dell'influente e quello effettivo, HRT_{RE} , riferito anche alla portata di ricircolo.

$$HRT_{RN} = \frac{V_R}{Q}$$

$$HRT_{RE} = \frac{V_R}{Q + Q_r}$$

- dove:
- HRT_R tempo medio di residenza idraulico nel reattore, [giorni];
 - HRT_S tempo medio di residenza idraulico nel sistema, [giorni];
 - HRT_{RN} tempo medio di residenza idraulico nominale nel reattore, [giorni];
 - HRT_{RE} tempo medio di residenza idraulico effettivo nel reattore, giorni
 - V_R volume del reattore, [m³];
 - V_S volume del sistema, [m³];
 - Q portata al reattore, [m³ giorno⁻¹];
 - Q_r portata di ricircolo al reattore, [m³ giorno⁻¹].

Nel caso invece del tempo di residenza dei solidi nel reattore avremo due scritture possibili, dal momento che, come detto, lo spurgo può avvenire dal flusso di ricircolo

$$SRT = \frac{V * X}{W} = \frac{V * X}{Q_w * X_r + Q * S_e}$$

o direttamente dal reattore:

$$SRT = \frac{V * X}{W} = \frac{V * X}{Q_w * X + Q * S_e}$$

dove: SRT, tempo medio di residenza dei fanghi, [giorni];
 V, volume del reattore, [m³];
 X, concentrazione dei solidi volatili all'interno del reattore, [kgTVS m⁻³];
 W, portata di sostanza volatile estratta dal reattore, [kgTVS giorno⁻¹];
 Q_w, portata di spurgo, [m³ giorno⁻¹];
 X_r, concentrazione della biomassa nel ricircolo, [kgTVS m⁻³];
 Q_w, portata di spurgo dal reattore, [m³ giorno⁻¹];
 Q, portata al reattore, [m³ giorno⁻¹];
 X_e, concentrazione di biomassa nell'effluente, [kgTVS m⁻³].

La concentrazione di microrganismi X nel reattore è data dalla seguente equazione:

$$X = \frac{SRT * Y * (S_0 - S)}{HRT * (1 + k_d * SRT)}$$

dove: Y, coefficiente di crescita massima, [mg_{biomassaformata} / mg_{substratoconsumato} l⁻¹];
 S₀, concentrazione del substrato nell'influente, [mg l⁻¹];
 S, concentrazione del substrato nell'effluente, [mg l⁻¹];
 k_d, coefficiente di decadimento endogeno, [tempo⁻¹].

Stilando il bilancio di massa, la concentrazione di substrato nell'effluente risulta uguale a:

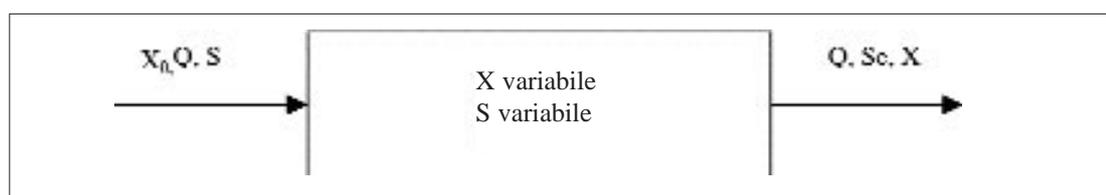
$$S = \frac{K_s * (1 + SRT * k_d)}{SRT * (Y * k - k_d) - 1}$$

dove: k, velocità massima di utilizzo del substrato per unità di biomassa;

E' da notare che quest'ultima equazione risulta uguale a quella ottenuta per un CSTR senza ricircolo.

1.5.2.3 Processo continuo in reattore con flusso a pistone

In questo tipo di processi una delle dimensioni del reattore è generalmente maggiore dell'altra:



si potranno quindi avere reattori sviluppati lungo l'asse orizzontale o lungo quello verticale. La figura 1.10 riporta una schematica rappresentazione del processo.

Il processo ideale prevede una alimentazione (con flusso continuo o semi-continuo) da un lato del reattore con successivo avanzamento lungo uno degli assi del reattore verso l'uscita, senza subire mescolamenti lungo questa direzione; l'unico mescolamento possibile è quello in direzione ortogonale rispetto all'asse di avanzamento del substrato.

Il tempo di residenza di ogni elemento di liquido corrisponde effettivamente al tempo di residenza idraulico e la concentrazione dei composti lungo l'asse di avanzamento sarà quindi variabile. L'effettivo esercizio di una tale configurazione è possibile solamente se si ammette la presenza di biomassa nel flusso influente, cioè che sia $X_0 = 0$. Diversamente sarà necessario il ricircolo della biomassa. E' questa seconda soluzione che in genere viene utilizzata nelle applicazioni reali.

1.5.2.4 Processo continuo con ricircolo in reattore con flusso a pistone

Questo schema di processo viene particolarmente utilizzato nel caso si trattino substrati caratterizzati da un elevato contenuto in sostanza solida dal momento che, in questo modo, si superano le difficoltà legate ad una corretta miscelazione.

In questo caso, in analogia con i processi CSTR, è prevista la separazione solido/liquido dell'effluente: la parte solida verrà parzialmente o totalmente ricircolata all'interno del reattore così da poter disporre di un efficace inoculo e controllare la concentrazione della biomassa attiva all'interno del reattore (fig. 1.11a).

Può essere previsto il ricircolo dell'effluente senza ricorrere ad alcuna separazione (fig. 1.11b).

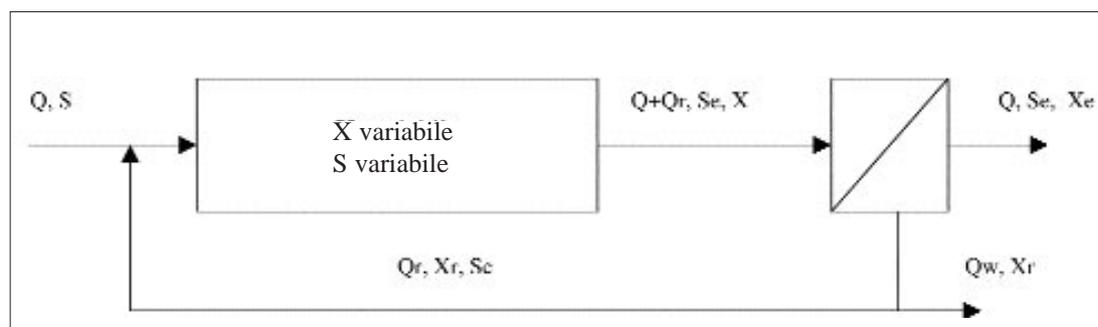


Figura 1.11a: Reattore con flusso a pistone con ricircolo dopo separazione solido/liquido dei fanghi

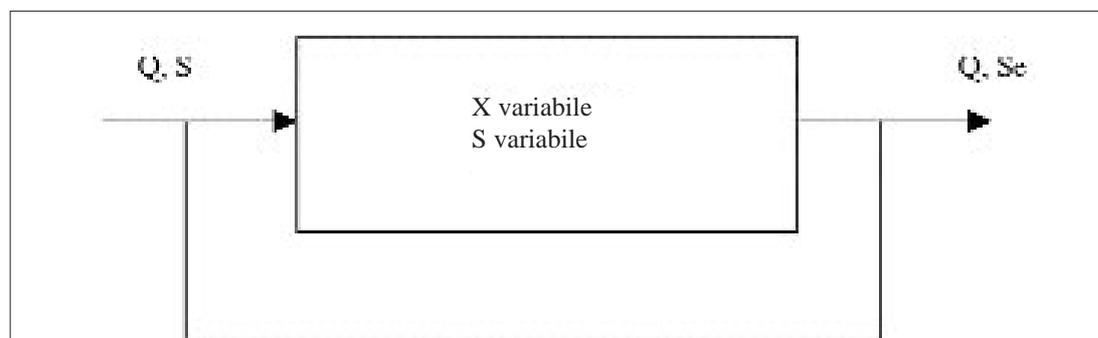


Figura 1.11b: Reattore con flusso a pistone con ricircolo dei fanghi

Un modello per descrivere il reattore con flusso a pistone risulta complesso; è possibile tuttavia effettuare due assunzioni:

1. La concentrazione dei microrganismi nell'influente al reattore è approssimativamente uguale a quella presente nell'effluente dal reattore. Questa assunzione si può applicare se $SRT/HRT > 5$.
2. La velocità di utilizzo del substrato segue l'espressione:

$$r_m = -\frac{kSX}{k_s + S}$$

dove: r_{su} , velocità di utilizzo del substrato, [massa volume⁻¹ · tempo⁻¹];
 S_i , concentrazione di substrato influente, [massa volume⁻¹];
 k , massima velocità di utilizzo del substrato per unità di massa di microrganismi, [tempo⁻¹];
 X , concentrazione di biomassa nel reattore; [massa volume⁻¹];
 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, [massa volume⁻¹];

Integrando la

$$1/SRT \cong Yk - k_d$$

rispetto al tempo di ritenzione del substrato nel reattore e semplificando si ottiene la seguente espressione:

$$\frac{1}{SRT} = \frac{Yk(S_o - S)}{(S_o - S) + (1 + \alpha)K_s \ln(S_o / S)} - k_d$$

dove: SRT , è il tempo di residenza dei solidi nel reattore, [tempo];
 S_o , concentrazione di substrato nell'influente, [massa volume⁻¹];
 S_i , concentrazione di substrato nell'effluente, [massa volume⁻¹];
 S_r , concentrazione di substrato nell'influente dopo diluizione con il ricircolo, [massa volume⁻¹];
 Y , coefficiente di rendimento di crescita, [massa_{microrganismiformati} / massa_{substratoutilizzato}];
 k_d , coefficiente di decadimento dei microrganismi, [tempo⁻¹];
 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, [massa volume⁻¹];
 k , massima velocità di utilizzo del substrato per unità di massa di microrganismi, [tempo⁻¹];
 α , rapporto di ricircolo.

L'espressione analitica risulta molto simile a quella applicata a reattori completamente miscelati con o senza ricircolo. La principale differenza tra le due equazioni consiste nel fatto che il termine SRT è funzione della concentrazione di substrato presente nell'influente.

1.5.2.5 Processo continuo a fasi separate

Come già riportato, le condizioni ottimali di crescita per i batteri idrolitici/acidificanti e per quelli metanigeni sono differenti quindi la separazione delle fasi in reattori distinti appare una soluzione ideale per incrementare le rese dei due processi. Lo schema complessivo di processo prevede una prima fase, quella di idrolisi ed acidificazione, che avviene in reattori di dimensioni più ridotte, dal momento che i tempi di ritenzione possono essere bassi (anche alcune ore) seguita poi da una seconda fase, in reattori di dimensioni maggiori, in cui si ha la metanogenesi. Ciò permette di associare il tempo di residenza nel reattore alle diverse cinetiche dei ceppi microbici connessi alle due diverse fasi del processo di digestione.

I due reattori possono essere del tipo completamente miscelato o con flusso a pistone o un sistema ibrido.

I criteri di esercizio e dimensionamento ed i relativi parametri sono gli stessi già visti e sarà quindi identica la trattazione con i due reattori in cascata, con l'accortezza di considerare lo scarico del primo come l'alimentazione del secondo.

1.5.3 Processo discontinuo

In questo caso il processo viene gestito in maniera cosiddetta "batch"; si avrà, cioè, l'alimentazione del reattore con il substrato ed un inoculo ed il conseguente avanzamento del processo fino ad esaurimento del substrato.

Mentre in reattori di tipo CSTR il processo viene operato in un punto stabile della curva di crescita della coltura, nel caso di reattori batch si sfrutta tutta la curva di crescita, dall'inizio alla fine.

In reattori di questo tipo il tempo di permanenza è definito come il rapporto tra la variazione di concentrazione del substrato e la velocità di reazione;

$$HRT = \frac{C - C_0}{r_c}$$

dove

- HRT, tempo medio di residenza idraulico, [giorni];
- C , concentrazione di substrato dopo un intervallo di tempo t , [kg m^{-3}];
- C_0 , concentrazione iniziale di substrato, [kg m^{-3}];
- r_c , velocità di reazione di utilizzo del substrato C , [$\text{kg m}^{-3}\text{giorno}^{-1}$].

2. La frazione organica dei rifiuti urbani

2.1 Il rifiuto urbano

È opportuno, prima di affrontare l'argomento specifico, un inquadramento della matrice di riferimento: il rifiuto urbano. Esso rappresenta uno dei flussi solidi più importanti da inviare a smaltimento, sia dal punto di vista quantitativo che qualitativo.

La produzione dei rifiuti urbani in Italia nel 1999 è pari a 28.4 milioni di tonnellate facendo rilevare un incremento, rispetto al 1998, del 5.7% il più elevato del periodo 1996-1999, che mostra complessivamente una crescita della produzione di rifiuti del 9.3% pari al 3.1% annuo (Tabella 2.1).

La produzione pro capite su base nazionale risulta pari a 491.75 kg/abitante per anno, 1.347 kg/abitante per giorno, al di sotto della media europea di 507 kg/abitante per anno.

Tabella 2.1 Rifiuti Urbani: produzione totale e pro capite, 1998-1999

REGIONE	Produzione e Pro capite di Rifiuti Urbani, 1998 1999			
	1998		1999	
	produzione (t/anno)	pro capite [(kg/ab.*anno)]	produzione (t/anno)	pro capite [(kg/ab.*anno)]
Piemonte	1.915.947,06	446,81	2.006.853,40	468,07
Valle d'Aosta	60.317,89	502,68	62.614,47	520,30
Lombardia	4.057.271,70	449,36	4.279.974,33	472,12
Trentino Alto Adige	510.041,80	548,68	508.271,86	542,88
Veneto	2.024.520,40	451,14	2.112.601,32	468,25
Friuli Venezia Giulia	540.700,16	456,7	572.479,90	483,04
Liguria	869.445,04	532,57	898.758,00	552,79
Emilia Romagna	2.267.077,00	572,53	2.413.949,06	606,35
Toscana	1.965.042,63	556,9	2.105.665,32	595,43
Umbria	431.205,00	517,86	422.107,94	505,22
Marche	736.230,00	505,84	761.010,61	520,89
Lazio	2.708.378,57	515,39	2.779.685,84	528,05
Abruzzo	544.934,71	426,62	608.994,94	476,14
Molise	111.558,24	339,1	113.929,93	347,36
Campania	2.456.081,24	424	2.561.545,68	443,10
Puglia	1.448.566,96	354,48	1.802.607,69	441,25
Basilicata	233.397,25	383,97	218.822,06	360,98
Calabria	736.900,13	356,9	821.128,97	400,46
Sicilia	2.480.571,23	486,55	2.552.726,72	501,74
Sardegna	747.538,70	451,83	760.185,54	460,19
Italia	26.845.725,71	465,97	28.363.913,58	491,75

Il quadro di dettaglio relativo alla raccolta differenziata nel nostro Paese evidenzia che sono stati raccolti in maniera differenziata 3.7 milioni di t/anno di rifiuti pari al 13.08% della produzione totale (Tab 2.2); rispetto al 1998 si è quindi registrato un aumento della quota percentuale dell'1.9%.

Si conferma il divario tra Nord e Sud, già riscontrato nel triennio 1996-1998, l'analisi dei dati evidenzia infatti che il Nord si avvicina, con una percentuale pari al 23.11%, all'obiettivo fissato dal D.lgs.22/97 per il 2001, nel Centro troviamo un valore pari al 9.02%, mentre il Sud pur registrando un aumento più elevato rispetto al biennio 97/98, continua a presentare valori lontanissimi degli obiettivi fissati dal decreto legislativo 22/97 (2.02%).

Tabella 2.2 Produzione e raccolta differenziata dei rifiuti urbani, confronto 1998-1999, per Regione

Rifiuti Urbani Confronto 1998-1999 per regioni									
REGIONE	Produzione RU totale 1998 (t*1000/anno)	Produzione RU totale 1999 (t*1000/anno)	Variazione % 1999/1998	% Racc. Diff. 1998(**)	% Racc. Diff. 1999(**)	Increment. o Decrem. % RD	% Racc. Ingombr. 1998	% Racc. Ingombr. 1999(*)	Increment. o Decrem. %Racc. Ingombr. (*)
PIEMONTE	1.915,95	2.006,85	4,74	11,00	14,96	3,96	2,44	0,47	-1,97
VALLE D'AOSTA	60,32	62,61	3,81	10,27	12,27	2,00	0,00	0,00	0,00
LOMBARDIA	4.057,27	4.279,97	5,49	30,82	33,27	2,45	6,38	7,04	0,66
TRENTINO A.A.	510,04	508,27	-0,35	14,70	19,12	4,42	1,41	7,60	6,19
VENETO	2.024,52	2.112,60	4,35	19,54	23,87	4,33	0,00	0,00	0,00
FRIULI V.G.	540,70	572,48	5,88	12,70	16,05	3,35	1,18	3,65	2,47
LIGURIA	869,45	898,76	3,37	8,36	9,49	1,13	0,19	0,09	-0,10
EMILIA R.	2.267,08	2.413,95	6,48	14,80	19,09	4,29	2,28	3,02	0,74
TOSCANA	1.965,04	2.105,67	7,16	13,13	16,80	3,67	0,09	0,00	-0,09
UMBRIA	431,21	422,11	-2,11	6,31	10,09	3,78	1,56	0,00	-1,56
MARCHE	736,23	761,01	3,37	7,46	7,36	-0,10	1,45	1,37	-0,08
LAZIO	2.708,38	2.779,69	2,63	4,22	3,42	-0,80	0,11	0,17	0,06
ABRUZZO	544,93	608,99	11,76	2,64	4,31	1,67	0,00	1,84	1,84
MOLISE	111,56	113,93	2,13	1,37	1,96	0,59	0,23	0,10	-0,13
CAMPANIA	2.456,08	2.561,55	4,29	1,56	1,05	-0,51	0,00	0,00	0,00
PUGLIA	1.448,57	1.802,61	24,44	2,75	3,70	0,95	0,22	0,18	-0,04
BASILICATA	233,40	218,82	-6,24	3,06	2,25	-0,81	0,08	0,00	-0,08
CALABRIA	736,90	821,13	11,43	0,65	0,68	0,03	0,04	0,48	0,44
SICILIA	2.480,57	2.552,73	2,91	1,00	1,90	0,90	0,05	0,66	0,61
SARDEGNA	747,54	760,19	1,69	0,97	1,26	0,29	0,02	0,00	-0,02
ITALIA	26.845,73	28.363,91	5,66	11,20	13,08	1,88	1,49	1,74	0,25

(*) Percentuale sul totale della raccolta

(**) Percentuale sul totale della raccolta senza selettiva

La tabella 2.2 rappresenta una sintesi delle variazioni riscontrate a livello regionale con riferimento alla produzione totale, alla raccolta differenziata e degli ingombranti nel biennio 1998-1999.

L'analisi dei dati evidenzia un incremento diffuso delle percentuali di raccolta differenziata in molti casi significativo; solo le regioni Basilicata, Lazio, Campania e Marche fanno registrare una lieve flessione della raccolta.

Le Province si distribuiscono in maniera estremamente disomogenea rispetto agli obiettivi previsti dal decreto legislativo 22/97, infatti nel 1999 il 34% delle province presenta una quota di raccolta uguale o superiore al 15%, 5 province presentano valori percentuali superiori al 35% rispetto alle tre del 1998.

Per quanto riguarda la raccolta differenziata delle singole frazioni merceologiche l'analisi dei dati evidenzia un considerevole aumento della raccolta della carta (+20% rispetto al '98) che raggiunge 1.2 milioni di tonnellate, seguita dalla frazione organica, che con oltre 1.1 milioni di tonnellate fa registrare un aumento percentuale del 24.8%.

Tale significativo incremento dimostra come il progredire della raccolta differenziata sia strettamente legato all'attivazione del circuito di raccolta della frazione organica. Riguardo alle altre frazioni si evidenzia per l'alluminio l'aumento percentuale più elevato (+38%), la plastica, la cui raccolta era cresciuta nel 1998 in maniera significativa (+56% rispetto) fa registrare un aumento più contenuto (+6%) mentre riprende la raccolta del vetro (+9%).

Si possono quindi evidenziare due tipologie di frazione organica dei RU, ognuna con caratteristiche diverse a seconda del sistema di raccolta:

- indifferenziata con separazione meccanica
- differenziata proveniente da grandi utenze (mense, mercati, ecc.) o di provenienza domestica.

I paragrafi seguenti prendono in esame queste due matrici, mettendo in luce le principali differenze fisiche, chimiche e biologiche.

2.1.1 La frazione organica da selezione meccanica

La selezione meccanica della frazione organica è stata utilizzata in maniera abbastanza estesa nel nostro paese durante gli ultimi 20 anni, con il duplice scopo di ottenere una frazione organica con buone caratteristiche di putrescibilità ed una frazione di materiale ad alto potere calorifico da utilizzare come combustibile (CDR, combustibile derivato dai rifiuti).

Gli impianti di selezione in grado di produrre questo materiale possono essere suddivisi essenzialmente in tre categorie (CITEC, 2000), secondo quanto riportato in tabella 2.3.

Le caratteristiche della frazione organica da selezione meccanica sono influenzate dal tipo di impianto di produzione, oltre che, ovviamente, dalla qualità del materiale in ingresso e, purtroppo, non sono disponibili in letteratura molti dati di caratterizzazione di queste matrici. Si riportano di seguito i dati relativi al prodotto ottenuto da una linea di selezione classificabile come 'impianto complesso', in cui la sequenza di operazioni adottata prevede molti passaggi e la raffinazione ottenibile dei materiali è relativamente elevata nel contesto della selezione meccanica. Lo schema di figura 2.1 illustra il funzionamento dell'impianto.

Il substrato ottenuto in uscita dalla linea di selezione è stato caratterizzato, in base agli aspetti chimico-fisici e a quelli merceologici (Tabelle 2.4-2.5)

Tabella 2.3: Tipologie di impianti di separazione meccanica (CITEC, 2000).

Tipo di impianto:	Descrizione
Impianti di tipo semplificato	Sono impianti semplici, costituiti essenzialmente da un tritatore primario (rompisacchi) e da un vaglio, normalmente un vaglio rotante unico, con diametro dei fori da 50 a 100 mm) ed un deferrizzatore. Da questi impianti si ottengono tre flussi: un sovrallo, costituito essenzialmente da frazioni secche (carta, plastica e poca presenza di materiali putrescibili) da inviare a termovalorizzazione senza altri trattamenti, una frazione organica (sottovaglio) da destinarsi a trattamenti biologici, preferibilmente dopo una ulteriore raffinazione, ed infine un flusso di recupero di materiali ferrosi.
Impianti mediamente complessi	Sono costituiti da una sequenza di operazioni più complessa che prevede almeno uno stadio di riduzione della pezzatura, una deferrizzazione e più operazioni di vagliatura. Impianti con questa concezione sono in grado di produrre un sovrallo da inviare a termovalorizzazione o discarica, una frazione organica proveniente dai flussi intermedi di vagliatura da inviare a trattamenti biologici ed in seguito da utilizzare come materiale di copertura di discariche, un sottovaglio simile a quello ottenibile con gli impianti di tipo semplificato ed infine un recupero di materiali ferrosi da inviare a riciclaggio
Impianti complessi	Prevedono una linea di selezione completa, quindi riduzione di pezzatura, deferrizzazione, vagli a più stadi, tritatori della frazione secca e pellettizzatrici per la produzione di C-DR in pellets. I prodotti di queste linee sono ovviamente più raffinati, e quindi la frazione organica ottenuta in questo modo si presta maggiormente a valorizzazione attraverso processi biologici.

Come si può evincere dai dati presentati, la frazione organica da selezione meccanica ha un elevato contenuto in solidi rispetto ai valori normalmente caratterizzanti le frazioni putrescibili pure del rifiuto urbano (vedi paragrafo 2.1.2): ciò è imputabile alla importante presenza di frazioni inerti nel substrato indifferenziato, non completamente separabili attraverso questo approccio se non durante la raffinazione del compost. Questo aspetto risulta molto più evidente se si considera la percentuale di solidi volatili (TVS), che difficilmente raggiunge il 50% dei so-

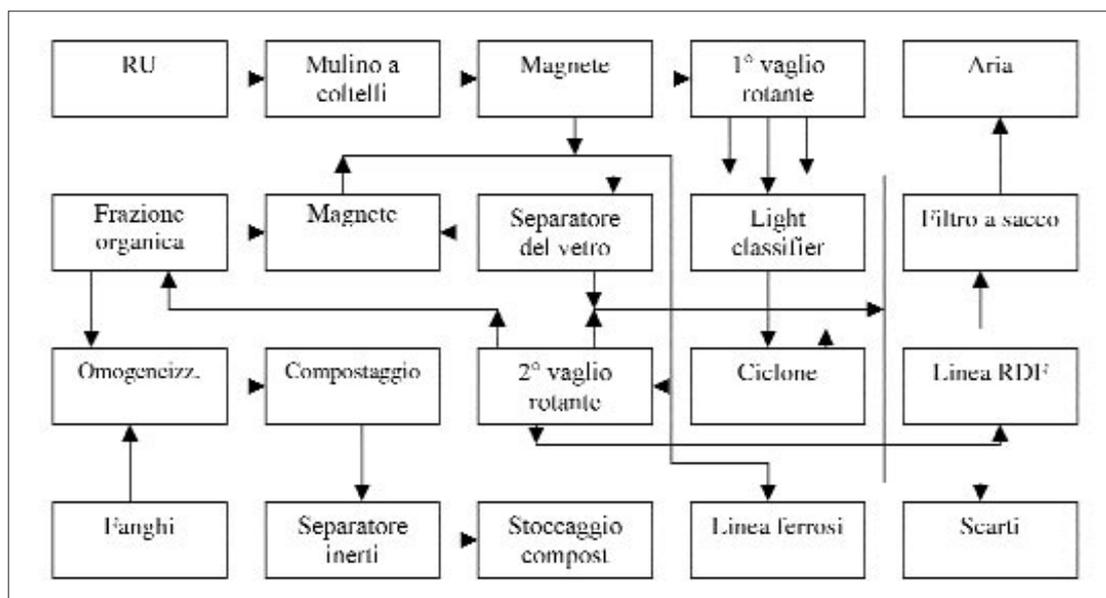


Figura 2.1: Schema di funzionamento di un impianto di selezione complesso a servizio della produzione di compost (Cecchi et al., 1991)

Tabella 2.4: Caratteristiche chimico - fisiche della frazione organica proveniente da un impianto di selezione di tipo complesso

	media	massimo	minimo	N° campioni	Dev.standard
TS, g/Kg	763.0	952.0	513.1	210	81.3
TVS, %TS	43.9	57.4	29.1	210	5.4
TCOD, %TS	59.6	90.4	23.3	41	17.4
TOC, %TS	19.3	34.4	7.5	187	5.3
IC, %TS	1.3	2.7	0.3	187	0.5
TKN, %TS	2.2	3.4	1.2	59	0.5
P, %TS	0.11	0.22	0.05	59	0.03

TS = solidi totali; TVS = solidi volatili totali; TCOD = COD totale; TOC = carbonio organico totale; IC = carbonio inorganico; TKN = azoto totale secondo Kjeldahl; P = fosforo totale.

lidi totali (TS). Dal punto di vista merceologico, la tabella 2.5 e le figure 2.2a e 2.2b riportano la ripartizione percentuale delle varie frazioni in termini di solidi totali e volatili. Sono state considerate cinque frazioni: materiale putrescibile, carta, legno, plastica ed inerti. La presenza di importanti frazioni di materiali inerti è confermata ampiamente da questi risultati: circa il 40% del substrato sulla base dei TS è praticamente inutilizzabile ai fini del processo di digestione anaerobica, non subendo alcuna trasformazione durante il processo. Essi inoltre saranno presenti nel fango stabilizzato in uscita dal digestore, rendendone più difficile il possibile recupero agronomico. Dal punto di vista della distribuzione merceologica dei TVS, si nota come circa l'80% derivi dalla frazione putrescibile, a conferma del fatto che le rimanenti frazioni sono coinvolte poco o nulla nel processo biologico.

Tabella 2.5: Caratteristiche merceologiche della frazione organica da selezione meccanica. I risultati sono espressi come contributi in TS e TVS di ciascuna frazione al totale

	%TS	%TVS
Putrescibile	59.0	78.0
Carta	4.6	7.1
Legno	1.1	2.2
Plastica	1.8	3.4
Inerti	33.5	9.3
Totale	100.0	100.0

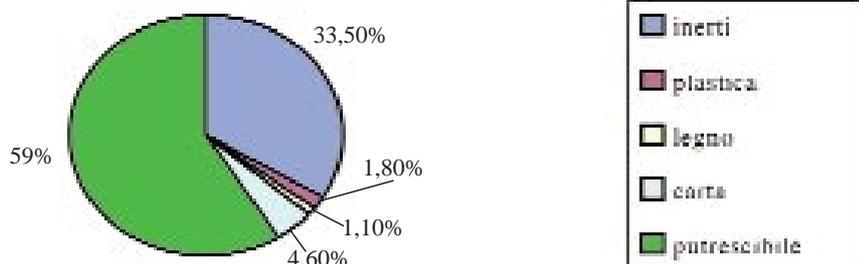


Figura 2.2a: Ripartizione percentuale dei TS nella frazione organica da impianto a tecnologia 'complessa'

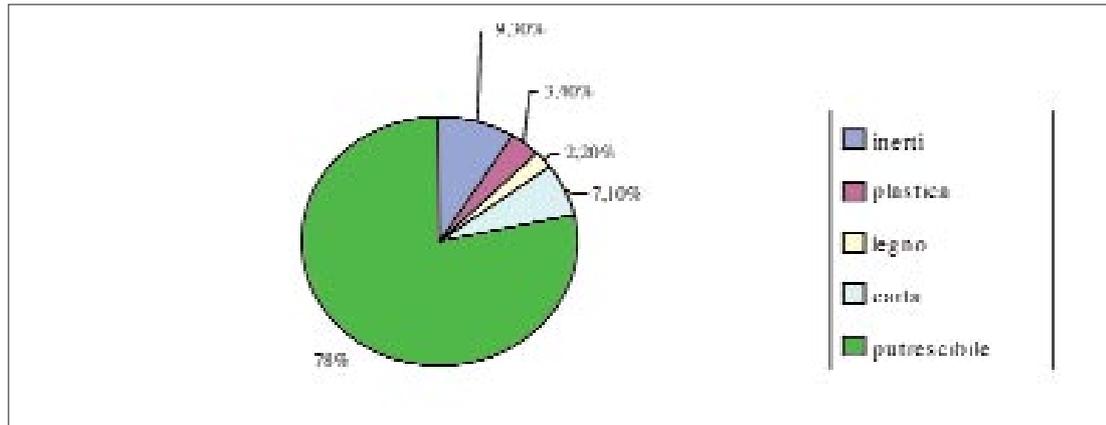


Figura 2.2b: Ripartizione percentuale dei TVS nella frazione organica da impianto a tecnologia 'complessa'

La tabella 2.6 riporta una sintesi dei risultati ottenuti con una linea di selezione 'mediamente complessa', operante in tempi diversi con vaglio a maglie più strette e più larghe. Riguardo al rifiuto ottenuto con il vaglio a maglie più strette, i dati chimico-fisici indicano che esso presenta caratteristiche confrontabili con quelle relative alla frazione organica da selezione meccanica di altri impianti. In particolare si confrontino i dati con quelli relativi all'impianto 'complesso'.

Tabella 2.6: Caratterizzazione chimico fisica del rifiuto proveniente da impianto di tipo 'semplice-medialmente complesso'

	TS Kg/Kg	TVS g/Kg	TVS/TS %	TCOD KgO2/Kg	TKN %TS	P %TS
Vaglio a maglie minori	0.54	0.27	47.0	0.6	1.1	0.1
Vaglio a maglie maggiori	0.50	0.33	68.0	1.0	0.7	0.4

Riguardo al set di dati relativo al rifiuto ottenuto con il vaglio maggiore, va osservato che il contenuto in solidi volatili aumenta significativamente in termini percentuali rispetto ai campioni ottenuti con il vaglio a maglie minori (da 47 a 68%). La ragione di questo può essere ricercata in un arricchimento della frazione organica, specialmente a carico della frazione cellulosa, come poi evidenziato dalle analisi merceologiche e anche suggerito dalla diminuzione del tenore di azoto.

La tabella 2.7 riporta i risultati ottenuti dalla caratterizzazione e la figura 2.3 illustra graficamente le ripartizioni delle varie classi merceologiche del rifiuto relativamente ai campioni ottenuti con vaglio a maglie minori.

Le ripartizioni ricavate confermano le indicazioni date dalle analisi di caratterizzazione chimico fisica; cioè la presenza di importanti frazioni di plastiche ed inerti (circa il 40% del totale su base TS). La tabella 2.8 riporta i risultati delle prove merceologiche relativamente al campione ottenuto con vaglio a maglie maggiori, così come la figura 2.4.

I risultati riportati mettono in luce l'effetto tipico derivante dall'adozione di selezione meccanica a valle di una raccolta indifferenziata del rifiuto. Come si può notare, infatti, i contenuti in frazioni inerti sono decisamente elevati in entrambi i casi, a prescindere dal tipo di vaglio utilizzato.

Tabella 2.7: Caratterizzazione merceologica del rifiuto selezionato con vaglio a maglie di sezione ridotta in linea di selezione 'semplice-mediamente complessa'

Frazione	TS Kg/Kg	TVS Kg/Kg	TVS/TS %	Ripartizione TQ %	Ripartizione TS %	Ripartizione TVS %
Cellulosica	0.5	0.3	67.0	19	17	27
Organica	0.4	0.3	62.0	57	43	58
Plastica	0.9	0.5	56.0	9	13	11
Inerte	0.9	0.7	7.0	15	27	4

Tabella 2.8: Analisi merceologiche relative al campione ottenuto con vaglio con maglie maggiori

Frazione	TS Kg/Kg	TVS Kg/Kg	TVS/TS %	Ripartizione TQ %	Ripartizione TS %	Ripartizione TVS %
Cellulosica	0.6	0.5	82.0	47	48	55
Organica	0.4	0.3	72.0	35	24	25
Plastica	0.8	0.7	88.0	10	15	19
Inerte	0.9	0.03	3.0	7.4	13	1

2.1.2 La frazione organica da raccolta differenziata

La frazione organica proveniente da raccolta differenziata può essere suddivisa in due tipologie: quella proveniente da grandi utenze e quella di provenienza domestica. Questi due tipi di frazione organica sono, generalmente, trattati assieme non esistendo, nel nostro Paese, una differenziazione nella strategia di raccolta. E' tuttavia possibile, sul piano analitico, evidenziare delle differenze tra i due substrati.

La frazione organica proveniente da grandi utenze è normalmente caratterizzata da un grado di selezione piuttosto elevato, il che risulta evidente considerando, ad esempio, i dati riportati in tabella 2.9 riguardanti il grado di selezione raggiunto nella zona di Milano.

Si noti che quasi sempre il grado di indesiderabili non raggiunge il 5% del totale. La tabella 2.10 riporta una sintesi di dati di letteratura sulla caratterizzazione di questi materiali.

Ricerche effettuate utilizzando rifiuti provenienti da raccolta differenziata presso la municipalità di Treviso hanno evidenziato presenze importanti di scarti di cucina (pasta, pane, residui di lavorazione di verdura e frutta) con contenuti in TS medi intorno al 25%, e contenuti in sostanza volatile pari all'80%.

La tabella 2.11 riporta i risultati di caratterizzazione di una frazione organica raccolta presso una mensa.

Questo tipo di matrice è risultata particolarmente ricca in residui alimentari quali pane e pasta, che tendono a far aumentare il contenuto in secco del rifiuto. Frazioni organiche raccolte da mercati in cui vi sia smercio di prodotti ortofrutticoli, e quindi lavorazione degli stessi, risultano particolarmente ricche di scarti vegetali ad alto contenuto d'acqua: questa è la ragione per cui il tenore medio in secco di questa frazione spesso non raggiunge neppure il 10%, come si evince dai dati riportati in tabella 2.12, relativi al rifiuto proveniente da un mercato ortofrutticolo.

E' pertanto evidente che il contenuto in secco della frazione organica da raccolte differenziate, intesa come miscela di grandi utenze o di rifiuti domestici, può essere anche molto variabile, in relazione al peso relativo della componente di residui di cucina ed ortofrutticoli. Alcuni esempi relativi a diverse campagne sperimentali sono riportati in tabella 2.13.

Analizzando i dati presentati nelle tabelle precedenti e tentando di dare un quadro complessi-

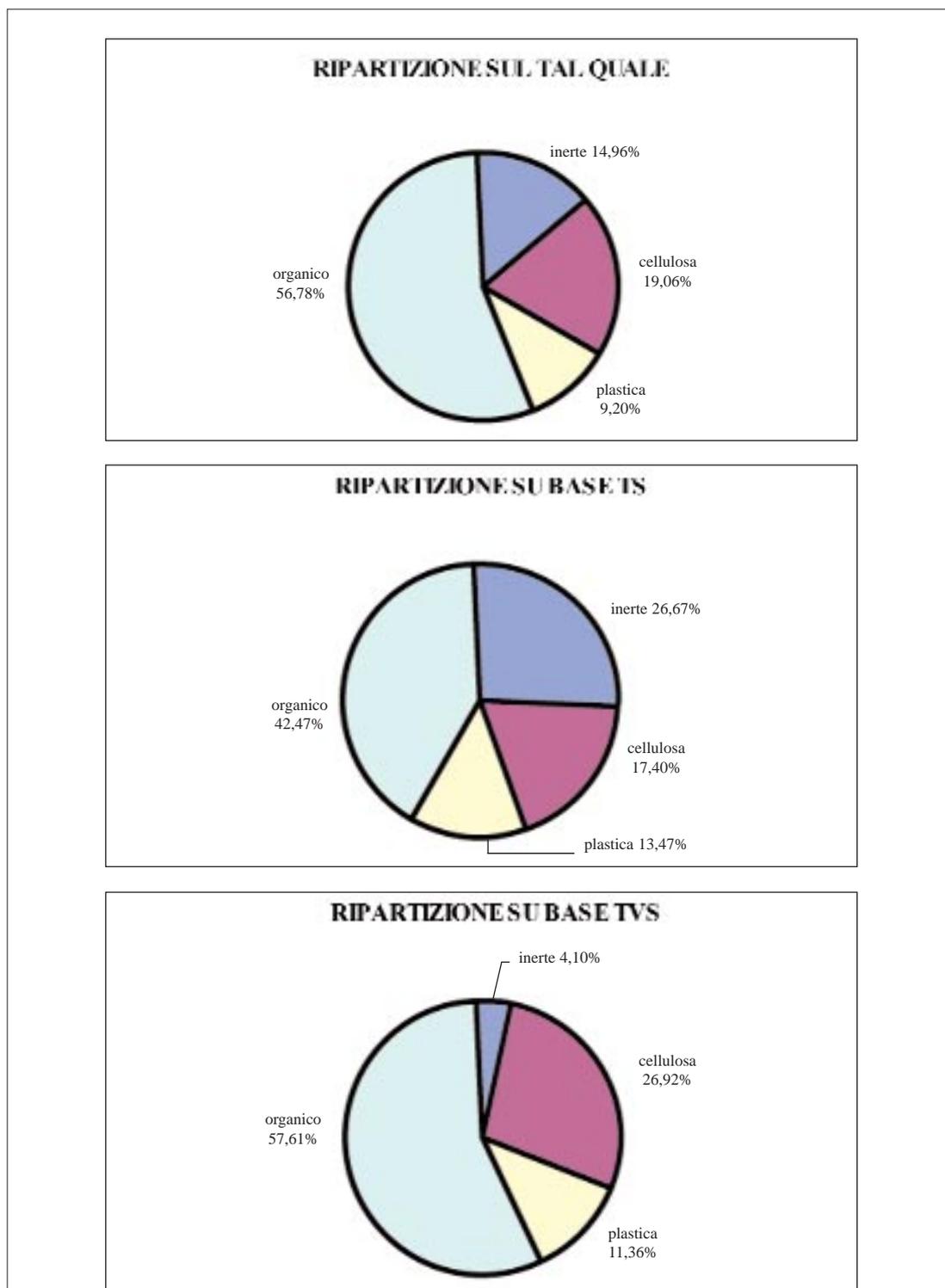


Fig.2.3 Ripartizione percentuale delle classi merceologiche sui campioni ottenuti con vaglio minore con linea di selezione "semplice - mediamente complessa"

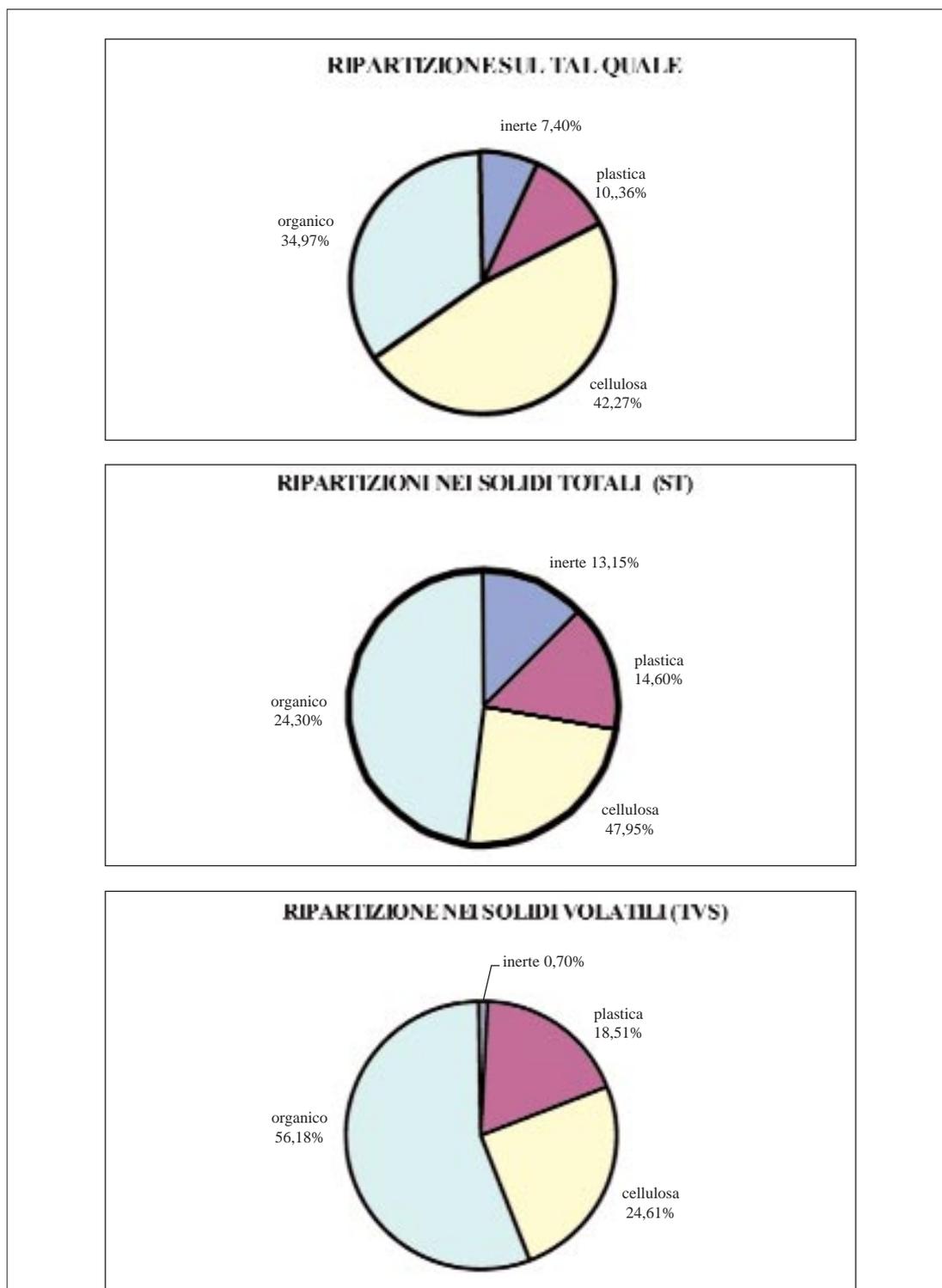


Fig.2.4: Ripartizione percentuale delle classi merceologiche ottenuti con vaglio a maglie maggiori con impianto "semplice - mediamente complesso"

Tabella 2.9: Caratteristiche della frazione organica da grandi utenze raccolta nella zona di Milano (Cecchi et al., 1997).

Comune	Abitanti	Materiali non compostabili (%)	Materiali compostabili (%)
Abairate	3.808	1.1	98.9
Albate	4.713	1.2	98.8
Arese	19.230	1.9	98.1
Bellusco	5.971	1.6	98.4
Biassono	10.493	5.0	95.0
Brugherio	30.800	1.2	98.8
Buccinasco	23.890	3.5	96.5
Castano primo	9.652	0.7	99.3
Cinisello Balsamo	75.650	1.8	98.2
Cologno monzese	50.121	7.0	93.0
Corbetta	13.516	1.2	98.8
Desio	38.849	1.0	99.0
Lainate	22.236	0.7	99.3
Melegnano	16.112	2.0	98.0
Misinto	3.865	0.6	99.4
Monza	119.187	2.6	97.4
Novate Milanese	20.028	5.7	94.3
Paterno Dugnano	44.748	6.3	93.7
Rosate	4.332	2.6	97.4
Trezzo sull'Adda	11.177	1.9	98.1
Trucazzano	4.062	1.4	98.6
Varedo	12.720	0.3	99.7
Villasanta	12.446	0.3	99.7
Vimercate	25.700	0.7	99.3

vo sulla caratterizzazione chimico-analitica di questa matrice, si può affermare che mediamente la frazione organica da raccolte differenziate presenta un intervallo caratteristico di tenore in secco che va dal 10% (tipico dei rifiuti mercatali) fino al 20-25%, tipico dei rifiuti di mensa. La percentuale in volatili rimane pressoché costante, indipendentemente dalla composizione merceologica, intorno al 85-90% dei TS; analogamente, per i nutrienti si riscontrano valori del 2-3% TS per entrambi.

Una nota a parte va fatta riguardo alle possibili influenze derivanti dalla stagionalità sul substrato. A tale scopo può essere utile considerare i dati riportati in tabella 2.14 che riporta una sintesi dei risultati ottenuti riguardo alla caratterizzazione chimico fisica del rifiuto, ottenuta

Tabella 2.10: Caratteristiche della frazione organica da grandi utenze riportate in alcuni esempi di letteratura.

Riferimento bibliografico	TS %	TVS %TS	N %TS	P %TS
De Baere, 2000	31	70	-	-
Kubler et al., 1999	29	63	2.2-3.4	0.4-0.6
CITEC, 2000(*)	17-25	70-90	-	-
CITEC, 2000(**)	7-15	80-90	1.5-3	1-3

(*) provenienza domestica (**) da grandi utenze

Tabella 2.11: Caratteristiche della frazione organica raccolta presso mense (Cecchi et al., 1997)

Parametro	Intervallo	Valore tipico
TS, %	21.4-27.4	25.6
TVS, % TS	91.3-99.7	96.5
TCOD, gO ₂ /gTS	1.2-1.3	1.2
TKN, % TS	2.6-3.7	3.2
Fosforo totale, % TS	0.13-0.28	0.2

durante un anno di sperimentazione (Zorzi, 1997). Per questo substrato sono anche disponibili i contenuti in acidi grassi volatili, prodotti a seguito di fenomeni naturali di fermentazione che sono dell'ordine di alcune migliaia di mg/l, a testimoniare il veloce instaurarsi di fenomeni di prefermentazione già nelle fasi di stoccaggio. Ciò che risulta evidente dall'analisi dei dati riportati, considerando in particolare quelli relativi alla fase solubile è che la stagionalità del substrato non sembra influire in modo determinante sulle caratteristiche, che rimangono su valori contenuti in intervalli relativamente ristretti.

Tabella 2.12: Caratteristiche medie della frazione organica selezionata da mercato ortofrutticolo (Pavan et al., 2000)

	media	massimo	minimo	n° campioni	dev.std.
TS, g/Kg	81.8	132.7	54.4	96	15.7
TVS, %TS	81.9	92.0	78.2	96	11.3
TCOD, gO ₂ /gTS	1.0	1.5	0.7	32	18.1
TKN, %TS	2.1	3.3	1.4	23	0.5
Ptot, %TS	2.8	3.3	1.3	23	0.5

Tabella 2.13: Caratteristiche della frazione organica ottenute in diverse campagne di ricerca

	Cecchi et al., 1989	Sans et al., 1995
TS, g/Kg	200	163.9
TVS, %TS	88	90
TCOD, gO ₂ /gTS	1.1	1.1
TKN, %TS	3.2	2.1
Ptot, %TS	0.4	2.6

Tabella 2.14: Caratteristiche chimico-fisiche della frazione organica analizzate durante il periodo di un anno (Zorzi, 1997).

	Ottobre gennaio	Febbraio maggio	Maggio giugno	Giugno luglio	Luglio agosto	Agosto settembre	Settembre novembre	Novembre dicembre	Dicembre febbraio
T°, C	12.6	7.5	21.4	22.2	24.5	23.1	15.1	8.8	7.1
pH	4.7	4.9	5.0	4.7	4.0	4.32	4.3	4.3	5.0
TS, g/Kg	95.4	93.6	96.3	94.7	88.6	105.8	103.4	102.6	97.3
TVS,%TS	91.5	94.5	89.2	88.9	90.0	92.2	90.6	90.9	91.2
TCOD, g/Kg	99.2	101.3	100.4	88.7	95.5	108.6	106.7	108.5	101.7
SCOD, g/Kg	39.3	53.3	45.1	44.4	42.7	49.7	51.7	51.2	60.1
TVFA, mgCOD/l	4092	4256	3948	3410	4062	7563	3023	3931	4563
TKN, g/Kg	-	-	-	-	23.2	23.4	23.1	23.2	21.5
Ptot, g/Kg	-	-	-	-	3.9	3.7	3.7	3.8	3.5

Un'ultima nota va rivolta alle caratteristiche biologiche di queste matrici. L'unico parametro che appare adatto a questa descrizione è la resa di conversione a tempo infinito, B_0 . La definizione di questo parametro non è immediata come per gli altri parametri di caratterizzazione e quindi è necessaria una introduzione del metodo di calcolo.

Considerando, per motivi di semplicità, una degradazione del substrato che segua una cinetica del primo ordine, l'equazione che descrive la scomparsa del substrato S sarà la nota:

$$\frac{dS}{dt} = -kS$$

dove k è la costante cinetica del primo ordine. Definendo B la produzione di metano al tempo t e B_0 la produzione di metano a tempo infinito, ovvero il massimo potenziale di conversione possibile per un dato substrato, possiamo scrivere la relazione (Chen e Hashimoto, 1978):

$$\frac{B_0 - B}{B_0} = \frac{S}{S_0}$$

che, introdotta nella precedente, per integrazione fornisce la seguente:

$$\frac{B_0 - B}{B_0} = \exp(-kt)$$

Questa equazione deve essere associata ai parametri operativi tipicamente in uso per un digestore. Considerando un reattore continuo completamente miscelato (CSTR), potremo scrivere il seguente bilancio di massa:

$$QS_0 - QS - Vks = 0$$

Dove V è il volume utile di reazione. Ora, ricordando che:

$$HRT = V/Q$$

E sostituendo nelle equazioni precedenti, possiamo ottenere la seguente relazione:

$$\frac{1}{B} = \frac{1}{B_0} + \frac{1}{B_0(HRT)k}$$

Considerando quindi diverse coppie di valori di B e HRT , e considerando una regressione tra gli inversi di questi valori, si ottengono B_0 e k per un dato substrato. Un esempio di valori di B_0 è riportato nella tabella 2.15, che mette a confronto le biodegradabilità delle diverse matrici finora considerate (Mata-Alvarez et al., 1992).

Dai dati di letteratura, si ricavano quindi i seguenti intervalli di produzione, espressi sia in termini di metano che di biogas prodotto. Considerando una percentuale del 55% di metano sul biogas prodotto si possono ottenere i valori riportati in tabella 2.16.

Si notino i valori notevolmente inferiori della frazione organica selezionata meccanicamente rispetto agli altri substrati.

Tabella 2.15: Valori di B_0 relativi alle diverse matrici finora considerate

Provenienza	Fonte	B_0 , m ³ CH ₄ /KgTVS
da selezione meccanica	(Valorga, 1985)	0.301
	(De Baere e Verstraete, 1984)	0.321
	(Pauss et al., 1984)	0.397
	(Roux e Wakerley, 1978)	0.381
	(Cecchi et al., 1989)	0.158
da grandi utenze	(Mata-Alvarez e Cecchi, 1989)	0.445
domestica	(Cecchi et al., 1986)	0.401
	(Mata-Alvarez et al., 1992)	0.489

Tabella 2.16: Rese di conversione a tempo infinito per i tre tipi di frazione organica

Substrato	Frazione organica da selezione meccanica	Frazione organica proveniente da grandi utenze	Frazione organica di provenienza domestica
B_0 , m ³ CH ₄ /kgTVS	0.16-0.37	0.45-0.49	0.37-0.40
G_0^* , m ³ /KgTVS	0.29-0.66	0.81-0.89	0.67-0.72

*: G_0 = biogas prodotto a tempo infinito

3. Applicazione industriale della digestione anaerobica dei rifiuti urbani

3.1 STATO DELL'APPLICAZIONE INDUSTRIALE DELLA DIGESTIONE ANAEROBICA IN EUROPA

I Comitati scientifici dei due simposi internazionali sulla digestione anaerobica di rifiuti solidi, tenutisi a Venezia, nel 1992, e a Barcellona (Spagna), nel 1999, ritengono che la digestione anaerobica della frazione organica dei rifiuti urbani sia una tecnologia ormai divenuta, in ambito europeo, nota ed affidabile (Cecchi et al., 1992; Verstraete et al., 2000). Un'analisi dell'applicazione del processo di digestione anaerobica della frazione organica è stata recentemente condotta da De Baere (2000). Egli ha preso in considerazione solamente impianti europei che siano divenuti operativi nell'arco degli ultimi 10 anni e che abbiano potenzialità superiore alle 3.000 tonnellate/anno. Su queste basi la ricerca ha evidenziato che sono attualmente operanti in Europa 53 impianti, per una potenzialità di trattamento totale di 1.037.000 tonnellate/anno. Di questi impianti 30 operano in Germania e gli altri per lo più in Olanda, Belgio, Svizzera e Francia. Occorre però evidenziare che gli impianti tedeschi trattano 450.000 tonnellate/anno (mediamente 15.000 tonnellate/anno) mentre gli impianti costruiti in Olanda, Belgio, e Francia trattano mediamente 30.000-50.000 tonnellate/anno. I nove impianti realizzati in Svizzera sono invece dedicati al servizio di piccole comunità e trattano complessivamente 78.500 tonnellate/anno. Tutto ciò mette in evidenza, tra l'altro, come questo tipo di tecnologia abbia trovato applicazione sia nel caso del servizio a grandi bacini di utenza sia nel caso di bacini di medio-piccole dimensioni.

Prendendo spunto da questa ricerca è interessante notare che, mentre nel periodo 1990-1995 il quantitativo di rifiuti organici inviati a digestione anaerobica mostrava incrementi di 30.000 tonnellate/anno, nel periodo successivo (fino al 2000), ha mostrato incrementi pari a 150.000 tonnellate/anno. E' altresì atteso, per l'anno 2001, un tasso di crescita per i rifiuti organici inviati al trattamento di digestione anaerobica di circa 200.000 tonnellate/anno (figura 3.1).

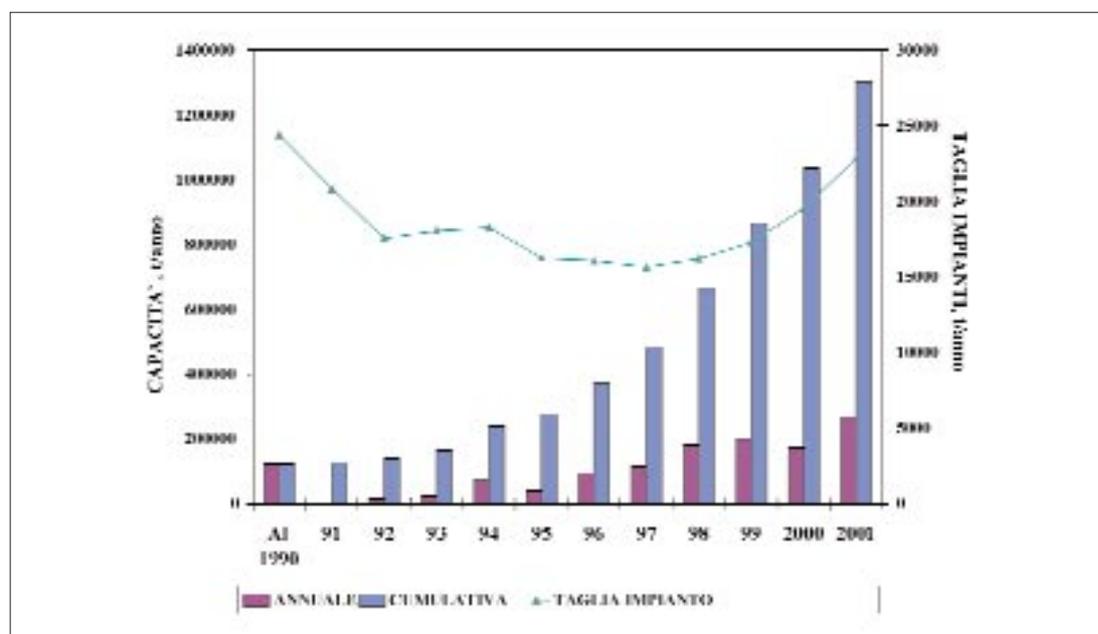


Figura 3.1: Potenzialità di trattamento degli impianti di digestione anaerobica operanti in Europa (De Baere, 2000)

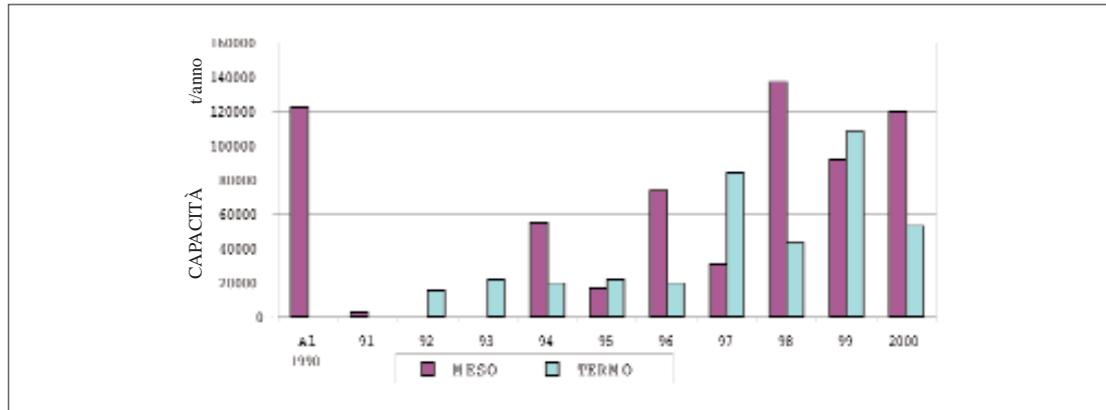


Figura 3.2: Capacità di trattamento annuale per i processi mesofili e termofili (De Baere, 2000).

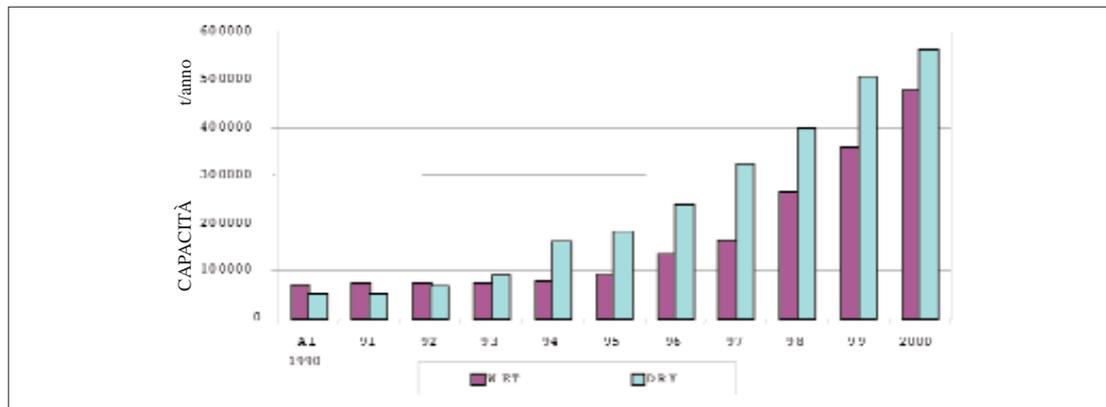


Figura 3.3: Sviluppo temporale dei processi wet e dry (De Baere, 2000).

Dallo stesso grafico è poi possibile evidenziare come la tendenza attuale sia quella di costruire impianti con notevoli capacità di trattamento. Si osserva, infatti, dapprima una diminuzione della taglia degli impianti, che è passata dalle 24.000 t/anno del 1990, a valori inferiori (15.000-18.000 t/anno) nel periodo 1992-1998 (a seguito dell'attivazione di una serie di impianti di piccole dimensioni in Svizzera e Germania) per poi risalire, dopo il 1998, con l'affermazione dell'applicazione di impianti di maggior potenzialità, a 25.000 t/anno. L'analisi di De Baere ha poi permesso di evidenziare come, mentre nel periodo iniziale tutti gli impianti operassero in regime mesofilo, siano poi stati attivati, dal 1992-1993, i primi reattori operanti in regime termofilo. Come si può osservare dal grafico di figura 3.2 gli impianti operanti in termofilia rappresentano oggi, in termini di potenzialità, circa il 40% del rifiuto trattato. La figura 3.2 evidenzia inoltre come, negli ultimi anni, la costruzione di impianti operanti in mesofilia o in termofilia sia stata ora a vantaggio dell'una o dell'altra scelta dell'intervallo di temperatura di processo.

Si può osservare che i processi termofili, seppur affermatasi con alcuni anni di ritardo, si siano dimostrati in grado di conquistare fette crescenti di mercato. Le maggiori spese per il riscaldamento dei reattori non sembrano essere un fattore determinante nelle scelte delle Aziende, dal momento che risultano incrementate anche le rese in termini di biogas prodotto e le velocità del processo. Al momento non appare chiaro quale sarà l'andamento in un prossimo futuro, in quanto la capacità annuale di trattamento per i due processi è al quanto variabile. Un altro confronto interessante è quello tra i processi ad umido (wet) e a secco (dry).

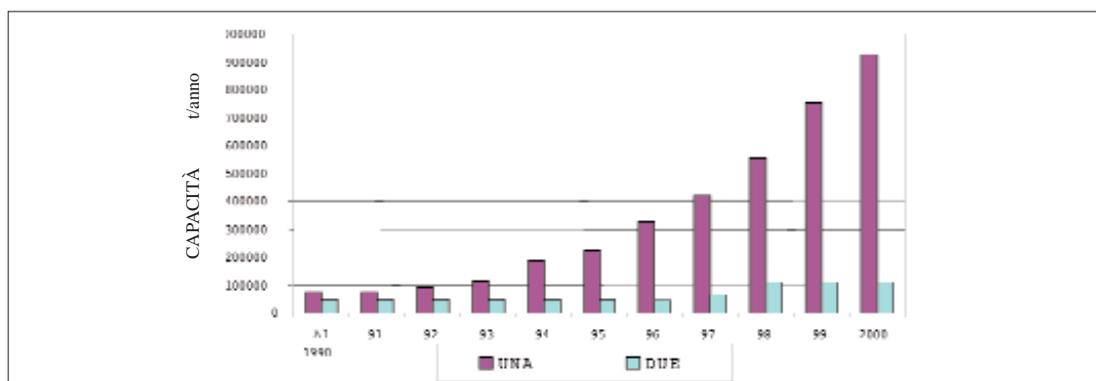


Figura 3.4: Sviluppo temporale dei processi ad una e a due fasi (De Baere, 2000)

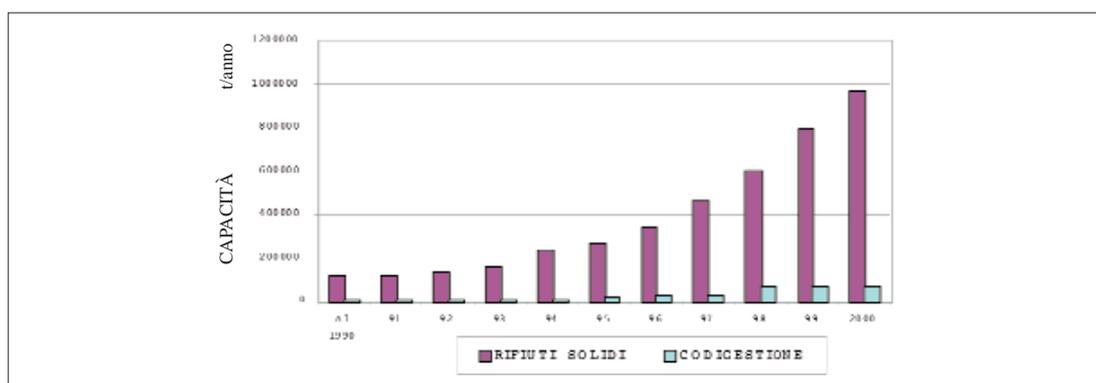


Figura 3.5: Incidenza della co-digestione sulla capacità totale di trattamento (De Baere, 2000)

La figura 3.3 evidenzia come i processi dry siano andati via via imponendosi col passare del tempo, anche se, nell'ultimo anno (2000), gli impianti operanti ad umido hanno avuto una ripresa.

Un ulteriore confronto, quello tra i processi a due fasi e a fase unica, permette di evidenziare il netto prevalere dei processi a fase singola, mentre i processi a due fasi presentano una capacità praticamente costante anno dopo anno (figura 3.4).

In merito all'applicazione della co-digestione (figura 3.5) si evince come questo processo risulti meno applicato di quanto atteso. Appare infatti che il trattamento di soli rifiuti organici è nettamente maggiore rispetto ai processi di co-digestione. Attualmente meno del 7% della capacità totale è trattata attraverso la co-digestione.

Un ulteriore aspetto che è stato considerato è la possibilità di conferire agli impianti di trattamento il rifiuto selezionato alla fonte, piuttosto che un rifiuto indifferenziato che necessita poi di vari pre-trattamenti per la rimozione delle frazioni non organiche.

Come si può osservare dal grafico di figura 3.6 negli ultimi anni si è assistito ad un incremento nella realizzazione degli impianti che sono in grado di trattare rifiuti misti e/o "grigi". Questo incremento è stato, dal 1998 in poi, di circa 100.000 t/anno, mentre l'incremento della realizzazione di impianti di digestione anaerobica che trattino il rifiuto differenziato è praticamente costante e pari a circa 80.000 t/anno.

In ogni caso, è possibile notare come i trattamenti aerobici (compostaggio), siano nettamente favoriti nelle scelte di gestione del trattamento rifiuti.

Infatti, la figura 3.7 evidenzia chiaramente come il trattamento aerobico abbia una potenzialità complessiva circa 10 volte superiore rispetto ai processi anaerobici.

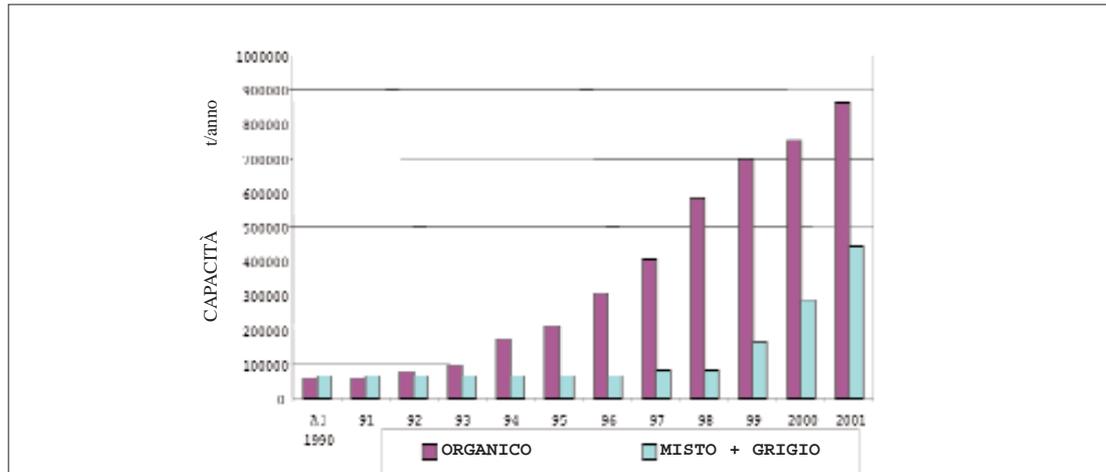


Figura 3.6: Trattamento del rifiuto differenziato ed indifferenziato (De Baere, 2000)

Occorre però sottolineare che in alcuni Paesi del centro e nord Europa (Belgio e Olanda) la digestione anaerobica copre circa il 12-16% del quantitativo totale dei rifiuti trattati, per arrivare fino al 25% dell'intera potenzialità di trattamento in Svizzera.

E' importante sottolineare, da subito, come la digestione anaerobica ed il compostaggio non siano in realtà tecnologie in contrapposizione, ma anzi, perfettamente integrabili, secondo un processo di trattamento complessivo che preveda dapprima la degradazione della frazione putrescibile con recupero del biogas (e quindi di energia), e successivamente, la stabilizzazione aerobica del materiale residuo al fine di ottenere un prodotto finale adatto all'uso agricolo. A tale proposito, lo schema di figura 3.8 evidenzia la logica del processo complessivo e riporta il tipico bilancio di massa sulla base di una capacità di trattamento di 1000 kg/giorno di rifiuto indifferenziato (Genon, 1999).

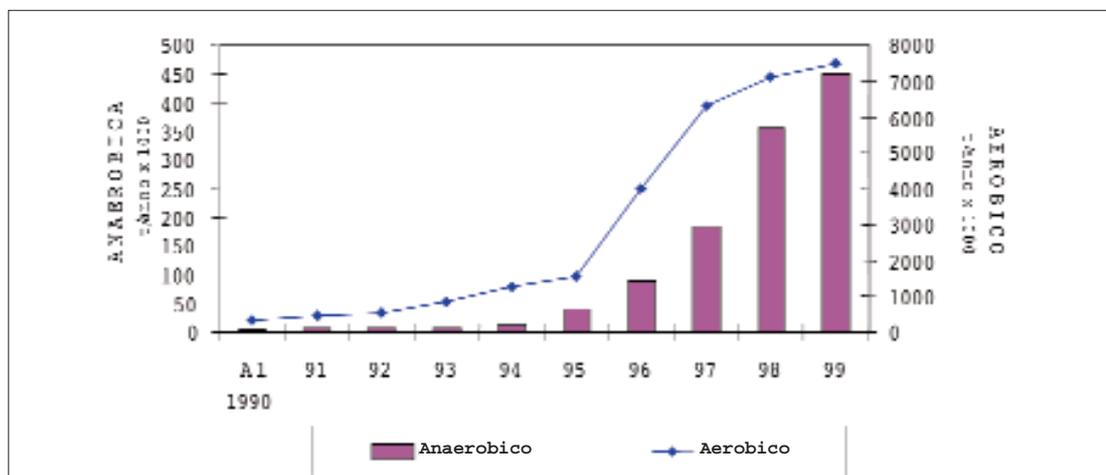


Figura 3.7: Andamento della capacità di trattamento nel tempo per i processi aerobici ed anaerobici (De Baere, 2000)

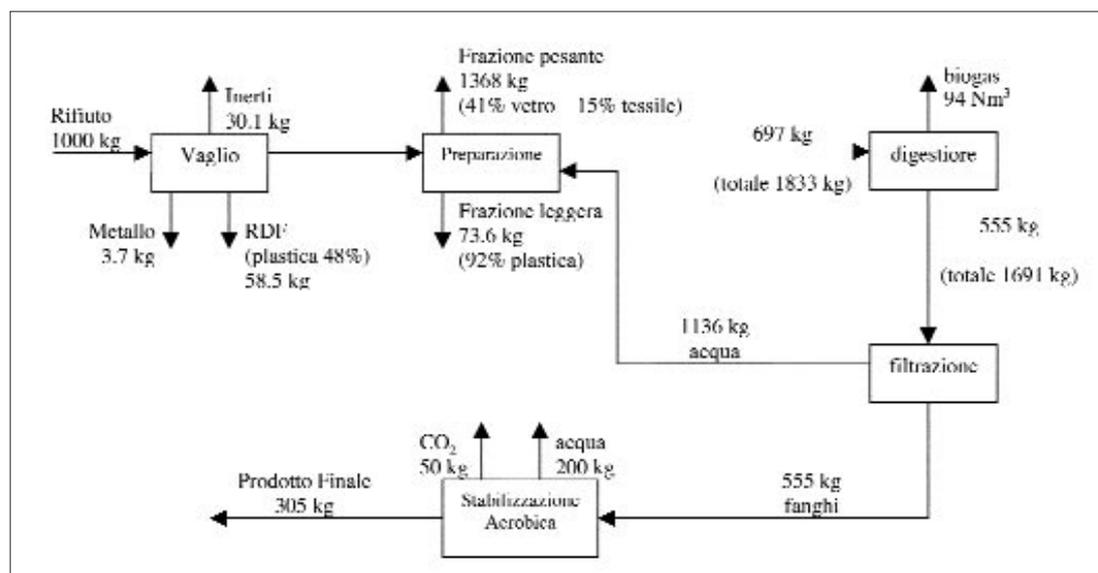


Figura 3.8: Schema logico e bilancio di massa di un approccio integrato di digestione anaerobica e compostaggio (Genon, 1999).

La tabella 3.1 riporta il confronto tra il processo anaerobico con post-compostaggio ed aerobico di stabilizzazione della frazione organica di RU. Gli intervalli dipendono ovviamente dalla qualità del rifiuto trattato.

Tabella 3.1: Principali caratteristiche dei processi anaerobici ed aerobici a confronto, in Cecchi e Innocenti, 2001.

Parametro	Processo anaerobico	Processo aerobico
Produzione di Biogas, m³/t*	100 ÷ 200	-
Solidi residui, su base TS, %	50 ÷ 60	50
Produzione di compost, kg/t*	200 ÷ 300	300 ÷ 400
Produzione di energia, kWh/t*	100 ÷ 250	-70 ÷ -90
Acque reflue, m³/t*	1 ÷ 0.2	-
Aria per fermentazione, m³/t*	-	3600 ÷ 10000
Aria per stabilizzazione, m³/t*	800 ÷ 1700**	800 ÷ 1700

(*) per tonnellata di materiale trattato; (**) si è considerato lo stesso consumo per entrambi i processi

Visto che, a tutt'oggi, i processi a fase singola applicati in piena scala rappresentano circa il 90% delle esperienze europee (De Baere, 2000) e le soluzioni a fasi separate trovano ampia applicazione solo nell'ambito della ricerca, poiché consentono di valutare il diverso comportamento della fase idrolitica ed acidogenica, da quella metanogenica, l'illustrazione dei diversi tipi di processi/reactori verrà principalmente dedicata a soluzioni di processo in unica fase.

Come anticipato, i diversi tipi di processo oggi adottati e presenti sul mercato, si differenziano essenzialmente per il tenore di sostanza solida alimentata al reattore e, quindi, per il tipo di reattore utilizzato. Le diverse applicazioni hanno portato alla realizzazione di vari brevetti relativi alla tecnologia ed al processo adottato.

I diversi processi presenti sul mercato sono di seguito illustrati sia sulla base dei parametri operativi: carico organico applicato, tempi di ritenzione e temperatura; sia sulla base delle rese di

processo: produzione specifica di biogas, velocità di produzione di biogas e riduzione della sostanza volatile contenuta nel rifiuto trattato.

La produzione specifica di biogas è un parametro molto importante e che viene generalmente assunto quale indice di confronto tra differenti tipologie di processo ma che risente fortemente delle caratteristiche del substrato trattato. È per esempio dimostrato che nel periodo estivo quando sono maggiori le quantità di rifiuto proveniente dallo sfalcio di giardino e dal verde pubblico le rese in termini di biogas si riducono drasticamente: da 320 a 170 m³/kgVS con una riduzione di sostanza volatile dal 75% al 40% (Saint-Jolly et al., 2000). Ciò a causa dell'incremento nel contenuto in lignina e cellulosa nel substrato trattato. Analogamente, differenze in termini di produzione di biogas sono riportate da Pavan et al., (2000a) quando si tratta rifiuto organico separato alla fonte rispetto a quello separato meccanicamente. Il secondo infatti è molto più ricco di materiali non biodegradabili o lentamente biodegradabili e pertanto la produzione di biogas risulta inferiore.

3.2 PROCESSI DI DIGESTIONE A FASE UNICA

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

3.2.1 Digestione wet

Questo processo è stato il primo ad essere utilizzato nel trattamento della frazione organica dei rifiuti urbani dal momento che sfruttava le conoscenze acquisite in decenni di attività del processo di digestione anaerobica dei fanghi di supero negli impianti di trattamento acque reflue. Nei processi di tipo wet il rifiuto di partenza viene opportunamente trattato e diluito al fine di raggiungere un tenore in solidi totali inferiore al 10% attraverso il ricorso a diluizione con acqua così da poter poi utilizzare un classico reattore completamente miscelato del tipo applicato alla stabilizzazione dei fanghi biologici negli impianti di depurazione. In generale, il processo prevede, dopo la fase di pre-trattamento del rifiuto, finalizzata alla rimozione di plastiche ed inerti e di corpi grossolani che potrebbero danneggiare gli organi meccanici del reattore, uno stadio di miscelazione in cui si ottiene una miscela con caratteristiche omogenee e l'opportuno contenuto in solidi. La diluizione può avvenire tramite aggiunta di acqua di rete o dal parziale ricircolo dell'effluente del reattore.

La figura 3.9 riporta un tipico schema di processo ad umido.

A causa delle caratteristiche fisiche dei rifiuti trattati non è solitamente possibile ottenere una miscela omogenea e pertanto si osserveranno all'interno del reattore tre fasi separate, caratterizzate da distinte densità. La frazione più pesante tenderà ad accumularsi sul fondo del reattore e può determinare danni nel sistema di miscelazione se il rifiuto trattato non è sufficientemente pulito, mentre materiali leggeri e schiume si accumulano nella parte superiore del reattore. La fase a densità intermedia è quella in cui avvengono per lo più le effettive reazioni di degradazione e produzione del biogas. Nella gestione dell'impianto sono generalmente previste saltuarie rimozioni sia dello strato più pesante, presente sul fondo del reattore, che di quello leggero. Uno dei problemi che può essere connesso con la digestione anaerobica ad umido consiste nella corto-circuitazione idraulica del reattore: cioè, il flusso di materiale entrante, non perfettamente miscelato con il materiale già presente nel reattore, fuoriesce con tempi di ritenzione ridotti rispetto a quelli previsti da progetto. Ciò, oltre a determinare una minore degradazione del substrato trattato, e quindi una minor produzione di biogas, può determinare

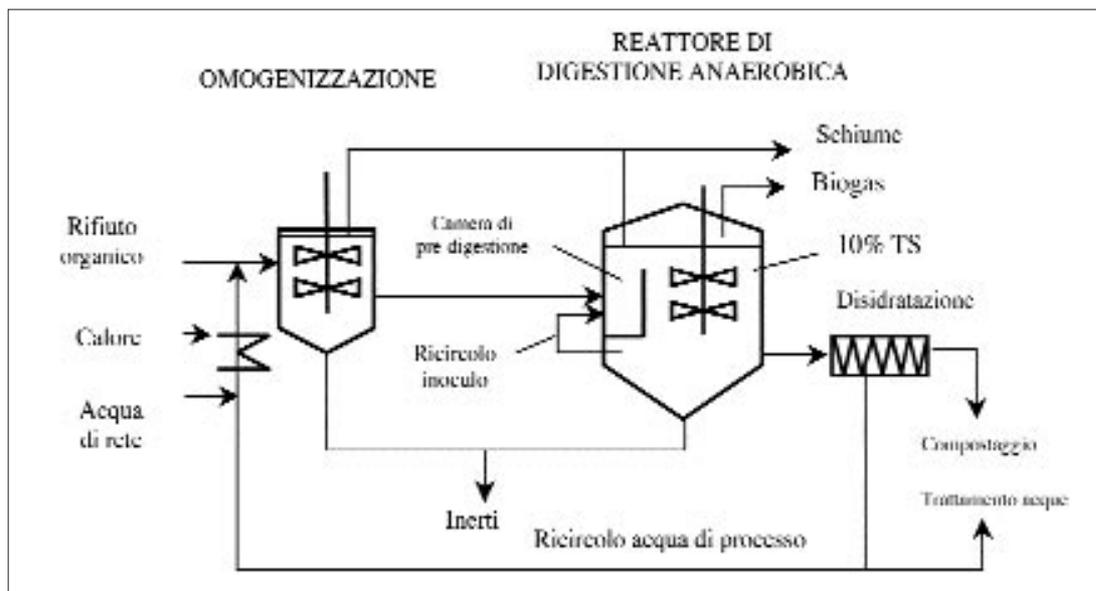


Figura 3.9: Tipico schema di processo wet a fase singola

problemi di igienizzazione dei fanghi effluenti. Per questo motivo alcuni brevetti prevedono uno step di pastorizzazione dell'effluente dal reattore di digestione.

I tipici vantaggi e svantaggi dei processi di digestione ad umido, evidenziati in anni di applicazione, sia dal punto di vista tecnologico, biologico che economico/ambientale, sono riportati in tabella 3.2 (Vandevivere et al., 2001).

3.2.1.1 Prestazioni del processo wet

I processi wet operano generalmente con carichi organici piuttosto bassi, inferiori a $6 \text{ kgVS/m}^3\text{giorno}$, tipicamente nell'intervallo $2\text{-}4 \text{ kgVS/m}^3\text{giorno}$. Non è attualmente ancora chiaro quale sia il fenomeno che limita la possibilità di applicare carichi organici maggiori nei processi ad umido. Una possibile spiegazione consiste nella concentrazione della biomassa attiva nel reattore, che sarebbe troppo bassa per operare al meglio. Altre spiegazioni chiamano in causa la velocità di trasferimento di massa dei nutrienti oppure l'accumulo di sostanze inibenti come ad esempio l'ammoniaca o gli acidi grassi volatili a catena corta.

Qualora i digestori vengano alimentati con carichi organici superiori si osserva subito una diminuzione nella produzione del biogas. Per questo motivo si ritiene che la più valida delle spiegazioni sia la presenza/formazione di sostanze inibenti nel reattore, conseguente appunto all'incremento dei carichi da trattare. È chiaro che reattori in cui la biomassa è totalmente dispersa in un mezzo liquido (reattori completamente miscelati, CSTR) sono particolarmente soggetti a problemi di inibizione, dal momento che biomassa e sostanze inibenti sono in intimo contatto. Per contro, occorre evidenziare che la situazione può essere facilmente ricondotta alla normalità per semplice aggiunta di acqua e conseguente diluizione (Nordberg et al., 1992).

Alcune esperienze, condotte per lo più a scala pilota, hanno permesso di evidenziare valori tipici per questo tipo di processo: Weiland (1992) operò con reattori completamente miscelati con un contenuto in solidi nell'intervallo 7-15% trattando rifiuti organici agro-industriali (patate, barbabietole, ecc.) applicando carichi fino a $8 \text{ kgCOD/m}^3\text{giorno}$. Operando con tempi di ritenzione di 10 giorni in regime mesofilo era possibile ottenere produzioni specifiche di biogas pari a $0.21 \text{ m}^3/\text{kg}$ di rifiuto (59% metano).

Tabella 3.2: Vantaggi e svantaggi dei processi wet (Vandevivere et al., 2001).

Critero	Vantaggi	Svantaggi
Tecnologico	Buona conoscenza ed esperienza nel campo del processo; Applicabilità in co-digestione con rifiuti liquidi ad alto contenuto in sostanza organica;	Corto-circuitazione idraulica; Fasi separate di materiale galleggiante e pesante; Abrasione delle parti meccaniche dovuta alla presenza di sabbie ed inerti; Pre-trattamenti di preparazione del rifiuto complessi;
Biologico	Diluizione dei picchi di concentrazione di substrato e/o sostanze tossiche influenti il reattore;	Forte sensibilità ad eventuali shock per la presenza di sostanze inibitorie e carichi organici variabili che entrano in contatto intimo con la biomassa; Perdita di sostanza volatile biodegradabile nel corso dei pre-trattamenti;
Economico ed ambientale	Spese ridotte per i sistemi di pompaggio e miscelazione, ampiamente diffusi sul mercato.	Elevati costi di investimento a causa degli equipaggiamenti utilizzati per i pre-trattamenti e per i volumi dei reattori; Produzione di elevate quantità di acque di processo.

Pavan et al. (2000a) hanno ottenuto valori della SGP di $0.78 \text{ m}^3/\text{kgVS}$ e GPR di $4.9 \text{ m}^3/\text{m}^3\text{d}$ in esperienze con un reattore termofilo ($55 \text{ }^\circ\text{C}$) in scala pilota da 3 m^3 che trattava rifiuto mercatale caratterizzato da un contenuto in solidi del 10%. Il carico organico applicato era di $6 \text{ kgVS}/\text{m}^3\text{giorno}$ ed il tempo di ritenzione idraulica di 11.8 giorni. La rimozione della frazione volatile era dell'82%.

Groppelli et al. (1999) riportano l'esperienza di un reattore di digestione adibito al servizio di una comunità di 6.000 abitanti presso Gobernador Crespo (provincia di Santa Fe, Argentina). Questo tratta $10.800 \text{ kg}/\text{settimana}$ di frazione organica di provenienza domestica in un reattore di 150 m^3 operante a $35 \text{ }^\circ\text{C}$. La produzione specifica di biogas è pari a $100 \text{ m}^3/\text{t}$ di frazione organica. La tabella 3.3 riporta i valori tipici sia per quanto concerne i parametri di processo che le rese per processi wet a fase unica.

Tabella 3.3: Intervalli tipici per i valori dei parametri di processo e le rese dei processi wet

Parametro di processo	Intervallo
Solidi nel rifiuto trattato, %TS	10, fino al 15
Carico organico, $\text{kgVS}/\text{m}^3\text{d}$	2-4, fino a 6
Tempo di ritenzione idraulica, d	10-15, fino a 30
Rese del processo	
Produzione biogas, m^3/t rifiuto	100-150
Produzione specifica di biogas, m^3/kgVS	0.4-0.5
Velocità di produzione di biogas, $\text{m}^3/\text{m}^3\text{d}$	5-6
Contenuto di metano, % CH_4	50-70
Riduzione della sostanza volatile, %	50-60, fino a 75

3.2.1.2 Applicazioni industriali del processo wet

Il processo BIMA

Il reattore anaerobico BIMA, della austriaca EnTec, Umwelttechnik GmbH, è progettato per trattare rifiuti organici solidi, fanghi di depurazione e acque ad elevato contenuto in sostanza organica. Il processo complessivo prevede che il rifiuto organico conferito all'impianto venga dapprima grossolanamente triturato e poi sottoposto ad un trattamento idraulico/meccanico in un apposito hydropulper al fine di separare plastiche, carta, vetro ed inerti dalla frazione organica che viene inviata al digestore. Questa è una melma fangosa con un tipico tenore in solidi del 10%.

Il digestore BIMA è diviso in due differenti compartimenti. Un compartimento inferiore, più grande, ed uno più piccolo superiore: i due compartimenti sono connessi attraverso tubature per il trasporto del biogas. Attraverso la chiusura di una apposita valvola lungo la tubatura di connessione tra i due comparti è possibile mettere in pressione il comparto inferiore, a causa dell'accumulo di biogas. Ciò comporta lo spostamento di una parte di substrato nel comparto superiore, fino ad un certo livello, raggiunto il quale la valvola automatica si apre rilasciando improvvisamente il biogas compresso nel comparto inferiore. Di conseguenza il substrato raccolto nel comparto superiore viene inviato con forza nel comparto sottostante. Grazie alla particolare conformazione idraulica del reattore ciò consente la miscelazione tra il substrato fresco ed eventuali schiume e sedimenti presenti nel reattore di digestione, senza il bisogno di ricorrere ad altri meccanismi. Il caricamento del materiale da trattare avviene attraverso lance in un apposito tubo posto al centro del reattore mentre il biogas passa dal comparto superiore al gasometro.

Le principali applicazioni industriali di questo processo si trovano in Austria e Germania: si tratta generalmente di piccoli reattori (1.000-2.000 m³) che operano per lo più la co-digestione di rifiuti organici civili e rifiuti zootecnici o agro-industriali con carichi di 2-4 kgVS/m³giorno e tempi di ritenzione di circa 30 giorni.

Il processo LINDE

Il processo Linde per la digestione anaerobica ad umido, brevettato dalla Linde-KCA-Dresden GmbH (Germania), utilizza digestori che operano con basso contenuto di solidi, tanto in regime mesofilo che termofilo. E' inoltre prevista la possibilità di operare con processi ad unico stadio o a doppio stadio. Il processo si basa su una buona separazione degli inerti nella fase di preparazione, grazie al ricorso a pulpers e vagli a tamburo che consentono di rimuovere le frazioni inerti leggere (carta e plastiche). Il digestore viene miscelato attraverso il ricircolo del biogas in un tubo posto al centro del digestore. Il residuo solido presenta generalmente caratteristiche tali da consentirne l'utilizzo come materiale di partenza per il processo di compostaggio. Attualmente è operativo con frazione organica selezionata il solo impianto di Wels (Austria), che tratta 15.000 t/anno di frazione organica putrescibile allo stato praticamente liquido in regime termofilo. Più diffusa è l'applicazione di questo tipo di processo per la co-digestione: un esempio di questa applicazione è l'impianto di Behringen (Germania), che tratta 10.000 t/anno di rifiuti organici agro-industriali e 13.000 t/anno di residui zootecnici in un reattore termofilo. Prossimamente dovrebbero entrare in funzione l'impianto di Barcellona (Spagna), per il trattamento di circa 140.000 t/anno di frazione organica proveniente da raccolta differenziata e, in Italia, l'impianto di Campo San Piero (Padova) in cui verrà operata la co-digestione di RU da raccolta differenziata, residui zootecnici liquidi, fanghi da trattamento acque reflue, scarti vegetali per un totale di circa 100.000 t/anno. L'impianto di co-digestione opererà con un tenore in solidi dell'8-10% TS in regime termofilo (55 °C). E' inoltre prevista una fase di post-compostaggio per una produzione complessiva di circa 12.000 t/anno di compost maturo (Zanovello et al., 1998).

Il processo WAASA

Il processo Waasa per il trattamento dei rifiuti urbani è stato sviluppato dalla CITEC Environment International Ltd. (Finlandia). L'alimentazione dei digestori viene effettuata attraverso frazione organica selezionata meccanicamente con un contenuto in solidi nell'intervallo 10-15%. Il tempo di ritenzione varia dai 10 giorni del processo operato in regime termofilo fino ai 20 giorni del processo operato in mesofilia. A monte del digestore è previsto un hydropulper che funge da omogeneizzatore del flusso influente.

A Waasa (Finlandia) è in funzione dal 1989 un impianto per il trattamento integrato di fanghi e rifiuti solidi urbani che tratta annualmente 20.000 t di residui. Un impianto simile è stato realizzato presso Kil (Svezia) con una capacità di circa 3.000 t/anno per il solo trattamento della frazione organica. Dal giugno 1997 è operativo nella città di Minami, Ashigara (Giappone), un impianto per il trattamento termofilo di rifiuti organici separati alla fonte in grado di operare con rifiuti caratterizzati da un contenuto in solidi del 10-15%. La capacità di trattamento annuale di tale impianto è di sole 500 tonnellate. Le rese indicano una produzione di biogas nell'intervallo 100-150 m³/tonnellata di rifiuto ed una rimozione della sostanza volatile del 60-70%. Un nuovo impianto è attualmente in costruzione presso Groningen (Olanda): questo tratterà 85.000 tonnellate/anno di frazione organica proveniente sia da raccolta differenziata che da separazione meccanica. Il bacino di utenza è di un milione di abitanti (Westergard e Teir, 1999). L'impianto è costituito da quattro reattori del volume di 2.750 m³ ciascuno ed opererà ad un carico di 5 kgVS/m³giorno.

Altri due impianti, di dimensioni più ridotte, sono operativi dal 1999 in Svezia presso Jonkoping e Traab: entrambi trattano circa 20.000 t/anno di frazione organica.

Il processo WABIO

L'EcoTech (Finlandia) ha realizzato in Europa numerosi impianti secondo il processo WABIO, messo a punto per trattare la frazione organica dei RU e i fanghi provenienti dal trattamento biologico delle acque reflue. Tale processo è in genere accoppiato ad una unità di compostaggio. Sono attualmente operativi in Europa un impianto da 30.000 t/anno a Berlino (Germania), uno da 14.000 t/anno a Kiel (Germania), uno per la co-digestione di 37.000 t/anno di frazione organica frazione organica e 17.000 t/anno di fanghi di depurazione in Polonia, altri due in Finlandia di cui uno per la co-digestione di 17.000 t/anno di frazione organica frazione organica e 10.000 t/anno di fanghi di depurazione.

L'impianto di Berlino, che tratta rifiuto proveniente da raccolta differenziata caratterizzato da un tenore in solidi in partenza del 18-25%, e poi diluiti fino al 10-15% TS, opera con digestori mesofili (35°C) cui viene applicato un carico organico di 3-7 kgTVS/m³d ed un tempo di ritenzione idraulico di 15-17 giorni. La produzione di biogas è nell'intervallo 100-150 m³/t rifiuto con una percentuale di metano del 50-70%.

3.2.2 Digestione semi-dry

Questo tipo di processo nasce nel corso degli anni 80 da una collaborazione tra l'Università di Venezia e la SNAM Progetti (Bassetti et al., 1991).

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 con un contenuto in solidi del 15-20%. Dal punto di vista impiantistico la soluzione adottata è quella di un reattore miscelato (CSTR) che può operare tanto in regime mesofilo che termofilo. Il rifiuto organico proveniente da raccolta differenziata presenta caratteristiche che sono generalmente ottimali per l'applicazione diretta del processo, ricorrendo solamente a semplici pre-trattamenti di pulizia del rifiuto con eliminazione del materiale ferroso e di quello inerte grossolano seguito da

triturazione e miscelazione. Operando invece con rifiuti organici derivanti da raccolta indifferenziata con un elevato contenuto di sostanza solida, e derivanti dalla separazione meccanica di RU indifferenziato, è necessario procedere ad un pre-trattamento di pulizia del rifiuto piuttosto spinto e poi a diluizione del rifiuto con acqua, che potrà essere, di volta in volta, acqua di processo riciclata, o acqua fresca.

Nel caso in cui un impianto tratti rifiuto indifferenziato sarà necessaria ovviamente una filiera di pre-trattamento per la separazione della frazione organica da inviare ai digestori anaerobici. Lo schema di pre-trattamento prevede diversi passaggi e può essere anche complesso. Ciò comporta inevitabilmente la perdita di parte del materiale organico biodegradabile, che può arrivare al 15-25% in termini di sostanza volatile (Farneti et al. 1999).

La linea di pre-trattamento dovrà poi provvedere ad una opportuna purificazione del rifiuto in maniera da eliminare i rifiuti inerti quali metallo, sassi, vetro e sabbie che darebbero problemi agli organi di miscelazione nel reattore.

Anche in questo processo, come nei processi di tipo wet, si osserva la formazione di tre fasi distinte all'interno del reattore, anche se, in generale, il fenomeno è meno accentuato. Sarà comunque necessario prevedere, di tanto in tanto, lo svuotamento e la pulizia del fondo del reattore.

Il sistema di miscelazione è generalmente garantito da miscelatori meccanici che possono essere coadiuvati da lance a gas che provvedono a ricircolare il biogas prodotto per incrementare l'efficienza di miscelazione (Cozzolino et al., 1992). Può essere inoltre previsto il ricircolo del materiale presente nel digestore inviato alla caldaia e poi reimmesso nei digestori (Farneti et al., 1999). I principali vantaggi e svantaggi del processo semi-dry sono richiamati in tabella 3.4.

Il principale vantaggio economico di questo tipo di processo consiste nella possibilità di ricorrere a mezzi di pompaggio e miscelazione ampiamente diffusi sul mercato e quindi disponibili a basso costo. Per contro, devono essere previsti maggiori costi di investimento per la fase di pre-trattamento, specialmente se il rifiuto viene conferito tal quale all'impianto. Le volumetrie del reattore sono minori rispetto ai sistemi wet ma comunque superiori a quelle dei sistemi dry. Complessivamente, quindi, i costi di investimento per i sistemi semi-dry e dry risultano confrontabili. Dal punto di vista ambientale un problema può essere dovuto all'acqua eventualmente necessaria per diluire rifiuti organici con concentrazioni di sostanza secca superiore al 20-25% TS. La necessità di aumentare i volumi trattati con acqua determina maggiori spese per il riscaldamento del flusso entrante e per il mantenimento del reattore alla temperatura desiderata. L'energia ed il calore prodotti dalla combustione del biogas sono comunque più che sufficienti all'autosostentamento energetico del reattore.

3.2.2.1 Prestazioni del processo semi-dry

Sperimentazioni in scala pilota condotte con frazione organica selezionata meccanicamente ed opportunamente diluita hanno dimostrato la possibilità di operare ad OLR fino a 18 kgVS/m³d in regime termofilo (55°C) con tempi di ritenzione idraulica di soli 6 giorni. In queste condizioni il reattore pilota presentava produzioni specifiche di biogas pari a 0.36 m³/kgVS, una velocità di produzione del biogas di 6.3 m³/m³d con una percentuale di metano del 55%. Le rimozioni della sostanza volatile erano nell'intervallo 40-48% (Cozzolino et al., 1992). Operando con frazione organica da raccolta differenziata o residui mercatali, caratterizzati da un elevato contenuto di sostanza volatile, i carichi applicabili erano minori: tipicamente nell'intervallo 6.0-12.6 kgVS/m³d. In questo caso la produzione specifica di biogas cresceva fino a 0.5 m³/kgVS, mentre la velocità di produzione del biogas era sempre di 6 m³/m³d. La percentuale di rimozione della sostanza volatile era prossima al 60% (Pavan et al., 2000a).

Nel caso dell'applicazione in scala reale l'impianto di Verona è stato progettato per operare con un OLR di 8 kgVS/m³d (Farneti et al., 1999).

Nella digestione semi-dry anche il regime termico del sistema gioca un ruolo significativo. Si è evidenziato in particolare come, a parità di carico organico applicato e di tempo di ritenzione idraulico, il passaggio da regimi mesofili a quelli termofili consentisse di incrementare notevolmente le rese in termini di biogas prodotto da 0.2 a 0.4 m³/kgVSd ed una riduzione della sostanza volatile dal 20 al 50% (Cecchi et al., 1991 e 1993; Pavan e Bolzonella, 1998). La tabella 3.5 riassume gli intervalli tipici dei parametri di processo e delle rese dello stesso.

Tabella 3.4: Vantaggi e svantaggi del processo semi dry (CITEC, 2000).

Critério	Vantaggi	Svantaggi
Tecnologico	Semplicità dei sistemi di pompaggio e miscelazione; Possibilità di trattare il rifiuto da raccolta differenziata senza particolari pre-trattamenti;	Accumulo di materiali inerti sul fondo del reattore e necessità di scaricarli; Abrasione delle parti meccaniche; Pre-trattamenti complessi per RU indifferenziato;
Biologico	Diluizione dei picchi di concentrazione di substrato o sostanze tossiche;	Sensibilità ad eventuali shock per la presenza di sostanze inibitorie e carichi organici; Perdita di sostanza volatile biodegradabile nel corso dei pre-trattamenti del rifiuto indifferenziato;
Economico ed ambientale	Spese ridotte per sistemi di pompaggio e miscelazione.	Elevati costi di investimento a causa degli equipaggiamenti utilizzati per i pre-trattamenti e per i volumi dei reattori; Produzione di elevate quantità di acque di processo.

Tabella 3.5: Intervalli tipici dei parametri operativi e delle rese del processo semi-dry

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

3.2.2.2 Applicazioni industriali del processo semi-dry

Il processo brevettato da SNAM Progetti trova applicazione in piena scala presso l'impianto di Cà del Bue, Verona (Farneti et al., 1998, 1999; Pavan et al., 2001). Tale impianto è stato realizzato per soddisfare i parametri operativi e le rese riportati in tabella 3.6.

L'impianto, attualmente in fase di avviamento, deve smaltire 500 tonnellate/giorno di RU che vengono pre-trattate al fine di ricavarne la sola parte organica da inviare alla sezione di gestio-

ne anaerobica. Questa è costituita da quattro digestori del volume di 2.000 m³ ciascuno che trattano 428 m³/giorno con un tenore in solidi del 20-25%, alimentati per 12 ore/giorno, 6 giorni la settimana.

Tabella 3.6: Parametri operativi e rese della sezione di digestione anaerobica dell'impianto di Cà del Bue (Verona).

Parametro	Valore
Temperatura reattore, °C	55
Solidi nel rifiuto trattato, %TS	20
Carico organico, kgVS/m ³ d	8
Tempo di ritenzione idraulica, d	13
Produzione specifica di biogas, m ³ /kgVS	0.48
Contenuto di metano, %CH ₄	66

3.2.3 Digestione dry

Nel corso degli anni ottanta varie sperimentazioni dimostrarono come, oltre ai processi ed alle tecnologie di tipo wet e semi-dry, fosse possibile ricorrere a processi in cui il rifiuto organico veniva trattato nella sua forma originale, senza bisogno di diluizioni. Quindi, mentre prima gli impianti di digestione anaerobica erano esclusivamente di tipo wet, nell'ultimo decennio si è osservata la crescita del sistema dry, e le nuove realizzazioni sono oggi equamente ripartite tra queste due tecnologie, con prevalente crescita del processo dry (De Baere, 2000).

Nei processi dry il tenore in solidi del rifiuto alimentato al digestore è generalmente nell'intervallo 25-40% e pertanto solamente particolari rifiuti con elevato tenore di solidi (>50%) necessitano di essere diluiti con acqua per poter essere convenientemente trattati (Oleskiewicz e Poggi-Varaldo, 1997). Ciò non comporta significative variazioni dal punto di vista biochimico e microbiologico nel processo anaerobico ma determina la necessità di una completa revisione dei metodi di trattamento per quanto concerne la tecnologia dei reattori. Sono infatti necessari particolari metodi di pompaggio e miscelazione. Infatti, a causa delle proprietà reologiche dei flussi trattati, il materiale organico viene trasportato con nastri e pompato attraverso il ricorso a speciali pompe appositamente progettate per operare con flussi molto viscosi. Ciò incide sui costi di realizzazione di questo tipo di impianti. Questi sistemi sono in grado di operare con flussi di materiale molto concentrati e resistono ai possibili problemi causati da sassi, vetro o legno che non causano inceppamenti o danni. L'unico pre-trattamento richiesto è una preliminare vagliatura al fine di rimuovere il materiale con dimensioni superiori ai 40 mm. Ciò è ottenuto grazie a vagli a tamburo nel caso di rifiuto organico separato meccanicamente, e mediante trituratori nel caso di rifiuto organico raccolto separatamente alla fonte. Dal momento che i pre-trattamenti sono limitati non si osserva perdita di materiale organico biodegradabile come può invece avvenire nel corso dei pre-trattamenti per materiale da trattare con processi wet e semi-dry. A causa della elevata densità e viscosità dei flussi trattati i reattori per il trattamento dry non sono del tipo completamente miscelato (CSTR) ma con flusso parzialmente o totalmente a piste (plug-flow): ciò rende i reattori più semplici dal punto di vista meccanico ma comporta problemi di miscelazione tra il rifiuto organico fresco e la biomassa fermentante. La risoluzione di questo problema è fondamentale per evitare fenomeni localizzati di sovraccarico organico ed eventuale acidificazione che porterebbe ad inibizione del processo metanigeno.

Il fatto di operare con flussi molto densi porta inoltre al superamento del problema della suddivisione di tre fasi distinte all'interno del reattore, come poteva invece avvenire nei processi wet e semi-dry. Le principali tecnologie presenti sul mercato ed i processi adottati per questo tipo di rifiuti si differenziano essenzialmente per la fluidodinamica del reattore utilizzato. La figura 3.10 riporta alcune possibili soluzioni impiantistiche (Vandevivere et al., 2001).

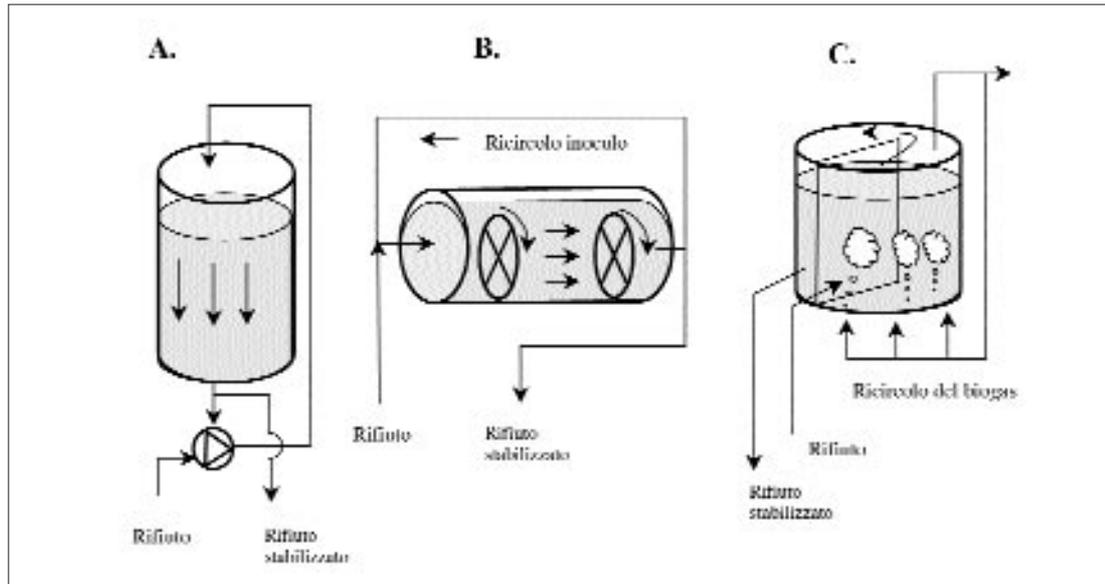


Figura 3.10: Differenti tipologie di reattore nei sistemi dry (A = processo Dranco; B = processo Kompogas; C = processo Valorga), in Vandevivere et al., 2001.

Nel processo Dranco la miscelazione tra rifiuto influente e biomassa avviene grazie al ricircolo dell'effluente estratto dal fondo dal digestore anaerobico che viene pompato nella parte superiore del reattore stesso: il tipico rapporto di ricircolo è una parte di rifiuto fresco per sei parti di effluente ricircolato. Questo tipo di processo ha dimostrato di operare con efficacia con rifiuti con un tenore in solidi nell'intervallo 20-50%.

Il processo Kompogas utilizza un reattore cilindrico in cui il flusso a piste prosegue orizzontalmente. Il moto di avanzamento del materiale trattato è assistito da miscelatori a lenta rotazione posti internamente al reattore che omogeneizzano il materiale trattato, lo degasano, e risospendono il materiale inerte grossolano. Il sistema ha dimostrato di operare con buona efficienza quando il rifiuto trattato presenta concentrazioni in solidi del 25%: per valori inferiori si è osservata la tendenza all'accumulo di materiale inerte grossolano (sabbie e vetro) sul fondo del reattore, mentre per concentrazioni maggiori si osserva una eccessiva resistenza al flusso orizzontale del materiale all'interno del reattore.

Un altro processo dry, diffuso in centro Europa, è il processo Valorga. Anche in questo caso si ricorre a reattori di forma cilindrica in cui il flusso a piste del materiale trattato è di tipo circolare e la miscelazione avviene grazie all'iniezione di biogas dal fondo del reattore attraverso una serie di iniettori ogni 15 minuti circa (Fruteu de Laclous et al., 1997). La miscelazione sembra avvenire con notevole efficacia dal momento che il ricircolo di parte dell'effluente si è dimostrato non necessario. D'altra parte gli iniettori di biogas, a causa della loro posizione, possono essere soggetti a problemi di intasamento. Come nel caso del processo Kompogas c'è la necessità di ricircolare l'acqua di processo al fine di raggiungere una concentrazione di sostanza solida del 30% nel rifiuto da trattare. Per contro, concentrazioni più basse, fino al 20% TS, determinerebbero seri problemi di accumulo di materiale inerte sul fondo del reattore (Fruteu de Laclous et al., 1997).

Dal punto di vista economico si evidenzia come nel caso dei processi di tipo dry gli elevati costi di investimento iniziale sono dovuti alla necessità di dotarsi di sistemi di trasporto e pompaggio del rifiuto organico da trattare che siano particolarmente resistenti e tecnologicamente avanzati. Per contro, operando con rifiuti ad elevata concentrazione di sostanza solida, non sono necessari pre-trattamenti particolarmente raffinati ed i volumi dei reattori necessari sono

ridotti: quindi le spese di costruzione dei reattori sono minori rispetto ai processi wet e semi-dry. La ridotta dimensione del reattore si ripercuote poi favorevolmente, in fase di esercizio, sul bilancio energetico dello stesso, dal momento che è necessario riscaldare una minor quantità di rifiuto da trattare. Una differenza fondamentale tra i processi di tipo dry e quelli di tipo wet o semi-dry consiste nel ridotto utilizzo, nel caso di processi dry, di acqua per la diluizione dei rifiuti. Ne consegue che la quantità di acqua di scarico sarà ridotta. Alcuni autori (Baeten and Verstraete, 1993) riportano inoltre una migliore igienizzazione del prodotto finale nel caso di processi dry operanti in regime termofilo. I principali vantaggi e svantaggi dei processi dry sono richiamati in tabella 3.7.

Al momento attuale non è chiaro quale tecnologia tra quelle wet, semi-dry e dry risulterà vincente nel prossimo futuro. Molto dipenderà probabilmente dalla capacità di queste tecnologie di ottenere ottime rese in termini di produzione di biogas e riduzione dei volumi di fanghi da smaltire in relazione al tipo di rifiuto trattato: meccanicamente selezionato o raccolto in maniera differenziata. Il tutto con un soddisfacente recupero di energia e calore riutilizzabili.

3.2.3.1 Prestazioni del processo dry

Uno dei maggiori problemi connessi ai processi di tipo dry può essere rappresentato dal rischio di squilibrare il processo verso la fase acidogenica, a causa degli elevati carichi organici applicati ai reattori, quando la frazione organica è caratterizzata da un elevato grado di biodegradabilità. Il livello del problema resta comunque confrontabile con quello riscontrabile in processi wet o semi-dry, se condotti con procedure inopportune.

Oleskiewicz e Poggi-Varaldo (1997) hanno comunque documentato la capacità dei sistemi dry di resistere senza alcun problema ad instabilità del processo di digestione. Six e De Baere (1992) hanno riportato che non si osserva inibizione da accumulo di ammoniaca nel processo termofilo Dranco per rifiuti che abbiano un rapporto carbonio/azoto maggiore di 20. Lo stesso tipo di risultato è stato riportato da Weiland (1992) per i processi di tipo wet in ambiente mesofilo. In generale, comunque, la stabilità, rispetto ad elevate concentrazioni di ammoniaca nel reattore è stata ampiamente dimostrata nelle operazioni in piena scala: l'impianto di Tillburg (Olanda) che opera con tecnologia Valorga in regime mesofilo (40 °C), dimostra di sopportare (operando con il massimo OLR applicabile) concentrazioni di ammoniaca fino a 3 g/l (Fruteu de Laclos et al., 1997), mentre il processo Dranco in regime termofilo (52 °C) resta stabile con concentrazioni di ammoniaca fino a 2.5 g/l. Questi valori possono essere ben sopportati anche nei processi wet e semi-dry. Una delle possibili spiegazioni per la capacità dei sistemi dry di sopportare shock derivanti da carichi di ammoniaca risiede probabilmente nel fatto che la miscelazione non perfetta e non omogenea, tipica di questi processi, sottopone solo una parte della biomassa metanigena, in zone limitate del reattore, a queste condizioni di stress.

I diversi sistemi oggi operanti sul mercato sembrano comportarsi in maniera simile dal punto di vista delle rese di processo: la produzione di biogas varia nell'intervallo 90-150 m³/t di rifiuto.

Il valore più basso corrisponde a rifiuti di giardinaggio e verde pubblico, mentre il valore più elevato fa riferimento a rifiuto organico di origine alimentare (Fruteu de Laclos et al., 1997; De Baere, 2000). Queste rese sono equivalenti a 210-300 m³CH₄/tVS con percentuali di rimozione della sostanza volatile nell'intervallo 50-70%. La percentuale di sostanza volatile rimossa è quindi simile a quella ottenibile con processi wet (Weiland, 1992) e semi-dry (Pavan et al., 2000a) che rientrano nell'intervallo 40-70%.

La differenza più significativa tra i diversi processi dry, e tra i sistemi dry e quelli wet e semi-dry, è invece osservabile in termini di carico organico applicato ai reattori (OLR) ed ai suoi massimi valori raggiungibili. E' infatti possibile operare con carichi organici prossimi ai 10

Tabella 3.7: Vantaggi e svantaggi dei processi dry (Vendervivere et al., 2001).

Critério	Vantaggi	Svantaggi
Tecnologico	Nessun bisogno di miscelatori interni al reattore; Robustezza e resistenza ad inerti pesanti e plastiche; Nessuna corto circuitazione idraulica;	Rifiuti con basso tenore in sostanza solida (< 20%TS) non possono essere trattati da soli;
Biologico	Bassa perdita di sostanza organica biodegradabile nei pre-trattamenti; Elevati OLR applicabili; Resistenza a picchi di concentrazione di substrato o sostanze tossiche;	Minima possibilità di diluire sostanze inibitorie e carichi organici eccessivi con acqua fresca;
Economico ed ambientale	Pre-trattamenti minimi e più economici; Ridotti volumi dei reattori; Ridotto utilizzo di acqua fresca; Minime richieste di riscaldamento del reattore.	Elevati costi di investimento a causa degli equipaggiamenti utilizzati per il trattamento.

kgVS/m³d. Nell'ambito dei processi dry la tecnologia Valorga opera generalmente con OLR prossimi ai 5 kgVS/m³d, come a Tilburg (Olanda), dove vengono trattate circa 1000 t/settimana di rifiuti vegetali e da giardino in due reattori con volume di 3000 m³ ciascuno a 40 °C (Fruteu de Laclos et al., 1997). La tabella 3.8 riporta i tipici valori di esercizio e le rese dei processi dry.

Tabella 3.8: Intervalli tipici dei parametri operativi e delle rese del processo dry.

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

3.2.3.2 Applicazioni industriali del processo dry

Il processo Dranco

Lo sviluppo del processo DRANCO è nato da una collaborazione tra l'Università di Gent (Belgio) e la Arbios S.p.A. Il brevetto è oggi della belga OWS. Viene generalmente utilizzato per il trattamento anaerobico di numerosi substrati biodegradabili, separati alla fonte, come i rifiuti da ristorazione, i rifiuti organici industriali, i fanghi di depurazione ispessiti e pressati. Impianti a piena scala del tipo DRANCO sono operativi in Belgio, Austria, Germania e Svizzera, con potenzialità di 12.000-20.000 t/anno.

In particolare si segnalano gli impianti di Salisburgo (Austria), Brecht (Belgio) e Bassum (Ger-

mania), ormai operativi dal 1993, a cui si sono successivamente aggiunti gli impianti svizzeri di Chablais-Riviera e Aarberg e quello di Kaiserslautern, in Germania, tra il 1997 ed il 1999. Nel corso del 1999 è inoltre stato avviato il nuovo impianto di Brecht (Belgio), con potenzialità di 43.000 t/anno, per il trattamento di frazione organica e rifiuti di origine agro-industriale ed alimentare.

In tabella 3.9 sono riportati i principali parametri di resa e di esercizio degli impianti di Salisburgo (Austria) e Brecht (Belgio).

L'impianto di Brecht (Belgio), opera con un OLR nell'intervallo 10-12 kgVS/m³d, ma ha operato per circa un anno (1998) in condizioni di stato stazionario con un OLR pari a 15 kgVS/m³d con una concentrazione del 31% TS nel reattore ed una percentuale di rimozione della sostanza volatile del 65% (Six e De Baere, 1992; European Commission DGXVII, 1994; De Baere, 2000). La produzione di energia è nell'intervallo 165-245 kWh/tonnellata rifiuto (De Baere, 2000).

Il processo Kompogas

Il processo Kompogas, della Kompogas GmbH (Svizzera), è un sistema integrato di trattamento del rifiuto organico: qui il rifiuto organico proveniente da raccolta differenziata viene preliminarmente ripulito da eventuali corpi inerti e poi sminuzzato prima dell'invio al digestore anaerobico, dove arriva con un tenore in solidi nell'intervallo 25-40% TS. Il reattore opera in regime termofilo (55 °C) ed è posto orizzontalmente (vedi figura 3.11). L'effluente del digestore è quindi inviato ad una pressa dove la parte solida (fresh compost) è inviata al compostaggio mentre la parte liquida è trattata con un processo a due fasi meccanico-biologica che la rende direttamente utilizzabile in agricoltura come fertilizzante (in accordo con le normative vigenti sul territorio svizzero).

La soluzione impiantistica adottata è quella di più reattori operanti in parallelo ciascuno con una capacità di trattamento nell'intervallo 15.000-25.000 tonnellate/anno (Thurm e Schmid, 1999).

Tabella 3.9: Parametri operativi e rese degli impianti di Salisburgo (Austria) e Brecht (Belgio), in De Baere, 2000.

Impianto	Salisburgo (Austria)	Brecht (Belgio)
Parametro operativo		
Rifiuto trattato, t/anno	20.000	20.049
Contenuto in solidi, %TS	31	40
Temperatura reattore, °C	55	55
Tempo di ritenzione idraulica, giorni	-	15.3
Carico organico, kgVS/m ³ giorno	10	14.9
Rese di processo		
Produzione di biogas, Nm ³ /t	135	102.5
Velocità di produzione biogas, m ³ /m ³ giorno	4	9.2
Produzione specifica biogas, m ³ /kgVS	0.36	0.25-0.30
Contenuto in metano, %	-	55
Solidi rimossi, %	29	23

Alla base delle realizzazioni in piena scala ci sono i risultati ottenuti in anni di sperimentazioni su scala pilota (Wellinger et al., 1992a). La tabella 3.10 riassume i parametri operativi e le rese delle attività sperimentali condotte in un reattore pilota da 15 m³ operante in regime termofilo (55 °C).

In Svizzera dal 1992 è stata avviata la prima sperimentazione industriale del processo Kompogas

che è in grado di trattare per mezzo di un digestore da 200 m³ circa 3.000 t/anno di frazione organica da raccolta differenziata. Tale processo utilizza, in una prima fase, un reattore orizzontale mantenuto alla temperatura di 55°C in grado di degradare materiali con alto contenuto in solidi (25-40 %TS). L'effluente viene poi trattato per produrre compost e fertilizzanti.

Tabella 3.10: Parametri operativi e rese del processo Kompogas (scala pilota), in Wellinger et al., 1992a

Periodi sperimentali	1	2	3
Parametri operativi			
Tempo di ritenzione, d	40	26	17
Solidi Totali, %	42	38	40
Solidi Volatili, %TS	76	54	52
Carico organico, kgVS/m ³ d	7.2	8.1	11.1
Rese del processo			
Rimozione TS, %	35	24	22
Produzione di biogas, m ³ /d	40	40	54
Velocità di produzione di biogas, m ³ /m ³ d	2.7	2.7	3.6
Produzione specifica di biogas, m ³ /kgVSd	0.37	0.33	0.32
Metano, %	63	59	62

I tempi di trattamento complessivi sono di circa un mese, così ripartiti tra le diverse fasi di processo:

- 1) preparazione e macinazione del rifiuto selezionato alla fonte: circa 3 giorni;
- 2) digestione anaerobica in termofilia: HRT circa 20 giorni;
- 3) compostaggio aerobico dell'effluente del digestore: circa 10 giorni.

Durante questo periodo si ricavano 80-140 m³ di biogas per tonnellata di rifiuto trattato e un compost utilizzabile per fini agronomici con un contenuto in solidi del 35%.

Tale tecnologia è ora largamente applicata su tutto il territorio svizzero e viene anche esportata in Germania. Dal 1992 al 2000 sono stati realizzati in Svizzera e Germania 14 impianti con una potenzialità media di 10.000 t/anno. Al momento attuale le comunità servite su territorio svizzero con questo tipo di processo sono 37, per un totale di 262.148 abitanti serviti ed una potenzialità complessiva annuale di 43.500 tonnellate di frazione organica selezionata (Thurm et al., 1999). Si tratta quindi, generalmente, di impianti di piccole dimensioni, adatti a servire anche piccoli bacini di utenza, quali quelli delle comunità montane. Attualmente solo due impianti, presso Francoforte e Hunsruck, Germania, trattano più di 20.000 t/anno di rifiuto organico.

Le tipiche prestazioni ottenibili negli impianti di maggiori dimensioni sono riportate in tabella 3.11 (Levasseur, 1999).

Tabella 3.11: Tipiche prestazioni del processo Kompogas applicato in scala reale, in Levasseur, 1999.

Parametro	Valore
Rifiuto organico trattato, t/anno	20.000
Produzione di biogas, m ³ /giorno	8.000
Produzione giornaliera di compost, m ³ /giorno	25-30
Energia prodotta, kWh/giorno	46.000
Energia consumata in impianto, kWh/giorno	3.500
Energia venduta, kWh/giorno	10.500
Calore usato in impianto, kWh/giorno	7.000
Calore venduto, kWh/giorno	18.500

Il processo Valorga

Il processo Valorga consente il trattamento anaerobico di rifiuti urbani derivanti da una raccolta differenziata o indifferenziata. Il processo è per lo più applicato in regime di temperatura mesofilo (tipicamente 37-40 °C, vedi tabella 3.12). Nel caso di raccolta indifferenziata la digestione anaerobica viene preceduta da una linea di selezione per la frazione organica da inviare alla sezione di digestione anaerobica. La società Valorga S.A. ha sviluppato i suoi primi lavori a partire dal 1981, inizialmente presso la cattedra di ricerche universitarie dell'Université des Sciences et Techniques della Languedoc (Francia). Questa ricerca è stata poi ripresa ed ampliata dalla società Valorga Process, oggi divenuta Steinmuller-Valorga (Germania-Francia). L'obiettivo di questi studi era la messa a punto di un processo di digestione anaerobica con alimentazione in continuo caratterizzato da una elevata concentrazione di solidi totali (TS) della frazione organica dei rifiuti urbani e di altri residui agro-alimentari. La concretizzazione di questi interessi ha portato, nel tempo, alla realizzazione di diverse iniziative dapprima su scala pilota e poi in piena scala.

Lo sviluppo di questo processo ha permesso la costruzione nel 1987 e l'avviamento nel 1988 del primo impianto industriale al mondo per il trattamento di rifiuti urbani con digestione anaerobica in continuo e ad alta percentuale di materia secca, ad Amiens (Francia), che tratta la totalità dei rifiuti urbani di questo comune (85.000 t/anno; Charret, 1998). Questo impianto costituisce la principale referenza della tecnologia Valorga. Sono poi seguite le realizzazioni degli impianti di Tilburg (Olanda) ed Engelskirchen (Germania) (Saint-Jolly, 1992). In questi tre impianti vengono trattati rifiuti provenienti da raccolta differenziata oltre ad una certa percentuale di rifiuti provenienti da raccolta meccanica presso l'impianto di Tilburg (Olanda). La tabella 3.12 riassume alcune delle caratteristiche degli impianti oggi in funzione.

I tre impianti si differenziano per la forma di energia prodotta: nel caso dell'impianto di Amiens, infatti, si ha, per combustione del biogas, la produzione di calore che viene utilizzato per il riscaldamento dei digestori, mentre nel caso di Engelskirchen si ha la presenza di un gruppo di co-generazione che permette la produzione di circa 7.500 MWh/anno. Nel caso di Tilburg non sono invece noti dati relativamente alla produzione di energia o calore (Charret, 1998). La tabella 3.13 riporta, in termini di MWh/anno, per biogas, elettricità e calore, i valori delle produzioni, dei consumi e dei deficit o surplus venduti. I valori negativi sono riportati tra parentesi tonde.

Tabella 3.12: Condizioni operative e rese nelle maggiori realizzazioni industriali europee del processo Valorga (Charret, 1998; Saint-Jolly et al., 2000).

Località	TS %	T °C	HRT d	OLR KgTVS/m ³ d	GP m ³ /t rifiuto	SGP m ³ CH ₄ /KgT VS	Metano %CH ₄
Tilburg (Olanda)	20-35	37-40	25	7.5-8.6	82	0.20-0.30	56
Amiens (Francia)	20-35	37-40	18-25	7.5-9.0	153	0.18-0.25	54
Engelskirchen (Germania)	36	37-40	25-30	8.4-10.0	100-110	0.22-0.35	54

Una recente ricerca di Saint-Jolly et al. (2000), condotta sulle prestazioni dei tre impianti menzionati in tabella 3.13 nell'arco degli ultimi tre anni, ha permesso di evidenziare come le caratteristiche del rifiuto siano il parametro fondamentale per le rese in termini di produzione di biogas. E' stato infatti evidenziato come durante il periodo estivo il trattamento di rifiuto prove-

niente da sfalcio di parchi, giardini e prati, ricco in materiale cellulosico, determini una notevole diminuzione del contenuto della sostanza volatile nel rifiuto stesso e quindi una diminuzione del biogas prodotto. In particolare, l'aumento della frazione cellulosica nel periodo estivo nel rifiuto trattato presso l'impianto di Tilburg (Olanda) determina un decremento nella percentuale di sostanza volatile (VS) nel rifiuto trattato: dal 60 al 40%. Ciò si ripercuote sulla produzione specifica di biogas, che passa da 120-140 m³/tonnellata di rifiuto a 60-80 m³/tonnellata di rifiuto. Anche la produttività specifica in termini di metano decresce, passando da 320 a 170 m³CH₄/t VS. Per contro, presso Amiens (Francia), dove le caratteristiche del rifiuto trattato sono costanti durante tutto l'arco dell'anno, la produttività specifica in termini di metano è costantemente prossima a 200 m³CH₄/t VS. Viene inoltre evidenziato come in impianti in cui si trattino maggiori quantità di rifiuto domestico (scarti di cucina) la produzione specifica di biogas sia maggiore, grazie alle caratteristiche di buona biodegradabilità del rifiuto trattato.

Tabella 3.13: Produzione e consumi energetici. I valori tra parentesi si intendono negativi (Charret, 1998).

	Produzione	Consumo	Eccesso/Consumo
Amiens (Francia)	Biogas: 55.000 MWh Elettricità: Calore: 34.000 MWh	Biogas: Elettricità: (4.150 MWh) Calore: (3.500 MWh)	Biogas: Elettricità: (4.150 MWh) Calore: 30.500 MWh
Tilburg (Olanda)	Biogas: 18.400 MWh Elettricità: Calore:	Biogas: (1.800 MWh) Elettricità: (1.600 MWh) Calore:	Biogas: (16.600 MWh) Elettricità: (1.600 MWh) Calore:
Engelskirchen (Germania)	Biogas: 21.560 MWh Elettricità: 7.500 MWh Calore:	Biogas: (1.300 MWh) Elettricità: (1.120 MWh) Calore:	Biogas: Elettricità: 6.380 MWh Calore:

Oltre ai tre impianti già citati, altri impianti sono oggi in fase di realizzazione o progettazione. Nel corso del 1999 è divenuto operativo l'impianto di Friburgo (Germania) che tratta 36.000 t/anno di RU selezionati, mentre nel corso del 2000 sono stati avviati gli impianti di Mons (58.700 t/anno di frazione organica da raccolta differenziata), Cadix (115.000 t/anno di frazione organica da selezione meccanica) e Corregne (142.000 t/anno di frazione organica da selezione meccanica e da raccolta differenziata) in Francia e l'impianto di Ginevra (10.000 t/anno di frazione organica selezionata meccanicamente) in Svizzera. Nel corso del 2001 sono stati terminati i lavori degli impianti di Varennes-Jarcy e Hanovre, in Francia, e Barcellona in Spagna, tutti con potenzialità di circa 100.000 t/anno di frazione organica da selezione meccanica. In Italia è stato costruito un impianto per il trattamento di frazione organica e fanghi (52.000 t/anno) presso Bassano del Grappa (Vicenza) (Charret, 1998).

3.3 PROCESSI DI DIGESTIONE A DUE FASI

Questo tipo di approccio prevede la separazione fisica della fase idrolitica e fermentativa dalla vera e propria fase metanigena. I due processi avvengono infatti in reattori separati. Questo processo trova oggi solo poche applicazioni in scala reale (meno del 10% del mercato, De Baere 2000) ma è spesso utilizzato dai ricercatori nelle sperimentazioni in scala di laboratorio o in scala pilota per una più facile comprensione dei fenomeni coinvolti nelle diverse fasi del processo di digestione. Dal momento che i processi vengono separati ed avvengono in condizioni ottimali le rese in termini di degradazione della sostanza biodegradabile e di produzione di

biogas sono ottimizzate (Ghosh et al., 1999). Nella prima fase si osserverà quindi l'idrolisi e l'acidogenesi secondo una cinetica di primo ordine limitata dalla presenza di cellulosa, mentre la seconda fase è deputata alla acetogenesi e metanogenesi. Qui la velocità limitante è quella di crescita della biomassa metanigena (Palmowsky e Muller, 1999).

Si è comunque osservato che, nonostante i maggiori sforzi in termini tecnologici e di investimenti, molto spesso i sistemi a due fasi non consentono incrementi delle rese in termini di produzione di biogas tali da giustificare i maggiori costi di investimento e di gestione. Il maggior vantaggio consiste, piuttosto, nella capacità di trattare alcuni tipi particolari di rifiuto organico che vengono in genere evitati nei sistemi a fase unica, quali ad esempio particolari residui agro-industriali o zootecnici che presentano rapporti C/N < 20. La tabella 3.14 riporta i tipici vantaggi e svantaggi dei processi di digestione anaerobica a due fasi.

I processi a due stadi possono essere operati con o senza ritenzione della biomassa nel secondo stadio. A seconda di questa particolarità costruttiva si hanno diverse rese.

Tabella 3.14.: Vantaggi e svantaggi dei processi a due fasi (Vendervivere et al., 2001).

Critério	Vantaggi	Svantaggi
Tecnologico	Elasticità del processo;	Complessità impiantistica;
Biologico	Processo più affidabile anche per rifiuti con basso contenuto in cellulosa;	Minori rese in termini di produzione di biogas quando i solidi non vengono metanizzati;
Economico ed ambientale	Minor quantità di sostanze tossiche (metalli pesanti) nell'effluente del digestore.	Elevati costi di investimento a causa della complessità impiantistica.

3.3.1 Processi con schema senza ritenzione della biomassa

In questo caso si possono avere svariate configurazioni: ad esempio reattori miscelati in serie (Pavan et al., 2000b) oppure reattori con flusso a piste in serie. In questo secondo caso si possono avere configurazioni con due reattori operanti con processi wet in entrambi gli stadi (processo Schwarting-Uhde) oppure di tipo dry in entrambi gli stadi (processo BRV).

Nel caso di reattori miscelati in serie i rifiuti vengono triturati e miscelati con acqua sino ad ottenere un substrato con un contenuto in solidi del 10% circa prima di essere alimentati al primo reattore.

Nel caso di processi operanti con reattori con flusso a piste il rifiuto separato alla fonte è trattato direttamente.

3.3.2 Prestazioni del processo

Il sistema a fasi separate ha dimostrato di essere particolarmente affidabile e stabile anche per rifiuti organici ad elevata biodegradabilità come frutta e verdura, o rifiuti mercatali in genere (Pavan et al., 2000b). Ciò è forse imputabile al fatto che la rapida idrolizzazione ed acidificazione che potrebbe causare un abbassamento del pH, con accumulo di acidi grassi volatili inibenti per la biomassa metanigena, avviene nel primo reattore, preservando il secondo reattore da questo tipo di problemi. Questo tipo di configurazione ha permesso di operare con OLR complessivi pari a 7 kgVS/m³d, mentre reattori a singola fase con lo stesso tipo di substrato incontravano problemi quando il carico organico era superiore a 3.3 kgVS/m³d (Pavan et al., 2000a e b). Gli stessi risultati possono essere comunque ottenuti operando con particolari rifiuti

agro-industriali in reattori a singola fase, avendo cura che il rapporto C/N sia sempre > 20 (Weiland, 1992). In processi di questo tipo il primo reattore può sopportare fluttuazioni anche significative dell'OLR e quindi preservare il secondo reattore da fenomeni di shock. In recenti sperimentazioni, Edelman et al. (1999) hanno dimostrato come il primo stadio sia in grado di operare da vero e proprio "tampone", ma che questo effetto sia significativo ed utile solo nel caso si trattino rifiuti poveri in cellulosa, per i quali lo step metanigeno, piuttosto che quello idrolitico, rappresenta la fase di rallentamento del processo. In molti altri casi, comunque, è l'idrolisi l'elemento che limita le rese di processo nel trattamento a due fasi (Noike et al., 1985). In termini di massimo OLR applicabile i processi a due stadi sono comparabili con processi operanti a fase singola: l'impianto con processo BRV di Heppenheim (Germania) opera con OLR fino a $8 \text{ kgVS/m}^3\text{d}$, mentre il reattore con processo Schwarting-Uhde può sostenere OLR fino a $6 \text{ kgVS/m}^3\text{d}$ (Trosch e Niemann, 1999).

3.3.3 Applicazioni industriali

Il processo BRV

Nel processo BRV, registrato dalla Linde (Germania), viene applicata una logica di tipo dry nei due reattori con fluidodinamica di tipo a piste. Il rifiuto introdotto nel primo reattore presenta generalmente un tenore in solidi pari al 35%. Lo stadio di idrolisi avviene in condizioni micro-aerobiche. In questo modo lo stadio di idrolisi risulta molto accelerato anche se parte del COD solubile prodotto viene utilizzato da microrganismi aerobi per la loro crescita. Dopo due giorni di pre-trattamento il materiale idrolizzato viene inviato ad un reattore ad asse orizzontale che opera con tempi di ritenzione di 25 giorni ad una temperatura di 55°C con un tenore in solidi nel reattore del 22%. L'ambiente di reazione può essere anche mesofilo. L'avanzamento del materiale all'interno del reattore è ottenuto per mezzo di numerosi agitatori posti lungo l'asse orizzontale del reattore stesso.

L'impianto con processo BRV di Heppenheim (Germania) tratta 33.000 t/anno di frazione organica da raccolta differenziata ed opera con OLR fino a $8 \text{ kgVS/m}^3\text{d}$.

Oltre all'impianto di Heppenheim (Germania) sono operativi l'impianto di Baar, presso Zurigo (Svizzera), che tratta 18.000 t/anno di frazione organica e quello di Lerngo (Germania), con potenzialità di 38.000 t/anno di frazione organica. Sono poi in costruzione gli impianti di Valence (Francia) e Valladolid (Spagna). Quest'ultimo con potenzialità di 15.000 t/anno di frazione organica da selezione meccanica.

Il processo Schwarting-Uhde

Questo tipo di processo sfrutta reattori con flusso a piste in serie operanti in termofilia (55°C), in cui il rifiuto separato alla fonte viene finemente triturato e diluito fino a tenori di solidi del 12%. Siamo quindi nel campo di processi wet. La miscela risale all'interno dei due reattori dal fondo attraverso setti perforati (figura 3.11). Il movimento di risalita omogeneo è garantito da pompe temporizzate che pulsano pompando il materiale verso l'alto (Trosch e Niemann, 1999). Lo stesso tipo di movimento pulsato garantisce la fuoriuscita del biogas nel secondo reattore. A causa della possibilità di ostruzione dei fori dei setti posti internamente ai reattori è opportuno utilizzare rifiuti particolarmente puliti. Il reattore con processo Schwarting-Uhde può sostenere OLR nell'intervallo $3.8-6 \text{ kgVS/m}^3\text{d}$ fino a $7.7 \text{ kgVS/m}^3\text{d}$. Il tempo di ritenzione complessivo è di 11-18 giorni. La produzione specifica del biogas è nell'intervallo $0.83-0.88 \text{ m}^3/\text{kgVS}$ ed è accompagnata ad una riduzione della sostanza organica del 80-85% (Trosch e Niemann, 1999).

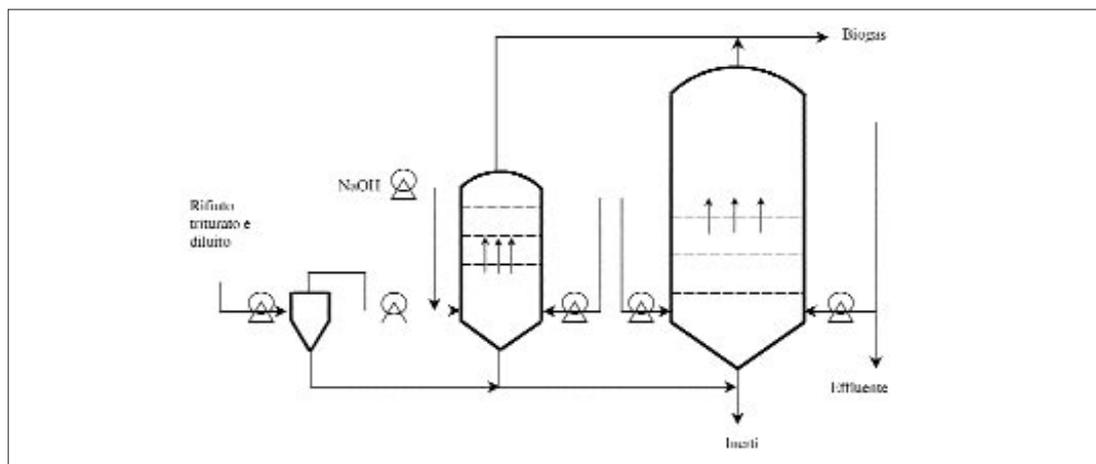


Figura 3.11.: Il processo Schwarting-Uhde.

3.3.4 Sistemi con schema a ritenzione della biomassa

Per poter incrementare la resa di processo e la resistenza a shock di carichi organici e di sostanze inibenti sono stati sviluppati sistemi in cui i reattori operino con ritenzione della biomassa. Un tipico metodo per ottenere la ritenzione della biomassa è disaccoppiare il tempo di ritenzione idraulica (HRT) dal tempo di ritenzione dei solidi (SRT) incrementando la biomassa nel reattore metanogenico. Questo si traduce, operativamente, nel ricircolare parte dell'effluente del digestore, dopo averlo miscelato con il rifiuto fresco. Questo tipo di soluzione è particolarmente efficace nel caso di rifiuti di cucina o agro-industriali caratterizzati da una elevata biodegradabilità (Weiland, 1992; Madakoro et al., 1999). La separazione dell'HRT dall'SRT può essere ottenuta mediante un decantatore interno al secondo reattore (Weiland, 1992) o per mezzo di una membrana per la separazione dell'effluente liquido dalla biomassa che viene ricircolata nel reattore (Madokoro et al., 1999). Un altro metodo per incrementare la concentrazione della biomassa metanigena è quello di far crescere questa biomassa su supporti interni al reattore: la crescita di biomassa adesa su supporti inerti garantisce una elevata densità della biomassa ed alti tempi di residenza cellulare nel reattore. Ovviamente sistemi di questo tipo devono essere alimentati con substrati il più possibile liberi da materiale sospeso che tenderebbe a ricoprire la biomassa impedendo il contatto tra i substrati solubili e la biomassa stessa. Questo significa che è necessario rimuovere i solidi ancora presenti nell'effluente dal reattore di idrolisi ed acidificazione. Esistono due processi operanti con questa logica sul mercato: il processo BTA ed il processo Biopercolat.

3.3.5 Prestazioni del processo

Grazie alla elevata densità di biomassa metanigena nel secondo reattore, in questo tipo di processi si osserva una grande resistenza ad effetti imputabili alla presenza di sostanze inibenti. Nel caso di rifiuti agro-industriali, laddove i processi wet a fase singola hanno dimostrato problemi a lavorare con OLR superiori a $4 \text{ kgVS/m}^3\text{d}$ e concentrazioni di ammoniaca prossime ai 5 g/l , i sistemi a due fasi possono operare con OLR fino a $8 \text{ kgVS/m}^3\text{d}$. Nel caso dei processi BTA e Biopercolat si è osservata la possibilità di applicare OLR fino a $10-15 \text{ kgVS/m}^3\text{d}$ sul reattore metanogeno (Kubler e Wild, 1992; Wellinger et al., 1999). Occorre comunque osservare che questo tipo di processi evidenzia rese, in termini di biogas prodotto,

inferiori del 20-30% rispetto agli altri processi, dal momento che il materiale particolato biodegradabile raggiunge solo in parte il reattore di metanizzazione (Kubler e Wild, 1992).

3.3.6 Applicazioni industriali

Il processo BTA

Nel processo BTA, nato nel 1985 dalla Biotechnische Abfallverwertung GmbH & Co. (Germania), entrambi i reattori operano con regime wet (figura 3.12).

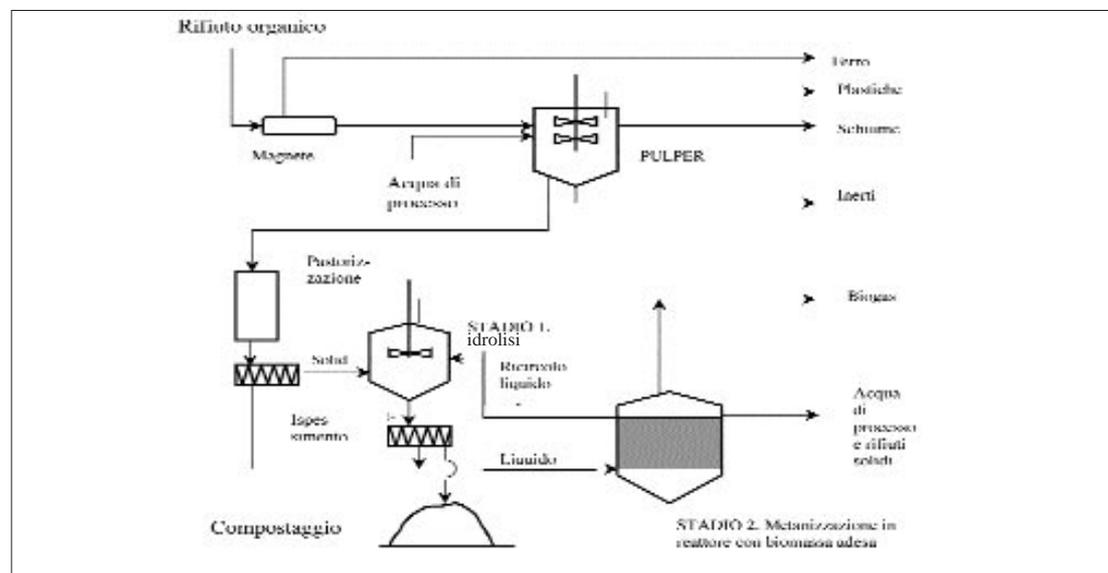


Figura 3.12: Schema del processo BTA

La tecnologia BTA può comunque essere applicata anche a processi monofase. In generale si ha un pre-trattamento di omogeneizzazione e miscelazione in un hydropulper che determina un effluente con tenore in solidi del 2-10% che viene inviato ad un pastorizzatore. Da qui si ha separazione del flusso solido, che viene inviato al reattore di idrolisi, dalla parte liquida, che viene inviata al digestore anaerobico (Kubler e Wild, 1992). Anche l'effluente liquido uscente dall'idrolizzatore viene poi inviato al digestore mesofilo, mentre la parte solida viene ricircolata più volte nel reattore di idrolisi. La parte organica solida residua effluente dai vari reattori viene infine inviata a compostaggio, processo generalmente accoppiato ai digestori BTA.

Occorre poi rimarcare che molte altre tecnologie, per lo più operanti nell'ambito della digestione di tipo wet, prevedono un hydropulper a tecnologia BTA, indipendentemente dal tipo di reattore posto poi a valle. La complessità di questo tipo di processo, al di là dei problemi di sporco del supporto nel reattore metanogenico e della eventuale presenza di plastiche, consiste nella necessità di quattro reattori distinti (Vandevivere et al., 2001). Dal punto di vista delle rese del processo, in generale si osserva che il 55-65% della sostanza volatile trattata viene convertita in biogas: questo ha un contenuto del 60-65% in metano ed un potere calorifico di 6-6.5 kWh/Nm³. La produzione specifica di biogas è nell'intervallo 0.5-0.55 Nm³/kgVS negli impianti a due fasi e 0.38-0.42 Nm³/kgVS in quelli monofasici (Bozano Gandolfi e Wiljan; 1999). La tabella 3.15 riporta i tipici parametri operativi e le rese per il processo BTA con reattore monofase o a due fasi separate.

Tabella 3.15: Tipici parametri operativi e rese per il processo BTA, in Bozano Gandolfi e Wiljan, 1999.

Processo	Due-fasi		
	Mono-fase	Idrolisi	Metanogenesi
Parametro			
Temperatura reattore, °C	37	37	37
Tempo di ritenzione idraulica, giorni	14-16	2-4	3
Produzione di biogas, Nm ³ /t	80-90	110-120	
Produzione specifica biogas, m 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	

È operativo in Baviera (Germania) un impianto a scala reale con potenzialità di 15.000 t/anno di rifiuto organico costituito per il 70% da fanghi di varia provenienza. Qui, dopo una serie di pre-trattamenti per la rimozione degli inerti e delle plastiche si ha una fine macerazione del rifiuto. Le rese del digestore operante in mesofilia con un carico organico di 3-6 kgVS/m³d ed un tempo di ritenzione di 7.5-15 giorni ha mostrato produzioni specifiche di biogas nell'intervallo 0.32-0.55 m³/kgVS e velocità di produzione del biogas nell'intervallo 1.2-2.2 m³/m³d (Kubler et al., 2000).

Numerose sono le applicazioni di questo processo, specialmente in Germania, sia per il trattamento di rifiuti organici civili che industriali o agro-alimentari. Tra gli impianti che trattano frazione organica proveniente da raccolta differenziata si segnalano quelli di Karlsruhe, Warden Lockweiler, Mulheim, Erkheim, Dietrichsdorf e Warden Lockweiler in Germania ed Elsinore in Danimarca. Questi hanno potenzialità nell'intervallo 10.000-25.000 t/anno e trattano per lo più frazione organica da raccolta differenziata. Il più grande degli impianti attualmente operativi è quello di Newmarket (Canada) che presenta una potenzialità di 150.000 t/anno e tratta frazione organica da rifiuti urbani, rifiuti organici agricoli e fanghi.

In Italia è attualmente in costruzione un impianto per il trattamento di 40.000 t/anno di frazione organica e fanghi a Villacidro, presso Cagliari (Bozano Gandolfi e Wiljan; 1999).

Il processo Biopercolat

Nel caso del processo Biopercolat, brevettato dalla Wehrle-Werk AG (Germania), il primo step viene condotto in microaerofilia in regime dry: questo viene inoltre ricoperto di percolato ricircolato con acqua di processo al fine di accelerare il processo idrolitico (Edelmann et al., 1999; Wellinger et al., 1999b). Il percolato risultante presenta concentrazioni di circa 100 gCOD/litro e viene alimentato ad un digestore anaerobico con flusso a piste dotato di materiale di supporto per la biomassa. Il tempo di ritenzione complessivo è pari a 7 giorni. Per evitare problemi di intasamento ed eccessivo sporco il processo di percolazione avviene in un cilindro a rete (luce di 1 mm) rotante (1 giro al minuto). La produzione di biogas, infatti, a causa della parziale degradazione della sostanza biodegradabile nella prima fase del processo (idrolisi), è leggermente inferiore agli altri processi di digestione e tipicamente pari a 85 m³/tonnellata rifiuto trattato (Wellinger et al., 1999b).

La effettiva validità ed affidabilità di questo tipo di processo verrà testata in seguito alla prima applicazione in piena scala di questo tipo di processo che è attualmente in fase di realizzazione in Germania (Garcia e Shalk, 1999).

3.4 I PROCESSI BATCH

Nei processi batch, il reattore di digestione viene riempito con materiale organico ad elevato tenore di sostanza solida (30-40% TS), in presenza o meno di inoculo, e viene quindi lasciato fermentare. Il percolato che si produce durante il processo degradativo viene continuamente ricircolato. La temperatura del processo risulta elevata. Attualmente i processi batch non sono diffusi sul mercato, ma data la loro economicità e semplicità potrebbero in futuro trovare applicazione (Ouedraogo, 1999). I principali vantaggi e svantaggi riconducibili a questa tecnologia sono riportati in tabella 3.16.

Il processo opera per fasi successive: si ha dapprima una fase idrolitica ed acidogenica, seguita da una fase in cui gli acidi grassi volatili vengono trasformati in metano. Le soluzioni impiantistiche possono essere tre, come evidenziato in figura 3.13.

Nel reattore batch con ricircolo del percolato (caso A in figura 3.13) il percolato viene ricircolato in testa al reattore. E' questo il principio di funzionamento del processo Biocell (Ten Brummeler, 1999).

Uno dei problemi in questo tipo di reattori è connesso con la possibilità che si otturino i fori posti sul fondo del reattore. Nel caso B (figura 3.13), si ha ricircolo del percolato prodotto nel reattore che tratta rifiuto fresco nel terzo reattore, che tratta rifiuto stabilizzato, mentre il percolato qui raccolto viene rinviato al primo reattore. Nella soluzione C (figura 3.13) il percolato prodotto nel reattore di digestione viene inviato ad un reattore di tipo Up-flow Anaerobic Sludge Blanket (UASB).

Tabella 3.16: Vantaggi e svantaggi dei processi batch, in Vandervivere et al., 2001.

Criterio	Vantaggi	Svantaggi
Tecnologico	Semplice; Tecnologicamente semplice; Robusto;	Può subire intasamenti; Necessita di bulking agent; Rischi di esplosività durante la fase di caricamento del reattore;
Biologico	Affidabilità di processo;	Rese di biogas ridotte a causa dell'incanalamento nel corpo del reattore; minimi OLR applicabili;
Economico ed ambientale	Economico; Applicabile in Paesi in via di sviluppo; Ridotto utilizzo di acqua.	Elevata necessità di superficie (confrontabile con il compostaggio).

3.4.1 Rese del processo

I processi batch hanno dimostrato di poter operare stabilmente con carichi organici nell'intervallo 3-5 kgVS/m³d tanto in regime mesofilo che termofilo con produzioni di biogas di circa 70 m³/t rifiuto. Nel caso di operazioni batch di tipo sequenziale condotte in regime termofilo con OLR di 3.2 kgVS/m³d è stato possibile verificare produzioni di biogas nettamente maggiori (Silvey et al., 1999).

3.4.2 Applicazioni industriali

Il processo Biocell

Il processo Biocell, della Arcadis (Olanda), è un processo discontinuo di digestione anaerobica mesofila (Ten Brummeler, 1999). Il primo impianto operante in scala reale è stato realizzato

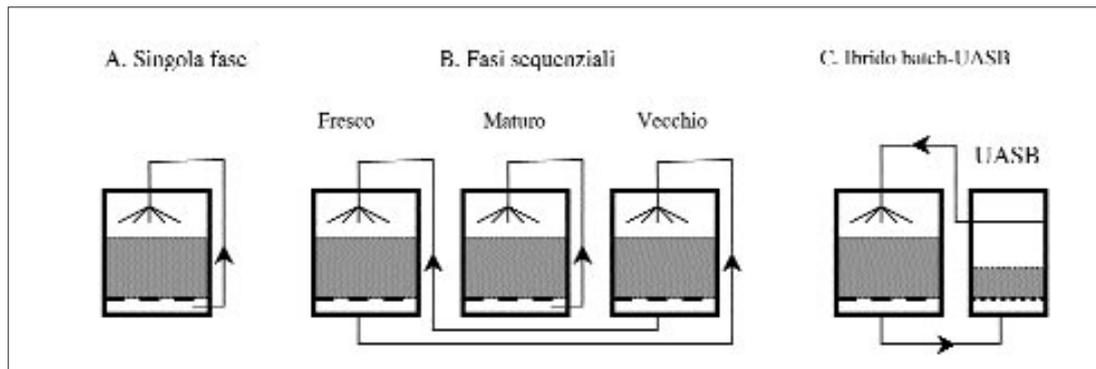


Figura 3.13: Possibili configurazioni impiantistiche per il processo batch, in Vandervivere et al., 2001.

ed avviato nel corso del 1997 presso Lelystad, Olanda. Questo tratta 50.000 tonnellate/anno di rifiuti organici provenienti da raccolta differenziata.

L'impianto è in grado di raggiungere produzioni di biogas pari a $70 \text{ m}^3/\text{t}$ rifiuto. Questo valore risulta inferiore del 40% rispetto ai processi di tipo continuo. Il carico organico applicabile è pari a $3.6 \text{ kgVS}/\text{m}^3\text{d}$ operando in mesofilia mentre può essere portato a $5.1 \text{ kgVS}/\text{m}^3\text{d}$ nei periodi estivi quando maggiore è la temperatura all'interno del reattore.

4. La progettazione degli impianti di digestione anaerobica dei rifiuti

4.1 GENERALITÀ

L'applicazione della digestione anaerobica al trattamento dei rifiuti consente sia di conseguire un notevole recupero energetico, utilizzando il biogas prodotto, sia di produrre, attraverso il trattamento aerobico del fango digerito, un residuo stabilizzato impiegabile come ammendante organico in agricoltura o per ripristini ambientali.

L'aspetto del recupero energetico è senza dubbio quello più interessante, in quanto il biogas prodotto, costituito per la maggior parte da metano (circa il 50-60%), ha un elevato potere calorifico (4000-5000 kcal/Nm³) e pertanto può essere convenientemente convertito in quasi tutte le forme di energia utili: calore, elettricità e cogenerazione (produzione congiunta di elettricità e calore). Le applicazioni più frequenti prevedono la sua combustione in motori endotermici, che consente la produzione di energia elettrica e termica in quantità sensibilmente superiore agli autoconsumi dell'impianto, utilizzando apparecchiature dotate di elevata semplicità impiantistica e gestionale.

Un altro aspetto di importanza non trascurabile consiste nella possibilità di recuperare materiali riutilizzabili dalle operazioni preliminari di selezione o da quelle successive di raffinazione, ed in particolare metalli (ferrosi e non ferrosi) e frazione combustibile.

Il rinnovato interesse verso questa tecnologia è in parte dovuto allo sviluppo di alcuni brevetti che consentono di operare con concentrazioni di solidi in alimentazione ai digestori, variabili tra il 15 ed il 35%, valori questi decisamente superiori a quelli comunemente utilizzati nei tradizionali reattori impiegati per il trattamento dei fanghi prodotti dagli impianti di depurazione, valutabili nell'ordine del 5-8%. Tali concentrazioni permettono di conseguire rendimenti elevati sia in termini di quantità di rifiuti trattabili e contrazione dei tempi di permanenza, che di produzione di biogas, con conseguente riduzione dei costi di investimento e dei fabbisogni energetici per il riscaldamento dei digestori e per la disidratazione dei fanghi digeriti.

Nei paragrafi successivi verranno illustrati i principali reparti di un impianto di digestione anaerobica dei rifiuti, sia indifferenziati sia provenienti da raccolta selezionata dell'organico, anche eventualmente in codigestione con fanghi da depurazione civile.

Verranno descritte, negli aspetti progettuali e gestionali, le principali operazioni unitarie che costituiscono il processo e le apparecchiature utilizzate. Si illustreranno le possibilità di utilizzo o di smaltimento dei prodotti e dei residui originati dal ciclo di trattamento e le modalità con cui può essere utilizzato, all'interno o all'esterno dell'impianto, il biogas prodotto dalla metanizzazione dei rifiuti. Verranno, inoltre, fornite indicazioni sul dimensionamento di una linea di trattamento e presentati bilanci di massa ed energia.

4.2 ASPETTI PROGETTUALI

In questo paragrafo sono presentate alcune considerazioni di carattere generale relative alle principali problematiche che devono essere affrontate nella progettazione di un impianto di trattamento dei rifiuti.

Verranno in primo luogo fornite indicazioni relative alle modalità con cui devono essere individuati, nell'ambito delle attività di pianificazione del sistema di gestione integrata dei rifiuti, i dati da utilizzare come input per la progettazione degli impianti. A tale scopo verranno analizzati i principali fattori caratteristici del bacino d'utenza che influenzano le scelte del pianificatore. Particolare attenzione è stata dedicata ai principali criteri da adottare per la scelta delle aree idonee ad accogliere gli impianti di trattamento dei rifiuti, soffermandosi sui principali fattori escludenti, penalizzanti e preferenziali che devono essere valutati in fase di localizzazione.

Infine verranno fornite indicazioni relative alle varie fasi della realizzazione di un progetto, con particolare riferimento ai contenuti ed alle modalità di redazione.

4.2.1 Individuazione dei dati di progetto

I dati di input vengono forniti al progettista dai piani provinciali di gestione dei rifiuti, nei quali vengono definiti:

- tipologia e numero di impianti;
- localizzazione;
- potenzialità;
- caratteristiche dei rifiuti da trattare.

La corretta individuazione dei dati di progetto, eseguita nell'ambito dell'attività di pianificazione, è di importanza fondamentale per il raggiungimento degli obiettivi del sistema integrato di gestione dei rifiuti. E' evidente, infatti, che un'errata valutazione delle esigenze impiantistiche ha come conseguenza la realizzazione di strutture che, anche se correttamente progettate e dimensionate, non saranno in grado di risolvere i problemi connessi alla gestione dei rifiuti nel bacino.

Si ritiene, pertanto, importante fornire alcune indicazioni di carattere generale che possano essere d'aiuto a tutti coloro, tecnici ed amministratori, che, essendo coinvolti nella stesura dei piani d'ambito, si accingano alla ricerca delle informazioni necessarie alla definizione di dati di progetto effettivamente rappresentativi della realtà sulla quale si deve intervenire.

Il punto di partenza fondamentale è l'analisi di tutti quei fattori che caratterizzano il bacino d'utenza (figura 4.1). In particolare si dovranno valutare:

- le caratteristiche del territorio;
- la situazione demografica;
- la quantità e qualità dei rifiuti prodotti;
- lo stato della raccolta e le preesistenze impiantistiche.

Solo da un'analisi approfondita e dettagliata di tali fattori potrà scaturire una corretta pianificazione del sistema di gestione dei rifiuti, finalizzata alla definizione del sistema di raccolta da adottare nel bacino e delle strutture che dovranno essere realizzate per far fronte ai fabbisogni impiantistici di trattamento e smaltimento.

4.2.2 Dimensioni del bacino

La ricerca delle informazioni necessarie alla pianificazione deve essere estesa ad un territorio di dimensioni adeguate. La normativa nazionale (D.Lgs 22/97) ha introdotto l'Ambito Territoriale Ottimale (ATO) come bacino preferenziale in cui attuare la gestione integrata dei rifiuti a livello locale, in quanto caratterizzato da dimensioni tali da consentire il conseguimento delle economie di scala necessarie per una elevata produttività del servizio.

Gli ATO vengono fatti coincidere, di regola, con il territorio provinciale. I loro confini vengono definiti dalle Regioni in modo tale che, all'interno del singolo ambito, sia realizzata l'autosufficienza nello smaltimento dei rifiuti urbani. Tuttavia, in funzione sia del particolare assetto territoriale sia della struttura urbanistica e viaria esistente, sia ancora della eventuale preesistenza di impianti di trattamento o smaltimento dei rifiuti, nonché sulla base di considerazioni di natura economica, gli ATO possono differire dai confini provinciali. Di conseguenza, possono esistere situazioni in cui risulti tecnicamente ed economicamente conveniente accorpere i territori di più province per la costituzione di un ATO, o di contro, situazioni nelle quali, a causa di particolari configurazioni geografiche e condizioni socio-economiche, risulti necessario suddividere il territorio provinciale in più ambiti territoriali ottimali.

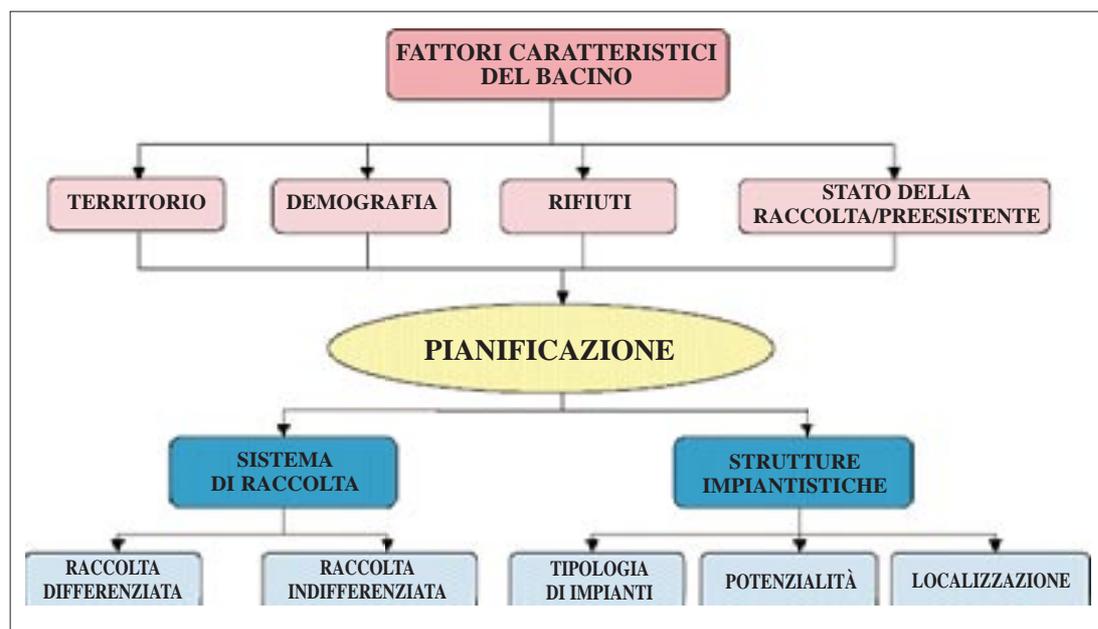


Figura 4.1: Fattori che caratterizzano la pianificazione.

4.2.3 Fattori caratteristici del bacino

Di seguito sono riportati i principali parametri che è necessario analizzare per avere un quadro rappresentativo della realtà oggetto della pianificazione.

Caratteristiche del territorio

Le caratteristiche del territorio costituiscono il primo aspetto del bacino che deve essere analizzato. Infatti si riscontrano in genere differenze sostanziali nella produzione di rifiuti in relazione al tipo di vita e di attività svolte nel territorio. Anche le caratteristiche qualitative risultano eterogenee, non solo nei diversi ambiti territoriali, ma anche nelle differenti zone di uno stesso ambito.

I principali fattori rappresentativi del territorio che devono essere considerati sono:

- tipologia del territorio;
- fattori climatici;
- densità abitativa;
- tipologie abitative prevalenti (abitazioni unifamiliari, condomini, insediamenti rurali, ecc.);
- attività prevalenti;
- viabilità;
- vincoli artistici.

Situazione demografica

Devono essere acquisite tutte le informazioni relative a:

- popolazione residente;
- popolazione fluttuante.

È opportuno che i dati relativi alle caratteristiche demografiche del bacino nel periodo di osservazione siano integrati con stime e proiezioni future, in modo da avere un quadro del trend evolutivo almeno nel medio periodo.

Caratteristiche quali-quantitative dei rifiuti

La caratterizzazione dei rifiuti prodotti in un bacino è il punto di partenza fondamentale per la pianificazione dell'intero sistema organizzativo dei servizi di gestione dei rifiuti, in quanto influisce in maniera determinante su tutte le scelte operative ed impiantistiche.

Pertanto è necessario acquisire, con estremo dettaglio, tutti i dati relativi a:

- quantità
- qualità

dei rifiuti prodotti nel bacino.

La produzione di rifiuti urbani è strettamente legata a macro-fattori di natura socio-economica, in particolare alla capacità produttiva, al livello medio di reddito ed ai comportamenti di consumo delle famiglie. Inoltre è fortemente influenzata dalla stagionalità, determinata da vari fattori, quali turismo, clima, festività, ecc.

La quantità di rifiuti prodotti deve essere determinata con riferimento a varie tipologie:

- rifiuti urbani interni (domestici e non);
- rifiuti ingombranti;
- rifiuti assimilabili da attività produttive;
- rifiuti da spazzamento stradale;
- flussi da raccolte differenziate.

Inoltre devono essere attentamente valutate anche le dinamiche della produzione (indicazione delle punte di produzione, produzioni settimanali e produzioni mensili).

Per valutare la quantità di rifiuti prodotti si può ricorrere a stime di tipo *diretto* oppure *indiretto*.

Le stime di tipo *diretto* si basano sull'acquisizione dei dati relativi ai quantitativi di rifiuti conferiti in impianti di trattamento/smaltimento già presenti nell'area considerata.

Le stime di tipo *indiretto* sono invece basate su idonee assunzioni circa la produzione pro capite giornaliera di rifiuti e sul numero di abitanti presenti giornalmente nell'ambito territoriale di interesse.

Per la determinazione delle caratteristiche qualitative dei rifiuti urbani è necessario eseguire una serie di analisi volte ad individuarne:

- la composizione merceologica;
- le caratteristiche chimico-fisiche.

La conoscenza qualitativa di un rifiuto è, probabilmente, l'informazione più importante che si deve acquisire in quanto condizione indispensabile per poter scegliere in modo corretto il sistema di trattamento e/o smaltimento più valido, dimensionarlo in modo opportuno, programmare iniziative di raccolta differenziata e verificare quelle esistenti.

Spesso la composizione merceologica assunta quale dato di input per la progettazione degli impianti di trattamento non è sufficientemente rappresentativa delle caratteristiche dei rifiuti del bacino. A volte risale a periodi molto antecedenti la realizzazione degli impianti, in altri casi, non essendo disponibili dati recenti relativi al bacino in esame, vengono utilizzate informazioni estrapolate da bacini limitrofi aventi caratteristiche non del tutto assimilabili a quello su cui viene eseguita la pianificazione.

Queste situazioni hanno determinato in passato seri problemi in termini di verifica delle rese garantite dagli impianti con evidente ripercussione sulla loro funzionalità.

Pertanto è necessario che le analisi per la determinazione delle caratteristiche qualitative del rifiuto siano eseguite con estrema cura e su campioni statisticamente significativi al fine di cogliere le variazioni dovute a fattori temporali e territoriali.

L'individuazione del campione statisticamente rappresentativo dell'intero territorio deve essere effettuata tenendo conto delle seguenti variabili:

- aspetti demografici;
- morfologia riferita alle caratteristiche degli insediamenti;
- presenza di attività produttive.

Il numero di campionamenti dipende in genere dall'omogeneità del territorio considerato e dalla sua estensione ed il campionamento deve essere effettuato tenendo conto dei seguenti fattori:

- stagionalità;
- presenze turistiche rilevanti;
- esistenza di attività commerciali, di servizio e produttive;
- attività in essere di raccolta differenziata (al fine di quantificare la sottrazione di materiali a monte del conferimento indifferenziato).

Il CNR indica come campione su cui eseguire le analisi un quantitativo di circa 200 kg ricavato, tramite il metodo degli inquartamenti, da una massa di 3-4 t scaricata da un automezzo di raccolta scelto come rappresentativo della composizione media dei rifiuti della zona presa in esame.

Per eseguire l'analisi merceologica esistono diverse metodologie, che distinguono il rifiuto urbano in un numero variabile di classi.

Il principale sistema di classificazione utilizzato in Italia distingue il rifiuto in 6 o 7 classi merceologiche (classificazione adottata dal CNR nell'ambito del Progetto Finalizzato Energetica PFE2). L'analisi comporta l'impiego di un vaglio a maglie quadrate di 20 mm di lato, sul quale viene trattata la massa campione di circa 200 kg, opportunamente preparata. Il vagliato viene raccolto sopra un telo o un foglio di plastica preventivamente posato, mentre la rimanente massa, di pezzatura superiore a 20 mm, viene cernita a mano secondo diverse categorie. Il residuo di questa selezione costituisce l'ultima frazione, composta quasi unicamente da sostanze organiche (vegetali ed animali) e da materiale minuto praticamente non cernibile. Subito dopo la cernita si pesa ognuna delle frazioni separate:

- 1) sottovaglio;
- 2) carta e cartone;
- 3) tessili e legno;
- 4) materiale plastico;
- 5) metalli;
- 6) inerti;
- 7) sostanze organiche e varie.

Per avere informazioni complete sulle caratteristiche del rifiuto è necessario eseguire anche una serie di analisi volte ad individuarne le principali proprietà chimico-fisiche, tra cui:

- umidità;
- materie volatili;
- ceneri;
- potere calorifico inferiore;
- densità.

Le informazioni che si devono acquisire sulle caratteristiche del rifiuto e quindi il tipo ed il dettaglio di analisi da effettuare dipenderà generalmente dalla tipologia di trattamento a cui si vuole sottoporre il rifiuto.

In alcuni casi le sette classi merceologiche individuate sono insufficienti agli scopi richiesti e pertanto può essere necessario ricorrere a schemi di classificazione merceologica più articolati e dettagliati.

Stato della raccolta e preesistenze impiantistiche

Per completare il quadro rappresentativo del bacino oggetto della pianificazione è necessario acquisire tutte le informazioni possibili relative allo stato dell'arte della raccolta e dello smaltimento, in quanto da esso dipenderà l'individuazione dei nuovi interventi da programmare per far fronte alle esigenze di gestione dei rifiuti nell'ambito territoriale ottimale.

In particolare sarà necessario fare delle valutazioni riguardanti gli aspetti di seguito riportati.

➤ *Stato della raccolta nel bacino*

E' utile acquisire informazioni relative a:

- abitanti serviti
- operatori di raccolta
- frequenze di raccolta
- mezzi impiegati
- numero di addetti
- struttura dei servizi di raccolta differenziata (numero di contenitori, frequenze di svuotamento, rese quantitative)

➤ *Analisi quali-quantitativa delle utenze dei servizi*

In particolare devono essere individuate sia le utenze domestiche che altre utenze potenzialmente coinvolgibili in iniziative dedicate (negozi, esercizi commerciali, ristoranti, mense, alberghi, collegi, comunità, case di riposo, studi professionali ed ambulatori, strutture sanitarie, scuole, uffici pubblici attività di servizio attività industriali ed artigianali).

➤ *Presenza di operatori del recupero*

E' utile valutare la presenza nel bacino di:

- centri di stoccaggio
- centri di trattamento
- utilizzatori finali
- gruppi del volontariato

➤ *Stato della raccolta differenziata in bacini limitrofi*

Le informazioni desunte dall'analisi di realtà aventi caratteristiche simili a quella in esame, in cui siano già stati attivati particolari sistemi di raccolta, possono consentire di fare previsioni realistiche sul raggiungimento degli obiettivi prefissati e sul riflesso che questo avrà sulle caratteristiche del rifiuto e su tutto il sistema di gestione.

➤ *Preesistenze impiantistiche*

E' necessaria un'attenta valutazione degli impianti già esistenti nel bacino ed in particolare degli impianti:

- di trattamento e/o riciclaggio delle frazioni raccolte in modo differenziato;
- di trattamento del rifiuto indifferenziato o residuale;
- di smaltimento dei residui e dei sottoprodotti dei precedenti trattamenti;
- industriali in cui possono essere utilizzate le frazioni raccolte separatamente o alcuni prodotti derivanti dal trattamento del rifiuto indifferenziato o residuale.

Nella valutazione delle preesistenze impiantistiche occorre considerare, non solo gli impianti in esercizio, ma anche quelli autorizzati, sia nel caso in cui essi siano già realizzati ma non funzionanti, sia nel caso in cui siano in fase di realizzazione, sia nel caso in cui l'inizio della costruzione sia previsto in una fase successiva.

Un aspetto importante che deve essere considerato nella scelta dello schema di processo da adottare, che condiziona le caratteristiche e i quantitativi dei prodotti finali, è la possibilità di un effettivo impiego di questi ultimi in impianti esistenti. Nel caso in cui, per potenzialità e caratteristiche tecnologiche, gli impianti esistenti non appaiano adeguati a ricevere tali prodotti, dovrà essere valutata la fattibilità tecnico-economica di interventi di adeguamento di tali impianti. Qualora non sia possibile individuare impianti già esistenti o non siano proponibili idonei interventi di up-grading, dovrà essere considerata la necessità di realizzare nuovi impianti di valorizzazione dei materiali prodotti dagli impianti in esame, nonché di eventuale trattamento e smaltimento dei residui di processo.

Tra i vari fattori citati uno che incide in modo determinante sulle scelte da effettuare è lo stato della raccolta differenziata ed in particolare la priorità che viene assegnata all'intercettazione dei

vari flussi di rifiuti. Infatti la raccolta delle diverse frazioni incide sulla quantità e sulla composizione del rifiuto indifferenziato o residuale prodotto a valle e di conseguenza sulle sue caratteristiche di trattabilità e sulla qualità dei prodotti ottenibili dal trattamento.

Per esempio la variazione della composizione merceologica determina una sostanziale modifica del comportamento del rifiuto alla separazione per vagliatura, tecnica ormai usuale per la selezione post-raccolta dei rifiuti solidi. L'alterazione della potenzialità di separazione dimensionale del rifiuto indifferenziato incide a sua volta in maniera rilevante su alcuni parametri caratteristici dei trattamenti successivi.

Pertanto a medio termine sarà proprio l'entità e la tipologia di raccolta differenziata attivata nel bacino ad indurre i cambiamenti più significativi sia dal punto di vista qualitativo che quantitativo sul rifiuto da avviare ai sistemi di trattamento.

Le informazioni acquisite dall'analisi dei fattori sopra descritti consentiranno una corretta pianificazione del sistema di gestione dei rifiuti nel bacino, la quale consentirà di definire:

- il sistema di raccolta da adottare, con la definizione degli obiettivi quantitativi e qualitativi di raccolta differenziata e dei flussi di rifiuto indifferenziato;
- la dotazione impiantistica del bacino, con la definizione del numero e della tipologia dei nuovi impianti, della loro potenzialità e della loro collocazione nel territorio.

4.2.4 Indicazioni sui criteri di localizzazione degli impianti

Un aspetto fondamentale da considerare nella pianificazione di un sistema di gestione dei rifiuti è la ricerca di aree idonee all'installazione di impianti di trattamento e/o smaltimento.

Il decreto legislativo 22/97 in materia di localizzazione degli impianti di smaltimento rifiuti, si limita semplicemente a sottolineare le competenze dei differenti Organi dello Stato, rimandando la soluzione del problema a successive norme tecniche. In particolare il decreto stabilisce che spetta alle Regioni la definizione dei criteri per l'individuazione, da parte delle Province, delle aree non idonee alla localizzazione degli impianti di smaltimento e di recupero dei rifiuti; le Province devono anche individuare le zone idonee a tale localizzazione e fornire più indicazioni per ogni tipo di impianto.

L'individuazione dei siti in cui localizzare gli impianti procede per fasi successive di approssimazione:

- definizione da parte delle Regioni dei criteri per l'individuazione delle aree non idonee alla localizzazione;
- individuazione da parte delle Province delle zone non idonee e delle zone potenzialmente idonee;
- scelta dei siti potenziali.

Nella prima fase vengono fissati sia i criteri che hanno valenza di vincolo assoluto (*fattori escludenti*), determinati sulla base della normativa vigente e delle esperienze in atto, sia quelli che possono condizionare negativamente o positivamente la scelta del sito, cioè i *fattori penalizzanti* e i *fattori preferenziali*.

Nella fase successiva, sulla base dei criteri e dei vincoli fissati, si individuano le aree non idonee, che vengono escluse dalle successive fasi di elaborazione, da quelle potenzialmente idonee, che vengono sottoposte ad un'analisi più dettagliata finalizzata ad individuare quei fattori in grado di condizionare l'effettiva localizzazione degli impianti. Generalmente le aree potenzialmente idonee vengono individuate attraverso la sovrapposizione di carte tematiche a carattere tipicamente ambientale, elaborate per tutto il territorio in esame.

Le zone così selezionate, che costituiscono delle alternative di localizzazione, vengono sottoposte ad una procedura di comparazione finalizzata all'individuazione del sito che presenta la minore

vulnerabilità ambientale, durante la quale vengono valutati tutti i fattori penalizzanti e preferenziali che caratterizzano le aree selezionate. A tal fine è utile introdurre delle scale di valutazione che fissino una gerarchia di importanza anche all'interno di ciascuna classe dei criteri considerati e che consentano, quindi, di procedere ad un ordinamento delle aree in classi di vulnerabilità.

In questo modo si individua un numero ristretto di siti potenzialmente idonei ad accogliere l'impianto, situati in territori con un livello di vulnerabilità analogo.

Il punto di partenza della procedura sopra descritta che conduce all'individuazione delle aree idonee ad accogliere gli impianti di smaltimento dei rifiuti è lo studio del territorio. A tale scopo devono essere acquisite tutte le informazioni bibliografiche e cartografiche relative alle caratteristiche geolitologiche, geomorfologiche, idrogeologiche, vincolistiche, ecc. del territorio in esame, da integrare eventualmente con indagini di campo.

In particolare i principali caratteri fisici di base del territorio che devono essere valutati sono:

- la litologia delle formazioni affioranti;
- l'idrogeologia (in particolare la soggiacenza della falda più superficiale, intesa come profondità rispetto al piano campagna del livello massimo raggiunto dall'acqua sotterranea nel territorio in esame);
- la geomorfologia (in particolare devono essere presi in considerazione tutti quei fattori quali l'instabilità dei versanti e i fenomeni di erosione accelerata che, alterando l'aspetto fisico del paesaggio, possono compromettere la sicurezza degli impianti).

Nei casi in cui il territorio in esame sia stato sottoposto in passato a fenomeni sismici o abbia manifestato fenomeni connessi ad attività endogene, è necessario anche effettuare la classificazione sismica del territorio ed individuare le aree in cui si sono verificate le manifestazioni legate al vulcanismo.

Altri aspetti, di natura territoriale e socioeconomica, che intervengono successivamente nella scelta delle aree selezionate, sono:

- l'uso reale del suolo;
- i caratteri naturalistici del territorio;
- l'idrologia superficiale;
- la distribuzione della popolazione;
- la distribuzione delle industrie sul territorio.

4.2.5 Indicazioni sui livelli di progettazione degli impianti di trattamento rifiuti

Il progetto di un impianto definisce, sulla base di una serie di dati di input, gli elaborati che individuano in maniera compiuta le caratteristiche tecniche delle opere civili, elettromeccaniche e complementari che costituiscono l'opera.

L'obiettivo è di realizzare un intervento di qualità, tecnicamente valido, nel rispetto del rapporto ottimale tra benefici e costi globali, inclusi quelli di manutenzione e gestione.

In ottemperanza a quanto previsto dalla L. 109/94 e dal D.P.R. 554/99 e successive modificazioni si possono individuare tre livelli progressivi di definizione del progetto di un impianto:

- preliminare;
- definitivo;
- esecutivo.

In merito ai requisiti minimali dei tre livelli di progettazione si rimanda al D.P.R. 554/99 e successive modificazioni, mentre di seguito vengono fornite alcune indicazioni più specifiche riguardo al tema in oggetto.

- i dati quali-quantitativi sui rifiuti prodotti nel bacino d'interesse;
- il processo di trattamento/smaltimento dei rifiuti in ingresso all'impianto e degli eventuali sottoprodotti;
- un'area le cui caratteristiche siano tali da soddisfare le necessità dell'opera dal punto di vista localizzativo e funzionale;
- i servizi generali;
- le valutazioni economiche ed ambientali dell'intervento.

La raccolta dei dati viene effettuata attraverso l'analisi del catasto dei rifiuti, dei piani regionali e provinciali e di indagini statistiche svolte a livello d'ambito indirizzate ad individuare:

- caratteristiche quali-quantitative dei rifiuti prodotti, corredate da previsione a medio e lungo termine;
- attuali destinazioni dei rifiuti prodotti;
- presenza di impianti e/o discariche e loro caratteristiche;
- possibilità di inserimento nel sistema produttivo dei materiali o dell'energia recuperata.

La scelta del processo deve essere effettuata sulla base delle caratteristiche dei rifiuti prodotti e sul possibile destino dei prodotti finali del ciclo di trattamento.

In merito ai servizi generali si devono individuare i servizi ausiliari al funzionamento dell'impianto, quali ad esempio:

- fornitura elettrica;
- fornitura idrica, potabile ed industriale;
- fornitura metano;
- reti fognarie per collettamento reflui.

Il sito prescelto deve possedere caratteristiche idonee dal punto di vista dimensionale, morfologico ed idrogeologico ed essere servito da una buona viabilità di accesso.

Progetto definitivo e progetto esecutivo

Il progetto definitivo e quello esecutivo devono individuare, in maniera univoca, a seconda del diverso livello di definizione, le caratteristiche tecniche dell'impianto e le sue prestazioni, con particolare riguardo alle opere ausiliarie di salvaguardia ambientale, ovvero gli impianti e le strutture destinate a minimizzare l'impatto ambientale.

La documentazione prodotta, comprensiva dello studio di impatto ambientale ove previsto, deve contenere tutte le informazioni necessarie all'esame del progetto, al rilascio delle autorizzazioni alla realizzazione ed all'esercizio, nonché alla fase di cantierizzazione dell'opera.

Gli interventi di salvaguardia ambientale possono essere distinti in:

- gestione reflui liquidi;
- gestione emissioni aeriformi;
- gestione emissioni sonore.

All'interno di un impianto di trattamento rifiuti le sorgenti di reflui liquidi che si possono originare sono essenzialmente riconducibili a:

- reflui di processo;
- soluzioni acquose provenienti dal trattamento ad umido delle emissioni gassose;
- acque di lavaggio dei locali di stoccaggio e movimentazione rifiuti;
- reflui da laboratorio;
- reflui da servizi igienici;
- acque meteoriche che interessano strade e piazzali;
- acque meteoriche da superfici coperte.

In merito al problema del controllo delle emissioni le possibili sorgenti possono essere originate dallo stoccaggio e dalla movimentazione dei rifiuti, dalle varie fasi del processo e dal laboratorio di analisi.

Il controllo delle emissioni sonore prodotte dall'impianto deve essere oggetto di specifico studio inteso a minimizzare l'impatto sugli operatori addetti alla conduzione dell'impianto e sull'ambiente ad esso esterno.

4.3 DESCRIZIONE DEI REPARTI DELL'IMPIANTO

Un impianto di digestione anaerobica dei rifiuti può essere schematicamente suddiviso in tre sezioni principali in cui si possono individuare i seguenti reparti:

- ricezione
 - pretrattamento
 - preparazione substrato
 - digestione anaerobica
 - produzione di energia
 - disidratazione
 - biossidazione accelerata
 - post-maturazione
 - raffinazione
 - stoccaggio prodotti e scarti
- } SEZIONE 1
- } SEZIONE 2
- } SEZIONE 3

In figura 4.2 è riportato lo schema a blocchi "tipo" di un impianto di digestione anaerobica. I rifiuti in ingresso all'impianto vengono trasferiti dai mezzi di raccolta al reparto ricezione, nel quale vengono stoccati all'interno di una fossa interrata oppure su un piazzale di scari-co a raso.

Dal reparto ricezione i rifiuti vengono alimentati al reparto pretrattamento, nel quale vengono sottoposti ad una serie di operazioni atte a consentire l'eliminazione delle componenti indesiderate per la successiva fase di digestione anaerobica, quali ad esempio inerti e plastiche. La sequenza e la tipologia delle operazioni di pretrattamento dipenderà sia dalla natura del rifiuto in ingresso sia dalle caratteristiche del processo di digestione che verrà adottato.

I rifiuti così pretrattati sono avviati al reparto preparazione del substrato dove subiscono una omogeneizzazione, viene regolato il loro contenuto di umidità attraverso miscelazione con acqua di ricircolo o fanghi ed eventualmente viene eseguita una correzione della temperatura, in modo da ottenere una miscela con caratteristiche chimico-fisiche ottimali per poter essere alimentata nei digestori.

Il reparto di digestione anaerobica è costituito da una serie di unità di processo (digestori) in cui avviene, in condizioni controllate, la degradazione della sostanza organica e la produzione di biogas.

Il biogas prodotto, contenente circa il 50-60% di metano, viene depurato e avviato al reparto di produzione di energia (elettrica e/o termica), che è in parte utilizzata per gli autoconsumi dell'impianto ed in parte commercializzata all'esterno sotto forma di energia elettrica o termica.

Il fango digerito viene estratto dalle unità di digestione anaerobica ed inviato al reparto di disidratazione dal quale, attraverso una serie di operazioni di pressatura e di filtrazione, si ottiene una corrente di fanghi a basso contenuto di umidità ed una corrente di reflui di processo. Questi ultimi possono essere in parte riciccolati al reparto di preparazione del substrato e per la restante parte avviati all'impianto di depurazione. Il fango digerito e disidratato viene invece avviato alla sezione di stabilizzazione aerobica, che si compone di una prima fase di biossidazione accelerata e di una successiva post-maturazione.

Il prodotto ottenuto viene avviato al reparto di raffinazione per l'eliminazione di quelle impurezze che potrebbero comprometterne il successivo utilizzo.

Nell'impianto è presente normalmente un reparto per lo stoccaggio sia dei prodotti commer-

cializzabili che degli scarti da inviare allo smaltimento finale.

Nei punti successivi verranno descritti con maggior dettaglio i vari reparti dell'impianto.

4.3.1 Ricezione dei rifiuti

Nel reparto di ricezione di un impianto di digestione anaerobica possono essere conferiti diversi tipi di rifiuti:

- rifiuti indifferenziati e/o residuali;
- frazione organica selezionata da RU;
- fanghi da depurazione civile;
- rifiuti agro industriali;
- rifiuti zootecnici.

Il reparto di ricezione viene generalmente dimensionato in modo da accogliere un volume di rifiuti corrispondente ad una produzione di 2-3 giorni del bacino d'utenza servito. Tale aspetto è particolarmente importante per questo tipo di trattamento in quanto rende compatibile la discontinuità del servizio di raccolta con la continuità di esercizio dell'impianto, che si rende necessaria nel caso in cui si utilizzino digestori con funzionamento continuo.

Lo stoccaggio dei rifiuti può essere realizzato tramite una fossa interrata o tramite un piazzale di scarico a raso. Quest'ultimo può essere utilizzato soltanto per rifiuti con umidità ridotta, quindi è poco adatto per l'accumulo dei fanghi, mentre la fossa di stoccaggio interrata si può adattare a tutti i tipi di rifiuto, anche ad elevato contenuto di umidità.

Nel caso dello stoccaggio in fossa, il dimensionamento può essere condotto adottando il metodo grafico che prevede la costruzione delle curve delle portate influenti ed effluenti ed adottando un opportuno coefficiente di sicurezza che consenta di assorbire eventuali punte nella portata di ingresso. Al fine di prevenire il ristagno dei rifiuti la fossa deve essere priva di spigoli vivi; inoltre le pareti ed il fondo devono essere realizzati con modalità e materiali tali da sostenere i rifiuti stoccati nelle condizioni di massimo riempimento. Il posizionamento della fossa di stoccaggio deve consentire l'avvicinamento e la manovra dei mezzi di movimentazione del rifiuto.

La soluzione dello scarico a raso prevede, invece, la realizzazione di un piazzale in cui il rifiuto scaricato viene posizionato su zone differenziate in base alla sua provenienza; il calcolo della superficie minima richiesta può essere fatto considerando che i rifiuti devono essere disposti in cumuli la cui altezza dipende dalla tipologia di apparecchiatura scelta per la movimentazione. Per i rifiuti indifferenziati o per la frazione residuale della raccolta differenziata può essere scelto un angolo di riposo di circa $20\div 25^\circ$. Nota la quantità di rifiuti da stoccare, definita la massima altezza raggiungibile dai cumuli ed individuato l'angolo di riposo del rifiuto, si calcola la superficie minima richiesta dai cumuli. A tale superficie dovranno poi essere aggiunti ulteriori spazi necessari per la manovra dei mezzi di movimentazione del rifiuto. La pavimentazione dovrà essere realizzata con una pendenza tale da garantire il convogliamento delle acque di lavaggio e dei percolati in appositi pozzetti di raccolta. Il vantaggio principale dello stoccaggio a raso è legato alla semplicità di gestione.

Per quanto riguarda i fanghi, le dimensioni della zona di accumulo e il sistema di ripresa e di movimentazione devono essere tali da evitare fenomeni di intasamento dovuti all'eccessiva solidificazione della miscela. In genere vengono realizzate vasche in cemento armato attrezzate con tramogge in carpenteria metallica munite di fondo di estrazione a coclee che alimenta sistemi di pompaggio volumetrico. L'inclinazione delle falde della tramoggia deve essere tale da garantire lo scivolamento di materiali viscosi e le sue dimensioni non devono eccedere i due giorni di stoccaggio per evitare problemi di impaccamento e solidificazione della miscela.

Il fondo della vasca in cemento armato di contenimento deve essere impermeabilizzato e munito di pendenza per il recapito dei colaticci prodotti ad un pozzetto collegato alla rete acque di processo dell'impianto.

Per l'accumulo dei fanghi, in alternativa allo stoccaggio in fossa, possono essere utilizzati anche altri sistemi quali serbatoi fuori terra.

4.3.2 Pretrattamento dei rifiuti

Le operazioni di pretrattamento necessarie risultano differenti a seconda che vengano utilizzati processi di digestione anaerobica del tipo *a secco (dry)* oppure *ad umido (wet)*.

Nel primo caso le operazioni sono di tipo tradizionale e non prevedono la diluizione in fase di selezione, mentre nel secondo caso, già in fase di selezione si provvede alla miscelazione con acqua ed alla contemporanea separazione della frazione leggera (plastica) e pesante in particolari apparecchiature (flottatori).

La scelta delle operazioni da eseguire, la loro sequenza ed il tipo di apparecchiature da utilizzare, viene effettuata in relazione a:

- natura e caratteristiche del rifiuto in ingresso all'impianto;
- tipo di processo di digestione anaerobica adottato;
- qualità e destino dei materiali in uscita dall'impianto.

Quest'ultimo aspetto riveste un'importanza particolare, in quanto il destino dei materiali prodotti dall'impianto influenza direttamente le scelte di processo ovvero il grado di raffinazione richiesto.

Ciò vale in particolar modo per la frazione secca, che può essere termovalorizzata in impianti dedicati di trattamento rifiuti o, in alternativa, trasformata in un combustibile ad elevato grado di purezza, avente requisiti tali da poter essere utilizzato in impianti industriali.

Nel reparto di pretrattamento vengono di norma eseguite le seguenti operazioni:

Dilacerazione

Lo scopo della dilacerazione è quello di aprire i contenitori di raccolta nei quali vengono conferiti i rifiuti e di ridurre la pezzatura del materiale più voluminoso per permettere una selezione corretta. Tale operazione viene effettuata attraverso apparecchiature apriscacchi, le quali consentono di raggiungere l'obiettivo fissato senza provocare una frantumazione spinta del rifiuto, che potrebbe compromettere i successivi trattamenti per la commistione di materiali fini inerti triturati alla rimanente parte del rifiuto.

Questa operazione viene di norma eseguita con mulini ad alberi lenti, a dischi o a coltelli, oppure con mulini a coclee o con cilindri rompicacchi.

Separazione metalli

Tale operazione viene condotta con il duplice obiettivo di recuperare materie prime e di proteggere da abrasione ed eccessiva usura le apparecchiature successivamente utilizzate. La separazione dei metalli si ottiene impiegando separatori magnetici per metalli ferrosi e separatori a correnti indotte per metalli non ferrosi.

Separazione inerti e plastiche

Lo scopo della separazione degli inerti e delle materie plastiche è quello di rimuovere dalla massa di rifiuti le frazioni non biodegradabili e di ridurre il rischio di abrasione e di blocchi o intasamenti durante il processo. Tale operazione viene effettuata attraverso l'utilizzo di varie apparecchiature, singolarmente od in sequenza tra loro, quali vagli rotanti, vagli a dischi, vagli vibranti, separatori densimetrici, balistici, aerulici o separatori ad umido (flottatori e sedimentatori).

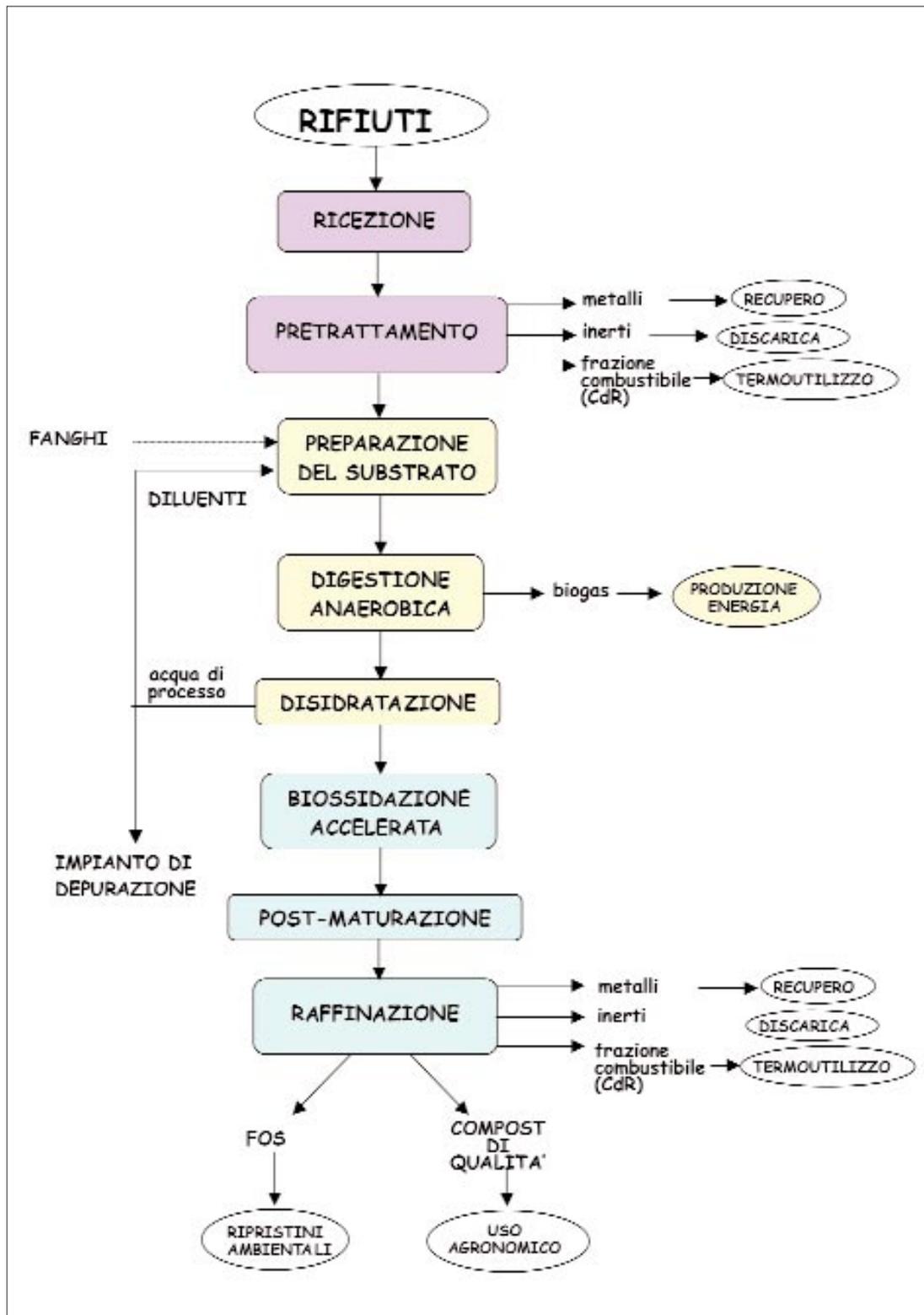


Figura 4.2: Schema a blocchi di un impianto di digestione anaerobica.

Controllo pezzatura

Di norma è necessario sottoporre il flusso di rifiuti organici diretti al reparto di preparazione del substrato ad una riduzione delle dimensioni, allo scopo di rendere la pezzatura compatibile con il processo e con le apparecchiature utilizzate per la movimentazione della miscela. La granulometria del substrato, infatti, influenza direttamente le rese di processo, in quanto da essa dipende la superficie di contatto tra i microrganismi ed il materiale da digerire. In genere vengono ritenute accettabili dimensioni inferiori a 50 mm per la sostanza organica da alimentare alla sezione di digestione. Il controllo della pezzatura viene effettuato tramite fasi di vagliatura e triturazione eseguite prima delle operazioni di miscelazione del substrato.

Oltre ai pre-trattamenti meccanici sopra descritti, la letteratura riporta, principalmente a livello di ricerca scientifica e di impianti dimostrativi (Van Lier et al., 2000; Cecchi et al., 2000; Delgenès et al., 2000), alcuni pre-trattamenti di tipo chimico, fisico e biologico rivolti alla frazione organica prima per poterne migliorare la conversione in biogas. In generale, il principio si basa sulla solubilizzazione delle matrici solide difficilmente o non aggredibili nello stadio di digestione anaerobica. La figura 4.3 riassume i tipi di trattamento, gli obiettivi ed il meccanismo di azione.

Tali tecniche sono sostanzialmente finalizzate ad incrementare l'efficienza della fase idrolitica del processo di digestione, riconosciuta come lo step limitante l'intero processo.

Come accennato, la loro applicazione in impianti operanti su scala reale trova oggi scarsa diffusione, mentre notevole è l'attenzione dedicata a queste problematiche da parte del mondo scientifico.

4.3.3 Preparazione del substrato

I rifiuti organici devono essere sottoposti ai trattamenti necessari all'ottenimento di una miscela avente le caratteristiche chimico-fisiche ottimali per poter essere introdotta nei digestori. Tale

Tipo di trattamento	Obiettivi	Principio d'azione
Trattamenti chimici	L'obiettivo comune di tutti i pretrattamenti del processo di digestione anaerobica è quello di rendere le frazioni di substrato non degradabili (es. frazioni lignocellulosiche) accessibili al processo biologico nei tempi di ritenzione tipici del digestore	Processi ossidativi
Trattamenti fisici		Processi termici, meccanici
Trattamenti biologici		Processi enzimatici

preparazione si rende necessaria al fine di garantire il corretto funzionamento del processo e di ottimizzare le rese di metanizzazione. A tale scopo devono essere eseguite le seguenti operazioni:

Omogeneizzazione e regolazione del contenuto di umidità

I rifiuti devono essere diluiti in modo da regolare l'umidità della miscela al valore ottimale, prima dell'invio all'unità di digestione. Tale valore dipende dal tipo di processo utilizzato (ad umido, a secco, semi-secco) e dal materiale da sottoporre al trattamento. L'obiettivo può essere raggiunto tramite l'aggiunta di fanghi oppure di acqua di ricircolo proveniente dalla sezione di disidratazione.

Oltre alla regolazione del contenuto d'acqua è anche necessario provvedere all'omogeneizzazione della miscela prima dell'introduzione nel digestore.

I tipi di miscelatori maggiormente utilizzati sono:

- miscelatori a coclee per processi a secco o semi-secco;
- idropolpatori per processi ad umido o semi-secco.

I dispositivi di agitazione o miscelazione devono essere realizzati in materiale resistente all'azione abrasiva o corrosiva dei materiali costituenti i rifiuti.

L'unità di miscelazione deve essere facilmente accessibile ed ispezionabile, al fine di consentire lo svolgimento delle operazioni di pulizia e di manutenzione ordinaria e straordinaria.

Regolazione della temperatura

La miscela da degradare deve essere portata alla temperatura richiesta dal particolare processo utilizzato. La regolazione termica può essere realizzata sia all'esterno che all'interno del digestore.

Nel primo caso viene generalmente riscaldata l'acqua di diluizione o la miscela stessa tramite scambiatori di calore.

Nel caso di riscaldamento interno, invece, è possibile ricorrere, oltre che all'utilizzo di scambiatori di calore, anche all'iniezione diretta di vapore nel digestore. In questo caso occorre effettuare una vivace miscelazione per prevenire il surriscaldamento del fango e lo shock termico dei batteri, che può causare la loro completa inibizione.

4.4 DIMENSIONAMENTO DEI REATTORI PER LA DIGESTIONE ANAEROBICA DELLA FRAZIONE ORGANICA SELEZIONATA

Il dimensionamento di un digestore può essere condotto a partire da due logiche differenti: o considerando i parametri cinetici, approccio tipicamente utilizzato per il dimensionamento dei reattori per biotecnologie, ovvero basandosi su criteri semplificati, quali i fattori di carico ed i parametri operativi. Nel caso di digestori per substrati complessi come la frazione organica dei rifiuti urbani, l'approccio generalmente utilizzato è il secondo. L'approssimazione legata a questa logica è ampiamente inferiore all'intervallo operativo che l'elasticità del processo consente, quindi i risultati sono normalmente più che accettabili. La discussione che segue comunque presenta il quadro completo, facendo riferimento agli aspetti cinetici, considerando anche un particolare approccio di ricerca sulla cinetica del processo dedicato espressamente al trattamento di substrati complessi come la frazione organica (modello *step diffusional*).

4.4.1 Modelli e costanti cinetiche

Modello del primo ordine

Questo modello si basa sull'assunzione che le cinetiche che regolano la degradazione di tutte le sostanze presenti nel substrato siano riconducibili al primo ordine, definendo quindi una co-

stante globale media (pseudo primo ordine). L'equazione di base è:

$$dS / dt = - K \cdot S$$

dove K è la costante cinetica di primo ordine ed S rappresenta la concentrazione di tutti i composti organici biodegradabili (zuccheri, acidi grassi, aminoacidi) che costituiscono l'influente trattato. Per un reattore di tipo CSTR che operi in condizioni di stato stazionario il bilancio di massa del substrato considera la resa in termini di rimozione di S come una funzione del tempo idraulico di ritenzione HRT:

$$S = S_0 \frac{1}{1 + K \cdot HRT}$$

Dal momento che S risulta un parametro difficilmente misurabile se non con metodi grossolani (per esempio la determinazione del COD), si utilizza la trattazione di Chen e Hashimoto (1978) già richiamata nel capitolo 2, che tiene conto della biodegradabilità a tempo infinito, B_0 . In questo modo, la produzione specifica di biogas B è ottenuta in funzione dell'HRT imposto al sistema, noti B_0 e K. Nonostante questo non sia un modello particolarmente raffinato è comunque molto utile e permette di definire un valore di K utilizzabile anche per substrati complessi come nel caso della frazione organica di rifiuti urbani o altri rifiuti organici.

Modello di Monod

Un altro tipo di modello, sviluppato inizialmente per la digestione anaerobica di fanghi di supero negli impianti di depurazione, considera la crescita batterica su di un substrato S in condizioni limitanti: la variazione netta di concentrazione dei microrganismi, X, è determinata sulla base dell'equazione:

$$K = K_{MAX} \frac{S}{K_S + S}$$

dove K rappresenta la velocità specifica di utilizzo del substrato S (kg substrato kg biomassa⁻¹ tempo⁻¹).

Se si imposta il bilancio di massa per i microrganismi e si assume $X_0 = 0$ (substrato sterile) il valore di concentrazione di substrato, S, è dato dalla relazione:

$$S = \frac{K_S \cdot (1 + K_d \cdot HRT)}{HRT \cdot (Y \cdot K_{max} - K_d) - 1}$$

Al solito, considerando Chen e Hashimoto (1978) si potrà quindi esprimere la produzione specifica di biogas come una funzione dell'HRT:

$$B = B_0 \left(1 - \frac{S}{S_0} \right)$$

Considerando k_d trascurabile rispetto agli altri termini (molto piccolo) le equazioni sopra riportate possono essere semplificate e si otterrà quindi:

$$S = \frac{K_s}{HRT \cdot Y \cdot K_{max} - 1}$$

che, sostituita nella precedente da:

$$B = B_0 \left(1 - \frac{K_s / S_0}{HRT \cdot Y \cdot K_{max} - 1} \right)$$

Modello per processi limitati dal trasferimento di massa

In accordo con Chen e Hashimoto (1978), l'equazione di Monod può essere riformulata secondo la forma

$$\mu = \mu_{MAX} \frac{S}{KS_0 + (1-K)S}$$

che include anche la concentrazione iniziale di substrato, S_0 . Questo consente di tener conto della limitazione nel trasferimento di massa.

Anche in questo caso, come nei due precedenti, si considera $K_d \approx 0$ per un digestore di tipo C-STR e si determina quindi il bilancio di massa dei microrganismi. Si otterrà la seguente produzione specifica di metano:

$$B = B_0 \left(1 - \frac{K}{HRT \cdot Y \cdot K_{max} - 1 - K} \right)$$

Tutto ciò, come già detto, assume un significato relativo nel caso di substrati complessi come la frazione organica selezionata. Infatti, la modellizzazione del processo di digestione anaerobica applicato a substrati ad alto tenore in secco deve necessariamente tener conto, oltre che dei processi biologici, anche di aspetti legati alla fluidodinamica, e quindi contenere nella trattazione anche gli aspetti legati alla diffusione. Inoltre, l'eterogeneità del substrato, che comprende al proprio interno diverse classi di materiali a biodegradabilità molto diverse, non consente certo una trattazione semplice, come potrebbe essere quella relativa al ricorso ad una cinetica del pseudo primo ordine. Tuttavia, data la semplicità del modello, può essere opportuno richiamare alcuni valori determinati per i diversi tipi di frazione organica selezionata (tabella 4.1). I valori sono stati ottenuti utilizzando un sistema automatico di acquisizione della portata di gas applicato ad un digestore operante in semicontinuo, alimentato 2 o più volte al giorno. In questo modo si sono ottenute delle curve di produzione, la cui pendenza rappresenta proprio la velocità di consumo del substrato. La tabella seguente riporta i valori determinati, confrontati anche con quelli dei fanghi di supero.

Tabella 4.1: Valori di costanti del primo ordine per la frazione organica selezionata e i fanghi di supero (mesofilia) Cecchi et al., 1991).

Substrato	K (d ⁻¹)	R ²
Frazione organica da selezione meccanica	0.40	0.998
Fanghi di supero	0.28	0.983
Fanghi/frazione organica selezionata proveniente dalla grande distribuzione (50/50)	1.50	0.987
Fanghi/frazione organica selezionata proveniente dalla grande distribuzione (20/80)	2.20	0.981
Frazione organica selezionata proveniente dalla grande distribuzione	3.00	–
Frazione organica selezionata alla fonte	3.11	–

Come si può evincere dalla tabella, i valori dei coefficienti di correlazione sono piuttosto elevati anche utilizzando questo semplice approccio. Tuttavia, gli studi condotti hanno chiaramente dimostrato come esso non abbia valenza generale, giocando le diverse condizioni operative applicate un ruolo fondamentale nella forma e nelle pendenze della curva di produzione. Si consideri ad esempio la tabella 4.2, che riporta i risultati relativi all'applicazione del modello del primo ordine in 4 differenti condizioni di carico organico in regime termofilo con la frazione organica da selezione meccanica.

Tabella 4.2: Costanti del primo ordine per la frazione organica da selezione meccanica (termofilia)

ORL, kgTVS/m ³ d	K (d ⁻¹)	R ²
5.9	1.60	0.911
6.9	1.61	0.914
9.2	1.61	0.914
13.5	0.79	0.993

Si noti come, nella quarta condizione, il valore della costante risulti dimezzato a causa dell'eccesso di substrato, che fa tendere il sistema verso cinetiche di ordine 0. In altre parole, il sistema, all'aumentare della concentrazione di substrato disponibile, è governato dalla diffusione (ordine 0.5) per poi passare, in condizioni di sovraccarico, ad un valore costante della velocità di degradazione, quindi totalmente indipendente dalla concentrazione di substrato. Un approccio diverso e con valenza più generale è costituito dal modello *step diffusional* (Cecchi et al., 1991). Il modello si basa su una logica di utilizzo del substrato a step successivi. In figura 4.4 è riportato l'andamento della produzione di biogas osservato in un reattore semicontinuo utilizzando diversi substrati. In particolare, nel caso della frazione organica di provenienza domestica si notano chiaramente tre tratti a differente pendenza, corrispondenti a diverse velocità di degradazione del substrato.

L'ipotesi alla base del modello è che ciascuno di questi tratti sia proprio di una classe di composti presenti all'interno del substrato, e che il processo lavori utilizzando dapprima quelli più facilmente biodegradabili, poi quelli mediamente ed infine quelli più difficilmente biodegradabili.

Le classi di composti che il modello considera sono le seguenti:

Composti tipo A: acetato e composti utilizzabili direttamente dai batteri (A_{CH}, MeOH, ecc)

Composti tipo B: VFA da C₃ e EtOH

Composti tipo C: Materia organica libera (monosaccaridi, amminoacidi, ecc.)

Composti tipo D: Materia organica complessa (polisaccaridi, lipidi, proteine)

Composti tipo E: Materia organica non biodegradabile

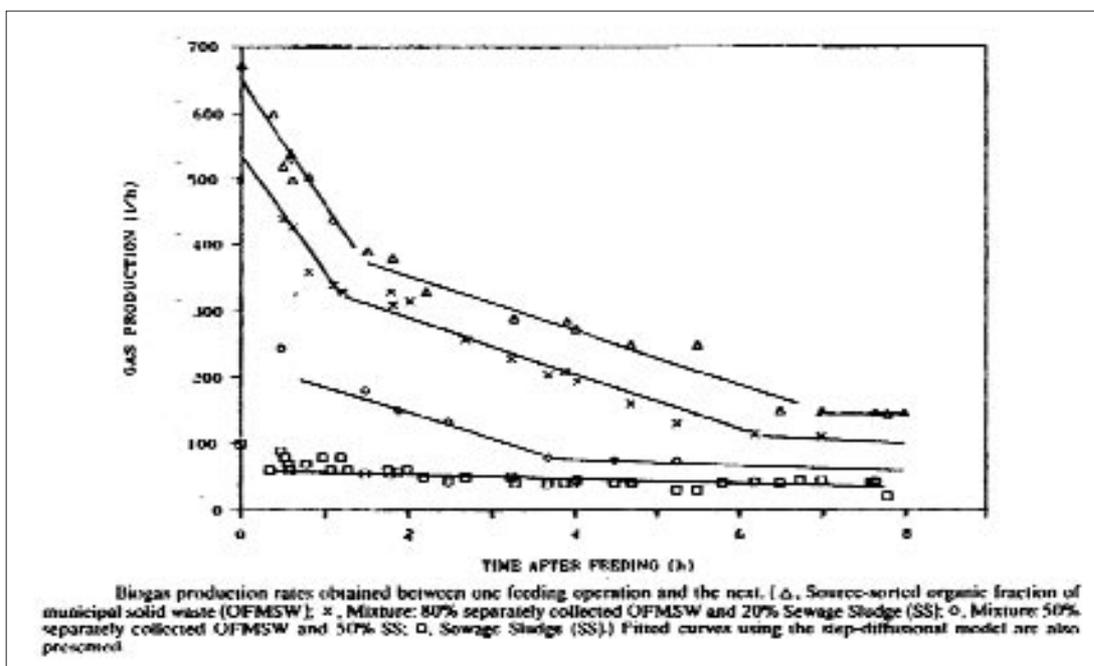


Figura 4.4: Andamento della produzione di gas in reattore semicontinuo utilizzando diversi substrati (Cecchi et. al., 1990).

Per ciascuno dei primi 4 gruppi il modello prevede una espressione diversa per la velocità di degradazione, e precisamente:

$$\text{Composti di tipo A: } \frac{dS}{dt} = (v_0^2 - 4a(S_0 - S))^{1/2} \quad \text{con } 0 < t < t_1$$

$$\text{Composti di tipo B: } \frac{dS}{dt} = (v_1^2 - 4b(S_1 - S))^{1/2} \quad \text{con } t_1 < t < t_2$$

$$\text{Composti di tipo C: } \frac{dS}{dt} = (v_2^2 - 4c(S_2 - S))^{1/2} \quad \text{con } t_2 < t < t_3$$

$$\text{Composti di tipo D: } \frac{dS}{dt} = v_3 \quad \text{con } t = t_3$$

In queste equazioni, S_0 rappresenta la concentrazione iniziale di substrato disponibile, che verrà inizialmente degradato con velocità v_0 . Una volta rimossi i composti del gruppo A, la degradazione procede con velocità v_1 , e così via, fino ai composti di tipo D. $4a$, $4b$ e $4c$ sono costanti tipiche del modello. Da queste espressioni differenziali, separando le variabili ed integrando, si ottiene una espressione che mette in relazione S rispetto al tempo. Derivando nuovamente rispetto al tempo, si ottengono le seguenti espressioni, di più immediato utilizzo:

Composti di tipo A:
$$\frac{dS}{dt} = v_0 - 4a \frac{t}{2}$$

Composti di tipo B:
$$-\frac{dS}{dt} = v_1 - 4b \frac{(t-t_1)}{2}$$

Composti di tipo C:
$$-\frac{dS}{dt} = v_2 - 4c \frac{(t-t_2)}{2}$$

Dove t_1 è il tempo necessario per il primo step e t_2 il tempo necessario per il secondo. Si noti che le v diventano le velocità iniziali dei tratti e le costanti $4a$, $4b$ e $4c$ le relative pendenze, essendo queste equazioni di rette. Con riferimento alla precedente tabella, i valori delle costanti determinati nelle stesse condizioni operative secondo questo approccio sono riportati nella tabella 4.3.

Tabella 4.3: Valori relativi alle costanti cinetiche del modello step diffusional applicati alla digestione anaerobica termofila della frazione organica da selezione meccanica.

ORL, kgTVS/m ³ d	v_1	$4b$	R^2	v_2	$4c$	R^2
5.9	1.45	0.0019	0.982	0.94	0.0037	0.991
6.9	1.79	0.0036	0.995	1.13	0.00056	0.985
9.2	1.69	0.0033	0.986	1.15	0.00071	0.996
13.5	1.81	0.0008	0.984	–	–	–

I valori di v_0 e $4a$ non sono determinabili, a causa della scarsa presenza di composti di tipo A nel substrato. Tutti i valori sono espressi in gC/m³ min.

Si nota dai valori riportati un generale accordo di quelli relativi alle velocità iniziali, mentre una certa variabilità è riscontrabile nei valori delle costanti. Anche in questo caso, comunque, si evidenzia il problema del trattamento cinetico in condizioni di sovraccarico (vedi quarta riga), in cui prevale, come già detto, un comportamento tendente all'ordine 0.

I valori di R^2 ottenuti in questo modo sono migliori rispetto a quelli ottenuti con il modello del primo ordine, indice di una migliore affinità del modello che, comunque, non può ancora considerarsi esaustivo circa la descrizione del processo in ogni condizione di esercizio.

4.4.2 Dimensionamento di un digestore anaerobico per il trattamento della frazione organica selezionata sulla base dei parametri operativi e dei fattori di carico

- un approccio che consideri esclusivamente il carico volumetrico alimentato giornalmente (l'unico parametro da considerare in questo caso è il tempo di ritenzione idraulico);
- un approccio che consideri il carico organico applicabile al processo, e che consenta di dimensionare il reattore in modo tale da garantire il giusto apporto di substrato alla biomassa che deve operare la digestione.

Il dimensionamento effettuato sulla base del tempo di residenza volumetrica (HRT [d]) non è sufficiente a garantire il rispetto delle specifiche di esercizio, ma può essere eseguito solo in prima approssimazione e deve servire come verifica della compatibilità tra la geometria del digestore ed il tipo di materia da trattare.

In tabella 4.4 sono riportati i valori di HRT nelle varie condizioni di processo e per diversi substrati in alimentazione.

Tabella 4.4: Valori del tempo di residenza volumetrica (HRT [d]) nei vari processi

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

Può essere adottata una procedura di calcolo riassumibile nei seguenti punti:

1° fase – Determinazione dei flussi di massa in ingresso

Normalmente, nelle ipotesi di dimensionamento, è noto il bacino di utenza da servire. Si stima allora, sulla base dei dati a disposizione relativi allo stato della produzione rifiuti della zona e dalle raccolte, una produzione pro capite, espressa in g di frazione organica selezionata prodotta per AE per giorno.

Il flusso di massa in ingresso, inteso come rifiuti tal quale, sarà:

Portata pro capite x bacino di utenza = frazione organica selezionata al giorno

A seconda del tipo di raccolta, si avranno differenti caratteristiche in termini di solidi totali e volatili. Il flusso in ingresso, che definisce il carico organico complessivo da inviare giornalmente al digestore, in termini di TS e TVS, può essere calcolato nel seguente modo:

frazione organica selezionata al giorno x %TS = TS al giorno

TS al giorno x TVS/TS = TVS al giorno

2° fase: determinazione del carico organico per m³ di reattore e calcolo del volume utile

Considerando i dati a disposizione, si sceglie un carico organico ottimale da applicare al digestore, in base agli intervalli utili di carico ed HRT per ciascun processo riportati in letteratura. A questo punto, noto il carico che si vuole applicare ed il flusso di massa in TVS in ingresso, il volume del digestore sarà dato da:

TVS al giorno / OLR (kgTVS/m³ d) = m³ di reattore

3° fase: verifica delle condizioni operative

Il volume determinato, anche se corretto in linea di principio, può non soddisfare le condizioni di mantenimento dell'HRT ai valori desiderati. Per condurre questa verifica è necessario conoscere il volume di substrato da alimentare, da calcolare tenendo conto di eventuali diluizioni (es. per portare la concentrazione al 20% nel processo semi-dry).

Nota quindi la densità, avremo:

frazione organica selezionata diluita / densità (t/m³) = m³ frazione organica selezionata al giorno

e quindi l'HRT:

volume digestore (m³) / m³ frazione organica selezionata al giorno = giorni di ritenzione

Spesso, seguendo questa logica, l'HRT che si viene ad applicare risulta troppo basso. E' opportuno allora ripetere il calcolo diminuendo il carico, fino ad arrivare ad un compromesso ottimale.

La riduzione del carico organico rappresenta sempre un fattore di sicurezza aggiuntivo rispetto ad eventuali situazioni di sovraccarico, in quanto il sistema può lavorare in condizioni meno stressanti.

4° fase: Considerazioni energetiche

La produzione di biogas giornaliera può essere calcolata utilizzando la seguente relazione:

SGP, m³/kgTVS x kgTVS/giorno = m³ biogas prodotti al giorno

Stimando un potere calorifico inferiore di 5500 kcal/m³, avremo la potenzialità energetica giornaliera:

5500 kcal/m³ x m³ biogas/giorno = kcal/giorno

La spesa energetica per riscaldamento consta di due voci:

- il riscaldamento del rifiuto in ingresso
- le perdite di calore del digestore

Si può dimostrare, con calcoli appropriati, che il calore disperso per le perdite non supera il 5-10% del calore totale necessario a mantenere in temperatura il digestore. La spesa maggiore è quindi quella dovuta al riscaldamento della massa in ingresso. Il calcolo da condurre pertanto

sarà essenzialmente quello del calore necessario per riscaldare il flusso di alimentazione dalla temperatura ambiente a quella di esercizio. Ciò si può fare, conoscendo il calore specifico del substrato, da:

$$\text{portata di alimentazione, m}^3/\text{giorno} \times \text{calore specifico, kcal/m}^3 \text{ }^\circ\text{C giorno} \times \\ \times (T \text{ esercizio} - T \text{ ambiente}), \text{ }^\circ\text{C} = \text{kcal/giorno}$$

a questo vanno aggiunte le perdite pari approssimativamente al 5-10% del totale. In definitiva, quindi, la produzione netta sarà data dalle kcal ottenibili dal biogas meno quelle spese per l'energia di sostentamento del processo. Ciò, ovviamente, al netto dei rendimenti dei sistemi di riscaldamento e dei sistemi di trasferimento del calore.

Occorre considerare che non tutta la sostanza volatile viene completamente convertita in biogas. Infatti, dato che la sostanza organica non è composta solo dalla frazione rapidamente biodegradabile, per permettere una gassificazione quasi completa della sostanza volatile sarebbero necessari tempi di residenza volumetrica lunghissimi, con volumi e costi dei digestori non sostenibili. Nella pratica, perciò, si rinuncia a convertire in biogas tutta la sostanza volatile e si interrompe il trattamento biologico all'incirca quando tutta la frazione rapidamente biodegradabile è stata metabolizzata dai microrganismi. La sostanza volatile rimanente, infatti, viene aggredita dalla flora batterica con una lentezza tale da poter considerare ormai stabilizzata la sostanza organica alimentata.

Per il calcolo del volume utile del digestore occorre considerare un coefficiente di sicurezza rappresentativo della flessibilità desiderata per l'impianto, generalmente compreso tra 1.1 e 1.3.

Un digestore, dimensionato con un carico organico basso, a cui corrisponde un volume del reattore elevato, è caratterizzato da una buona flessibilità di esercizio, in quanto permette di affrontare diverse capacità di trattamento. Inoltre il sovradimensionamento incide in misura limitata sui costi d'impianto. Per contro le rese di processo (m^3 di biogas prodotto/ m^3 di reattore _ giorno) sono minori rispetto ai reattori ad alto carico.

Nella tabella 4.5 sono riportati i valori del carico organico (OLR) applicato nei principali tipi di processi di digestione anaerobica distinguendo, in base al tipo di matrice in alimentazione ai reattori, tra frazione organica selezionata meccanicamente da rifiuti urbani e rifiuti organici da raccolta differenziata.

Tabella 4.5: Valori del carico organico (OLR [kgTVS/ m^3d]) nei vari processi

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

Nella progettazione delle unità di digestione anaerobica è necessario anche prestare particolare attenzione agli aspetti costruttivi legati al sistema di caricamento e scaricamento della miscela dal digestore ed alla movimentazione dei fanghi.

Il sistema di caricamento/scaricamento deve essere realizzato in modo tale che, durante le fasi di introduzione e di estrazione del materiale dal digestore, non si verifichi ingresso d'aria nella massa in fermentazione e fughe di materia o di biogas dal reattore.

Il sistema di scaricamento, nel caso si utilizzi il volume del digestore come polmone, deve permettere il dosaggio del materiale digerito alla fase successiva del processo.

Deve essere previsto inoltre un sistema di controllo allo scarico che impedisca accidentali svuotamenti del digestore.

Per quanto riguarda la movimentazione dei fanghi è necessario utilizzare particolari accorgimenti, tanto più importanti quanto maggiore è il contenuto di solidi nella massa in alimentazione. In particolare si possono fornire le seguenti indicazioni:

- il diametro delle tubazioni deve essere sempre superiore ai 3 pollici, anche nelle movimentazioni di portate ridotte;
- devono esser evitati gomiti stretti e restringimenti di sezioni;
- le pompe utilizzate devono essere di tipo volumetrico e senza restringimenti di diametro rispetto alle tubazioni;
- per il ricircolo dei fanghi possono essere utilizzate anche pompe dilaceratrici;
- devono essere previsti sistemi per il disintasamento, soprattutto in prossimità di pompe ed organi di intercettazione e controllo;
- devono essere previste valvole di sicurezza sulle linee principali.

Qualunque sia il sistema di caricamento/svuotamento e di movimentazione dei fanghi, il digestore deve essere dotato di un sistema di protezione alla pressione ed al vuoto.

4.4.3 Sistemi di agitazione per l'omogeneizzazione del substrato

All'interno del reattore il substrato in fase di digestione deve essere opportunamente miscelato, in modo tale da:

- favorire il contatto tra batteri e substrato;
- evitare la presenza di zone morte;
- garantire una distribuzione omogenea della temperatura;
- ottimizzare il rilascio di biogas;
- evitare la sedimentazione del fango e la formazione di pellicole superficiali.

Nella tabella 4.6 sono riportati i sistemi di agitazione più utilizzati nei digestori anaerobici con i relativi vantaggi e svantaggi.

Nel caso dei processi a secco, esistono in commercio diversi brevetti basati su vari principi di funzionamento (iniezione di biogas in pressione, ricircolo esterno del digerito, fogge particolari del digestore, ecc).

Gli agitatori meccanici sono generalmente soggetti ad abrasione e ad intasamento, a causa della presenza di particelle dure o fibrose, e richiedono pertanto frequenti interventi di manutenzione.

Il ricircolo del fango dall'uscita all'ingresso del digestore non produce una sufficiente miscelazione e pertanto viene utilizzato in combinazione con i sistemi meccanici. Inoltre, nel caso di processi a secco è più difficile da realizzare.

Per quanto riguarda l'iniezione di biogas essa viene generalmente effettuata in zone specifiche per evitare di esporre i batteri ad ambienti sfavorevoli. E' richiesta una pressione più elevata per processi a secco che per processi ad umido.

Tabella 4.6: Sistemi di agitazione (Fonte: documento CITEC 2001).

Tipo di mixer	Vantaggi	Svantaggi
Tutti i sistemi	Aumento della velocità di stabilizzazione	Corrosione e logorio dei materiali ferrosi. Intasamento dovuto a stracci e materiali fibrosi.
Lance montate sulla parte superiore del digestore	Minor manutenzione e minori ostacoli alla pulizia rispetto alle lance montate sul fondo. Efficacia nel controllo delle schiume	Corrosione delle tubazioni. Alti costi di manutenzione per i compressori. Problemi di intasamento. Problemi con i compressori nel caso di risalita delle schiume. Deposito di solidi.
Diffusori di fondo	Miglior movimentazione degli strati bassi del digestore	Corrosione delle tubazioni. Alti costi di manutenzione dei compressori. Problemi di schiume. Possibilità di intasamento. Miscelazione non completa del digestore. Formazione di schiume. Depositi di fondo possono variare il profilo di miscelazione. Rottura dei tubi di fondo. Necessario lo svuotamento per la manutenzione.
Gas-lifter	Migliore miscelazione e produzione di gas rispetto alle lance montate sulla parte superiore. Minor potenza assorbita	Corrosione delle tubazioni. Alti costi per la manutenzione dei compressori. Corrosione del gas-lifter. Formazione di schiume. Miscelazione di superficie poco efficiente. Necessario lo svuotamento per la manutenzione. Intasamento delle lance.
Agitatori meccanici Turbine a bassa velocità	Buona efficienza di miscelazione	Logorio delle pale. Intasamento a causa di stracci. Possibilità di perdite di gas nel sistema di tenuta dell'albero. Possibilità di lunghi periodi di sovraccarico. Richiedono installazioni di potenza maggiori.
Miscelatori a bassa velocità	Rottura delle croste	Non adatto per la miscelazione di tutto il digestore. Possibilità di perdite dalla tenuta dell'albero. Logorio delle pale. Intasamento da stracci.
Pompaggio meccanico (interno)	Buona miscelazione in senso verticale. Bassa formazione di schiume.	Sensibile al livello del liquame. Corrosione delle parti in movimento delle pompe. Richiedono installazioni di potenza maggiori. Intasamento da stracci.
Pompaggio meccanico (esterno)	Buona miscelazione in senso verticale. Bassa formazione di schiume grazie al continuo pompaggio dello strato superficiale Minori costi di manutenzione rispetto ai compressori	La pulizia completa richiede lo svuotamento. Possibilità di intasamento da stracci. Logorio delle parti in movimento.
Insufflazione di biogas dal fondo	Valida anche nei sistemi ad alto contenuto di solidi Assenza di sistemi meccanici in ambiente di gas	Maggiori costi energetici dovuti alla compressione del biogas

4.5 PRODUZIONE, DEPURAZIONE ED UTILIZZO DEL BIOGAS

Produzione di biogas

La produzione di biogas costituisce uno dei principali vantaggi della digestione anaerobica dei rifiuti, grazie al consistente recupero energetico che si riesce a conseguire tramite il suo utilizzo. Pertanto l'intero processo deve essere condotto in maniera tale da massimizzare le rese di metanizzazione.

La portata all'uscita dal digestore può presentare però delle variazioni importanti, dal 60 al 140% della portata media. A ciò corrisponde anche una variazione della qualità del biogas prodotto, il cui tenore in metano può oscillare dal 45 al 65 %.

Queste variazioni sono dovute alla differente velocità di degradazione dei diversi componenti della materia organica degradabile. Infatti, poco dopo l'introduzione del substrato nel digestore, i primi componenti si degradano, producendo un biogas molto ricco di anidride carbonica, mentre gli altri componenti si degradano più tardi con produzione di un biogas più ricco in metano.

I due parametri, portata e concentrazione di CH_4 , variano in senso opposto: durante il caricamento del digestore si ha una grande portata di biogas a basso contenuto di metano, mentre lontano dal caricamento, durante il week-end per esempio, si ha una portata ridotta ma ricca di metano.

Il rendimento in biogas del processo, espresso in termini di $m^3/kgTVS$ alimentati, è molto variabile e dipende dalla frazione biodegradabile del substrato. Infatti non tutta la sostanza organica presente nel digestore viene convertita in biogas, ma solo una sua frazione, come rappresentato nella figura 4.3, che illustra la trasformazione del substrato durante il processo di digestione anaerobica.

Nella tabella 4.7 sono riportati i dati di rendimento in biogas disponibili in letteratura relativi ai diversi substrati ed ai differenti tipi di processo, distinti in base al contenuto in solidi nel reattore ed al diverso regime termico.

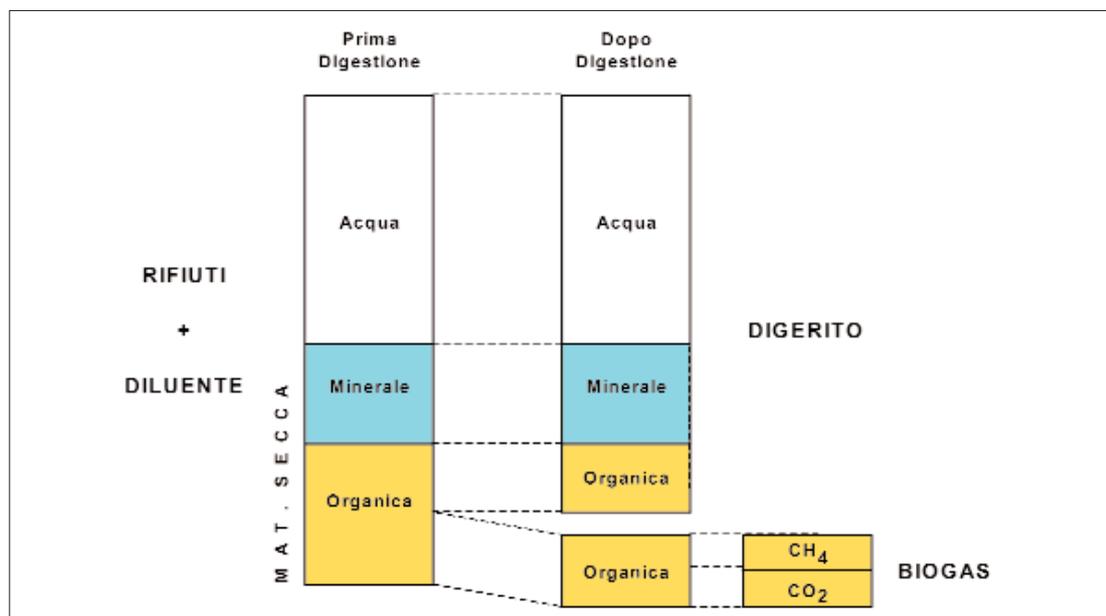


Figura 4.5: Trasformazione del substrato nel digestore

Tabella 4.7: Valori del rendimento di biogas [m³/kgTVS al.] nei vari processi

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

Nella tabella 4.8 sono, invece, riportate le principali caratteristiche del biogas.

Tabella 4.8: Composizione del biogas (concentrazioni su gas secco)

Componenti	Percentuale
Metano (CH ₄)	55 – 65 %
Anidride carbonica (CO ₂)	35 – 45 %
Idrogeno solforato (H ₂ S)	0,02 – 0,2 %
Vapore d'acqua	saturazione
Idrogeno, ammoniaca	tracce
Ossigeno, azoto	tracce

Tutte le tubazioni e le apparecchiature devono essere realizzate con opportuni materiali che tengano conto del carattere corrosivo di alcuni componenti, in particolar modo dell'idrogeno solforato.

All'uscita del digestore deve essere prevista una filtrazione (<10mm) per eliminare le particelle liquide o solide che potrebbero essere trascinate dal biogas. Questo semplice sistema permette di proteggere le soffianti o i compressori che verranno utilizzati per l'alimentazione del gas ai successivi utilizzi.

Depurazione del biogas

Prima dell'utilizzo a fini energetici il biogas deve essere sottoposto ad opportuni trattamenti di depurazione.

Infatti la presenza di anidride carbonica, azoto ed acqua provoca l'abbassamento del potere calorifico della miscela, mentre sostanze come l'idrogeno solforato ed i composti organici alogenati, che possono essere presenti nel biogas, si comportano da agenti corrosivi, causando sensibili danni agli impianti di utilizzazione.

La scelta del trattamento o dei trattamenti più opportuni dipende sia dalle caratteristiche del biogas che dalle modalità di utilizzo previste.

In questa sede non si intende entrare nel merito dei criteri di dimensionamento delle apparecchiature per la depurazione del biogas, ampiamente descritti nella letteratura specializzata, ma si vogliono solo richiamare i principali trattamenti a cui è necessario sottoporre il fluido prima dell'alimentazione ai gruppi di produzione di energia. Tali trattamenti sono finalizzati ad ottenere un sensibile abbassamento dei costi di conduzione e manutenzione delle macchine, un funzionamento ottimale ed una maggior affidabilità, oltre alla garanzia di rispetto dei limiti di emissione imposti dalla legge.

Deumidificazione

Il trattamento di deumidificazione è necessario in quanto l'umidità, di cui il biogas è saturo, può condensare all'interno delle tubazioni, in seguito a variazioni di temperatura e/o pressione, provocando malfunzionamenti.

Il sistema di deumidificazione è costituito generalmente da un gruppo frigorifero in grado di raffreddare il gas da inviare ai motori. In tal modo si separa dalla miscela gassosa l'umidità che, condensando, viene allontanata precipitando al contempo sostanze nocive e corrosive presenti nel flusso gassoso stesso.

Desolfurazione

Quando i livelli di idrogeno solforato sono elevati è necessario prevedere dei sistemi di abbattimento integrativi, ad umido o a secco, della sola deumidificazione.

Per quanto riguarda i *sistemi ad umido*, questi possono essere assimilati alle torri di lavaggio (scrubber) normalmente utilizzate per la depurazione delle emissioni gassose. Tali sistemi devono essere installati prima della sezione di deumidificazione.

Un primo sistema utilizza una reazione chimica, generalmente in condizioni di pressione e temperatura ambiente. Il trattamento consiste nel lavaggio con una soluzione basica, che neutralizza l' H_2SO_4 , composto altamente corrosivo e quindi pericoloso per gli impianti di utilizzazione, formato dall' H_2S . Una successiva fase di lavaggio acido permette di neutralizzare l'eccesso di base prima dello scarico della soluzione. Il principale vantaggio di questo sistema è la semplicità, ma il costo dei reattivi e del trattamento dell'acqua scaricata ne riduce l'impiego industriale.

Un altro sistema, poco diffuso, consiste nel lavaggio con acqua sotto pressione che mette in soluzione l' H_2S insieme alla CO_2 . Tale miscela viene poi rilasciata in una successiva fase di stripping.

Il *sistema* di desolfurazione *a secco* prevede un processo di trattamento di tipo chimico e consiste nel far passare il biogas attraverso una sostanza adsorbente.

Una prima opzione consiste in un sistema che utilizza un adsorbente contenente ossidi di ferro in grado di interagire con l'acido solfidrico e captarlo in modo da separarlo dal biogas.

Un'altra opzione prevede l'utilizzo del carbone attivo.

Il volume della massa desolforante dipende dai seguenti parametri:

- concentrazione dell' H_2S nei gas da trattare
- pressione e temperatura (normalmente condizioni ambiente)
- velocità di attraversamento del gas nella massa adsorbente
- tempo di contatto massa – gas
- ciclo di sostituzione dell'adsorbente.

I due sistemi si differenziano in quanto la rigenerazione dell'ossido di ferro è più facile rispetto a quella del carbone attivo. Infatti, l'ossido di ferro si riforma dalla reazione con l'aria e con l'acqua in cui si libera lo zolfo solido che viene trascinato via. Una semplice filtrazione permette la sua eliminazione. La sostituzione della massa di ossido di ferro si deve effettuare solo dopo molti cicli di rigenerazione.

Nel caso del carbone attivo, invece, la rigenerazione richiede l'utilizzo di solventi e, anche se viene condotta a regola d'arte, il carbone rigenerato perde parte della sua efficacia rispetto a quello di partenza, pertanto il costo della rigenerazione e la sostituzione frequente del carbone attivo rendono questa soluzione applicabile solo nei casi in cui si ha una concentrazione molto ridotta in H_2S .

Un terzo sistema consiste nell'utilizzo di un biofiltro nel quale risiedono numerose specie di microrganismi in grado di degradare i composti solforati, in questo caso, la depurazione del gas dipende principalmente da porosità, temperatura, pH, umidità e dalla concentrazione di H_2S nella fase gassosa.

Nonostante i costi di gestione siano contenuti, questo sistema non è ancora molto utilizzato industrialmente.

Processi di rimozione della CO₂

In alcuni casi può essere utile effettuare anche dei trattamenti per la rimozione o riduzione del contenuto di CO₂, finalizzati ad aumentare il tenore in metano del biogas.

I processi più utilizzati, che devono essere installati solo dopo la rimozione dell'H₂S, sono:

- assorbimento della CO₂ in acqua con successivo stripping ed emissione in atmosfera (il più semplice e meno costoso a parte il costo di compressione);
- impiego di membrane semipermeabili, in grado di lasciare passare la CO₂ e di trattenere il CH₄.

Utilizzo del biogas

Essendo la produzione di biogas continua, tutti i sistemi di raccolta ed utilizzo devono essere automatici.

La produzione di biogas avviene alla pressione del digestore, generalmente vicina alla pressione atmosferica. Dal momento che lo stoccaggio ed il trasporto richiedono una compressione importante e quindi costi non trascurabili, si cerca in genere di utilizzarlo per la produzione di una forma di energia direttamente utilizzabile sul sito di produzione o con costi di trasporto ridotti.

Parte del biogas prodotto viene utilizzato per gli autoconsumi dell'impianto, mentre la restante parte può essere utilizzata per la produzione di energia da cedere all'esterno.

In particolare, per quanto riguarda gli usi interni, una parte (dal 15 al 25% dell'energia prodotta), può essere utilizzata per il riscaldamento dei digestori ed, eventualmente, per coprire il fabbisogno di energia elettrica dell'impianto (cogenerazione di calore ed elettricità). L'utilizzo del biogas per il riscaldamento è variabile in funzione della stagione e del momento nella giornata; il riscaldamento è in genere attivo quando è in corso il caricamento del digestore.

Il biogas in eccesso può essere valorizzato con diverse modalità, alcune delle quali particolarmente sviluppate. Di seguito vengono riportate le principali possibilità di utilizzo.

- Produzione di calore sotto forma d'acqua calda, di vapore o d'aria calda, per il riscaldamento, l'essiccazione e processi industriali (disidratazione di percolati di discariche). Rendimento medio: 80-85%. Questa scelta comporta l'esistenza di un impiego locale (condomini per abitazione collettiva o terziaria, rete di teleriscaldamento, industrie).
- Produzione di elettricità, generalmente con motori a gas, eventualmente con turbine a vapore o turbine a gas per gli impianti di più ampia capacità. Rendimento medio: 30-35%.
- Produzione combinata di calore e di elettricità (cogenerazione). Rendimento medio: 80-85%, 50% per calore e 35% per elettricità.

Esistono anche altre filiere emergenti, quali:

- produzione di carburante per veicoli;
- produzione di gas naturale per iniezione nella rete pubblica di trasporto e distribuzione;
- produzione di freddo, per esempio con macchine ad assorbimento (industrie agro-alimentari);
- utilizzo in forni industriali come combustibile primario o ausiliario.

La soluzione più comunemente adottata è rappresentata dalla produzione combinata di calore e di elettricità.

Tra i vari sistemi utilizzabili per la cogenerazione, che si differenziano tra loro per il tipo di

motore termico impiegato per la generazione di potenza meccanica e quindi elettrica, si ricordano:

- turbina a vapore;
- turbina a gas;
- motori alternativi a ciclo Diesel;
- motori alternativi a ciclo Otto;

Per quanto riguarda la scelta tecnica del sistema di cogenerazione possono valere le seguenti considerazioni.

Le taglie degli impianti più frequentemente adottate, in termini di portata di trattamento dei rifiuti e di conseguenza per quanto riguarda le potenze, portano ad escludere l'utilizzo di impianti con turbine a vapore.

Anche le turbine a gas, per quanto riguarda i loro rendimenti elettrici, inferiori nella media di circa 10 punti percentuali rispetto ai motori alternativi, non sembrano costituire la soluzione ottimale. Inoltre il loro utilizzo è stato fino ad oggi limitato dal fatto che non esistono sul mercato turbine di piccola capacità, in grado di accettare ampie variazioni di quantità e qualità del combustibile.

La soluzione più conveniente consiste nella scelta di motori alternativi a ciclo Diesel ed a ciclo Otto.

Il biogas prodotto dal digestore deve essere utilizzato in continuo, pertanto il dimensionamento di tutte le apparecchiature deve essere fatto tenendo conto dei periodi di fermata necessari per l'esecuzione delle operazioni di manutenzione programmata.

Il gruppo di produzione di energia deve essere dimensionato sulla portata totale di produzione, incluse le punte, detratte le quantità di gas destinate all'utilizzo interno dell'impianto.

Una volta definito il dimensionamento teorico dell'impianto di produzione di energia, il numero di gruppi sarà scelto in funzione della flessibilità richiesta e della taglia dei gruppi disponibili sul mercato.

Le apparecchiature in commercio garantiscono rendimenti di conversione dal 30 fino al 45% a seconda della taglia del motore e del gas di alimentazione.

Al fine di ottenere una certa flessibilità, è consigliabile prevedere almeno due gruppi, pertanto la taglia unitaria dei motori scende a livelli in cui il rendimento prevedibile è compreso tra il 32 e il 36%. Per l'alternatore, un rendimento elettrico usuale è del 95%. Il rendimento complessivo dei gruppi può essere considerato normale tra il 30 e il 34% ed è tanto maggiore quanto più grande è la taglia.

Sistemi di accumulo del biogas

Per rendere compatibili le cinetiche di produzione di biogas con quelle di utilizzo è necessario installare un sistema di accumulo.

Il volume e la pressione devono essere determinati in funzione di una valutazione costi-benefici, cercando una soluzione di compromesso tra il costo d'investimento e di gestione, principalmente dovuto alla compressione del biogas, ed il beneficio derivante dalla vendita dell'energia prodotta.

Per non arrivare a volumi e a costi troppo sostenuti, lo stoccaggio deve essere limitato alla quantità necessaria per ammortizzare le punte di produzione (per esempio volume uguale ad un'ora di produzione), e deve essere realizzato a bassa pressione.

Tutte le tubazioni ed i serbatoi di stoccaggio del biogas devono essere realizzati a perfetta tenuta, in modo da evitare possibili infiltrazioni d'aria che potrebbero dar luogo ad esplosioni dovute al suo carattere altamente infiammabile.

Torcia di sicurezza

In tutti gli impianti con produzione di biogas è necessario prevedere la presenza di una torcia di emergenza che garantisca la combustione del biogas prodotto.

Il dimensionamento della torcia deve essere fatto in modo tale da consentire, non solo la combustione della portata normale del biogas, ma anche dei quantitativi provenienti dall'eventuale svuotamento rapido di tutti gli stoccaggi.

La torcia di sicurezza deve consentire la combustione del biogas in condizioni di emergenza assicurando:

- il mantenimento di valori di temperatura adeguati a limitare l'emissione di inquinanti e la produzione di fuliggine;
- l'omogeneità della temperatura all'interno della camera di combustione;
- un adeguato tempo di residenza del biogas all'interno della camera di combustione;
- un sufficiente grado di miscelazione tra biogas ed aria di combustione;
- un valore sufficientemente elevato della concentrazione di ossigeno libero nei fumi effluenti.

Al fine di conferire al sistema una maggiore affidabilità la torcia deve essere dotata di sistemi automatici di accensione e controllo della fiamma.

Il tempo di funzionamento deve essere calcolato tenendo conto dei tempi di manutenzione dei gruppi.

4.6 DISIDRATAZIONE DEI FANGHI

Durante la fase di digestione anaerobica la materia secca volatile si trasforma in biogas e quindi fuoriesce dal digestore, mentre nella massa rimane un fango, più liquido che all'ingresso, con valori di sostanza secca dell'ordine del 20-25% per i processi a secco e del 5-10% per i processi liquidi, costituito dalla materia non digerita e dalla maggior parte dell'acqua.

Tale fango deve essere sottoposto ad un trattamento di disidratazione, al fine di ottenere un prodotto più concentrato (circa 45% di materia secca), avente caratteristiche fisiche compatibili con la successiva fase di stabilizzazione aerobica.

A seconda della qualità dei rifiuti trattati, del tipo di processo (secco, semi-secco o liquido) e del destino della materia stabilizzata, il sistema di disidratazione dei fanghi digeriti può essere realizzato mediante pressa a vite, centrifuga o nastropressa oppure mediante una opportuna combinazione di queste apparecchiature.

La scelta deve essere fatta in funzione della granulometria delle particelle dure, del tenore in materia secca del materiale da inviare alla stabilizzazione aerobica e del tenore in materia secca dell'acqua di processo in relazione con il suo destino.

In tabella 4.9 sono riportate le caratteristiche delle apparecchiature citate in termini di percentuale di materia secca ottenuta nelle due frazioni separate.

Tabella 4.9: Caratteristiche delle apparecchiature di disidratazione

Tipo di macchina	% MS frazione secca	% MS frazione liquida
Pressa a vite	40-55%	10-20%
Centrifuga	25-35%	3-8%
Nastro-pressa	30-40%	1-3%

Pressa a vite

È generalmente utilizzata per la disidratazione di fanghi provenienti da processi di digestione a secco. Infatti è l'unica macchina in grado di disidratare un fango derivante dal trattamento di rifiuti urbani con particelle solide aventi dimensioni superiori ai 20-30 mm.

La vite, che gira all'interno di un tubo filtro, deve produrre uno sforzo importante per vincere la resistenza del tappo idraulico che ritiene la materia in uscita. È proprio questa pressione generata sulla materia tra la vite ed il tappo che spinge l'acqua attraverso i fori del tubo filtro. La robustezza di questi elementi e la loro resistenza all'abrasione sono determinanti nella scelta dell'apparecchiatura.

Nonostante le precauzioni per il rivestimento anti-abrasione, la manutenzione gioca un ruolo molto importante nel funzionamento regolare della pressa.

Le presse a vite devono essere sempre installate almeno in due esemplari con un fattore di sovradimensionamento almeno del 50%.

Il diametro dei fori e la portata richiesta definiscono la lunghezza della zona di pressatura e quindi la potenza richiesta mentre il diametro dei fori e la pressione di servizio definiscono il tenore in materia secca del sugo.

Centrifuga

Questa macchina, più comunemente utilizzata nel trattamento dei fanghi, può essere utilizzata sia direttamente per la disidratazione del materiale in uscita dal digestore, sia come trattamento complementare del sugo proveniente da una pressa a vite.

La potenza installata sarà funzione della portata e della quantità di materia secca da estrarre.

Nastro-pressa

Questo filtro, diffuso anche nel settore del trattamento dei fanghi, può essere utilizzato sia direttamente per la disidratazione del materiale in uscita da un digestore funzionante con un processo di tipo liquido, sia per il trattamento complementare del sugo dopo una pressa a vite o dopo una centrifuga, al fine di ottenere un refluo con caratteristiche migliori.

La potenza installata sarà funzione della portata e della quantità di materia secca da estrarre. Il flusso liquido separato con le varie apparecchiature contiene ancora particelle fini di materia secca e/o organica e deve essere opportunamente trattato per raggiungere i parametri compatibili con il suo impiego.

Una parte del liquido può essere utilizzata come diluente per preparare la miscela in ingresso ai digestori, importante soprattutto nel caso di trattamento di rifiuti urbani. Per l'utilizzo come diluente, la frazione liquida deve avere un tenore in materia secca generalmente inferiore al 5% per evitare l'aumento continuo del tenore in particelle fini nella massa in fermentazione che sbilancerebbe il processo. La restante parte deve essere opportunamente convogliata ad un impianto di depurazione.

4.7 STABILIZZAZIONE E RAFFINAZIONE DEL FANGO DIGERITO

Il fango digerito prodotto dalla fase di metanizzazione risulta in genere non completamente stabilizzato, a causa del ridotto tempo di residenza dei rifiuti all'interno del reattore. A tale scopo deve essere prevista una successiva fase di stabilizzazione aerobica, finalizzata al completamento della degradazione della materia organica, più difficilmente degradabile, ed all'ottenimento dell'igienizzazione del materiale. Il grado di maturazione richiesto dipende dall'utilizzo finale del prodotto stabilizzato.

Generalmente il fango digerito viene sottoposto ad un trattamento di stabilizzazione che si sviluppa in due fasi:

- bioossidazione accelerata;
- post-maturazione.

Poiché il materiale organico ha già subito una parziale degradazione, i tempi di permanenza nel reparto di stabilizzazione aerobica potranno essere contenuti entro i 30-45 giorni.

A seconda del destino finale del biostabilizzato può essere richiesta una raffinazione del materiale, da realizzare dopo la fase di bioossidazione accelerata o, in alternativa, dopo la post-maturazione.

4.8 STOCCAGGIO FINALE DEI PRODOTTI

Negli impianti di digestione anaerobica dei rifiuti devono essere previsti reparti per lo stoccaggio differenziato del materiale trattato e dei residui del trattamento. Le zone di stoccaggio devono essere, preferibilmente, coperte per evitare possibili alterazioni e, specialmente nella stagione invernale, il dilavamento a causa delle frequenti precipitazioni. Le dimensioni della sezione di stoccaggio finale e le distanze dai cumuli devono essere tali da garantire la circolazione ed il movimento degli automezzi adibiti alle operazioni di prelievo e scarico dei materiali stessi.

Tabella 4.10: Parametri di dimensionamento delle linee di trattamento

Potenzialità (t/a)	Numero di giorni di funzionamento/anno	Numero di linee	Numero di turni	Portata media della linea (t/h)
<25.000	312	1	1	15÷20
25.000÷100.000	312	1÷2	1÷2	20÷30
>100.000	312	2	1÷2	30÷35

4.9 DIMENSIONAMENTO DELLA LINEA

Il dimensionamento della linea viene di norma effettuato tenendo in considerazione la portata di trattamento giornaliera dei rifiuti in ingresso all'impianto e la loro composizione merceologica.

Di norma si preferisce adottare potenzialità orarie delle linee di trattamento non eccedenti le 30-35 t/h ricorrendo alla realizzazione di più linee o, in alternativa, allo svolgimento di più turni di trattamento.

La portata di ingresso dell'impianto deve tener conto di un fattore di sovraccarico minimo del 20%.

In tabella 4.10 vengono riassunti alcuni parametri caratteristici da utilizzare per l'individuazione del numero e per il dimensionamento delle linee di trattamento.

4.10 BILANCIO DI MASSA DELL'IMPIANTO

Il bilancio di massa permette di apprezzare l'evoluzione delle diverse frazioni liquide e solide che costituiscono il substrato nel corso del processo.

Il bilancio varia a seconda del tipo di processo (a secco o ad umido) ma è comunque strettamente correlato alla natura dei rifiuti trattati (rapporto tra rifiuti di cucina, rifiuti verdi, carta/cartone, rifiuti dell'industria agro-alimentare, ecc.), in cui il tenore di inerti, di materia secca e di mate-

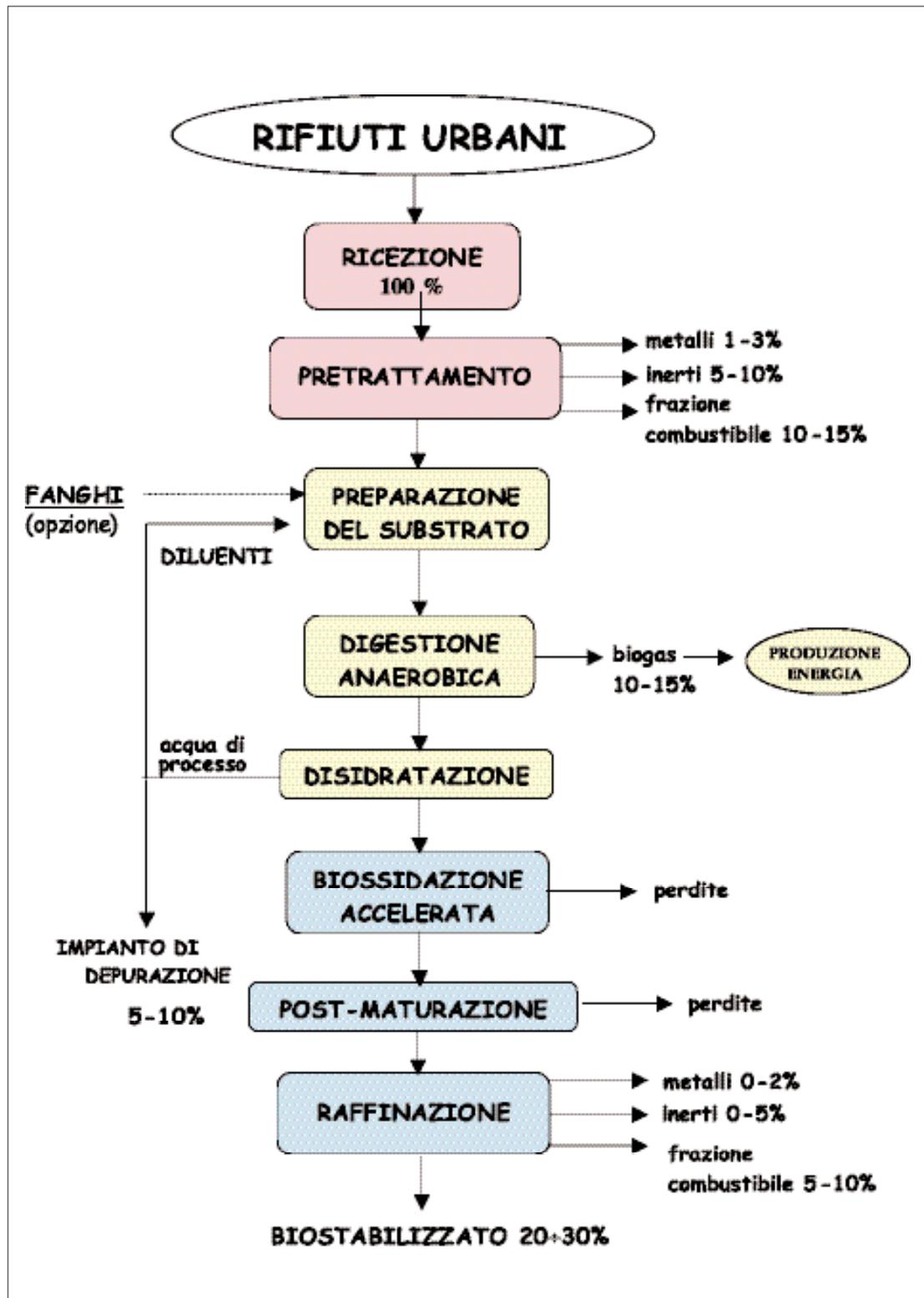


Figura 4.6: Bilancio di massa di un impianto per rifiuti urbani con processo a secco.

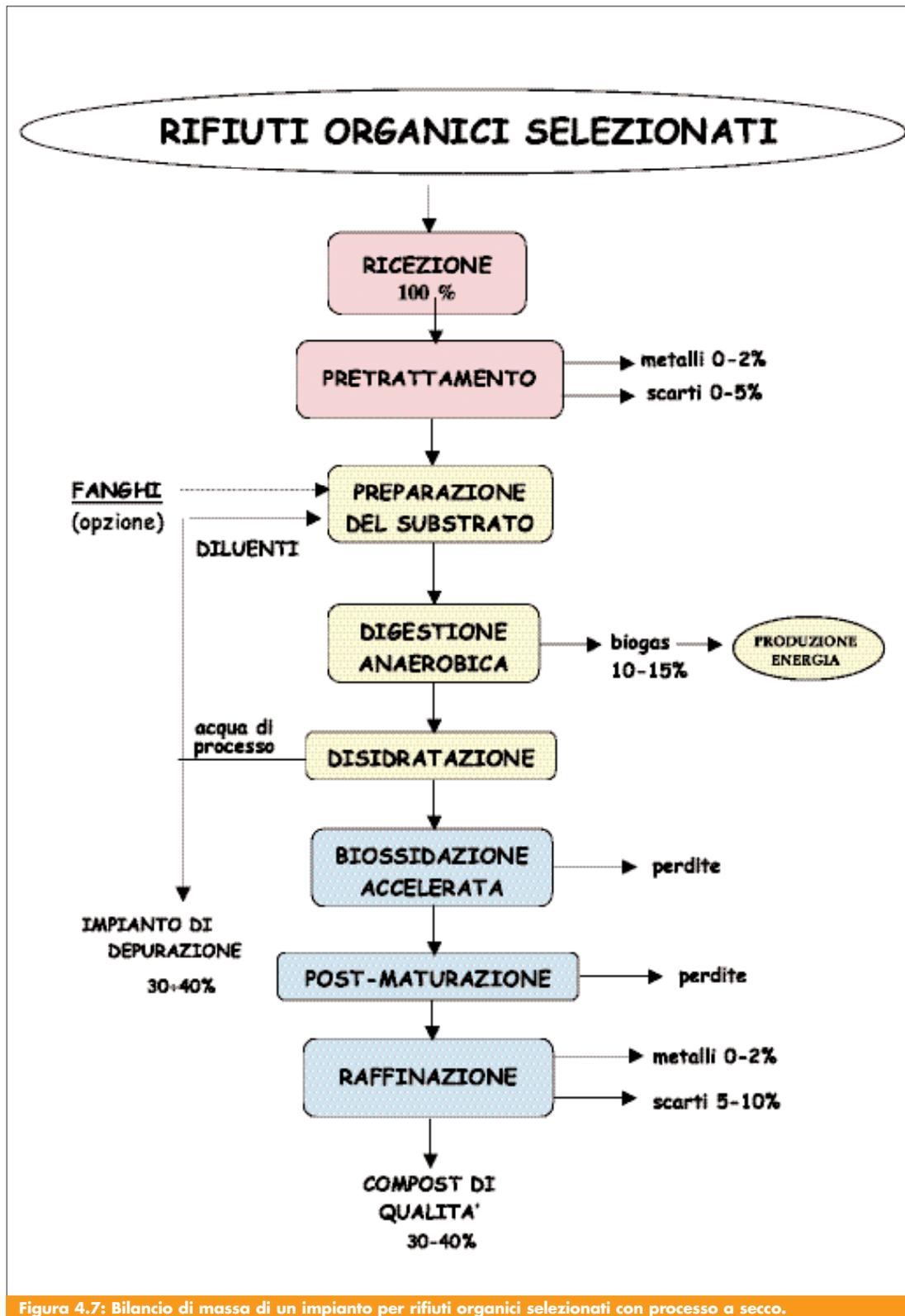


Figura 4.7: Bilancio di massa di un impianto per rifiuti organici selezionati con processo a secco.

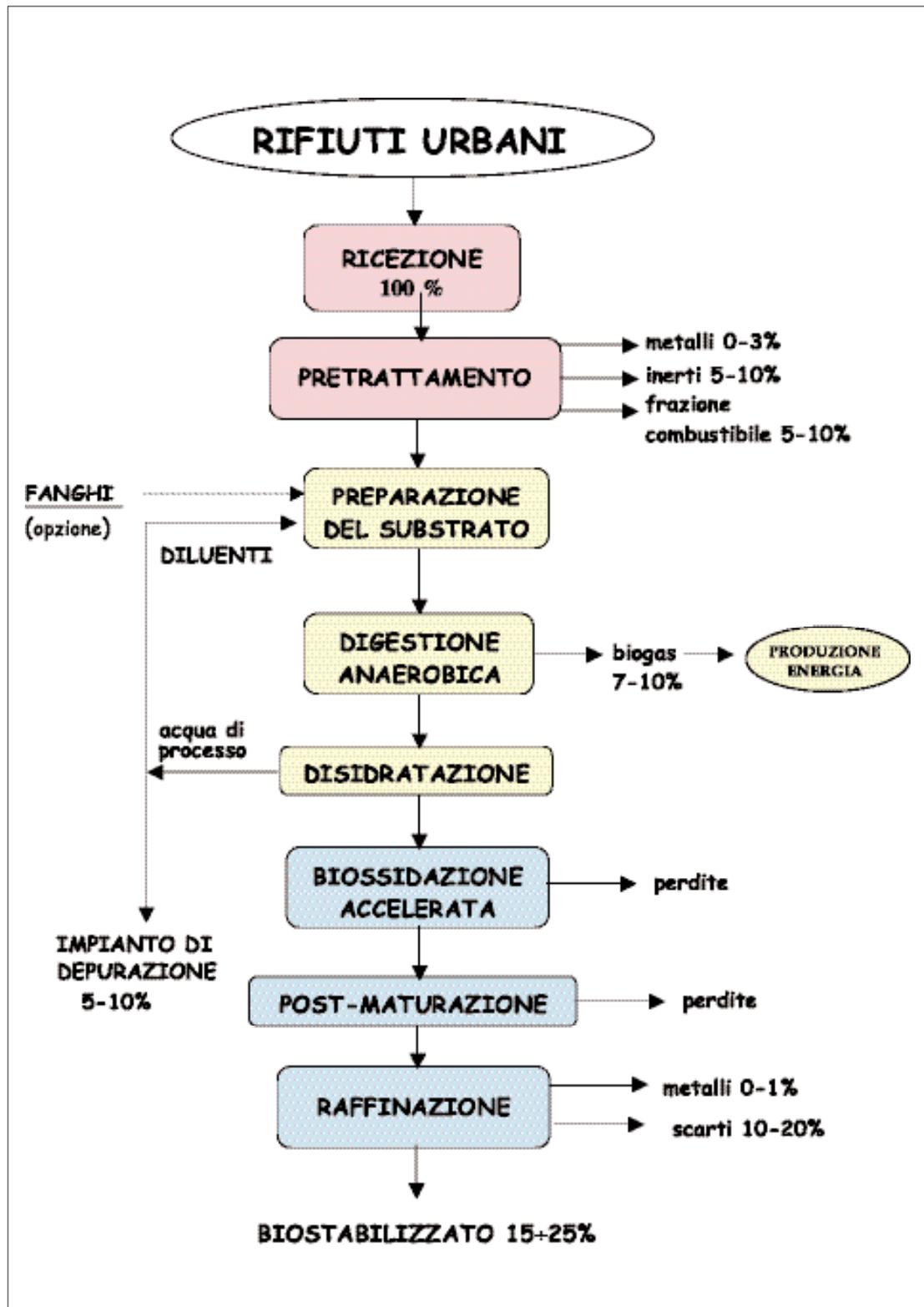


Figura 4.8: Bilancio di massa di un impianto per rifiuti urbani con processo liquido.

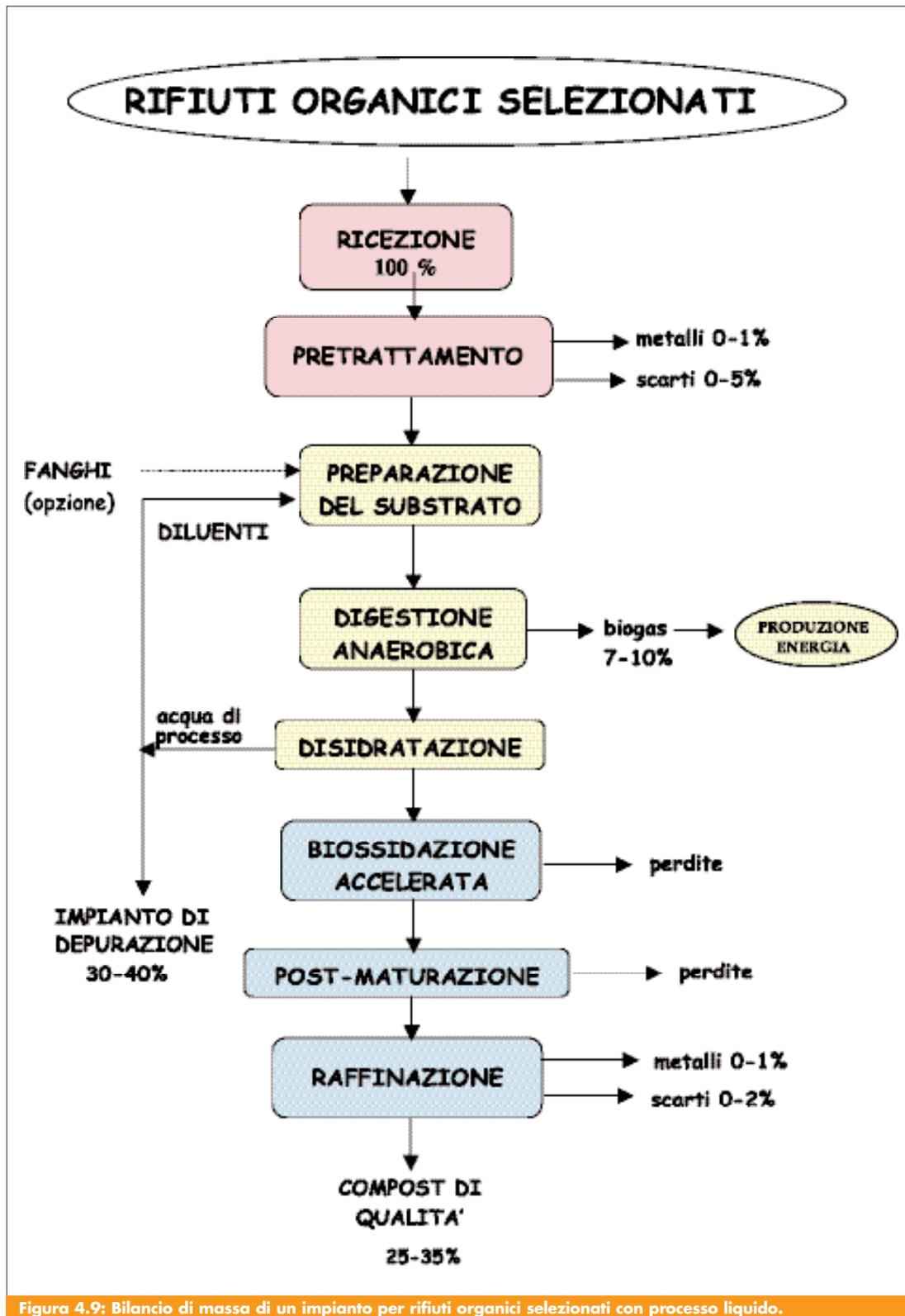


Figura 4.9: Bilancio di massa di un impianto per rifiuti organici selezionati con processo liquido.

ria organica degradabile è variabile. Nelle figure da 4.6 a 4.9 sono riportati degli esempi indicativi di bilanci di materia validi per impianti di digestione anaerobica a secco e ad umido di rifiuti urbani e di rifiuti organici selezionati.

4.11 BILANCIO ENERGETICO DELL'IMPIANTO

Un impianto di media potenzialità utilizza circa un quarto dell'energia prodotta per far fronte agli autoconsumi, costituiti essenzialmente dal riscaldamento delle unità di digestione. In tabella 4.11 è riportato un esempio di bilancio energetico riferito ad un impianto di 15.000 t/a di rifiuti fermentescibili operante con processo termofilo (popolazione interessata: circa 100.000 abitanti).

Tabella 4.11: Esempio di bilancio energetico

Produzione di biogas	5 700 m ³ /g	139 Nm ³ /t
Energia disponibile	33 000 kWh/g	805 kWh/t
Potenza centrale elettrica	414 kWe	
Produzione elettricità:	10 300 kWh/g	
di cui consumo processo	2 800 kWh/g	8%*
di cui eccesso valorizzabile	7 500 kWh/g	23%
Produzione calore:	18 300 kWh/g	
di cui consumo processo	6 300 kWh/g	18%
di cui eccesso valorizzabile	12 000 kWh/g	26%
Perdite	4 700 kWh/g	14%

*per l'impianto di digestione ad esclusione degli altri reparti dell'impianto.

Fonte: Kompogas, 1999

Tabella 4.12: Rendimenti di conversione

Energia elettrica (motori a gas)	30 – 35 %
Calore	80 – 90 %
Conversione in gas naturale	85 %
Gas carburante	80 %
Cogenerazione	70 – 90 %

In tabella 4.12 sono riportati rendimenti di conversione (energia finale utilizzabile/energia primaria consumata) di norma utilizzati.

In figura 4.10 è riportato un esempio di bilancio di energia per un impianto operante con processo mesofilo:

- un 5% di perdite alla torcia deve essere considerato come valore medio per guasti o per eliminare le punte di produzione che non potrebbero essere assorbite dal motore a gas;
- un 3-5% di consumo deve essere considerato come valore medio per il mantenimento in temperatura del digestore con una caldaia indipendente dal motore;
- l'autoconsumo di elettricità tiene conto del consumo di tutti i reparti dell'impianto, inclusi quelli non direttamente collegati con la digestione (depuratore acque di processo, servizi ausiliari, ecc.);
- il calore disponibile sul motore può essere valorizzato presso utenze locali oppure viene dissipato in atmosfera.

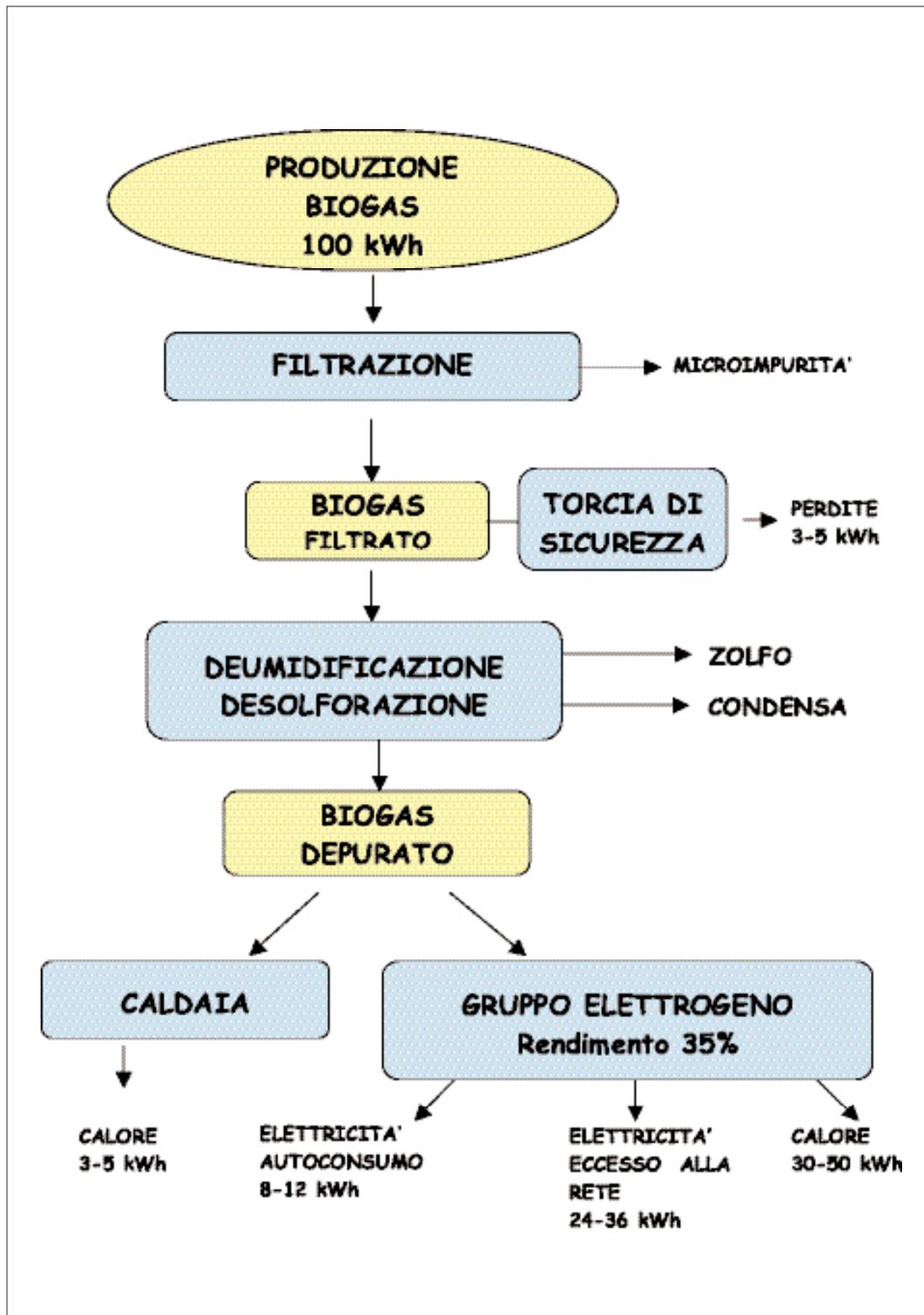


Figura 4.10: Bilancio di energia di un impianto tipo.

5. La gestione degli impianti di digestione anaerobica

5.1 PARAMETRI DI GESTIONE DEL PROCESSO

5.1.1 Parametri di esercizio del reattore di digestione anaerobica della frazione organica selezionata

I parametri da considerare nella normale conduzione del processo di digestione anaerobica della frazione organica selezionata sono gli stessi già esaminati nella fase di progettazione e cioè: HRT, OLR, TS in alimentazione, temperatura del digestore.

Questi quattro parametri definiscono univocamente le condizioni di esercizio dell'impianto. In particolare la concentrazione di solidi nel reattore, definisce anche il tipo di processo secondo la terminologia umido (5-8% TS), semi-dry (8-20% TS), dry (>20% TS) ed è anche legato al tipo di matrice da trattare.

A questi vanno aggiunti:

- SOLR (Specific Organic Loading Rate) o CF (carico organico riferito alla biomassa o ai solidi volatili nel reattore, *cfr.* paragrafo 1.5.1.1)
- Rapporto di ricircolo, nei processi in cui si utilizzi il ricircolo della frazione liquida estratta dall'effluente del reattore

ed i parametri di resa: GPR, SGP, %CH₄ e percentuale di rimozione del substrato.

Gli intervalli tipici di questi parametri nei vari processi sono riportati nei capitoli 3 e 4, rispettivamente come dati di esperienze industriali e linee guida per la progettazione. Ciò che risulta di primario interesse, per la conoscenza del processo applicato alla frazione organica selezionata, è il legame tra i parametri di esercizio e le rese di processo, in particolare la produzione di biogas. Le rese di conversione riportate in letteratura risultano infatti disperse in un intervallo relativamente ampio. Nei punti seguenti verranno prese in esame le variazioni delle rese del processo al variare dei singoli parametri operativi, considerando i dati ottenuti relativamente al processo semi-dry in diverse condizioni di esercizio e diversi substrati.

Variazione delle rese di processo con OLR ed HRT

I dati riguardanti questo punto sono stati ricavati da una ricerca condotta utilizzando frazione organica da selezione meccanica in regime termofilo, con processo semi-dry (Cecchi et al., 1991, 1993). Sono state indagate sei condizioni di esercizio, caratterizzate da diverse coppie di valori di HRT ed OLR, allo scopo di evidenziare le differenze riscontrabili in termini di rese di produzione di gas e rimozione di substrato. Il tenore in secco dell'alimentazione è stato fatto va-

Tabella 5.1: Rese ottenute al variare di HRT ed OLR con processo semi-dry termofilo (Cecchi et al., 1991, 1993)

Condizione	1	2	3	4	5	6
HRT,d	14.6	11.7	11.3	9.4	7.8	6.1
OLR, kgTVS/m ³ d	5.9	6.9	9.2	10.7	13.5	19.9
TS alim, g/kg	161.1	164.2	230.5	214.7	224.6	210.6
GPR, m ³ /m ³	2.5	2.8	2.7	2.8	4.1	4.7
SGP, m ³ /kgTVS	0.43	0.41	0.29	0.26	0.30	0.23
CH ₄ ,%	61	62	57	54	53	57
TVS rimossi, %	48	43	34	31	37	27
TCOD rimosso, %	44	40	30	27	27	29
TOC rimosso, %	47	42	32	28	33	29

riare tra una prova e l'altra per ottenere i valori voluti di HRT ed OLR. La tabella 5.1 riporta i valori medi ottenuti in condizioni stazionarie.

Si noti il differente andamento dei parametri di produzione GPR ed SGP all'aumentare del carico. La produzione specifica per metro cubo di reattore aumenta da 2.5 a 2.8 m³/m³ d, incrementando il carico organico volumetrico da 5.9 a 6.9 kgTVS/m³ d e diminuendo l'HRT da 14.6 a 11.7 giorni, rimane pressoché costante, nell'intervallo di ORL compreso tra 6.9 e 10.7 kgTVS/m³ d, e sale a 4.7 m³/m³ d aumentando il carico fino a quasi 20 kgTVS/m³ d e riducendo l'HRT a meno di 6 giorni. Al contrario, la resa specifica rispetto ai TVS alimentati (SGP) diminuisce passando da carichi minori a carichi maggiori ed HRT minori. Confrontando le condizioni estreme, 1 e 6, si nota una diminuzione quasi del 50%: ciò è da imputare alla ridotta stabilizzazione che si ottiene diminuendo il tempo di permanenza nel reattore; questo è riscontrabile anche considerando le percentuali di rimozione. La composizione del biogas è meno interessata da queste variazioni di condizioni di esercizio, seppure la diminuzione del 15% circa che si evidenzia confrontando la condizione 1 con la 5 (da 61 a 53%) non può essere considerata trascurabile. È evidente quindi che le condizioni ottimali di esercizio non possono che essere un compromesso tra l'esigenza di ottenere un substrato più stabilizzato (e quindi utilizzare HRT maggiori) e la necessità di massimizzare la resa specifica per unità di volume di reattore di biogas (utilizzando bassi HRT).

Una correlazione lineare tra OLR ed SGP, calcolata sulla base di questi ed altri risultati, è (Cecchi et al., 1992):

$$SGP=0.498 -0.0139 OLR$$

La correlazione dei dati risulta soddisfacente ($R^2=0.985$).

Variatione delle rese di processo con la temperatura di esercizio

L'intervallo termico di esercizio gioca un ruolo fondamentale sulle rese di processo. Nella tabella 5.2 sono riportati i dati ricavati da una ricerca condotta allo scopo di confrontare il comportamento del processo semi-dry, a parità di altre condizioni di esercizio, in regime mesofilo e termofilo. Si noti come i valori relativi alla produzione specifica (SGP) raddoppino passando da condizioni mesofile a condizioni termofile, a parità di HRT e con valori di OLR addirittura inferiori nella condizione a temperatura maggiore. L'andamento delle percentuali di rimozione, passando mediamente dal 20 al 50%, riflette quello della SGP, confermando l'aumento della stabilizzazione del substrato in condizioni termofile.

Variatione delle rese con le caratteristiche del substrato.

Le caratteristiche della frazione organica selezionata, ottenuta con sistemi di selezione mecca-

Tabella 5.2: Rese ottenute con il processo semi-dry in regime mesofilo e termofilo (Cecchi et al., 1993).

	Mesofilia	Termofilia
HRT,d	14.7	14.6
OLR, kgTVS/m ³ d	7.5	5.9
TS alim, g/kg	222.8	161.1
GPR, m ³ /m ³	1.4	2.5
SGP, m ³ /kgTVS	0.20	0.43
TVS rimossi, %	23	48
TCOD rimosso, %	20	44
TOC rimosso, %	21	47

nica e da raccolta differenziata sono, come già in precedenza evidenziato, molto diverse. Ovviamente, le rese di processo sono intimamente legate a queste caratteristiche, a causa delle diverse cinetiche coinvolte nella degradazione di differenti classi di composti. La tabella 5.3 riporta i risultati di una campagna sperimentale finalizzata alla definizione dell'influenza delle caratteristiche del substrato sulla degradazione ottenibile. Le prove sono state condotte mantenendo un HRT costante di circa 12 giorni, in condizioni termofile, e utilizzando come substrato frazione organica da selezione meccanica a cui venivano aggiunti rifiuti mercatali in percentuali crescenti.

Tabella 5.3: Rese ottenute con diverse miscele di frazione organica da selezione meccanica e da rifiuti mercatali (Pavan et al., 2000).

Condizione	0	1	2	3	4
Rifiuti mercatali, %	0	15	30	50	100
OLR, kgTVS/m ³ d	9.7	7.5	12.1	12.6	6.0
TS alim, g/kg	252.2	140.3	202.2	185.9	98.2
GPR, m ³ /m ³	3.1	3.1	5.9	6.2	4.9
SGP, m ³ /kgTVS	0.32	0.42	0.49	0.50	0.78
TVS rimossi, %	37.3	42.8	59.3	57.9	82.2
TCOD rimosso, %	34.8	44.2	47.4	53.2	79.8

Si noti il ridotto carico organico applicato nella condizione 4, relativa all'utilizzo di soli rifiuti mercatali. Questa scelta è stata indotta dalla necessità di ottenere un processo stabile che, nel caso di substrati ad altissima biodegradabilità come i rifiuti mercatali, non può essere garantita se non utilizzando bassi carichi o processi a fasi separate.

I risultati ottenuti indicano chiaramente l'aumento di produzione ottenibile utilizzando substrati più 'puri' rispetto alla frazione organica selezionata meccanicamente: da 0.32 a 0.78 m³/kgTVS d. In questo caso, anche se le condizioni sono condotte a parità di HRT, la produzione specifica per m³ di reattore aumenta comunque, a dimostrazione che le caratteristiche del substrato hanno un effetto prevalente sulle rese di processo. Ragionamenti analoghi muovono le considerazioni che possono essere fatte riguardo alle percentuali di rimozione, che raggiungono valori molto elevati nel caso di rifiuto mercatale 'puro' (oltre 80%).

5.1.2 I parametri di stabilità del processo di digestione anaerobica della frazione organica selezionata

Nel controllo del processo di digestione anaerobica della frazione organica selezionata e comunque nei processi ad alto carico organico è particolarmente importante un monitoraggio accurato di alcuni parametri chiave, che consentano di individuare in tempo reale le condizioni di sovraccarico (overloading) o di inibizione del processo che possano portare a condizioni di acidogenesi di difficile recupero. Nel caso specifico, i parametri più importanti, ad esclusione di quelli specialistici, il cui uso è per il momento confinato al solo ambito della ricerca (es. il contenuto di idrogeno nel biogas), sono i seguenti:

- pH
- alcalinità
- VFA
- %CO₂ nel biogas e produzione

Di seguito è riportata una discussione relativa all'andamento di questi parametri confrontando condizioni operative diverse in regime stazionario, facendo riferimento agli esempi precedentemente citati per la discussione sui parametri di esercizio, e durante una condizione di squilibrio del processo e una seguente fase stazionaria, allo scopo di evidenziare come sia possibile descrivere il comportamento del sistema attraverso questi parametri.

Variazione del pH con le condizioni operative e negli stati di transiente

Anche se sicuramente meno sensibile rispetto ad altri parametri, il pH rimane uno degli indici più usati nel controllo di questo processo, principalmente grazie alla velocità di determinazione ed alla possibilità di interfacciamento on-line.

In termini di variazione rispetto a diverse condizioni operative, il pH fornisce indicazioni relativamente limitate: si vedano ad esempio i valori riportati in tabella 5.4, relativi allo stesso studio prima considerato per la discussione sulla variazione dei parametri di resa rispetto a diverse condizioni operative.

Tabella 5.4: Valori di pH osservati in diverse condizioni operative (Cecchi et al., 1991, 1993).

Condizione	1	2	3	4	5	6
HRT,d	14.6	11.7	11.3	9.4	7.8	6.1
OLR, kgTVS/m ³ d	5.9	6.9	9.2	10.7	13.5	19.9
pH	7.44	7.17	7.36	7.33	7.24	7.17

L'aumento del carico organico porta il processo a condizioni di maggior stress, che comportano una tendenza alla diminuzione del valore del pH. Nel caso specifico, fa eccezione il valore riscontrato nella condizione 2, non riconducibile ad alcuna particolare causa. Complessivamente, si nota un abbassamento progressivo del valor medio in condizioni stazionarie di circa 0.3 unità, triplicando il carico applicato. Un effetto paragonabile è dato, come riportato in tabella 5.5, dal cambiamento di intervallo termico di esercizio, da mesofilo a termofilo.

Tabella 5.5: Valori di pH osservati in regime mesofilo e termofilo (Cecchi et al., 1993).

	Mesofilia	Termofilia
T, °C	37.4	55.0
pH	7.13	7.44

Anche in questo caso, come si può osservare, la variazione è di 0.3 unità circa.

La tabella 5.6 riporta, invece, i valori di pH osservati in diverse condizioni stazionarie ottenute con miscele di frazione organica da selezione meccanica contenenti diverse percentuali di rifiuto mercatale. Anche in questo caso, gli effetti sul valore del pH derivanti dal passaggio da un substrato da selezione meccanica ad un rifiuto mercatale, quindi molto più biodegradabile, sono relativamente contenuti: 0.3 unità.

Tabella 5.6: Valori di pH ottenuti con diverse miscele frazione organica da selezione meccanica e da rifiuti mercatali (Pavan et al, 2000)

Condizione	0	1	2	3	4
Da rifiuti mercatali, %	0	15	30	50	100
OLR, kgTVS/m ³ d	9.7	7.5	12.1	12.6	6.0
pH	7.6	7.6	7.8	7.8	7.9

Per quanto riguarda il comportamento in condizioni non stazionarie o di transiente, la figura 5.1 mostra l'andamento del pH, dei VFA e dell'alcalinità, di un digestore per il trattamento della frazione organica da raccolta differenziata operante in termofilia durante una fase di transiente da un precedente stato di forte inibizione ad una successiva fase di condizioni stazionarie. Si noti che l'aumento di pH tra una condizione e l'altra è di quasi una unità, raggiungendo valori anche superiori ad 8 in condizioni stazionarie. Valori inferiori si riscontrano nel processo mesofilo, e comunque con frazione organica selezionata meccanicamente, dove l'intervallo utile rimane entro 7.1 e 7.5.

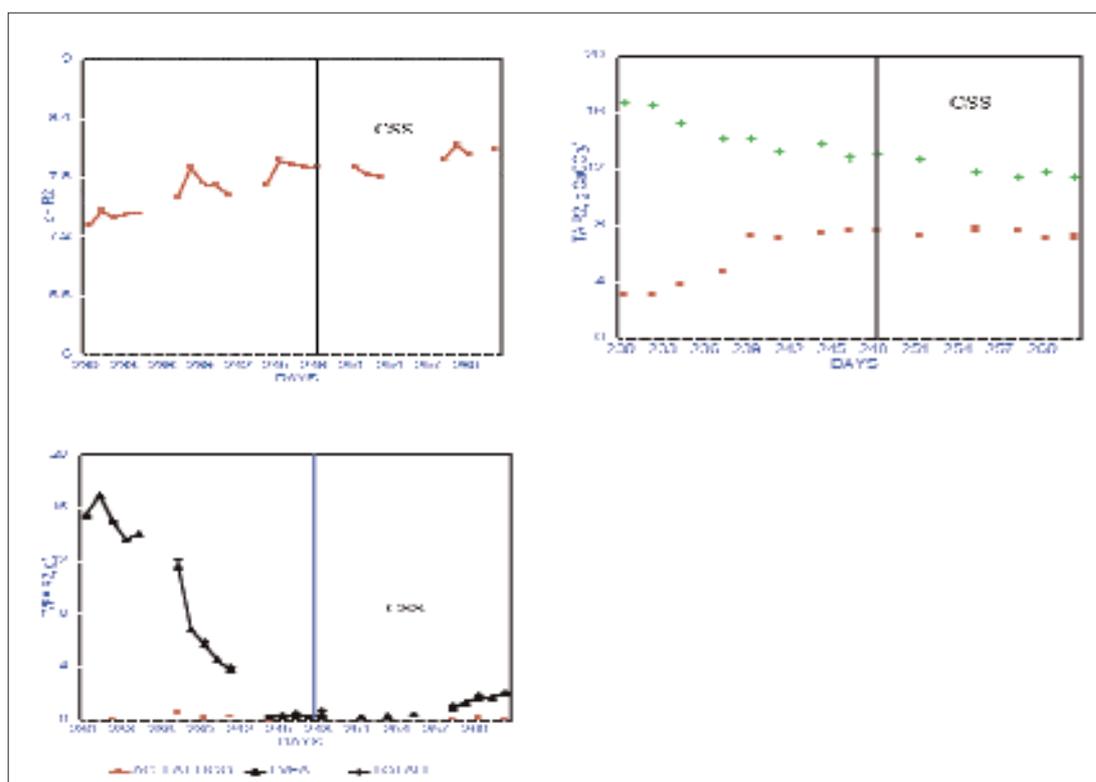


Figura 5.1: Andamenti di pH, alcalinità e VFA in un digestore anaerobico operante in termofilia durante il passaggio tra condizioni fortemente inibite e condizioni stabili (substrato = frazione organica da RD).

Variatione dell'alcalinità con le condizioni operative e negli stati di transiente

I valori di alcalinità totale (misurata a pH 3.8) tipici del processo di digestione anaerobica della frazione organica selezionata sono decisamente maggiori rispetto a quelli riscontrabili nella digestione di fanghi. Un intervallo compreso tra 5000 e 10000 mgCaCO₃/l può essere considerato tipico per questo processo, ma valori superiori possono essere riscontrati con carichi maggiori o con matrici più biodegradabili, grazie alla maggiore disponibilità di composti proteici per la produzione di ammonio e quindi del sistema tampone associato. Di particolare interesse pratico risulta anche la determinazione dell'alcalinità su due punti di viraggio, pH 6 e 3.8, in quanto la differenza tra i due valori è proporzionale all'accumulo di acidi grassi nel digestore.

Un esempio di come varia questo parametro con le condizioni operative applicate è dato dai dati riportati in tabella 5.7, relativa al processo semi-dry termofilo.

Tabella 5.7. Variazioni di alcalinità in diverse condizioni operative (Cecchi et al., 1991, 1993).

Condizione	1	2	3	4	5	6
HRT, d	14.6	11.7	11.3	9.4	7.8	6.1
OLR, kgTVS/m ³ d	5.9	6.9	9.2	10.7	13.5	19.9
TA(6), gCaCO ₃ /l	2.9	2.4	3.2	3.2	3.0	2.4
TA(4), gCaCO ₃ /l	6.0	5.0	6.8	7.2	6.9	7.6
TA(4)-TA(6), gCaCO ₃ /l	3.1	2.6	3.6	4.0	3.9	5.2

In termini assoluti, l'effetto derivante dall'aumento del carico su questo parametro è quello di un aumento del valore registrato a pH 4 da 6 a 7.6 gCaCO₃/l, indice di un aumento del potere tampone, mentre il valore a pH 6 rimane pressoché costante. Ne deriva un aumento della differenza tra i due valori, parametro che, come già accennato, può essere messo in relazione con la quantità di acidi grassi volatili nel reattore. Considerando l'effetto della temperatura, i valori riportati in tabella 5.8 indicano che il passaggio da condizioni mesofile a termofile induce una riduzione del valore del parametro, sia quello registrato a pH 6 che a pH 4.

Tabella 5.8: Variazioni di alcalinità tra regime mesofilo e termofilo (Cecchi et al., 1993).

	Mesofilia	Termofilia
TA(6), gCaCO ₃ /l	4.8	2.9
TA(4), gCaCO ₃ /l	8.8	6.0
TA(6)-TA(4), gCaCO ₃ /l	4.0	3.1

L'aumento della biodegradabilità del substrato induce un effetto simile a quello dell'aumento del carico, determinando l'incremento della disponibilità di materiale proteico per il sistema tampone. I valori di tabella 5.9 si riferiscono alle prove condotte con miscele di frazione organica da selezione meccanica e da rifiuti mercatali, per le quali sono disponibili solo i valori a pH 4. Al di là del valore assoluto, la variazione relativa di questo parametro fornisce informazioni immediate sul comportamento del processo. Si consideri, ad esempio, l'andamento riportato nella figura 5.1, dove sono evidenziate le variazioni di alcalinità riscontrate nel transiente tra una fase di squilibrio ed una successiva fase di stato stazionario del processo. Si noti in particolare che, in condizioni di inibizione, la differenza tra i due valori registrati a pH 4 e 6 è maggiore rispetto al periodo di stabilità. In particolare, il valore a pH 4 quasi raddoppia passando da condizioni inibite a condizioni stabili.

Tabella 5.9: Variazioni di alcalinità (pH=4) ottenute con diverse miscele di frazione organica da selezione meccanica e da rifiuti mercatali (Pavan et al., 2000).

Condizione	0	1	2	3	4
Da rifiuti mercatali, %	0	15	30	50	100
OLR, kgTVS/m ³ d	9.7	7.5	12.1	12.6	6.0
TA(4), gCaCO ₃ /l	10.0	7.9	10.8	15.8	10.7

Variazione del contenuto in VFA con le condizioni operative e negli stati di transiente

Dei parametri considerati, questo è forse il vero e proprio indice di stabilità del sistema. Di importanza minore nel caso di digestori a fanghi, diventa essenziale nel controllo dei processi ad alto carico, in quanto dà una misura diretta ed univoca dello stato di equilibrio tra fasi idroliti-

co-acidogenica e metanogenica del sistema. Anche in questo caso gli intervalli operativi sono sostanzialmente influenzati dalle condizioni di processo e dal substrato: valori di circa 600-800 mg/l sono stati riscontrati sia con substrati da selezione meccanica che da RD, mentre valori anche superiori sono stati osservati in condizioni di squilibrio con frazione organica da selezione meccanica, ovvero in condizioni di alto carico, e in condizioni stazionarie con frazione organica da raccolta differenziata. Si confrontino ad esempio le tabelle 5.10 - 5.12, che riportano i valori ottenuti variando rispettivamente le condizioni operative, l'intervallo termico di esercizio e le caratteristiche del substrato. Si noti in particolare il valore di 2150 mg/l osservato con frazione organica da selezione meccanica in condizioni di alto carico organico (tabella 5.10), paragonabile ai valori riscontrati con substrati più biodegradabili (tabella 5.12).

Tabella 5.10: Valori del contenuto in VFA del reattore in diverse condizioni operative (Cecchi et al., 1991, 1993).

Condizione	1	2	3	4	5	6
HRT,d	14.6	11.7	11.3	9.4	7.8	6.1
OLR, kgTVS/m ³ d	5.9	6.9	9.2	10.7	13.5	19.9
VFA, mg/l	389	284	589	867	694	2150

La variazione di intervallo termico induce un aumento di circa il 50% del parametro, anche se, in termini assoluti, considerando i valori riscontrati nelle altre condizioni, questa variazione risulta di piccola entità.

Tabella 5.11: Valori del contenuto in VFA in condizioni mesofile e termofile (Cecchi et al., 1991).

	Mesofilia	Termofilia
T, °C	37.4	55.0
VFA, mg/l	268	389

Gli effetti maggiori si evidenziano passando alla conduzione del processo con substrati più biodegradabili: si noti il valore decisamente elevato caratterizzante la condizione 3 di tabella 5.12, derivante dall'adozione di un elevato carico organico e dall'utilizzo di una miscela contenente il 50% di rifiuto mercatale. Dai dati presentati si deduce quindi che non esiste un intervallo di valenza generale per questo parametro che possa valere in tutte le condizioni operative applicabili e con tutti i substrati, ma ogni condizione sarà caratterizzata da un proprio intervallo tipico. Pertanto, ancora una volta vale il principio dell'importanza maggiore, nella conduzione del processo, della variazione relativa piuttosto che del valore assoluto.

Tabella 5.12: Valori del contenuto in VFA ottenuti con diverse miscele di frazione organica da RD e da rifiuti mercatali

Condizione	0	1	2	3	4
Da rifiuti mercatali, %	0	15	30	50	100
OLR, kgTVS/m ³ d	9.7	7.5	12.1	12.6	6.0
VFA, g/l	0.4	1.3	1.8	6.3	1.4

Tuttavia, in questo caso le variazioni sono molto più veloci rispetto agli altri parametri e sensibili all'atto di instaurarsi di condizioni di equilibrio della catena trofica. Si veda ad esempio il

trend registrato in figura 5.1 nella fase di transiente. Si passa da una situazione di forte inibizione, dove si registrano valori di oltre 17 g/l, fino a condizioni stabili, dove il valore tipico si aggira intorno a 1 g/l.

Variatione della percentuale di CO₂ e produzione di biogas con le condizioni operative e negli stati di transiente.

Una inibizione del sistema si traduce, di fatto, in una diminuzione delle rese in termini di gas prodotto o anche di variazione di composizione dello stesso. Infatti, il maggior contenuto in CO₂ che si evidenzia nelle condizioni di inibizione è dovuto allo squilibrio della catena trofica, che porta al prevalere della fase fermentativa rispetto alla metanigena. Questi parametri sono molto sensibili, tanto da subire variazioni importanti anche in poche ore. Si veda, ad esempio, l'andamento riportato in figura 5.2 relativo alla produzione di biogas, e quello di figura 5.3, relativo alla composizione del biogas, ottenuti in un reattore semicontinuo, tra una alimentazione e la successiva.

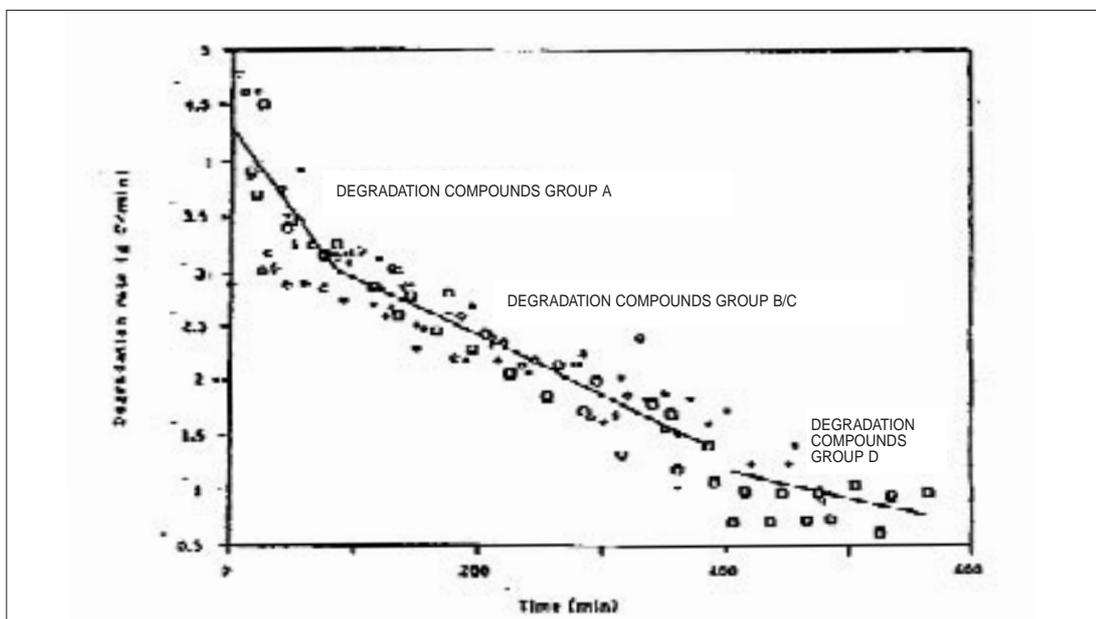


Figura 5.2: Andamento della produzione di biogas tra una operazione di alimentazione e la successiva (Pavan, 1989).

Il monitoraggio continuo è quindi raccomandato, sia per la quantità di biogas che per la composizione. Mentre per i valori assoluti della produzione di biogas valgono le considerazioni fatte in precedenza, per l'intervallo relativo alla percentuale di CO₂ è possibile dare dei valori che coprono un'ampia gamma di condizioni operative e substrati. Valori compresi tra il 25 e 45 % possono essere considerati indice di un processo stabile, indipendentemente dalle condizioni in cui si opera. Ad esempio, si osservino i valori riportati in tabella 5.13 per diverse condizioni di esercizio: si noti come le condizioni a carico più basso (1 e 2) siano caratterizzate da valori inferiori al 40%, mentre l'aumentare del carico (condizioni 5 e 6) fa tendere il valore al 50%, indicando una condizione di stress del sistema.

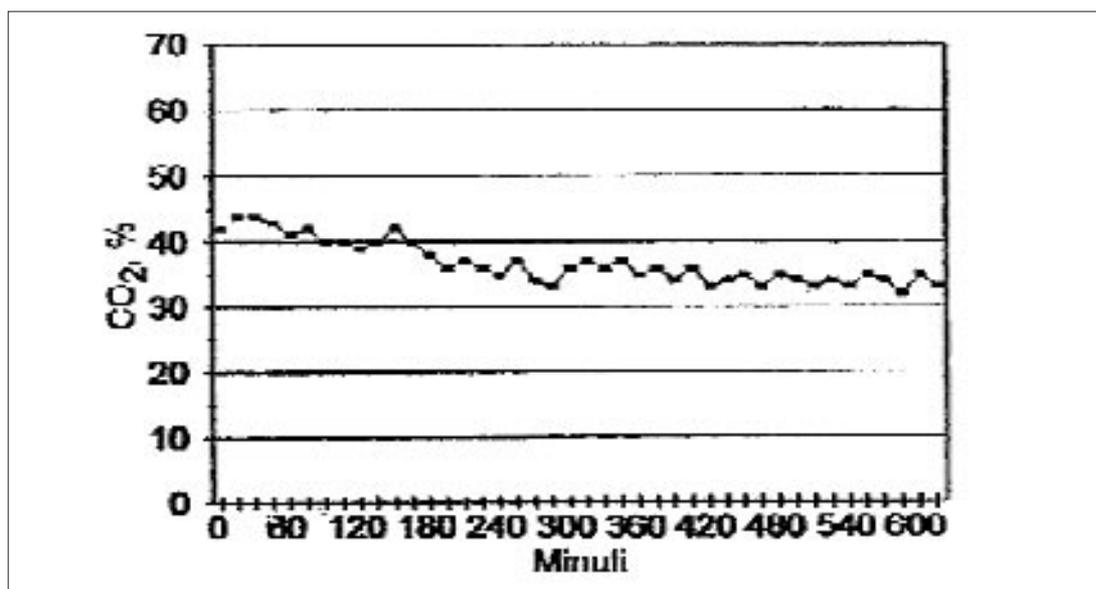


Figura 5.3: Andamento della CO₂ tra una operazione di alimentazione e la successiva (Pavan, 1989).

Tabella 5.13: Composizione del gas al variare delle condizioni operative (Cecchi et al., 1991, 1993).

Condizione	1	2	3	4	5	6
HRT,d	14.6	11.7	11.3	9.4	7.8	6.1
OLR, kgTVS/m ³ d	5.9	6.9	9.2	10.7	13.5	19.9
CO ₂ , %	39	38	43	46	47	47

Valori tendenti al 50% sono stati osservati anche in regime mesofilo (48%, Cecchi et al., 1991), mentre valori oltre il 50% indicano una chiara condizione di acidogenesi, come si può notare considerando il comportamento del sistema in condizioni di transiente.

L'importanza del monitoraggio dei parametri di stabilità si evidenzia anche nelle fasi di avviamento del processo e nelle fasi di transiente tra una condizione operativa ed un'altra, o semplicemente durante una fase di malfunzionamento elettromeccanico che abbia indotto una qualche modifica allo stato di esercizio stazionario (es. guasti al sistema di riscaldamento, mancanza di alimentazione ecc.).

In Pavan et al. (1994), viene riportata una rassegna completa riguardo agli andamenti tipici dei parametri di stabilità di un digestore trattante frazione organica da selezione meccanica durante diverse condizioni non stazionarie. In particolare vengono considerati:

- una fase di start-up
- una fase di passaggio tra condizioni a basso carico
- una fase di passaggio tra condizioni a medio carico
- una fase di passaggio tra condizioni ad alto carico

La tabella 5.14 riporta le variazioni di carico organico associate ad ogni periodo, considerando il passaggio di temperatura come periodo di riferimento, in quanto soggetto alle variazioni maggiori.

Tabella 5.14: Variazioni di condizioni operative considerate per studiare il processo semi-dry in condizioni di transiente (Pavan et al., 1994).

	Passaggio meso-termo			Transiente (*); % di variazione		
	Da	a	%	A	B	C
OLR	0	6-7	-	+30-40	+15-20	+15-20
HRT	-	14	-	-3-4	-15-20	-15-20
T	37	55	-	-	-	-
TS alim.	-	-	-	+38-42	-5-8	-4-5
GPR	0.2	1.8	+800	-	-	-
CH ₄	50	55	+10	-	-	-
TA(4)	6.9	7.5	+9	-	-	-
pH	7.6	7.3	-3.3	-	-	-
TVFA	1.1	0.3	-73	-	-	-

(*) Transiente A : da condizioni molto stabili a condizioni di leggero stress, Transiente B : da condizioni di leggero stress a condizioni di medio stress, Transiente C : da condizioni di medio stress a condizioni di forte stress.

5.2 OPERAZIONI DI MONITORAGGIO E GESTIONE DELL'IMPIANTO

Sia il monitoraggio che la gestione dell'impianto debbono essere divisi in due fasi distinte, cioè quelle di regime stazionario e quelle di avviamento. Le fasi di avviamento che, sono in genere da porre a carico del costruttore, richiedono un maggior numero di figure professionali in impianto e più qualificate. Ciò sia per la messa a punto di ogni specifica sezione dell'impianto che per seguire l'evoluzione del processo in avviamento quindi in condizioni di transiente. Tali condizioni potranno richiedere scelte operative più drastiche che normalmente esulano dalla normale gestione. Per quanto attiene il monitoraggio, la tabella 5.15 riporta tutti i parametri che possono essere presi in considerazione per la gestione del processo; la loro utilizzazione sarà parziale in funzione delle fasi di gestione. La tabella 5.16 indica i flussi da monitorare e i punti di campionamento.

Dalla tabella 5.15, si può, quindi, desumere quali siano le esigenze di apparecchiature che un laboratorio a piè d'impianto o centralizzato aziendale deve avere per soddisfare le varie esigenze e quali siano gli strumenti da installare per le misurazioni on-line. Le figure 5.4 e 5.5 riassumono tali esigenze.

La frequenza indicativa con cui i parametri saranno determinati è riportata in figura 5.6. La raccolta dei dati ottenuti dal monitoraggio può essere convenientemente gestita utilizzando tabelle di marcia, che riportino, giorno per giorno, le determinazioni analitiche effettuate e le portate dei flussi. Sulla base di questi dati, la tabella dovrà completarsi con la determinazione dei parametri riportati in tabella 5.17, derivati da quelli analitici, di cui si specificano metodologia di calcolo ed unità di misura.

Tabella 5.15: Parametri di monitoraggio e gestione del processo e tecnica di acquisizione.

	Parametro	Unità di misura	Tecnica di acquisizione
Parametri fisici	Temperatura esterna	°C	Termocoppia
	Temperatura reattore	°C	Termocoppia
	Pressione reattore	mm c.a.	Sonda piezometrica
Parametri linea gas	Portata	m ³ /d, m ³ /h	Misuratore flangia tarata
	%CO ₂	%	Sonda IR, gascromatografia
	%CH ₄	%	Sonda IR, gascromatografia
	%H ₂ S	%	Gascromatografia
Parametri alimentazione reattore	TS	g/kg	Gravimetria
	TVS	g/kg	Gravimetria
	STS	g/kg	Gravimetria
	SVS	g/kg	Gravimetria
	TCOD	gO ₂ /kg	Digestione e retrotitolazione
	SCOD	gO ₂ /kg	Digestione e retrotitolazione
	TOC	%, g/kg	Analisi elementare
	pH		Strumentale
	TA(6), TA(4)	gCaCO ₃ /l	Titolazione
	Anioni (PO ₄ , SO ₄ , Cl, Br, NO ₂ , NO ₃ , ecc.)	ppm	Cromatografia ionica
	Catoni (NH ₄ , Ca, Mg, ecc.)	ppm	Cromatografia ionica
	Metalli pesanti	ppm	Absorbimento atomico, ICP
	Microinquinanti	ppm, ppb	Tecniche specifiche

Tabella 5.16: Flussi da campionare e punti di campionamento

Flusso da campionare	Punto di campionamento
Alimentazione	Uscita linea della selezione
Digestore	Tubazione di ricircolo, reattore
Biogas	Linea gas
Uscita impianto	Uscita presse

Elemento	Obiettivo	Indicazioni di progetto
Allestimento di base	Garantire la possibilità di condurre le analisi minime di monitoraggio del processo. In genere sono dotazioni da prevedere a piè d'impianto.	Per la conduzione del programma analitico di monitoraggio deve essere previsto l'allestimento di un laboratorio a piè d'impianto per il controllo dei principali parametri di processo. La strumentazione deve comprendere almeno, oltre alla normale dotazione di vetreria, banchi e cappe chimiche, stufa, muffola, spettrofotometro, pHmetro, piastre di digestione per COD e TKN, distillatore in corrente di vapore per la determinazione dell'ammoniacale, gascromatografo.
Allestimento specialistico	Laboratorio specialistico aziendale, di appoggio per la gestione di diversi impianti.	Deve prevedere la possibilità di condurre analisi su substrati diversi (gas, acque solide) per la verifica del monitoraggio d'impianto ma anche dei limiti allo scarico e delle emissioni. Pertanto, dovranno essere compresi, oltre alla strumentazione di minima, un cromatografo ionico, un assorbimento atomico, ovvero ICP, un gascromatografo equipaggiato con detector a termoelettricità. Per la strumentazione relativa ai microinquinanti, si rimanda a testi specifici.

Figura 5.4: Elementi, obiettivi e indicazioni di progetto per il monitoraggio del processo off-line

Parametro	Obiettivo	Indicazioni di progetto
Temperatura	Monitorare le condizioni ambientali e il regime termico del digestore	Normalmente vengono utilizzate termocoppie interfacciate opportunamente, in modo da poter inviare il segnale a quadro. Per la misura della temperatura interna al digestore, deve essere prevista la possibilità di utilizzare un punto di campionamento rappresentativo dalla temperatura media interna (es. la tubazione di ricircolo).
Pressione	Monitorare la sovrappressione interna al digestore	Deve essere utilizzata una sonda piezometrica adatta a resistere alle caratteristiche del biogas ed alla temperatura di esercizio del digestore
Portata biogas	Parametro indispensabile per i bilanci di massa e per il controllo di processo	Deve essere utilizzato uno strumento in grado di misurare affidabilmente un intervallo di portata anche esteso, ciò per garantire la misura anche nelle condizioni di avviamento e di transiente.
Composizione biogas	Parametri indispensabili per il controllo di processo e per la gestione della caldaia e del gruppo di co-generazione	Possono essere utilizzati strumenti in linea basati su misura ad infrarossi, ovvero determinazioni off-line attraverso analisi gascromatografica

Figura 5.5: Parametri, obiettivi ed indicazioni di progetto per le misure on-line

Fase	Parametri	Frequenze	Osservazioni
Avviamento	Alimentazione: TS, TVS, TCOD Reattore: TS, TVS, TCOD, pH, Alcalinità, VFA	Alimentazione: 1 volta alla settimana Reattore: 2 volte alla settimana per i parametri di massa, 3 volte per i parametri di controllo	Utilizzare delle tabelle di marcia su supporto informatico, in grado di fornire parallelamente i grafici degli andamenti dei parametri.
Condizioni di regime	Alimentazione: TS, TVS, TCOD Reattore: TS, TVS, TCOD, pH, Alcalinità, VFA	Alimentazione: 1 volta alla settimana Reattore: 1 volta alla settimana per i parametri di massa, 2 volte per i parametri di controllo	

Figura 5.6: Parametri e frequenze di analisi minime in relazione al periodo di avviamento o regime dell'impianto. A questi vanno aggiunti i parametri in linea indicati in figura

Per quanto attiene la manutenzione ed il personale la figura 5.7 riporta le indicazioni sui periodi di manutenzione e le figure professionali tipiche per la gestione di questi impianti. Infine, vista l'articolazione in vari periodi è possibile suddividere l'avviamento e la messa a regime dell'impianto nelle fasi riportate in tabella 5.17.

Tabella 5.17: Parametri contenuti nelle tabelle di marcia di gestione e monitoraggio del processo

Parametro	Definizione	Determinazione	Unità di misura
Linea gas			
GP	Produzione di gas	GP/Vr	m ³ /d
GPR	Velocità di produzione di gas	GPR/OLR	m ³ /m ³ _{reattore} d
SGP	Produzione specifica di gas	GPR/SOLR	m ³ /kgTVS _f
SGP*	Produzione specifica di biogas rispetto alla biomassa	GP x CH ₄ %	m ³ /(kgTVS _f , TVS _i)
MP	Produzione di metano	GP x CH ₄ %	m ³ CH ₄ /d
MPR	Velocità di produzione di metano	GPR x CH ₄ %	m ³ CH ₄ /m ³ _{reattore} d
SMP	Produzione specifica di metano	SGP x CH ₄ %	m ³ CH ₄ /kgTVS _f
SMP*	Produzione specifica di metano rispetto alla biomassa	SGP* x CH ₄ %	m ³ CH ₄ /(kgTVS _f , TVS _i)
Alimentazione e reattore			
TVS/TS			%
STS/SVS			%
SCOD/TCOD			%
TCOD/TVS			
TA(4)-TA(6)			gCaCO ₃ /l
HRT	Tempo di ritenzione idraulico	Vr/Qf	D
OLR	Carico organico	Q x TVSf/Vr	kgTVS/m ³ d
SOLR	Carico organico specifico	Q x TVSf/(Vr x TVSr)	kgTVS/kgTVS _r d
RR	Rapporto di ricircolo		%

Tabella 5.17: Fasi e durata della messa a regime del processo

Fase	Durata
Verifiche idrauliche ed elettromeccaniche, start-up del di gestore	6 mesi
Verifica dello stato stazionario	3 mesi
Gestione controllata con supervisione	6 mesi

Personale	Manutenzione	Periodo
<p>Il personale necessario ad un impianto da 70.000 t/anno potrà essere il seguente, per un impegno di 250 ore/mese:</p> <ul style="list-style-type: none"> + 1 capo impianto; + 1 vice capo impianto; + 6 unità di conduzione; + 4 unità di manutenzione; + 1 analista chimico; + 1 amministrativo; + 1 addetto alla segreteria. 	<p>Ordinaria</p>	<p>Deve essere programmata sulla base dell'elettromeccanica applicata all'impianto.</p>
	<p>Straordinaria</p>	<p>Deve essere programmata su una base minima di 10 anni.</p>

Figura 5.7: Note relative al personale ed alla manutenzione dell'impianto.

5.3 COSTI DI INVESTIMENTO E GESTIONE

La valutazione dei costi associati ad un impianto di trattamento dei rifiuti riveste un ruolo rilevante ai fini della remunerazione (o almeno della ricostituzione) del capitale investito, della sostenibilità ed economicità della gestione e della definizione della tariffa di smaltimento che deve essere applicata all'utente dell'impianto, pubblico o privato che sia.

La tariffa di smaltimento viene calcolata a partire dal rapporto tra la somma dei costi e la potenzialità di trattamento, considerando anche l'utile economico per il soggetto gestore.

Nella valutazione dei costi complessivi devono essere analizzate e determinate le seguenti voci di costo:

- costi di investimento;
- costi di puro esercizio;
- utile d'impresa;
- oneri fiscali;
- costi di dismissione dell'impianto;
- ricavi.

I costi di esercizio si possono ottenere detraendo dai costi di puro esercizio i ricavi ottenuti dall'attività dell'impianto.

Costi di investimento

Nella valutazione dei costi di investimento devono essere considerate le seguenti voci:

- spese tecniche legate alla progettazione, direzione lavori e collaudo:
 - progettazione interdisciplinare:
 - progetto preliminare;
 - studio d'impatto ambientale;
 - progetto definitivo;
 - progetto esecutivo;
 - direzione lavori;
 - oneri connessi all'attivazione del programma di qualità e controllo, sia in fase di costruzione che di gestione;
 - collaudi funzionali.
- costi per l'acquisizione del terreno;
- realizzazione delle opere elettromeccaniche;
- realizzazione delle opere civili;
- realizzazione delle aree a verde;
- realizzazione degli impianti di servizio (opere accessorie), tra cui:
 - viabilità d'accesso ed interna;
 - sistemi di abbattimento delle emissioni in atmosfera;
 - drenaggio, raccolta e trattamento reflui;
 - aree di stoccaggio;
 - strumentazioni per controlli e monitoraggi;
 - impermeabilizzazioni;
 - sistema di accettazione e conferimento;
 - impianti di lavaggio automezzi;
 - laboratorio interno;
 - acquisto di mezzi mobili per la gestione dell'impianto;
 - allestimento delle aree di rispetto e di compensazione;
 - oneri di urbanizzazione.

Costi di puro esercizio

Nella valutazione dei costi di puro esercizio devono essere valutate le seguenti voci:

- personale;
- consumi:
 - energia elettrica;
 - acqua;
 - telefono;
 - gasolio per macchine operatrici;
 - combustibili per riscaldamento locali;
 - lubrificanti e grassi;
 - reagenti;
 - altri consumi;
- manutenzione ordinaria e straordinaria;
- gestione delle aree di rispetto e di compensazione;
- servizi vari:
 - disinfezione, derattizzazione, disinfestazione;
 - analisi merceologiche e di laboratorio;
 - taratura strumenti di monitoraggio;
 - analisi di monitoraggio;
 - vigilanza;
- costi di smaltimento dei residui del trattamento;
- costi di trasporto dei prodotti dell'impianto;
- assicurazioni e fidejussioni;
- ammortamenti.

Costi di dismissione degli impianti

Nella definizione della tariffa devono anche essere computati i costi che dovranno essere sostenuti per la riqualificazione dell'area in funzione della nuova destinazione, in conformità con quanto previsto dagli strumenti urbanistici.

Alcuni esempi di tali costi sono:

- costi derivanti dalla demolizione o ristrutturazione delle opere civili;
- costi derivanti dall'asporto e dall'eventuale rottamazione delle opere elettromeccaniche;
- costi derivanti dalle eventuali operazioni di bonifica per ripristinare le caratteristiche del suolo e delle acque di falda ai requisiti minimi di qualità previsti in funzione della futura destinazione urbanistica;
- costi derivanti dall'eventuale sistemazione a verde dell'area interessata dall'impianto.

Ricavi

I principali ricavi che possono essere ottenuti durante la gestione dell'impianto sono i seguenti:

- ricavi derivanti dalla tariffa corrisposta per il trattamento dei rifiuti;
- ricavi derivanti dalla vendita dell'energia prodotta dall'utilizzo del biogas.

A titolo di esempio, è stato preso in considerazione un impianto con la classica filiera di processo che prevede una linea di pre-trattamento dei rifiuti conferiti, la sezione di digestione anaerobica a fase unica, i post trattamenti di disidratazione ed infine uno stadio di post-compostaggio dei fanghi ispessiti effluenti dal digestore. I costi sono stati divisi in costi di investimento e costi di gestione, e si è poi tenuto conto del recupero economico derivante dall'utilizzo del biogas prodotto. Sulla base di queste voci si è calcolato il costo specifico di trattamento per tonnellata di rifiuto.

Una ulteriore distinzione è poi determinata dal fatto di trattare rifiuti urbani tal quali, che quin-

di necessitano di una fase di pre-trattamento e raffinazione della frazione putrescibile da inviare poi ai trattamenti biologici, oppure dal fatto di trattare rifiuti organici provenienti da raccolta differenziata, che necessitano di pre-trattamenti meno spinti.

Rifiuto indifferenziato

Per quanto attiene i costi di investimento si sono considerate le voci di spesa relative alle opere elettromeccaniche e alle opere civili. Queste variano ovviamente a seconda della taglia dell'impianto. In generale, i costi di investimento sono compresi nell'intervallo 17 – 24 milioni di Euro, passando da potenzialità di 50.000 t/anno fino a 150.000 t/anno di rifiuto indifferenziato. Considerando un piano di ammortamento su dodici anni, con un tasso di interesse del 4%, è possibile stimare un onere di circa 1 - 1.4 milioni di Euro all'anno. Per quanto attiene poi le spese di gestione, queste comprendono essenzialmente le voci relative alle spese per il personale, i consumi (acqua, energia e chemicals), la manutenzione e lo smaltimento dei residui dell'intero ciclo di trattamento. Questi variano nell'intervallo 2.5 – 6 milioni di Euro all'anno, passando da 50.000 a 150.000 t/anno di rifiuto indifferenziato trattato. L'aumento è essenzialmente imputabile al maggior quantitativo di rifiuti da smaltire e al maggior personale necessario per la gestione degli impianti.

I ricavi derivanti dal recupero energetico, determinato dalla combustione del biogas prodotto internamente al processo, dipendono, ovviamente, dal prezzo di vendita dell'energia prodotta, che può variare da 50 a 150 Euro/MWh. Ne consegue che i ricavi possono variare da un minimo di 300.000 Euro/anno, fino a 2,6 milioni di Euro/anno, al crescere della potenzialità dell'impianto considerato e del prezzo dell'energia.

Sulla base dei costi e ricavi, appena indicati, si determina che il costo specifico per tonnellata di rifiuto trattato varia nell'intervallo 30 – 65 Euro/t di RU, dove i costi specifici maggiori sono relativi ad impianti di taglia minore. La figura 5.8 evidenzia l'andamento dell'intervallo dei costi specifici al variare della taglia dell'impianto. Questi costi possono, in alcuni casi, raggiungere valori anche maggiori (fino ad 80 Euro/t), in dipendenza della complessità dell'impiantistica adottata.

Rifiuto da raccolta differenziata

Nel caso di trattamento di rifiuti da raccolta differenziata i costi di investimento diminuiscono, così come quelli di smaltimento delle frazioni inerti che sono ovviamente minori rispetto ai quantitativi riscontrabili in un rifiuto non selezionato. In generale, il costo di investimento varia nell'intervallo 10 – 14 milioni di Euro, passando da impianti con potenzialità da 30.000 a 70.000 t/anno di rifiuto organico proveniente da raccolta differenziata. Considerando, anche in questo caso, un piano di ammortamento su dodici anni, con un tasso di interesse del 4%, è possibile stimare un onere da circa 500.000 fino a circa 800.000 Euro all'anno. Per quanto concerne invece i costi di gestione questi variano nell'intervallo 1.4 – 2.7 milioni di Euro all'anno. Come si vede i costi di gestione sono maggiori rispetto al caso del trattamento di un rifiuto indifferenziato: ciò è imputabile al fatto che il personale impiegato è superiore in questo secondo caso. Per quanto concerne i ricavi dall'utilizzo del biogas prodotto nel processo anaerobico, questi variano da un minimo di circa 300.000 fino ad un massimo di circa 2 milioni di Euro/anno passando da 30.000 a 70.000 t/anno di rifiuto trattato. Tendendo conto anche dei ricavi appena menzionati il costo specifico per tonnellata di rifiuto da raccolta differenziata varia nell'intervallo 20 – 57 Euro/t. Anche in questo caso è possibile osservare, nella parte inferiore di figura 5.8, l'andamento del costo specifico al variare della taglia dell'impianto per il trattamento di rifiuto organico da raccolta differenziata. In questo caso la disponibilità dei dati non permette di arrivare a potenzialità elevate, come nel caso del trattamento di rifiuto da raccolta indifferenziata, d'altronde le dimensioni degli impianti, in questo caso, sono necessariamente minori.

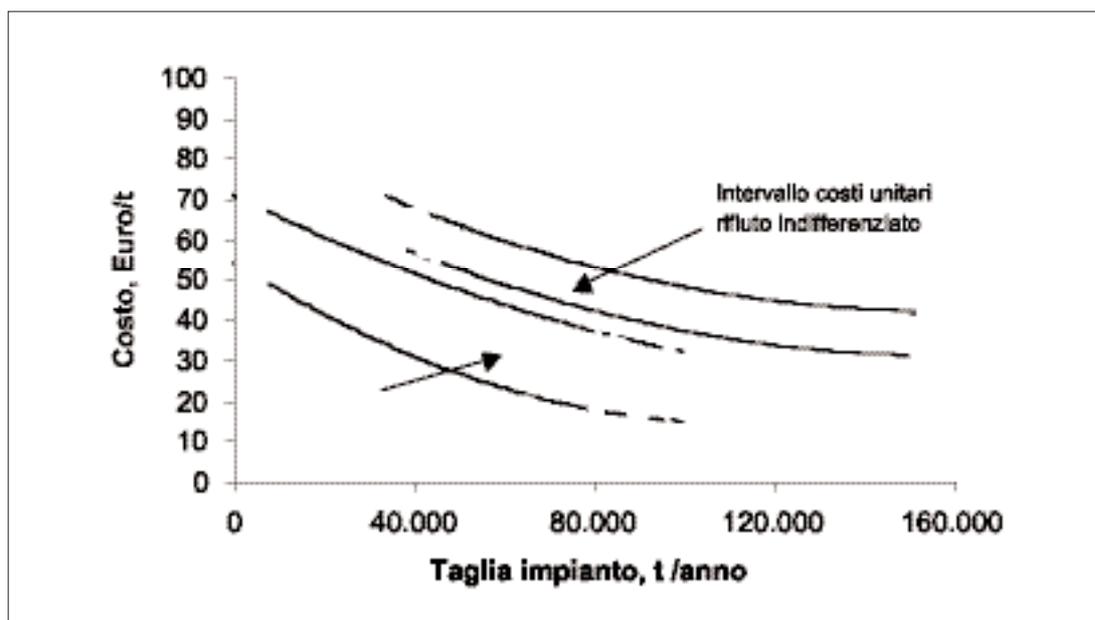


Figura 5.8: Andamento del costo specifico di trattamento per rifiuto da raccolta differenziata e di rifiuto indifferenziato

5.4 SICUREZZA ED IGIENE SUL LAVORO

All'interno di un impianto di trattamento rifiuti devono essere osservate tutte le norme previste dalla legislazione in materia di sicurezza ed igiene sul lavoro (D.P.R. 547/55, D.P.R. 303/56, D.Lgs. 277/91, D.Lgs. 626/94, D.Lgs. 494/96 e successive integrazioni e modifiche.)

Tali norme si riferiscono al settore della progettazione, costruzione, messa in opera ed esercizio degli impianti ed hanno la finalità di creare condizioni di lavoro sicure dal punto di vista infortunistico e salubri sotto il profilo dell'igiene del lavoro, al fine di garantire l'integrità psicofisica dei lavoratori.

La normativa in materia ha subito notevoli cambiamenti ed è piuttosto articolata e complessa. In questa sede non si intende approfondire l'analisi della legislazione, ma solo fornire alcune indicazioni basilari sui principali rischi a cui sono esposti gli operatori di un impianto di trattamento rifiuti e quali precauzioni possono essere osservate per ridurne l'incidenza.

Infatti l'obiettivo prioritario dell'applicazione di tali norme è quello di rimuovere tutte le cause che possono essere alla base di infortuni sul lavoro e malattie professionali. Questo aspetto deve essere affrontato già in fase di progettazione degli impianti e deve poi essere costantemente verificato durante l'esercizio.

I rischi per la salute e la sicurezza all'interno di un impianto di trattamento di rifiuti derivano in gran parte dagli stessi pericoli esistenti in tutti i luoghi di lavoro, ma assumono in tale ambiente livelli superiori a causa della loro interazione.

Infatti gli addetti alla gestione di un impianto di trattamento rifiuti si trovano generalmente ad operare in presenza contemporanea di svariati fattori di rischio, tra cui contatto con sostanze potenzialmente pericolose contenute nei rifiuti, lavori in quota od in vasca, agenti biologici, installazioni elettriche, attrezzature di lavoro complesse, sostanze in pressione, temperature elevate, reagenti ed additivi chimici, presenza di veicoli operativi, movimentazioni manuali e meccaniche di carichi, ecc.

Già in fase di progettazione e di realizzazione dell'impianto devono essere previste una serie di misure volte a prevenire i problemi di sicurezza connessi con il suo futuro esercizio. Successivamente, durante la gestione dell'impianto, è necessario adottare tutte le principali norme di sicurezza atte a garantire la protezione del personale durante lo svolgimento delle lavorazioni.

Da questo punto di vista è di estrema importanza fornire ai lavoratori un'adeguata formazione, un addestramento sulle procedure da attuare in caso di emergenza ed una approfondita preparazione tecnica. In particolare gli operatori devono avere una conoscenza complessiva del processo di funzionamento dell'impianto ed una conoscenza specifica delle parti su cui devono operare.

Di seguito vengono richiamate le principali misure di sicurezza che devono essere previste in un impianto di trattamento di rifiuti.

In primo luogo le strutture e le aree di trattamento devono essere opportunamente recintate, onde prevenire atti di vandalismo ed evitare l'accesso a persone non autorizzate, per evitare il crearsi di situazioni di rischio sia per il personale esterno che per gli addetti ai lavori.

E' necessario porre particolare attenzione durante la fase di conferimento del rifiuto che generalmente comporta l'ingresso di persone non specificamente addette alla gestione dell'impianto. Durante la fase di scarico da parte degli automezzi gli operatori devono mantenersi a distanza di sicurezza. In presenza di fossa d'accumulo devono evitare di avvicinarsi al bordo della stessa se non è adeguatamente protetto e nel caso di accumulo di materiali devono avvicinarsi ad essi con cautela, verificando visivamente la presenza di situazioni di instabilità. Durante l'eventuale manipolazione dei rifiuti occorre prestare la massima attenzione alla presenza di oggetti acuminati e/o taglienti.

Le aree di parcheggio e le strade devono essere ben illuminate e provviste di cartelli direzionali e di adeguati camminamenti pedonali diretti agli uffici.

Sulle porte di accesso ai locali devono essere affissi i cartelli di segnalazione di pericolo, in relazione al tipo di lavorazioni che vengono eseguite.

Devono essere adottate idonee precauzioni per il deposito e la movimentazione di materiali e prodotti chimici pericolosi (corrosivi, velenosi, esplosivi, infiammabili). In genere tali sostanze devono essere conservate in zone fresche, non umide e che abbiano una buona aerazione ed illuminazione. La movimentazione e l'uso di tali sostanze e le operazioni di manutenzione delle attrezzature interessate dalla loro presenza e di parti dell'impianto adiacenti a stoccaggi e a tubazioni dedicate al loro trasporto, devono essere svolte da personale adeguatamente addestrato e dotato di idonei dispositivi per la protezione da eventuali fuoriuscite di liquidi, vapori o gas pericolosi. Inoltre devono essere previste docce di emergenza e dispositivi per il lavaggio oculare.

Tutte le aree degli impianti devono essere dotate di sistemi di illuminazione efficienti, in quanto molte lavorazioni si svolgono in ambienti chiusi. In particolare devono essere ben illuminati i camminamenti, le zone di passaggio e le scale. L'illuminazione esterna deve essere sufficiente a permettere lo svolgimento in sicurezza delle operazioni notturne. Inoltre l'impianto deve essere provvisto di un generatore di emergenza per garantire l'illuminazione durante i periodi di eventuale mancanza di energia elettrica.

Deve essere garantita una adeguata aerazione degli ambienti, eventualmente ricorrendo all'uso della ventilazione forzata, in particolare nelle fosse, nelle condotte, nei pozzi, nelle centrali termiche e nelle sale macchine in cui la grande quantità di calore disperso altera le condizioni microclimatiche.

L'impianto per la ventilazione forzata deve prevedere il collegamento con impianti elettrici di emergenza per garantire la ventilazione soprattutto in quei luoghi di lavoro in cui possono svilupparsi miscele esplosive.

Gli impianti inoltre devono essere in regola con le disposizioni e le norme antincendio. In par-

icolare deve essere previsto un sistema di condutture per gli idranti dimensionato per garantire il controllo di eventuali incendi in qualsiasi zona dell'impianto e dei sistemi di erogazione di anidride carbonica nelle lavorazioni che provocano emissione di gas infiammabili, nelle centrali elettriche o dove vengano utilizzati impianti ad olio sotto pressione.

Su tutta l'area dell'impianto devono essere disposte prese d'acqua con attacchi predisposti per i tubi, da utilizzare sia per le operazioni di pulizia generale che per impedire il propagarsi di eventuali incendi.

L'impianto deve disporre di un adeguato rifornimento di acqua potabile da utilizzare per i servizi generali e negli eventuali laboratori di analisi. Sia in fase di progettazione e di realizzazione dell'impianto che durante l'esecuzione delle operazioni di manutenzione deve essere evitato ogni contatto o connessione tra le tubazioni dell'acqua potabile e quelle dell'acqua industriale, al fine di evitare ogni rischio di contaminazione.

Nelle zone in cui viene prodotto ed erogato gas combustibile si devono installare impianti forniti di idonee apparecchiature di sicurezza, quali valvole di sicurezza, dispositivi per l'arresto di fiamma, valvole per la chiusura automatica dell'erogazione. I bruciatori delle caldaie ed i motori a gas devono essere alloggiati in locali ben ventilati.

Tutti gli impianti e le apparecchiature elettriche devono essere costruite ed installate in conformità con le norme vigenti. Quelle situate in ambienti chiusi in cui si potrebbe avere accumulo di gas devono essere provviste di strutture antideflagranti. Nelle zone in cui la presenza di elettricità statica potrebbe essere una sorgente di innesco per miscele esplosive devono essere prese ulteriori precauzioni.

L'uso e la manutenzione di apparecchiature elettriche devono essere affidati solo a personale qualificato ed autorizzato. Tutte le apparecchiature elettriche e tutti i conduttori devono essere sempre considerati sotto tensione fino a che non sia stato appurato che siano stati staccati dalla rete e che i fusibili siano stati rimossi. Il personale addetto ai lavori sulle apparecchiature in tensione non deve mai lavorare solo ma almeno in coppia. E' opportuno lavorare con guanti di gomma isolanti e stivali e tute omologate. I pannelli elettrici di controllo devono essere tenuti chiusi e l'apertura deve essere consentita solo a personale autorizzato. Prima di iniziare qualsiasi lavoro su linee elettriche esse devono essere disattivate e la dovuta segnaletica di sicurezza deve essere collocata in modo visibile per i non addetti ai lavori. Qualsiasi apparecchiatura elettrica o metallica, compresa la recinzione metallica dell'impianto deve essere collegata ad un impianto di messa a terra.

I lavoratori addetti alla gestione dell'impianto devono indossare gli indumenti di lavoro ed i dispositivi di protezione individuale previsti per lo svolgimento delle varie attività (guanti, scarpe, elmetti, mascherine, ecc.).

Prima di operare su macchine od impianti il personale deve consultare con attenzione il relativo manuale d'uso e manutenzione.

Al fine di ridurre al minimo il rischio di incidenti gli operatori devono adottare una serie di norme comportamentali, quali ad esempio:

- prestare la massima attenzione nel percorrere le vie di transito pedonali;
- prestare attenzione al transito dei veicoli e delle macchine operatrici che accedono od operano nell'impianto;
- non fumare e non usare fiamme libere nei reparti di lavorazione, nelle aree e nei locali di stoccaggio;
- non ingerire cibi o bevande all'interno dei luoghi di lavoro dell'impianto;
- verificare la presenza e l'efficienza di dispositivi e protezioni di sicurezza su macchine o apparecchiature;
- non avvicinarsi a macchine, attrezzature e organi in movimento con sciarpe, cravatte ed abiti svolazzanti;
- non utilizzare macchinari per i quali non si è stati addestrati;

- non eseguire interventi di riparazione o manutenzione che esulino dalle proprie competenze;
- astenersi dall'effettuare cernite o recuperi di materiali dai rifiuti.

Inoltre devono essere utilizzate specifiche accortezze nell'utilizzo delle varie apparecchiature presenti in un impianto di trattamento rifiuti. Di seguito ne vengono brevemente richiamate alcune, a titolo puramente esemplificativo.

Carroponte/gru a polipo

Nel caso di utilizzo di tale apparecchiatura il manovratore deve osservare precise regole, quali evitare di far oscillare il carico durante la traslazione, non effettuare movimenti bruschi del carico, evitare di utilizzare il polipo a valve chiuse per urtare, spostare lateralmente o pressare il materiale; inoltre deve interrompere l'uso della macchina nel caso di presenza di persone o mezzi nel raggio d'azione della stessa.

Mulini trituratori/cippatori

Durante le lavorazioni con macchine adibite alla triturazione dei materiali l'accesso all'area deve essere strettamente riservato agli addetti ai lavori. Essi devono restare nella propria postazione di lavoro rispettando in particolare le misure atte a ridurre i rischi da rumore e polverosità, quali verificare l'efficienza della cabina di manovra, mantenere chiusi sportelli e vetri, indossare gli indumenti di lavoro e gli idonei DPI indicati dalle procedure aziendali. In ogni caso è vietato avvicinarsi alla macchina in funzione. Ogni operazione sulla stessa deve essere effettuata dopo aver impedito meccanicamente l'eventuale messa in moto sia intenzionale che accidentale da parte di terzi, apponendo inoltre sugli organi di comando apposito cartello di lavori in corso.

Nastri trasportatori/vagli rotanti

Il personale che opera in prossimità di queste apparecchiature deve osservare le seguenti regole comportamentali:

- non appoggiarsi o salire sui nastri trasportatori in movimento. Qualora fosse necessario intervenire sugli stessi, in caso di intasamento di materiali, si deve azionare preventivamente il dispositivo di blocco;
- non avvicinarsi e non toccare i vagli in movimento. In caso di necessità di intervento si deve azionare preventivamente il pulsante d'emergenza;
- in caso di presenza di nastro deferrizzatore non avvicinarsi allo stesso se si è portatori di apparecchi biomedicali;
- in caso di prelievo manuale di materiali da selezionare prestare attenzione agli eventuali oggetti acuminati e/o taglienti;
- in caso di possibilità di sollevamento di polvere durante la movimentazione dei materiali indossare idonee mascherine filtranti.

Presse imballatrici

Trattandosi di macchine a funzionamento automatico è necessario assicurarsi che i meccanismi in movimento siano adeguatamente segregati o comunque protetti. Prima di intervenire manualmente sulla macchina è necessario arrestarne il funzionamento ed inibire il riavvio da parte di altre persone. Le parti più critiche nel funzionamento di tale apparecchiatura sono costituite dal piano pressante di compattazione della massa di materiale e dal legatore automatico che, mediante la traslazione degli aghi passafilo attraverso la massa di materiale, effettua la legatura delle balle con il filo di ferro. E' inoltre necessario prestare la massima attenzione alla movimentazione delle bobine di filo di ferro e delle balle di materiale, che devono essere spostate utilizzando idonei carrelli elevatori o altri mezzi di sollevamento.

In un impianto di trattamento rifiuti devono anche essere eseguiti con estrema attenzione una serie di adempimenti per assicurare che siano presenti condizioni igienico-sanitarie compatibili con la presenza degli operatori nei luoghi di lavoro. L'osservazione di tutte le norme in materia di igiene sul lavoro è particolarmente importante in siti di questo tipo, caratterizzati da elevata potenzialità di rischio infettivo.

A tale scopo il responsabile dell'impianto deve assolvere ad una serie di obblighi, tra cui di seguito si richiamano i principali:

- informare i collaboratori sui punti di rischio e sulle misure di prevenzione;
- adottare le misure preventive contro i pericoli noti;
- controllare l'osservanza delle prescrizioni e l'efficienza dei dispositivi;
- affiggere istruzioni sulle prescrizioni preventive ed eventuali segnali di pericolo;
- esporre cassette di primo soccorso e numeri telefonici dell'ospedale;
- mettere a disposizione docce e disinfettanti per lavarsi le mani prima dei pasti, nonché armadietti per tenere separati gli indumenti da lavoro;
- fare effettuare vaccinazioni (antitetanica, tifo-paratifo) e visite periodiche al personale dell'impianto, provvedendo anche ad apposite assicurazioni;
- informare sui rischi igienici anche i visitatori e gli operatori di ditte esterne;
- non far accedere personale esterno senza autorizzazione scritta;
- far usare obbligatoriamente i guanti per le operazioni con contatto dei rifiuti, liquami, fanghi, sabbie, ecc.;
- far medicare qualsiasi taglio o abrasione della pelle;
- controllare che le ditte esterne abbiano presentato il piano di sicurezza prima di iniziare qualsiasi attività di lavoro.

5.5 MANUTENZIONE DEGLI IMPIANTI

Al fine di garantire il mantenimento nel tempo della funzionalità di tutte le apparecchiature presenti in un impianto di trattamento rifiuti deve essere prevista una continua manutenzione, effettuata da personale interno all'impianto oppure stipulando un contratto di manutenzione con ditte esterne che, in caso di necessità, assicurino il tempestivo intervento per il ripristino delle normali condizioni di funzionamento.

L'esecuzione di una corretta manutenzione è uno degli aspetti più importanti da considerare in una buona gestione di un impianto di trattamento rifiuti, in quanto da essa dipendono non solo la continuità di funzionamento delle varie apparecchiature e quindi dell'intero processo, ma anche la possibilità di ottenere rendimenti elevati e di eseguire un corretto e sicuro trattamento dei rifiuti. Tutto ciò si riflette in un evidente beneficio ambientale oltre che in un non trascurabile risparmio energetico ed economico.

Possono essere previsti diversi livelli di manutenzione.

Manutenzione giornaliera o periodica

Tale manutenzione consiste nell'esecuzione di tutte quelle operazioni (lubrificazione, ingrassaggio, sostituzione dei filtri, pulizia delle apparecchiature, ecc.) che devono essere effettuate giornalmente o comunque con cadenza periodica allo scopo di assicurare il corretto funzionamento delle varie apparecchiature. Tale manutenzione viene generalmente effettuata dagli operatori di macchina o dai responsabili di reparto, eventualmente con il supporto dei manutentori, alla fine del turno di lavorazione, al termine del quale, pertanto, deve essere previsto un periodo di non operatività da dedicare alle operazioni di pulizia ed agli interventi che richiedono condizioni di "macchina ferma".

Manutenzione preventiva

Tale manutenzione è finalizzata alla verifica della perfetta funzionalità delle apparecchiature e consiste in una serie di interventi da effettuare in previsione di un calo della funzionalità ottimale (controllo e/o ricambio utensili, verifica degli assorbimenti elettrici ed intervento in caso di valori anomali, verifica delle usure degli elementi meccanici in movimento, ecc.).

Manutenzione programmata

Questa manutenzione, prevista nei manuali d'uso e manutenzione delle apparecchiature, deve essere effettuata da personale avente specifiche competenze. Consiste in una serie di operazioni, comprendenti lo smontaggio, la verifica ed il rimontaggio delle apparecchiature, che devono essere eseguite rispettando un rigido programma di interventi. In questo livello può essere compresa anche la manutenzione di carattere straordinario, che è prevedibile e quindi programmabile.

L'introduzione della manutenzione programmata è un evento piuttosto recente nella gestione degli impianti di trattamento rifiuti, ed ha ricevuto un notevole impulso grazie alla diffusione di nuovi sistemi di gestione e controllo che fanno ricorso a procedure informatizzate.

Con l'adozione sistematica della manutenzione programmata si ottengono svariati benefici, quali minimizzazione delle fermate dell'impianto e delle disfunzioni di processo, aumento dell'affidabilità e del rendimento delle singole apparecchiature, disponibilità di parti di ricambio e di manodopera, maggiore sicurezza dell'impianto, ottimizzazione di risorse e mezzi.

Per quanto riguarda gli interventi di manutenzione programmata che richiedono un numero di ore di fermo impianto superiori a quanto possibile nell'ambito dell'operatività impiantistica, è conveniente concentrarli nel periodo estivo, durante il quale si presume che il quantitativo di rifiuti conferito all'impianto sia inferiore rispetto agli altri mesi dell'anno, a meno di particolari caratteristiche del bacino d'utenza servito.

Manutenzione di emergenza

Tale manutenzione è quella che si rende necessaria qualora, nonostante gli altri livelli di manutenzione siano stati effettuati correttamente, si verifichi un incidente non prevedibile.

A tale scopo devono essere previsti nell'arco dell'anno alcuni giorni di fermo tecnico per le operazioni necessarie per la riparazione degli eventuali guasti accidentali.

5.6 MANUALE OPERATIVO DELL'IMPIANTO

Il manuale operativo è un documento che deve essere predisposto allo scopo di fornire agli operatori tutte le informazioni utili per una completa conoscenza dell'impianto e le istruzioni necessarie per una sua corretta e sicura gestione. Infatti in esso sono illustrate e descritte dettagliatamente le procedure operative che devono essere seguite dal personale addetto alla conduzione delle varie fasi del processo, sia per l'esercizio di regime che di transitorietà.

Di seguito sono riassunte brevemente le principali informazioni che devono essere riportate nel manuale operativo:

- gli estremi degli atti ufficiali relativi all'impianto, che consentono di ricostruire il regolare iter istruttorio per la realizzazione e la messa in marcia dell'impianto:
 - progetti;
 - autorizzazioni;
 - pareri;
 - valutazione d'impatto ambientale;
- la descrizione sintetica del processo e dell'impianto;
- i dati di progetto dell'impianto;

- la potenzialità di trattamento prevista;
- l'elenco completo dei rifiuti trattabili presso l'impianto e dei relativi codici dell'Elenco dei Rifiuti;
- le modalità di avviamento dell'impianto;
- le procedure operative di gestione dell'impianto;
- le modalità di registrazione dei dati operativi;
- le apparecchiature di laboratorio, con l'indicazione della casa costruttrice, della funzione, della periodicità delle tarature e di tutte le altre informazioni necessarie ad una completa identificazione;
- i parametri da monitorare;
- le modalità di campionamento e di analisi dei rifiuti e dell'eluato prescritte dalla normativa vigente;
- la frequenza dei campionamenti;
- l'organigramma del personale che provvede alla gestione dell'impianto con le rispettive funzioni;
- le turnazioni del personale addetto;
- il numero di ore di funzionamento ordinario delle singole apparecchiature;
- le modalità di conduzione delle operazioni di avviamento e di arresto delle diverse unità ed apparecchiature;
- la descrizione, per ogni apparecchiatura elettromeccanica, delle operazioni necessarie per la corretta manutenzione ordinaria e programmata e la frequenza degli interventi richiesti;
- gli accorgimenti da adottare in fase di esercizio delle apparecchiature allo scopo di evitare esplosioni, incendi, nonché dispersione di polveri, odori e sostanze inquinanti ed il trascinamento di materiali leggeri per effetto del vento;
- la dotazione (tipologia e quantità) dei materiali di consumo e delle parti di ricambio necessari al regolare esercizio dell'impianto;
- le misure adottate per il contenimento degli impatti sull'ambiente;
- le modalità di fermata dell'impianto;
- le procedure per lo svuotamento e la bonifica dell'impianto;
- le procedure da adottare in caso di anomalie di marcia dell'impianto;
- le prescrizioni e le misure adottate presso l'impianto per la prevenzione e la protezione dei lavoratori e per la gestione delle emergenze;
- l'indicazione dei dispositivi di protezione individuale che devono essere adottati sia dal personale addetto che dai visitatori e le modalità di corretto utilizzo degli stessi;
- i piani di intervento ed evacuazione in caso di incendi, esplosioni, fughe di gas, ecc.;
- l'indicazione delle persone da contattare in caso di emergenza;
- le istruzioni sugli interventi da effettuare in caso di allarme e di fermata di emergenza e per la messa in sicurezza dell'impianto.

6. Analisi degli elementi d'impatto ambientale e misure compensative

6.1 GENERALITÀ

La valutazione d'impatto ambientale rappresenta, quando correttamente applicata, un valido strumento tecnico amministrativo sia per decidere sull'opportunità di realizzare un'opera sia per valutare gli effetti sull'ambiente che la progettazione, la realizzazione e l'esercizio di tale opera determineranno e per individuare quali misure compensative devono essere previste per ridurre al minimo i potenziali impatti negativi.

Tali impatti, di diversa entità e natura, possono essere originati da tutti i processi impiegati per il trattamento dei rifiuti. Alcuni di essi possono essere considerati impatti potenziali comuni per i diversi impianti, indipendentemente dalle loro caratteristiche specifiche, altri invece dipendono dalle peculiarità dei vari sistemi.

In particolare, la maggior parte degli impatti prodotti dai processi di digestione anaerobica dei rifiuti vengono originati nei reparti di ricezione, selezione, stabilizzazione aerobica, raffinazione, stoccaggio, metanizzazione, disidratazione e recupero energetico.

In tabella 5.1 sono riassunti i principali impatti potenziali comuni per i vari tipi di impianti e quelli specifici per gli impianti di digestione anaerobica dei rifiuti.

Tabella 6.1: Impianti potenziali relativi ai vari sistemi di trattamento dei rifiuti

Sistema	Impianti potenziali
Tutti i sistemi	<ul style="list-style-type: none"> • rifiuto psicologico da parte della popolazione e deterioramento dei rapporti con gli abitanti della zona; • trasformazione d'uso del terreno destinato all'impianto con perdita di valore del terreno e degli immobili e creazione di vincoli al PRG; • interferenza sui terreni circostanti con influenza sulla qualità dello sviluppo nella zona; • eliminazione di sistemi ambientali esistenti sull'area dell'impianto con perdita dei relativi valori attuali; • aumento di traffico nella rete viaria di avvicinamento e accesso all'impianto (ostacoli alla viabilità, rischi o disagi per la popolazione circostante l'area di impianto).
Digestione anaerobica	<ul style="list-style-type: none"> • polveri • emissioni odorose • rumore • smaltimento dei sovralli • utilizzazione energetica del biogas • trattamento reflui

In genere i suddetti impatti si manifestano effettivamente solo in corrispondenza di una deficiente progettazione, realizzazione o gestione degli impianti, pertanto possono essere efficacemente prevenuti o ridotti mediante l'adozione di particolari accorgimenti costruttivi, di opportuni dispositivi di abbattimento degli inquinanti ed, infine, tramite una corretta pratica gestionale di tutte le attività connesse all'impianto.

6.2 POLVERI

Uno dei principali problemi legati alla conduzione di impianti di trattamento rifiuti è legato alla produzione di polveri, le quali possono diffondersi negli ambienti di lavoro originando rischi di natura igienica e, in relazione alla loro natura, rischi di esplosioni ed incendi.

Le polveri vengono prodotte in quasi tutte le fasi di trattamento dei rifiuti, ma principalmente

nelle fasi di stoccaggio in fosse d'accumulo od in piazzali di scarico a raso, nei reparti di pre-trattamento e selezione.

L'entità della dispersione di polveri è strettamente legata al tipo di operazioni che vengono effettuate nei vari reparti dell'impianto ed alla tipologia e potenzialità delle apparecchiature utilizzate.

Per contenere la presenza di polveri diffuse negli ambienti di lavoro è necessario innanzitutto mantenere in leggera depressione tutti gli edifici chiusi ed inviare l'aria aspirata ad uno specifico trattamento di depolverazione, successivamente seguito da un trattamento di deodorizzazione.

Il dimensionamento della portata di ventilazione complessiva necessaria può essere effettuato ipotizzando di fornire da 3 a 5 ricambi/ora, in relazione all'altezza dell'edificio (5-7 m).

Al fine di assicurare un regolare sistema di ventilazione è consigliabile l'installazione di 2 ventilatori di portata pari alla metà di quella totale necessaria, piuttosto che di un unico ventilatore.

Per limitare la diffusione delle polveri devono anche essere adottate varie precauzioni durante la gestione dell'impianto ed in particolare nelle operazioni di carico e di scarico.

In particolare dovrebbero essere evitate le operazioni di carico a mano, con sacchi o pale, per evitare la formazione di grandi quantità di polvere e la permanenza del lavoratore nella zona più polverosa. Qualora per ragioni tecniche queste operazioni si rendessero necessarie, occorre fornire all'operatore adeguati mezzi personali di protezione.

Se il carico è effettuato tramite gru a ponte è necessario che tale apparecchiatura sia provvista di cabina pressurizzata.

Il sistema di caricamento ottimale è quello in ciclo chiuso, attraverso nastri trasportatori chiusi in grado di alimentare direttamente le macchine.

Le stesse accortezze devono essere osservate nelle operazioni di scarico, evitando l'utilizzo di attrezzature a mano o la caduta libera del materiale nei contenitori.

Più in generale, tutti i sistemi di movimentazione quali nastri trasportatori, coclee, redler, ecc., devono essere carterati e muniti di tramogge di carico e scarico a tenuta di polvere per evitare la dispersione di emissioni.

Inoltre deve essere assicurata la buona tenuta dei macchinari chiusi e devono essere applicati efficienti impianti di aspirazione localizzata sulle parti di macchinario che dovessero necessariamente rimanere aperte.

Il trattamento di depolverazione a cui devono essere inviati i flussi provenienti dagli edifici chiusi e dalle cappe di aspirazione dei macchinari può essere realizzato attraverso l'utilizzo di cicloni, filtri a maniche o scrubber ad umido.

Cicloni

I cicloni sono unità di separazione delle particelle solide da un flusso gassoso basati sull'impiego della forza centrifuga. Il ciclone è costituito da una parte superiore cilindrica ed una inferiore tronco-conica le cui dimensioni dipendono dalla dimensione di taglio desiderata e dalla portata di gas da trattare. Il flusso d'aria è immesso tangenzialmente all'interno dell'apparecchiatura nella porzione superiore, in modo da ottenere un moto a spirale all'interno dell'apparecchiatura stessa. Le particelle solide di dimensioni superiori a quella di taglio vengono raccolte da una tramoggia posta nella parte inferiore del ciclone, mentre il flusso gassoso viene raccolto superiormente tramite un condotto centrale.

In genere i cicloni vengono utilizzati per la separazione di particelle solide relativamente grossolane, mentre ove siano richieste separazioni più spinte o efficienze superiori sono da preferirsi altri sistemi, quali i filtri a maniche.

Il loro campo di applicazione è da considerarsi con perdita di carico indicativamente attorno ai 100 mmH₂O, comunque sempre inferiore ai 150 mmH₂O.

Il dimensionamento del ciclone viene effettuato utilizzando tabelle dei fornitori che consentono di ricavarne il diametro e le dimensioni in base alla portata di aria da trattare, considerando una velocità in ingresso alla bocca pari a circa 15 – 16 m/s.

Per quanto riguarda l'altezza dei cicloni, occorre considerare che la lunghezza del cilindro è indicativamente 1,5 volte maggiore del diametro, così come il cono inferiore, mentre la bocca di scarico aria del ciclone ha una sezione indicativamente più grande della sezione della bocca di ingresso di 1,5 volte.

Filtri a maniche

I filtri a maniche sono costituiti da serie di elementi tubolari (maniche) in feltro, tessuti particolari o membrane a base di fibre sintetiche, in grado di trattenere il particolato solido attraverso meccanismi di filtrazione superficiale. Il funzionamento di un filtro a maniche può essere del tipo a captazione interna o esterna, a seconda che il flusso dei gas da depurare sia diretto dall'interno verso l'esterno della manica o viceversa.

L'incremento dello spessore di materiale solido depositato sulla superficie delle maniche dà luogo ad un aumento dell'efficienza di rimozione delle particelle solide e, contemporaneamente, ad un aumento delle perdite di carico nell'attraversamento del letto di materiale solido stesso.

È pertanto necessaria un'operazione periodica di pulizia delle maniche del sistema di filtrazione, da effettuarsi ogni qual volta tale perdita di carico raggiunga il valore massimo ammissibile.

Questi depolveratori vengono usati per il trattenimento di polveri più fini, con un rendimento elevatissimo, nell'ordine del 99,99%. Con queste apparecchiature è possibile garantire allo scarico un livello di polverosità inferiore ai 10 mg/Nm³.

La perdita di carico considerata è pari a circa 120 – 150 mmH₂O, mentre il tessuto viene di volta in volta scelto sulla base delle condizioni di funzionamento.

Indicativamente nel trattamento di aria polverosa proveniente da RU, occorre tener presente che, a causa della possibilità di avere aria umida e particelle da trattare che si possono caricare elettrostaticamente, è necessario prevedere un tessuto con trattamento antistatico permanente. Per quanto riguarda il dimensionamento dei filtri a maniche, la superficie filtrante è in funzione della tipologia di polveri e della quantità in ingresso, ma indicativamente per quanto riguarda il settore RU si può calcolare un valore medio pari a circa 1,8 – 2 m/minuto di velocità di filtrazione.

Normalmente i depolveratori a tessuto sono installati in depressione cioè con il ventilatore centrifugo posto a valle e per scaricare le polveri captate hanno bisogno di un sistema di scarico che è costituito da una coclea di evacuazione e da una valvola rotativa.

La pulizia può essere effettuata per via meccanica (mediante scuotimento o vibrazione delle maniche) o utilizzando il metodo a corrente inversa (ottenuto invertendo il verso del flusso di gas attraverso le maniche).

Il sistema di lavaggio più utilizzato è con aria compressa immessa attraverso delle elettrovalvole il cui comando è dato da un timer elettronico che può essere regolato manualmente oppure automaticamente in funzione della perdita di carico prestabilita da tenere al depolveratore.

Occorre fare anche attenzione nel caso di trattamento di polveri da RU alla conformità delle maniche filtranti che è consigliabile vengano installate in linea con una buona distanza tra loro in modo che la velocità di risalita dell'aria attraverso gli spazi tra le maniche sia relativamente bassa in modo da favorire un buon distacco delle polveri e la successiva caduta nella tramoggia.

Indicativamente il diametro delle maniche è di 125 – 150 mm anche se la prima dimensione è preferibile in quanto più facile da rigenerare con gli impulsi di aria compressa, con una lunghezza di cieca di 3.000, max 4.000 mm.

Scrubber

Gli scrubber sono apparecchi ad umido che possono essere utilizzati sia per l'abbattimento di polveri sia per il trattamento degli odori.

Nel caso di scrubber utilizzati per la depolverazione, l'abbattimento delle particelle solide è realizzato mediante l'iniezione di acqua finemente polverizzata. Le goccioline di acqua, disperse all'interno del flusso gassoso e dotate di un'elevata velocità dovuta all'energia cinetica ad esse impressa, sono in grado di intrappolare le particelle solide per effetto delle ripetute collisioni con queste ultime.

La scelta dell'apparecchiatura viene effettuata in funzione della granulometria delle particelle e dal grado di efficienza che si vuole ottenere. In ogni caso però il calcolo deve essere eseguito di volta in volta e non è possibile stabilire a priori i parametri di dimensionamento.

6.3 EMISSIONI ODOROSE

Le emissioni odorose prodotte dagli impianti di trattamento di rifiuti urbani costituiscono uno dei fattori di maggior rilievo nella definizione degli impatti sull'ambiente circostante.

L'instaurarsi di processi di metabolismo aerobico e/o anaerobico dei microrganismi responsabili della biodegradazione del materiale organico, produce un insieme di composti odorosi tra cui molecole sia inorganiche come l'ammoniaca e l'acido solfidrico, sia organiche come gli acidi organici volatili, composti aromatici, mercaptani e alchilsolfuri.

Le emissioni odorose vengono prodotte praticamente in tutti i reparti degli impianti di digestione anaerobica.

In particolare le principali fonti di odori sono:

- sostanze volatili prodotte nel corso dei processi fermentativi durante lo stoccaggio dei rifiuti in attesa del trattamento e durante le fasi di pretrattamento e selezione;
- sostanze volatili originate dalla sezione di metanizzazione;
- sostanze volatili originate dal processo di post-stabilizzazione aerobica e maturazione della frazione organica digerita o del fango prodotto dalla digestione anaerobica.

Il loro controllo ed abbattimento può essere effettuato attraverso una strategia integrata che prevede:

- una corretta gestione dell'impianto (evitare stoccaggi prolungati, prevenire fenomeni di anaerobiosi nella biomassa, ecc.) e del processo (temperatura, umidità, tempi di residenza, ecc.);
- ambienti completamente chiusi e in depressione, con aspirazione forzata, di tutti i volumi destinati alle fasi di ricevimento, stoccaggio, ripresa e alimentazione al trattamento dei rifiuti;
- un trattamento delle arie esauste provenienti dai sistemi di aspirazione di tutto l'impianto prima della immissione in atmosfera.

Per quanto riguarda quest'ultimo punto numerosi sono i metodi ormai industrialmente disponibili e variamente adottati per la depurazione degli effluenti gassosi derivanti da attività produttive, tra i quali i più diffusi sono:

- l'adsorbimento su carbone attivo;
- l'ossidazione termica;
- l'assorbimento con soluzioni chimiche;
- i metodi biologici (biolavaggio e biofiltrazione).

I primi due difficilmente vengono impiegati per l'abbattimento di emissioni di origine biologica a causa dei loro costi d'investimento e degli oneri di gestione e di rado trovano utilizzo negli impianti in esame.

L'assorbimento con soluzioni chimiche in torri di abbattimento o in scrubber è molto diffuso e si basa sul trasferimento di uno o più composti presenti in fase gassosa in una fase liquida. Il prin-

cipio di funzionamento è quello di far investire il flusso dell'aria da una corrente di acqua in una sezione detta di lavaggio, costituita normalmente da un letto statico oppure da un letto flottante. Le torri di lavaggio possono essere verticali o orizzontali, a semplice o doppio stadio, con il lavaggio effettuato con acqua in ricircolo oppure in soluzione acida, basica e ossidante.

Il dimensionamento dello scrubber viene effettuato sulla base di una velocità del flusso gassoso all'interno dello stesso che per gli scrubber a letto statico non deve mai superare 1,5 m/s, con un tempo di contatto nella sezione di lavaggio non inferiore al secondo, mentre per gli scrubber a letto flottante la velocità dell'aria può essere elevata fino a 2,5 – 3 m/s.

La scelta della soluzione di lavaggio è determinata dalla tipologia degli elementi da abbattere e quindi dalla loro natura. Nel caso di forte presenza di composti basici quali l'ammoniaca ed i suoi derivati dovranno essere utilizzate soluzioni acide (generalmente di H_2SO_4), mentre in caso di composti di natura acida dovranno essere utilizzate soluzioni basiche (NaOH).

Il trattamento con soluzione acida deve essere necessariamente seguito da un trattamento basico per la neutralizzazione, mentre l'ossidazione, che serve per l'abbattimento dei composti odorosi di natura organica, normalmente si esegue nella stessa sezione basica finale e viene effettuata attraverso ipoclorito, acqua ossigenata o ozono, a cui però va fatta molta attenzione, in quanto è vietato scaricare in atmosfera l'ozono in eccesso che quindi deve essere necessariamente trattato e decomposto.

Negli scrubber, l'acqua o la soluzione di lavaggio può essere riciclata attraverso una pompa centrifuga, ma occorre precedere uno spurgo e un reintegro di acqua pulita in modo da non caricare la soluzione di lavaggio e renderla satura.

Indicativamente il parametro del valore di acqua utilizzata è pari 2 l/m³ di aria nel caso di letti statici e di 1,5 l/m³ di aria nel caso di letti flottanti.

I metodi biologici (*biofiltrazione* e *bioscrubber*) rispetto ai precedenti presentano il vantaggio di permettere una completa ossidazione per via metabolica delle sostanze inquinanti di origine biologica, con ottimi rendimenti nei casi di concentrazioni medio-basse, tipiche proprio dei processi di trattamento biologico dei rifiuti.

I biofiltri sono costituiti da un letto di materiale filtrante, collocato in una vasca impermeabilizzata. Tale materiale, costituito generalmente da torba, cippato di legno, compost vegetale e miscele, è adagiato su un grigliato al di sotto del quale viene creato uno spazio utilizzato per l'immissione dell'aria da trattare. In alternativa al grigliato può essere realizzata una rete di tubi forati dai quali viene immesso il flusso da deodorizzare.

La vasca impermeabilizzata può essere realizzata in calcestruzzo, in opera o prefabbricato, oppure utilizzando moderni sistemi modulari metallici.

Il materiale filtrante, che deve avere uno spessore di circa un metro e deve possedere buone proprietà fisico-meccaniche (buon drenaggio e basse perdite di carico) ed una bassa degradabilità biologica, rappresenta il supporto sul quale si genera la flora batterica attiva in grado di metabolizzare la maggior parte dei composti naturali, organici e inorganici, attraverso una serie notevole di reazioni biologiche (ossidazioni, riduzioni, idrolisi). I microrganismi impiegati sono svariati (batteri, funghi, lieviti) e solitamente sono composti da ceppi microbici "selvaggi" ovvero già naturalmente presenti nel materiale che costituisce il biofiltro. Dall'analisi della letteratura i composti degradabili tramite i sopraindicati processi possono essere schematicamente suddivisi in:

- composti inorganici, prevalentemente rappresentati da ammoniaca ed idrogeno solforato;
- composti costituiti da miscele di composti solforici (metil ed etilmercaptani), composti amminici (metil, etilammine), composti carbonilici (aldeidi, chetoni) ed acidi grassi a catena corta (propionico, butirrico, ecc.);
- composti organici di diversa natura chimica (idrocarburi alifatici, aromatici, eterociclici, ecc.);
- composti alifatici alogeno-sostituiti quali idrocarburi alifatici clorurati.

L'efficienza di abbattimento di questi inquinanti varia a seconda delle condizioni chimico-fisiche a cui i microrganismi sono sottoposti, oltre che da parametri progettuali come il carico superficiale, ed il tempo di contatto.

Per quanto riguarda il primo aspetto, il principio su cui si basa il biofiltro è principalmente legato alla possibilità di creare per i microrganismi in esso residenti, un ambiente adatto alla loro sopravvivenza in termini di disponibilità di ossigeno, adeguata temperatura, pH, umidità e presenza di nutrienti:

Ossigeno: l'ossigeno necessario ai batteri aerobici è garantito dall'apporto di aria presente nel composto odoroso che, grazie alla struttura del mezzo filtrante caratterizzata da una bassa perdita di carico (porosità tra 80 e 90%), rifornisce omogeneamente tutto il biofiltro.

Temperatura: deve essere mantenuta tra i 15 e i 35°C osservando che in questo range si ottengono le più alte velocità di degradazione.

pH: il pH necessario per mantenere in vita tutte le specie batteriche deve essere mantenuto tra 7 e 8.5 facendo attenzione che la presenza di composti a carattere acido/base (H_2S , NH_3 , ecc) determina ampie variazioni di pH del mezzo filtrante e conseguenti problemi alla crescita microbica. In alcuni casi, per aumentare la vita del mezzo filtrante, si usa tamponare il pH tramite l'aggiunta di calce, calcare o agenti alcalini.

Umidità: mantenere un grado di umidità elevato nel mezzo filtrante (50-70%) è indispensabile perché nel film acquoso che bagna e/o umidifica il materiale si sciolgono le sostanze da depurare rendendosi così disponibili per l'assorbimento endocellulare ed il successivo utilizzo metabolico da parte dei microrganismi.

Il riscaldamento del biofiltro, dovuto al prodotto dell'attività microbica legata alla degradazione dei composti odoriferi, provoca una evaporazione dell'acqua determinando la necessità di rifornirla, in base al bilancio termico del biofiltro, tramite spruzzatori disposti sopra o dentro il mezzo filtrante oppure umidificando l'aria influente.

Nutrienti: il mezzo filtrante contiene generalmente tutti i micronutrienti necessari alla crescita microbica, mentre le fonti di energia, di carbonio e di azoto devono provenire dall'aria trattata. Per carichi odoriferi bassi e discontinui deve essere previsto un apporto supplementivo di tali sostanze.

Per quanto riguarda i parametri progettuali si deve premettere che il carico applicabile ad un biofiltro dipende dal tipo di mezzo filtrante e dal composto odoroso da rimuovere dalla corrente gassosa. In presenza di correnti gassose complesse il dimensionamento dei biofiltri si basa su relazioni empiriche che devono assicurare tempi di ritenzione sufficienti a permettere sia l'assorbimento dei composti odoriferi nel mezzo filtrante, che la loro degradazione.

In generale il dimensionamento dei biofiltri prevede:

- carichi superficiali compresi tra i 50 e i 200 $m^3/h \cdot m^2$;
- tempi di residenza compresi nell'intervallo 30-60 s;
- altezze del mezzo filtrante maggiori di un metro.

La definizione e l'ottimizzazione di tutti questi parametri determina valori elevati dell'efficienza di processo i quali possono variare, in base ai composti, tra il 50 e il 90%, con punte per alcune sostanze facilmente degradabili, quali alcoli, eteri, aldeidi, chetoni, esteri, ed idrocarburi aromatici monociclici, intorno al 99%.

Il limite di funzionamento del biofiltro è legato essenzialmente al progressivo consumo del materiale che costituisce il biofiltro stesso poiché, essendo di origine naturale, tende a consumarsi per ossidazione ad anidride carbonica, con gli stessi processi con cui viene depurato l'effluente filtrato. Il consumo del letto, la cui entità e significativamente funzione del materiale con cui è composto, porta alla progressiva perdita della sua originaria porosità, e ad un suo inevitabile intasamento con aumento delle perdite di carico fino a valori tali da imporre o un rivoltamento o la completa sostituzione.

È necessario infine ricordare la preoccupazione dell'eventualità che dal letto filtrante possano

liberarsi microrganismi patogeni in quantità tali da rappresentare pericolo per coloro che operano in prossimità dei biofiltri. Le concentrazioni di batteri, attinomiceti e spore fungine, misurate direttamente in prossimità della superficie esterna, hanno mostrato comunque valori di carica microbica totale in condizioni standard superiori alle mille unità formanti colonie per metro cubo d'aria effluente (UFC/m³) solo nei casi di rimescolamento e sostituzione del letto filtrante. È necessario quindi in questi casi svolgere queste operazioni adottando adeguati presidi personali per la protezione delle vie respiratorie.

Si è mostrata particolarmente efficace la combinazione di sistemi ad umido mediante scrubber e di biofiltrazione. In questo caso, infatti, il primo stadio di scrubbing consente di abbattere fino ad un 50% delle sostanze odorose e satura l'aria di umidità che contrasta la tendenza alla disidratazione del biofiltro sottoposto a continua insufflazione. Il pretrattamento a monte del biofiltro esercita anche un vantaggioso effetto di raffreddamento dell'aria riducendo la potenzialità odorigena e la capacità disidratativa nei confronti del biofiltro.

In alternativa al biofiltro può essere anche utilizzato un bioscrubber. Questa apparecchiatura è costituita da una struttura di lavaggio dotata di un letto di corpi di riempimento ad elevato rapporto superficie/volume, attraverso la quale passa l'effluente gassoso da trattare. Il letto, realizzato in modo da assicurare il migliore contatto possibile fra la fase liquida e gassosa, è il supporto per la crescita di un fango attivo responsabile della ossidazione e degradazione della sostanza odorosa. Analogamente ai biofiltri anche per i bioscrubber è importante mantenere un habitat ottimale per i microrganismi, soprattutto attraverso il controllo del pH e della temperatura, evitare di avviare al bioscrubber composti tossici, effettuare un corretto dimensionamento della torre di lavaggio e del sistema di irrorazione del materiale di riempimento, ridurre al minimo le perdite di carico, effettuare periodici controlli di processo per evitare malfunzionamenti.

I bioscrubber si preferiscono ai biofiltri in presenza di concentrazioni di composti inquinanti medio-alte in quanto presentano una più veloce adattabilità a variazioni di composizione del gas inquinato e, nel caso di effluenti ad elevata temperatura, in quanto hanno la capacità di una più facile dissipazione del calore. Consentono inoltre un più agevole controllo del processo, dal momento che è possibile un monitoraggio delle caratteristiche dell'aria trattata e l'aggiunta di correttivi alla soluzione di lavaggio (regolatori di pH, agenti ossidanti quali ozono, biossido di cloro, ipoclorito di sodio). Analogamente alle torri di lavaggio, però, il processo richiede un particolare impegno tecnico nella gestione, oltre allo svantaggio costituito dagli elevati volumi di acqua di risulta.

6.4 RUMORE

L'inquinamento acustico, rispetto ad altri tipi d'inquinamento, presenta caratteri particolari dei quali è necessario tener conto.

Innanzitutto tale forma d'inquinamento è temporaneamente labile: in termini fisici esso non ha possibilità di accumulo e scompare non appena cessa di agire la causa che lo ha determinato, anche se dal punto di vista psicofisico le sue conseguenze possono accumularsi.

In secondo luogo è spazialmente indeterminato in quanto si distribuisce nello spazio in funzione dei movimenti delle sorgenti che lo generano e delle caratteristiche del mezzo di propagazione (l'atmosfera).

Inoltre, mentre le altre forme d'inquinamento non sono direttamente percepite a livello soggettivo e devono pertanto essere sottoposte ad un controllo specifico, l'inquinamento acustico appartiene alla classe dei fenomeni immediatamente percepiti da chi vi sia sottoposto.

Per queste ragioni il problema spesso acquista rilevanti connotazioni sociologiche in quanto la reattività collettiva al fenomeno non è mai completamente determinata a priori ed è connessa anche alle particolari condizioni individuali.

In base alle caratteristiche fisiche il rumore può essere definito impulsivo, fluttuante, intermittente o continuo.

Negli impianti di digestione anaerobica si può presupporre che si tratti di un rumore continuo, in quanto persiste senza interruzione apprezzabile per tutto il ciclo di lavoro.

Le fonti di rumore in tali impianti sono legate prevalentemente alle apparecchiature utilizzate nelle varie sezioni, ed in particolare vagli, mulini, separatori aeraulici e balistici, pompe, compressori, soffianti, ventilatori, motori endotermici, macchine per movimentazione rifiuti, etc.

Per l'attenuazione dei livelli sonori nelle zone di lavoro e, conseguentemente, nell'area esterna all'impianto possono essere adottati una serie di accorgimenti, quali:

- l'utilizzo di apparecchiature intrinsecamente silenziose;
- l'applicazione di rivestimenti e carenature;
- il posizionamento dei macchinari su supporti antivibranti e/o lubrificati;
- l'utilizzo di griglie fonoassorbenti per prese d'aria esterne (motori);
- la completa chiusura degli edifici;
- l'impiego di portoni ad apertura/chiusura rapida.

Qualora tali accorgimenti non siano sufficienti a garantire agli operatori condizioni di lavoro salubri, è necessario prevedere l'adozione di adeguati dispositivi di protezione individuale (D-PI). L'obbligo di adozione di tali dispositivi deve essere opportunamente segnalato per tutte le apparecchiature o le zone dell'impianto caratterizzate da elevati livelli di emissioni sonore.

Una ulteriore fonte di rumore non trascurabile è legato all'intenso traffico veicolare, che può assumere in questo tipo di impianti particolare rilevanza in relazione ai flussi attesi di materiale in ingresso ed in uscita.

6.5 TRATTAMENTO REFLUI

Nella progettazione di un impianto di trattamento rifiuti è necessario prevedere delle opere per il controllo dell'impatto ambientale derivante dai reflui prodotti all'interno dell'area in cui è collocato l'impianto.

Tali reflui possono essere distinti nelle seguenti tipologie:

- acque meteoriche (*acque chiare*), provenienti da:
 - tetti;
 - strade e piazzali;
- acque da uso civile (*acque nere*);
- acque provenienti dal ciclo produttivo (*acque grigie*):
 - acque di processo;
 - acque da lavaggio automezzi.

Al fine di limitare possibili inquinamenti del terreno e della falda idrica tutti i reflui prodotti devono essere raccolti e convogliati ad un opportuno trattamento prima dello scarico finale. A tale scopo devono essere adottati particolari accorgimenti nella realizzazione di tutta l'area coinvolta dall'impianto.

In particolare tutte le zone di movimentazione e stoccaggio esterne devono essere asfaltate e drenate in maniera tale da ridurre il pericolo di dispersione sul terreno di acque contaminate.

Laddove particolari condizioni idrogeologiche lo richiedano si dovrà provvedere alla realizzazione di una impermeabilizzazione.

Le aree asfaltate dovranno essere realizzate con pendenze tali da garantire il deflusso delle acque alle griglie ed ai pozzetti di raccolta che saranno collegate tramite rete fognaria alle vasche di stoccaggio.

Anche le superfici interne destinate a zone di movimentazione, stoccaggio e trattamento devo-

no essere pavimentate e drenate e devono possedere idonea pendenza per garantire il deflusso delle acque di lavaggio verso canalette o griglie di raccolta, collegate tramite rete dedicata a vasche di stoccaggio.

La destinazione di ogni tipo di refluo deve essere stabilita in base alle sue specifiche caratteristiche qualitative, alle esigenze del processo ed alla disponibilità, in sito o fuori sito, di idonei impianti di trattamento.

In particolare deve essere previsto il riutilizzo dei reflui e delle acque meteoriche di prima pioggia in quelle fasi del processo che non richiedono apporti idrici di elevato livello qualitativo.

Le acque chiare provenienti dai tetti e convogliate mediante pluviali in una apposita ed indipendente rete di raccolta non costituiscono uno scarico e pertanto possono essere disperse in pozzi disperdenti opportunamente distribuiti nell'area dell'impianto.

Per quanto riguarda le acque meteoriche che insistono sui piazzali e le aree esterne è necessario prevedere la separazione delle acque di prima e seconda pioggia.

Le acque meteoriche di prima pioggia che insistono sulle aree asfaltate dell'impianto sono potenzialmente contaminate e pertanto devono essere recapitate ad una vasca di raccolta e, quando non riutilizzabili all'interno del processo, opportunamente trattate, generalmente insieme alle acque di processo, in un depuratore dedicato interno all'impianto oppure in un depuratore esterno.

La vasca di raccolta deve essere dimensionata in modo tale da accogliere i primi 3-5 mm di pioggia, considerando che tale battente è sufficiente a dilavare la zona asfaltata dell'area di impianto e quindi a rimuovere il carico inquinante su essa insistente.

Le acque meteoriche di seconda pioggia, invece, devono essere avviate allo scarico in rete fognaria, in corso d'acqua superficiale o attraverso l'utilizzo di pozzi perdenti.

I reflui civili devono essere collettati con rete fognaria dedicata alla pubblica fognatura od in alternativa avviati ad un impianto di depurazione prima dello scarico finale.

Le acque di processo prodotte dagli impianti di digestione anaerobica sono costituite essenzialmente da:

- percolati prodotti nelle aree adibite allo stoccaggio dei rifiuti;
- percolati prodotti nelle aie di stabilizzazione aerobica;
- acque di lavaggio degli ambienti di lavoro;
- soluzioni acquose provenienti dal trattamento ad umido delle emissioni gassose;
- acque provenienti dalla disidratazione del fango digerito;
- condensate ottenute dal trattamento del biogas;
- reflui da laboratorio di analisi.

Tali reflui devono essere raccolti in apposite vasche interrate o serbatoi fuori terra i cui requisiti tecnici minimali devono essere definiti in relazione alle caratteristiche qualitative dei reflui stessi ed avviati, se non recuperati all'interno del ciclo di trattamento, ad un impianto di depurazione.

Negli impianti di digestione anaerobica i percolati da stoccaggio sono generalmente presenti in quantità elevata a causa dell'umidità dei rifiuti conferiti. Tali reflui presentano caratteristiche di estrema variabilità e sono costituiti da prodotti quali olii, colaticci di vario genere, detergenti, oltre all'acqua di costituzione del rifiuto. In genere i rifiuti sono in grado di assorbire il percolato eventualmente formatosi, ma in situazioni di conferimento anomalo, carico eccezionale di organico, condizioni di stoccaggio in fossa estremamente gravose (pressatura e compattazione di rifiuti) è possibile che si verifichi un rilascio di percolato, che deve quindi essere raccolto ed opportunamente trattato.

Inoltre negli impianti di digestione anaerobica vengono anche prodotte quantità non trascurabili di acque provenienti dalla fase di disidratazione del fango digerito, che in genere vengo-

no parzialmente riciclate come diluenti nei digestori, e acque di condensa provenienti dalla fase di raffreddamento del biogas.

Le acque provenienti dal trattamento ad umido delle emissioni gassose sono costituite essenzialmente dalle acque di spurgo degli scrubber e dai percolati da biofiltri. Tali reflui devono essere stoccati in apposite vasche o serbatoi e, se non recuperati all'interno del ciclo di trattamento, devono essere depurati prima dello scarico finale.

Infine deve essere previsto il collettamento delle acque di lavaggio degli automezzi, le quali possono essere conferite ad un impianto di depurazione oppure riciclate all'interno del processo. In questo caso è opportuno prevedere un trattamento di disoleazione prima dell'utilizzo.

Bibliografia

Angelidaki I., Ellegaard L., Ahring B.K. (1998). *Matematisk model for dynamisk simulering of den anaerobe biogas proces*. Inst. Miljøteknology, DTU EFP-1383/96-0004.

APHA-AWWA-WPCF (1995). Standard methods for the examination of water and wastewater.

Bacchin M., Raninger B., Carretta A. (1998) . Il centro di biotratamenti di Camposampiero: un progetto integrato per la gestione e il recupero a fini energetici e fertirrigui di scarti organici e acque reflue civili e zootecniche nel bacino scolante in laguna di Venezia. *SEP Pollution*, 31 marzo – 3 aprile 1998.

Baier U. and Schmidheiny P. (1997). Enhanced anaerobic degradation of mechanically disintegrated sludge. *Water Science & Technology*, **36**(11), pp. 137-143.

Bassetti, A., Barbaresi, U., Cecchi, F. (1991). Processo di digestione anaerobica termofila di residui organici in fase semi-solida. Brevetto MI 91 000777.

Battistoni P., Beccari M., Cecchi F., Majone M., Musacco A., Pavan P., Traverso P. (1999). Una gestione integrata del ciclo dell'acqua e dei rifiuti. Fondamenti, stato dell'arte, ingegneria di processo. Ed. FrancoAngeli.

Bhattacharya S., Madura R., Walling D., Farrell J. (1996). Volatile solids reduction in two-phase and conventional anaerobic sludge digestion. *Wat. Res.*, **30** (5), 1041-1048.

Bolzonella D., Innocenti L., Cecchi F. (2001). BNR wastewater treatments and sewage sludge anaerobic mesophilic digestion performances. In: *Proc. Specialised Conference on Sludge Management: regulation, treatment, utilisation and disposal*. Acapulco (Mexico), 25-27 ottobre 2001.

Boone D.R., Xun L. (1987). Effects of pH, temperature and nutrients on propionate degradation by a methanogenic enrichment culture. *Applied and Environmental Microbiology*, July 1987, 1589-1592.

Bozano Gandolfi e Wiljan (1999). Twelve years of experiences with anaerobic digestion of M-SW using BTA technology. In *Proc. of Sardinia 99, Seventh International Landfill Symposium*.

Brunetti A., Lore F., Lotito V. (1988). Methanogenic potential of substrate in anaerobic digestion of sewage sludge. *Env. Tech. Letters*, **9**, 753-762.

Cecchi F. e Innocenti L. (2001). The role of anaerobic digestion for the production of energy and soil improvers. In *Conference Soil & Biowaste in Southern Europe*, Rome 18-19 January 2001.

Cecchi F., Battistoni P., Pavan P., Fava G., Mata-Alvarez J. (1994.). Anaerobic digestion of OFMSW and BNR processes: a possible integration, *Wat. Sci. Tech.*, **30** (8), 65-71.

Cecchi F., Bolzonella D., Innocenti L., Pavan P., Battistoni P. (2000). Excess sludge reduction and advanced biological nutrients removal wastewater treatment processes. In: *Proc. 1st World Water Congress of the International Water Association*. Parigi (F), 3-7 luglio 2000, NP 116.

Cecchi F., Mata-Alvarez J., Pavan P., Sans C., Merli C., (1992). Semi-dry anaerobic digestion

of MSW: influence of process parameters on the substrate utilization model. *Wat.Sci.Tech.*, **25** (7), 83-92

Cecchi F., Mata-Alvarez J., Verstraete W. (1992). Memorandum of the International Symposium on Anaerobic Digestion of Solid Waste held in Venice, 1992. p. 595-600. In: *Waste Management International*. Ed. K.J. Thomé-Kozmiensky. EF-Verlag, München.

Cecchi F., Pavan P. (1993). Indagine bibliografica sulla digestione anaerobica della biomassa algale della laguna di Venezia.

Cecchi F., Pavan P. (1995). Co-digestione di fanghi di depurazione e rifiuti. Dispense delle lezioni tenute presso il Politecnico di Milano.

Cecchi F., Pavan P., Mata-Alvarez J., Bassetti A., Cozzolino C. (1991). Anaerobic digestion of municipal solid waste. Thermophilic versus mesophilic performance at high solids. *Waste Manag. & Res.*, **9**, pp. 305-315.

Cecchi F., Pavan P., Mata-Alvarez J., Musacco A., Vallini G. (1993). Digesting the organic fraction of municipal solid waste. Moving from mesophilic (37°C) to thermophilic (55°C) conditions. *Waste Manag. & Res.*, **11**, 403-444.

Cecchi F., Pavan P., Mata-Alvarez J., Vallini G. (1989). Anaerobic mesophilic digestion - Co-Composting research in Italy. *Bio-Cycle*, **30**(7), 68-71.

Cecchi F., Pavan P., Musacco A., Mata-Alvarez J., Sans C., De Faveri D. (1993a). Monitoring a fast thermophilic re-start-up of a digester treating the organic fraction of MSW, *Environmental Technology*, **14**, 329-339.

Cecchi F., Pavan P., Musacco A., Mata-Alvarez J., Vallini G. (1993). Digesting the organic fraction of Municipal Solid Waste: moving from mesophilic to thermophilic conditions, *Waste management and research*, **11**, 403-414.

Cecchi F., Pavan P., Musacco A., Mata-Alvarez J., Vallini G. (1993). Digesting the organic fraction of Municipal Solid Waste: moving from mesophilic to thermophilic conditions, *Waste management and research*, **11**, 403-414.

Cecchi F., Traverso P.G., Cescon P. (1986). Anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste. Digester performance. *The Science of Total Environment*, **56**, 183-197.

Cecchi F., Traverso P.G., Perin G., Vallini G. (1988). Comparison of co-digestion performance of two differently collected organic fractions of municipal solid waste with sewage sludges. *Env.Tech.Letters*. **9**, 391-400.

Cecchi F., Mata-Alvarez J., Marcomini A., Pavan P. (1991). First order and step diffusional kinetic models in simulating the mesophilic anaerobic digestion of complex substrate. *Bioresource Technology*, **36**, 261-269.

Chen Y., Hashimoto A. (1978). Kinetics of methane Biotech. *Bioeng. Symp.*, **8**, 269-282.

Chen Y., Hashimoto A. (1978). Kinetic of methane fermentation, *Biotechnology Bioengineering Symposium*, **8**, 269-282

Chiu Y., Chang C., Lin J. and Huang S. (1997). Alkaline and ultrasonic pre-treatment of sludge before anaerobic digestion. *Water Science & Technology*, **36**(11), pp. 155-162.

CITEC (2000). Le linee guida per la progettazione, la realizzazione e la gestione degli impianti a tecnologia complessa per lo smaltimento dei rifiuti urbani. A cura di A. Magagni. Ed. Hyper.

De Baere L. (2000). Anaerobic digestion of solid waste: state of the art. *Wat. Sci. Tech.*, **41** (3), 283-290.

De Baere L., Vestraete W., (1984). High rate anaerobic composting with biogas recovery. *Biocycle*, **25**, 30

Delgenès J.P., Penaud V., Torrijos M., Moletta R. Thermochemical pretreatment of an industrial microbial biomass: effect of sodium hydroxide addition on COD solubilization, anaerobic biodegradability and generation of soluble inhibitory compounds. In: *Proc. 2nd Int. Symp. on Anaerobic Digestion on Solid Wastes*, Volume I. Barcellona, 15-17 giugno 1999, 121-128.

Dohanyos M, Zabranska J. and Jenicek P. (1997). Enhancement of sludge anaerobic digestion by using of a special thickening centrifuge. *Water Science & Technology*, **36**(11), pp. 145-153.

Eastman, J.A., Ferguson, J.F. (1981). Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion. *J. Water Pollut. Control Fed.*, **53**, 352-366.

Engelhart, M., Kruger, M., Kopp, J. and Dichtl, N. (1999). Effects of disintegration on anaerobic degradation of sewage excess sludge in downflow stationary fixed film digesters. In proceedings of II International Symposium on Anaerobic Digestion of Solid Waste, Barcelona 15-17 June, 1999.

Federambiente (1997). www.federambiente.it.

Genon G. (1993). Processi biologici industriali. Clut Editore, Torino, 223.

Gourdon R., Vermande P. (1987). Effects of propionic acid concentration on anaerobic digestion of pig manure. *Biomass*, **13**, 1-12.

Gujer, Zehnder (1983). Conversion processes in anaerobic digestion. *Wat. Sci. Tech.*, **15**, 127-167.

Harper S.R., Pohland F.G. (1986). Recent developments in hydrogen management during anaerobic biological wastewater treatment. *Biotechnol. Bioeng.*, **28**, 585-602.

Hilton B.L., Oleszkiewicz J.A. (1988). Sulfide-induced inhibition of anaerobic digestion. *Journal of Environmental Engineering*, **114**(6), 1377-1391.

Hobson P.N. and Wheatley A.D. (1993). *Anaerobic Digestion Modern Theory and Practice*. Elsevier Science Publishers, LTD, Barking, U.K.

IRSA – CNR (1982). Quaderno **55**.

IRSA-CNR (1995). Metodi analitici per le acque.

Kaspar H.F., Wuhrmann K. (1978). Product inhibition in sludge digestion. *Microbial Ecology*, **4**, 241-248.

Khan, Y., Anderson, G. K. and Elliott, D. J. (1999). Wet oxidation of activated sludge. *Wat. Res.*, **33**, No. 7, pp. 1681-1687.

Kubler H., Hoppendeidt K., Horsch P., Kottmair A., Nimmrichter R., Nordsieck H., Mucke W., Swerev M. (1999). Full scale co-digestion of organic waste. In: *Proc. II ISAD-SW*, Barcelona, Spain, 15-17 June 1999, 175-182

Lehne G., Muller J., and Schwedes J. (2000). Mechanical disintegration of sewage sludge. Proceedings of the 1st World Water Congress of the IWA. July, 3-7, 2000, Paris, France.

Mata-Alvarez J., Cecchi F., Pavan P., Bassetti A. (1993). Semi-dry thermophilic anaerobic digestion of fresh and pre-composted organic fraction of MSW. Digester performance. *Wat. Sci. Tech.*, **27** (2), 87-96.

Mata-Alvarez J., Cecchi F., Pavan P. (1992). Substrate utilization kinetic models in the semi-dry thermophilic anaerobic digestion of municipal solid waste. *J. Environ. Sci. & Health.*, **A27** (7), 1967-1986.

Mata-Alvarez J., Cecchi F., Pavan P., Llabres P. (1990). The performances of digesters treating the organic fraction of municipal solid waste differently sorted. *Biological Wastes*, **33** (3), 181-199.

Mata-Alvarez J., Llabrés P., Cecchi F., Pavan P. (1992a) Anaerobic digestion of the Barcelona central food market organic wastes. Experimental study. *Bioresources Technology*, **39**, 39-48.

Mata-Alvarez J., Macé S., Llabres P. (2000). Anaerobic digestion of organic solid wastes. An overview of research achievements and perspectives. *Bioresource Technology*, **74**, 3-16.

Mata-Alvarez, J., Cecchi F. (1989). Joint anaerobic digestion of sewage sludge and sorted organic fraction of municipal solid waste to attain the energetic autonomy in wastewater treatment plants. Workshop of the FAO-CNRE: Biogas Production Technologies. Zaragoza, 10-13 Aprile.

Menert A., Blonskaja V., Vaalu T., Sökk O., Molder H. (2001). Comparison of some physical and chemical pre-treatment methods for excess sludge. In proceedings of 9th Anaerobic Digestion 2001, Antwerp, Belgium, September 2-6, 2001, pp. 61-68.

Metcalf & Eddy (1991). Wastewater Engineering. Treatment, disposal and reuse. 3rd Edition. McGraw-Hill Int. Ed., 1334.

Noike T., Endo G., Chang J-E., Yaguchi J-I., Matsumoto J-I. (1985). Characteristics of carbohydrate degradation and the rate-limiting step in anaerobic digestion. *Biotechnol. Bioeng.*, **27**, 1482-1489

with liquid recirculation. Effect on gas production, VFA concentration and acetate metabolism. In Proc. Int. Symp. on Anaerobic Digestion of Solid Wastes, Venice, 14-17 April 1992, pp. 431-435.

Palmowsky e Muller (1999). Influence of the size reduction of the organic solid wastes on their anaerobic digestion. In Proc. II° Int. Symp. on Anaerobic Digestion of Solid Wastes, Barcelona, 15-17 June 1999, pp. 137-144.

Pauss A., Nyns E.J., Naveau H. (1984) Production of methane by anaerobic digestion of domestic refuse. In: *Proc. E.E.C. Conference on Anaerobic and Carbohydrate Hydrolysis of Waste*, 8-10 maggio, Luxembourg.

Pavan P. (1989). Digestione anaerobica della frazione organica dei RSU, tesi di laurea.

Pavan P., Battisti P., Mata-Alvarez J., Cecchi F. (2000a). Performance of thermophilic semi-dry anaerobic digestion process changing the feed biodegradability. *Wat. Sci. Tech.*, **41(3)**, pp. 75-82.

Pavan P., Battistoni P., Cecchi F., Mata-Alvarez J. (2000). Two-phase anaerobic digestion of source sorted OFMSW (organic fraction of municipal solid waste): performance and kinetic study. *Wat.Sci.Tech.*, **41(3)**, 111-118.

Pavan P., Battistoni P., Mata-Alvarez J., Cecchi F.(2000). Performance of thermophilic semi-dry anaerobic digestion process changing the feed biodegradability, *Wat. Sci. Tech.*, **40**, 64-72.

Pavan P., Battistoni P., Traverso P., Musacco A., Cecchi F. (1998). Effect of addition of anaerobic fermented OFMSW on biological nutrient removal process: preliminary results, *Wat. Sci. Tech.*, **38** (1), 327-334.

Pavan P., Musacco A., Cecchi F., Bassetti A., Mata-Alvarez J. (1994). Thermophilic semi-dry anaerobic digestion process of the organic fraction of MSW during transient conditions, *Environmental Technology*, **15**, 123-133.

Pavan, P, Traverso, P.G., Battisti, P., Cecchi, F. and Mata-Alvarez, J. (2000b). Two-phase anaerobic digestion of source sorted OFMSW: performance and kinetic study. *Wat. Sci. Tech.*, **41(3)**, pp. 111-118.

Pavlostathis S.G., Giraldo-Gomez E. (1991). Kinetics of Anaerobic Treatment: A Critical Review. *Crit. Rev. Environ. Control*, **21(5-6)**, 411-490.

Penaud V, Delgenes Jp, Moletta R (1999). Thermochemical pretreatment of a microbial biomass: influence of sodium hydroxide addition on solubilization and anaerobic biodegradability. *Enzyme and Microbial Technology*, **25** (3-5), 258-263.

Rademacher H., Zobel T., Pascik I. and K. Kery (1999). Enzyme supported digestion of municipal sludges at the wastewater treatment plant Aachen-Soers. In *proceedings of II International Symposium on Anaerobic Digestion of Solid Waste*, 15-17 June, 1999, Barcelona, Spain.

Rimkus R.R., Ryan J.M., Cook E.J. (1982). Full scale thermophilic digestion at the west south-west sewage treatment works, Chicago, Illinois, *JWCPF*, **54**, 1447-1457

Romli M., Keller J., Lee P.L., Greenfield P.F. (1995). Model Prediction and Verification of a Two-Stage High-Rate Anaerobic Wastewater Treatment System Subjected to Shock Loads. *Trans I-ChemE*, **73**(Part B), 151-154.

Ross W.R., Novella P.H., Pitt A.J., Lund P., Thomson B.A., King P.B., Fawcett K.S. (1992). Anaerobic digestion of wastewater sludge. WRC Project no. 390, TT 55/92, Pretoria, South Africa.

Roux N.W., Wakerley D.S., (1978) The microbial production of methane from putrescible fractions of sorted household waste, *Conservation & Recycling*, **2**, 163-169.

Saiki, Y., Imabayashi, S., Iwabuchi, C., Kitagawa, Y., Okumura, Y. and Kawamura, H. (1999). Solubilization of excess activated sludge by self-digestion. *Wat. Res.*, **33**, No. 8, pp. 1864-1870.

Saint-Jolly C, (1992). Three years of performances control and process monitoring in an industrial plant for municipal solid waste treatment by anaerobic digestion. In Proc. Int. Symp. on Anaerobic Digestion of Solid Wastes, Venice, 14-17 April 1992, pp. 540-544.

Saint-Jolly C., Desbois S., Lotti J. (2000). Determinant impact of waste collection and composition on anaerobic digestion performance: industrial results. *Wat. Sci. Tech*, **41**(3), pp. 291-298.

Sanders W., Geerink M., Zeeman G., Lettinga G. (1999). Anaerobic hydrolysis kinetics of particulate substrates. In: *Proc. II^o Int. Symp. On Anaerobic Digestion of Solid Wastes*, Barcelona, 15-17 June 1999, 25-32.

Sans C., Mata-Alvarez J., Cecchi F., Pavan P., Bassetti A. (1995). Volatile fatty acids production by mesophilic fermentation of mechanically sorted urban organic wastes in a plug flow reactor. *Bioresource Technology*, **51**, 89-96.

Shin K. Kang H. (2001). Effect of electron beam irradiation on anaerobic digestion of sewage sludge. In proceedings of 9th Anaerobic Digestion 2001, Antwerp, Belgium, September 2-6, 2001, pp. 639-641.

Six e De Baere (1992). Dry anaerobic conversion of MSW by means of the Dranco process at Brecht, Belgium. In Proc. Int. Symp. on Anaerobic Digestion of Solid Wastes, Venice, 14-17 April 1992, pp. 520-525.

Speece R.E. (1983). Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment. *Env. Sci. Tech.*, **17**(9), 416-427.

Stafford D., Hawkes D., Horton R. (1980). *Methane production from waste organic matter*. CRC Press, Boca Raton, Florida (USA), pp. 285.

Thobanoglous G., Theisen H., Vigil S. (1993). *Integrated solid waste management. Engineering principles and management issues*. McGraw-Hill, Inc. pp. 978.

Tiehm A., Nickel K. and Neis U. (1997). The use of ultrasound to accelerate the anaerobic digestion of sewage sludge. *Water Science & Technology*, **36**(11), pp. 121-128.

Vallini G., Briglia M., Bianchin L. (1987). Metanogenesi: aspetti microbiologici e biochimici della degradazione anaerobica di substrati organici complessi. *Acqua Aria*, **8**, 949-954.

Vallini G., Pera A., Valdrighi M.M. (1994). Biostabilizzazione ossidativa della sostanza organica: ecologia microbica e gestione biotecnologica del processo di compostaggio. In: *Ingegneria della trasformazione in compost*, Giornate europee di studio sull'ambiente, Bari, 26-27 ottobre 1994.

Valorga (1985) Waste recovery as a source of methane and fertilizer. The Valorga process. In: *Proc. 2nd Annual Int. Symp. on Ind. Resource Managem.*, February 17-20, Philadelphia, U.S.A.

Van Lier J., Tilche A., Ahring B., Macarie H., Moletta R., Dohanyos M., Hulsoff Po L., Lens P. and Verstraete W. (2000). New perspectives in anaerobic digestion. *Water Science and Technology*, **43**(1), pp. 1-18.

Van Velsen A.F.M. (1979). Adaptation of methanogenic sludge to high ammonia-nitrogen concentrations. *Wat. Res.*, **13**, 995-999.

Vavilin V., Rytov S., Lokshina L. (1996). A description of hydrolysis kinetics in anaerobic degradation of particulate organic matter. *Biores. Tech.*, **56**, 229-237.

Wastergard e Teir (1999). The Waasa process integrated in the eco-cycling society. In *Proc. II° Int. Symp. on Anaerobic Digestion of Solid Wastes*, Barcelona, 15-17 June 1999, vol. II, pp. 310-313.

WEF e ASCE (1992). *Design of municipal wastewater treatment plants. Volume II. Manual of Practice No.8*. WEF, Alexandria, VA.

Weisz N., Kepp U., Norli M., Panter K. and Solheim O. (2000). Sludge disintegration with thermal hydrolysis – cases from Norway, Denmark and United Kingdom. *Proceedings of the 1st World Water Congress of the IWA*. July, 3-7, 2000, Paris, France.

Wook Nah, Kang, Hwang and Song (2000). Mechanical pretreatment of waste activated sludge for anaerobic digestion process. *Wat. Res.*, **34**(8), pp. 2362-2368. Zanovello G., Cevese A., Zorzi G.,

Zorzi G. (1997). Influenza delle condizioni operative sul processo di fermentazione anaerobica della FORSU, tesi di laurea, Università di Venezia.