

**Quaderni del Dipartimento**

**SAN 5**



**La valorizzazione energetica dei fanghi  
di depurazione**  
**Raccolta di contributi**

**a cura di**

**Elena Cristina Rada, Marco Ragazzi, Giuliano Ziglio**



**UNIVERSITÀ DEGLI STUDI DI TRENTO**

**Dipartimento di Ingegneria Civile  
e Ambientale**

**Novembre 2006**

## **Università degli studi di Trento**

Dipartimento di Ingegneria Civile e Ambientale

Direttore: prof. Alberto Bellin

[www.ing.unitn.it/dica](http://www.ing.unitn.it/dica)

### **Quaderni del Dipartimento**

**SAN 5**

#### **Coordinatore della serie:**

prof. Giuliano Ziglio

**ISBN 10: 88-8443-135-2**

**ISBN 13: 978-88-8443-135-6**

*Questa Serie è dedicata ad argomenti avanzati dell'ingegneria sanitaria-ambientale ed alla loro divulgazione nel settore professionale.*

*Questo manuale è un contributo alla conoscenza dei sistemi di trattamento dei fanghi. Gli Autori sollecitano suggerimenti ed osservazioni usando il seguente indirizzo e-mail:*

**[marco.ragazzi@ing.unitn.it](mailto:marco.ragazzi@ing.unitn.it)**

Alla redazione di questo volume ha collaborato:

***Elena Cristina Rada***

Per quanto riguarda gli Autori si rimanda ai singoli contributi che compongono questa opera.

La realizzazione della presente opera è stata possibile grazie al supporto finanziario della Provincia Autonoma di Trento, Servizio Opere Igienico-Sanitarie.

*Sebbene gli Autori abbiano curato con la massima attenzione la presente opera, declinano ogni responsabilità per possibili errori od omissioni e per qualunque eventuale danno derivante dall'uso delle informazioni ivi contenute.*

**Autori del Dipartimento di Ingegneria Civile e Ambientale, Università  
degli Studi di Trento:**

Antolini D.

Baggio P.

Baratieri M.

Bianchi M.

Cocârță D.

Crescimanno A.

Fortarel L.

Grigante M.

Mallocci E.

Ragazzi M.

Sibisi N.N.

Venturi M.

**Autori del Dipartimento di Ingegneria dei Materiali e Tecnologie  
Industriali, Università degli Studi di Trento:**

Campostrini R.

Dal Maschio R.

Ischia M.

Perazzolli C.

<b>PREMESSA .....</b>	<b>5</b>
<b>BIOESSICCAZIONE DEI RIFIUTI URBANI RESIDUI ED FANGHI.....</b>	<b>6</b>
INTRODUZIONE .....	6
MATERIALI E METODI.....	7
RISULTATI E DISCUSSIONE.....	10
CONCLUSIONI .....	17
BIBLIOGRAFIA .....	17
<b>GASSIFICAZIONE DI FANGHI DA DEPURAZIONE .....</b>	<b>19</b>
INTRODUZIONE .....	19
ANALISI TERMODINAMICA .....	20
APPARATO SPERIMENTALE.....	29
CONCLUSIONI .....	32
BIBLIOGRAFIA .....	32
<b>STUDIO DELLA PIROLISI DI FANGHI DA IMPIANTI URBANI DI TRATTAMENTO DI ACQUE DI SCARICO ATTRAVERSO ANALISI ACCOPPIATE TG-MS/TG-GC-MS.....</b>	<b>33</b>
INTRODUZIONE .....	33
PARTE SPERIMENTALE.....	34
RISULTATI E DISCUSSIONE.....	35
CONCLUSIONI .....	43
BIBLIOGRAFIA .....	43
<b>COMBUSTIONE DIRETTA E INDIRETTA DI FANGHI .....</b>	<b>45</b>
INTRODUZIONE .....	45
PARTICOLARITÀ DELLA COMBUSTIONE DIRETTA.....	45
PARTICOLARITÀ DELLA COMBUSTIONE INDIRETTA.....	50
CONCLUSIONI .....	54
BIBLIOGRAFIA .....	54
<b>CO-DIGESTIONE DI FANGHI DI DEPURAZIONE E FRAZIONE ORGANICA DI RIFIUTI SOLIDI URBANI .....</b>	<b>56</b>
INTRODUZIONE .....	56
LA DIGESTIONE ANAEROBICA: RICHIAMI TEORICI E CONFIGURAZIONI DI PROCESSO .....	57
LA CO-DIGESTIONE DI FANGHI E FORSU .....	61
BIBLIOGRAFIA .....	68

## **PREMESSA**

La presente opera raccoglie i contributi dell'Università degli Studi di Trento illustrati al Convegno "La valorizzazione energetica dei fanghi di depurazione", organizzato a Trento il 24 Novembre 2006. L'opera costituisce la continuazione della Collana di Quaderni del Dipartimento SAN 1,2,3,4 realizzati allo scopo di divulgare i contenuti di studi e ricerche svolte presso l'Università degli Studi di Trento (in particolare presso il Dipartimento di Ingegneria Civile e Ambientale e in Dipartimenti che svolgono attività affini) con riferimento ad argomenti d'attualità nel campo dell'Ingegneria Sanitaria Ambientale. L'approccio utilizzato nei lavori risulta in ogni caso prevalentemente a carattere interdisciplinare.

L'opera riguarda un tema sempre più scottante, ovvero la gestione dei fanghi di depurazione generati dal trattamento delle acque reflue civili. Le quantità crescenti e le sempre maggiori difficoltà di smaltimento rendono necessaria l'individuazione di strategie innovative o l'ottimizzazione di quelle convenzionali.

Un particolare aspetto della valorizzazione energetica dei fanghi riguarda la co-digestione con frazioni organiche da raccolta differenziata. A questo aspetto è dedicato un approfondimento per evidenziarne le potenzialità.

# **BIOESSICCAZIONE DEI RIFIUTI URBANI RESIDUI ED FANGHI**

Rada E.C., Ragazzi M., Fortarel L., Antolini D.

[elena.rada@ing.unitn.it](mailto:elena.rada@ing.unitn.it)

## **INTRODUZIONE**

Tra le varie opzioni disponibili per la gestione integrata dei rifiuti, la valorizzazione energetica può essere proposta per i rifiuti urbani residui (RUR) sia non trattati, sia per quelli che subiscono un più o meno complesso pre-trattamento, eventualmente finalizzato alla produzione di Combustibile Derivato dai Rifiuti, CDR. In tale ambito, la bioessiccazione è un pre-trattamento meccanico biologico di tipo aerobico che sfrutta l'esotermia delle reazioni biologiche per produrre il calore necessario a modificare il contenuto d'acqua del rifiuto. Lo scopo del processo è infatti quello di eliminare parte dell'umidità contenuta nel rifiuto urbano residuo per produrre un materiale con migliori caratteristiche energetiche. Tale perdita d'acqua viene ottenuta a spese di una modesta quantità di energia contenuta nel rifiuto; infatti, il calore deriva dall'ossidazione biochimica di una parte dei solidi volatili (SV) presenti nella frazione putrescibile dei RUR. Il processo di bioessiccazione è notevolmente influenzato dalla presenza di sostanza organica, che con il suo apporto di umidità e di solidi volatili ne determina lo svolgimento (Rada et al., 2005a,b). Al riguardo, i risultati ottenuti da sperimentazioni precedenti (Rada et al., 2004; Franzinelli et al., 2004) hanno mostrato come, in presenza di elevati contenuti di sostanza organica, il processo si sviluppi in maniera completa, pur se in condizioni limitate dal decrescente contenuto d'acqua (a differenza di compostaggio e biostabilizzazione, dove è prevista una periodica aggiunta d'acqua); sono cioè garantite le condizioni ambientali affinché l'attività batterica sia adeguata per ottenere significative perdite di peso (anche oltre il 25%) e un utile incremento del PCI (se espresso sulla massa in uscita dal processo).

Attualmente, soprattutto per quanto richiesto dal Decreto Ronchi e dal Decreto 36/03 (che recepisce la Direttiva 99/31/CE sulle discariche e che pone, nei riguardi del rifiuto destinato a discarica, obiettivi di riduzione del carico biodegradabile (art. 5) e l'obbligo del pre-trattamento (art. 7, comma 1), si assiste ad un progressivo aumento della raccolta differenziata ed in particolar modo della frazione cosiddetta "umida". Come conseguenza la quantità di sostanza organica nei rifiuti urbani residui può ridursi considerevolmente.

Nelle esperienze italiane dove è effettuata un'efficace raccolta differenziata dello scarto di cucina si sono rilevate percentuali di scarto alimentare all'interno del rifiuto residuo generalmente nell'ordine del 15-25%. Vanno tuttavia sottolineate le specificità rappresentate da situazioni particolarmente "virtuose" dal punto di vista della intercettazione delle frazioni compostabili, dove a più riprese, ed in modo diffuso, sono state rilevate percentuali di scarto compostabile nel rifiuto residuo attorno o sotto il 10%.

Nel presente lavoro si è valutato, in scala pilota, l'effetto dell'aggiunta dei fanghi disidratati (di origine civile) e le conseguenze sulla bioessiccazione di RUR; infatti, i fanghi disidratati con il loro apporto di umidità potrebbero garantire condizioni meno inibenti per l'attività batterica. In più, una soluzione di co-trattamento permetterebbe di disporre di un'opzione interessante per risolvere i crescenti problemi di gestione dei fanghi di depurazione per acque reflue civili, sempre meno destinabili a valorizzazioni biologiche o a discarica.

## **MATERIALI E METODI**

Il reattore biologico (biocella pilota) realizzato presso l'Università degli Studi di Trento è un contenitore adiabatico di 1000x1000x1000mm per un volume utile di circa 1 m<sup>3</sup> (Figura 1). Le pareti sono costituite da una doppia lastra in acciaio al cui interno è posizionato un pannello in poliuretano espanso dello spessore di 40 mm che garantisce l'isolamento termico. L'aria viene immessa nella biocella tramite una soffiante in acciaio posta sul fondo. Il flusso attraversa il rifiuto dal basso verso l'alto innescando le reazioni biologiche ed esce dalla biocella dalla sommità.



Figura 1. Vista frontale del reattore biologico poggiato sulla piattaforma di pesatura

All'interno della biocella sono state poste quattro sonde PT-100 (Invensys Controls Italy s.r.l., Belluno) per la misurazione della temperatura; le sonde sono state collocate una sulla soffiante per misurare la temperatura dell'aria in ingresso e tre lungo la verticale (ad una distanza di circa 20 cm una dall'altra) per misurare la temperatura del rifiuto e quella dell'aria in uscita.

Al fine di monitorare la perdita di peso alla quale è soggetta la massa di rifiuto durante il processo di bioessiccazione, il reattore è stato appoggiato su una pesa elettronica (sistema di pesatura elettronico AR. DI. Serie CPW (REAL TIME s.r.l., Trento)).

La gestione dei dati è affidata ad un software elaborato appositamente nel linguaggio di programmazione LabVIEW (versione 6.0.1., National Instruments).

Per avere un quadro completo delle caratteristiche di frazione organica e fanghi disidratati in ingresso al processo e sulla loro miscela al termine del trattamento si sono effettuate analisi con la finalità di valutare il loro grado di putrescibilità e di determinarne umidità, solidi volatili e lo stato di decomposizione.

La valutazione delle frazioni di carbonio, idrogeno e ossigeno è stata effettuata per disporre di dati di input per un modello biochimico (Ragazzi et al., 2006), che permette di stimare l'andamento temporale del potere calorifico inferiore umido durante il processo di bioessiccazione.

Utilizzando l'analisi respirometrica è stata stimata l'attività batterica presente nei campioni di organico e fanghi prima e dopo il trattamento attraverso la misurazione del tasso di respirazione della biomassa (Indice Respirometrico IR), ossia la quantità di ossigeno che viene consumata dai microrganismi, per unità di solidi volatili presenti e per unità di tempo.

Il Respirometro dinamico AIR NL, (Figura 2), permette di seguire l'evoluzione dell'indice respirometrico nel tempo e consente di eseguire prove respirometriche di lunga durata a temperatura costante, riducendo la possibilità dell'insorgere di fattori limitanti allo sviluppo della popolazione microbica.



Figura 2. Respirometro dinamico AIR NL

Il modello biochimico (Rada et al., 2005c), realizzato presso il Dipartimento di Ingegneria Civile ed Ambientale dell'Università di Trento, rappresenta uno strumento interpretativo dei tracciati di temperatura, perdita di peso del rifiuto e portata d'aria ottenuti dalla sperimentazione con la biocella.

Si è applicato tale modello per valutare principalmente l'andamento del Potere Calorifico Inferiore umido, PCIu del rifiuto durante il processo di bioessiccazione per i seguenti casi:

- a) miscela composta da rifiuto urbano residuo a valle della raccolta differenziata e fanghi di depurazione, non soggetta ad alcun trattamento (tale miscela costituisce l'input del processo);
- b) miscela composta da rifiuto urbano residuo a valle della raccolta differenziata e fanghi di depurazione, sottoposta a bioessiccazione;
- c) miscela composta da rifiuto urbano residuo a valle della raccolta differenziata e fanghi di depurazione, sottoposta, dopo bioessiccazione, ad una successiva separazione di vetro, inerti e metalli (raffinazione); il prodotto di tale trattamento può necessitare di ulteriori lavorazioni per essere classificato CDR ai sensi della normativa vigente.

Nell'ambito del presente lavoro si sono effettuate tre prove:

- *Prova nr. 1*: test per seguire il processo nel caso si misceli un rifiuto indifferenziato caratterizzato da una bassa percentuale di organico (11%) e fanghi disidratati in uscita dal depuratore. Una volta riempita la biocella, il cumulo ha presentato la composizione merceologica riportata in Figura 3. La prova ha avuto una durata di 15 giorni.

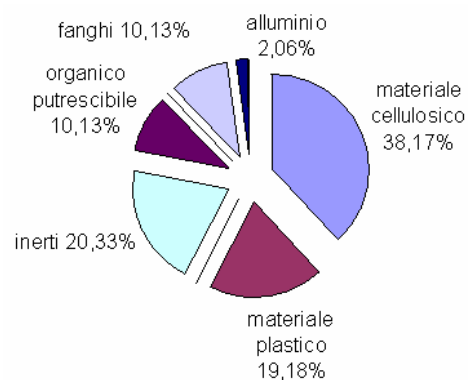


Figura 3. Composizione merceologica prova nr. 1.

- *Prova nr. 2*: ha previsto l'inserimento all'interno del reattore biologico della frazione indifferenziata propria di una grande città italiana secondo la composizione prevista per l'anno 2010, in cui si è assunto che, data la difficoltà di applicazione in tale contesto, non sia attuata la raccolta porta a porta, e dei fanghi disidratati in uscita al depuratore: nella biocella si sono introdotte quindi quantità tali di rifiuto e fanghi da riprodurre l'unione dei due flussi

prodotti giornalmente. Questa miscela presentava una percentuale di organico prossima al 25% (Figura 4). La prova ha avuto una durata di 21 giorni.

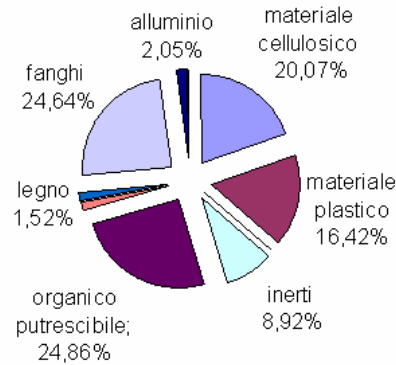


Figura 4. Composizione merceologica prova nr. 2.

- *Prova nr. 3:* prevedendo in ingresso il rifiuto bioessiccato derivante dalla sperimentazione numero due, e ristabilendone il contenuto d'acqua iniziale, questa prova ha avuto lo scopo, innanzitutto, di verificare se il processo si riattivava o meno e poi di giudicare l'effetto derivante dalla disponibilità di acqua libera sulle reazioni biologiche. La prova ha avuto una durata di 14 giorni.

## RISULTATI E DISCUSSIONE

Nei grafici seguenti vengono riportati e confrontati i valori ottenuti dalle prove effettuate e l'andamento del PCIu derivante dall'applicazione del modello biochimico.

In Figura 5 è presentato l'andamento della temperatura nel corso della prova nr. 1. Come si può osservare, la modesta esotermia del processo biologico rende sensibile il processo ai fattori ambientali esterni.

In Figura 6 sono riportati i valori di temperatura per la prova nr. 2. La maggiore esotermia del processo smorza di fatto le oscillazioni di temperatura dovute ai fattori esterni e soprattutto permette di avere un rifiuto più caldo, aspetto che favorisce la disidratazione del rifiuto.

Per quanto riguarda la temperatura, le tre sperimentazioni vengono paragonate e confrontate anche con una prova realizzata all'interno di uno studio precedente (Rada et al., 2005d; Ragazzi et al., 2006) e caratterizzata dalla sola presenza di RUR contenente circa l'8% di frazione organica; rifiuto proveniente da una zona con una spinta raccolta differenziata. Da un punto di vista delle temperature massime raggiunte all'interno del cumulo si devono segnalare i 47,5°C della seconda prova e i 42,4°C della prima, che però è stata favorita dalle elevate temperature esterne più che dall'esotermia derivante dall'attività biologica (Tabella1)

Tabella 1. Temperature massime raggiunte all'interno del cumulo.

Caso	T <sub>max</sub>	Giorno in cui si realizza T <sub>max</sub>
Prova 1	42,4°C	4° giorno di prova
Prova 2	47,5°C	2° giorno di prova
Prova 3	35,8°C	10° giorno di prova
RUR con 8% org.	32,8°C	11° giorno di prova

I tracciati della prova numero uno evidenziano come, in presenza di un rifiuto con bassa percentuale di organico, anche con l'aggiunta di una uguale quantità di fanghi, il processo di bioessiccazione non riesca a garantire una temperatura superiore ai 55°C per la quale si avrebbe l'igienizzazione del rifiuto.

I tracciati della prova numero due mostrano come, in presenza di un rifiuto con una percentuale di organico pari a circa il 25%, il processo di bioessiccazione si inneschi immediatamente permettendo il raggiungimento nella parte alta del cumulo di temperature vicine ai 50°C, che rappresentano un valore prossimo al quale si riesce ad ottenere l'igienizzazione del rifiuto, che, si pensa, possa essere raggiunta attraverso un'ottimizzazione del processo, cioè mediante un'attenta quantificazione e aggiunta dei fanghi in entrata e una altrettanto accorta gestione dell'aria in ingresso.

In Figura 7 è rappresentato l'andamento della portata d'aria nel corso della prova nr. 1. La modesta esotermia del processo biologico smorza il fabbisogno d'aria (che serve principalmente per regolare la temperatura e conseguentemente ad allontanare umidità dal rifiuto).

In Figura 8 sono riportati i valori portata d'aria per la prova nr. 2. La maggiore presenza di sostanza organica (e la conseguente maggiore esotermia) rende necessario un incremento della portata d'aria.

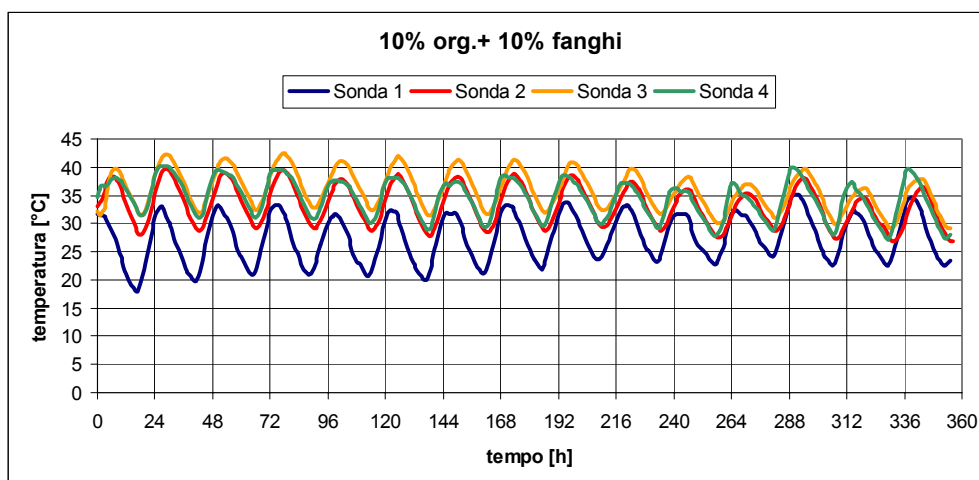


Figura 5. Andamento della temperatura durante la prova nr. 1

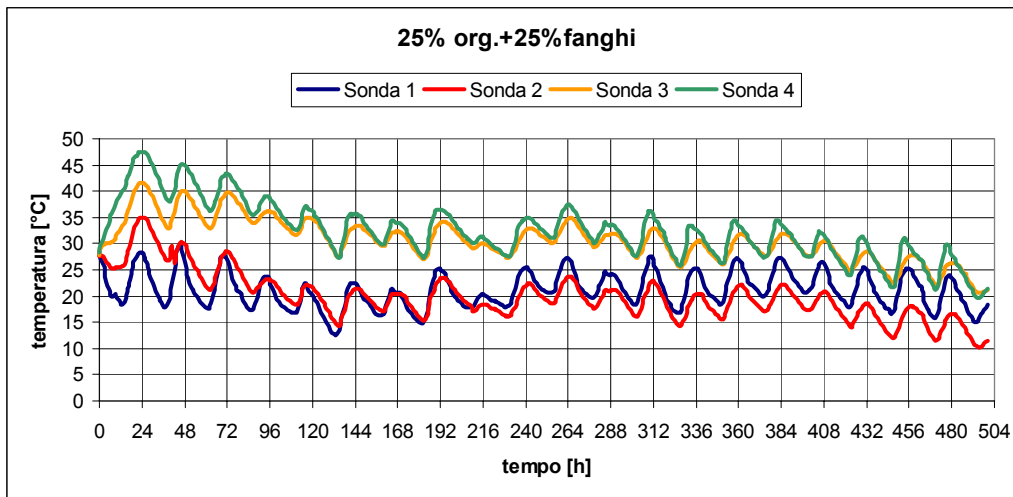


Figura 6. Andamento della temperatura durante la prova nr. 2

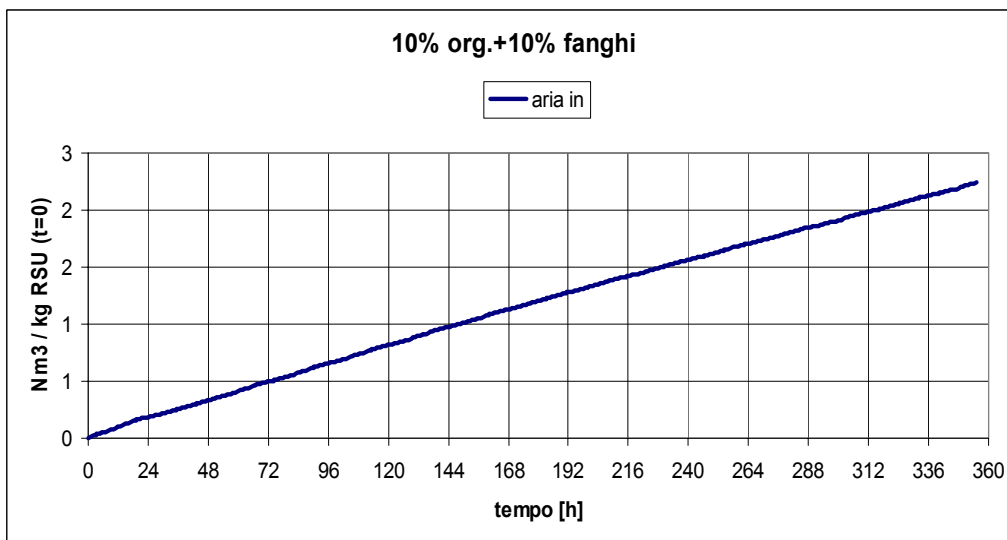


Figura 7. Andamento della portata d'aria durante la prova nr. 1

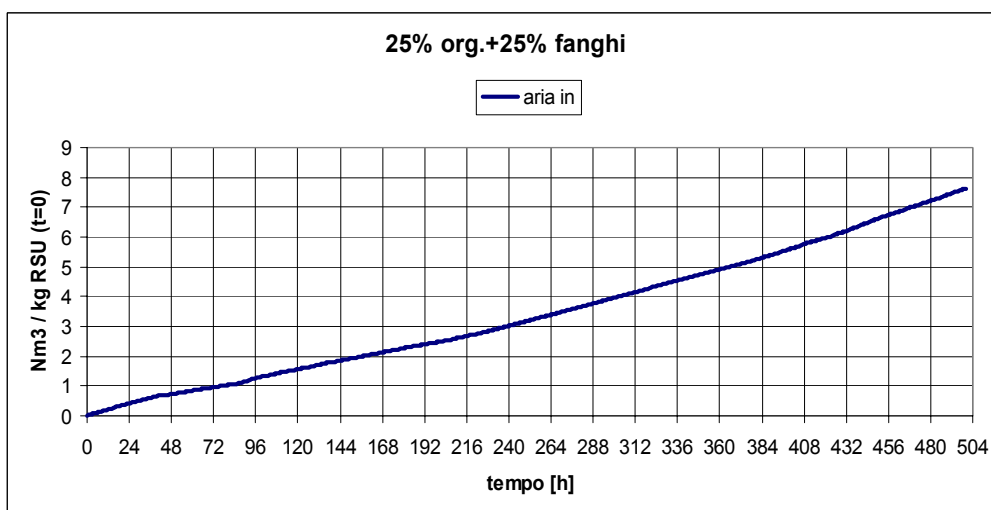


Figura 8. Andamento della portata d'aria durante la prova nr. 2

In Figura 9 è rappresentato l'andamento della perdita in peso nel corso della prova nr.1. La modesta esotermia smorza il risultato complessivo (le oscillazioni della curva sono dovute a fenomeni di condensazione interna come evidenziato in (Rada, 2005c)).

In Figura 10 sono riportati i valori di perdita in peso per la prova nr. 2. La maggiore isotermità migliora il risultato finale, che comunque risente della percentuale di sostanza organica prossima al limite inferiore che garantisce una buona resa complessiva.

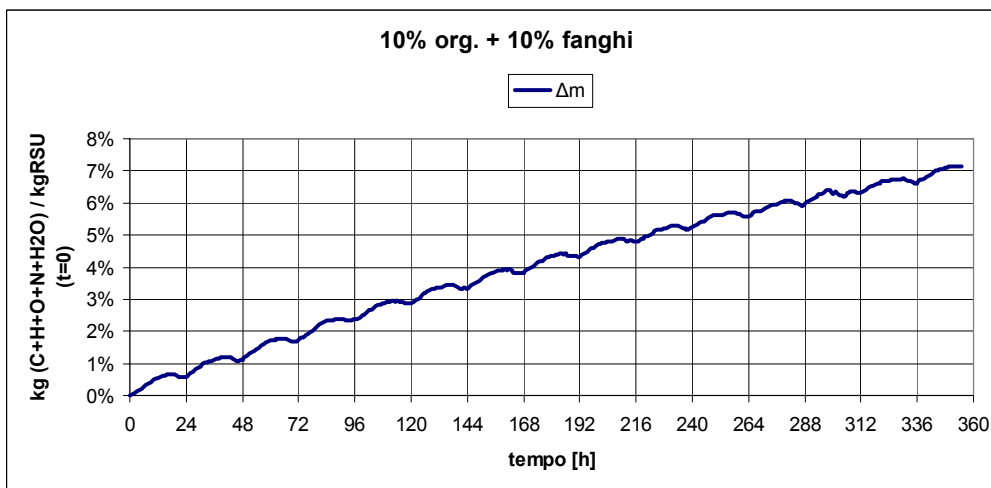


Figura 9. Andamento della perdita in peso durante la prova nr. 1

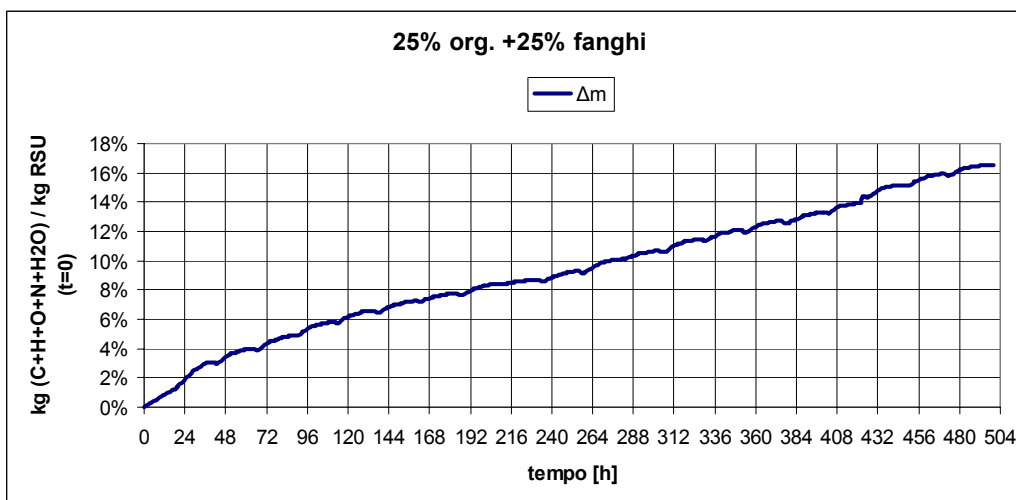


Figura 10. Andamento della perdita in peso durante la prova nr. 2

Le Figure seguenti sono state generate sulla base dell'applicazione del modello biochimico di bioessiccazione. In particolare, le Figure 11 e 12 riportano la dinamica del consumo di solidi volatili durante le due prove. La stima del consumo di SV nel caso della prova nr.1 è resa meno precisa dal fenomeno di condensazione interna già segnalato. In ogni caso, dopo 15 giorni risulta un consumo

complessivo di SV pari a circa  $7 \text{ g}_{\text{SV}} \text{ kg}^{-1}_{\text{RUR}}$  in ingresso. La perdita in peso in tale periodo è stata misurata pari a circa il 7,1%. La differenza tra i due valori è data dalla perdita d'acqua, che quindi risulta pari a circa  $70 \text{ g}_{\text{H}_2\text{O}} \text{ kg}^{-1}_{\text{RUR}}$  in ingresso. Il rapporto [acqua allontanata: SV consumati] risulta pari a 10, ovvero tra i valori più alti dell'intervallo segnalato in letteratura (Ragazzi et al., 2006 ). Questo aspetto si può spiegare con il fatto che, in caso di blanda esotermia, il calore in ingresso con l'aria di processo può avere un ruolo rilevante nel bilancio energetico. Dato che la prova nr. 2 è stata effettuata con un quantitativo di sostanza organica maggiore, in tale caso il rapporto in questione dovrebbe risultare inferiore. Di seguito si riportano le relative valutazioni. Nel caso della prova nr. 2, dopo 15 giorni risulta un consumo complessivo di SV pari a circa  $14 \text{ g}_{\text{SV}} \text{ kg}^{-1}_{\text{RUR}}$  in ingresso. La perdita in peso in tale periodo è stata misurata pari a circa il 12%. La differenza tra i due valori è data dalla perdita d'acqua, che quindi risulta pari a circa  $106 \text{ g}_{\text{H}_2\text{O}} \text{ kg}^{-1}_{\text{RUR}}$  in ingresso. Il rapporto [acqua allontanata: SV consumati] risulta pari a circa 7,5, tipico del processo di bioessiccazione (Rada et al., 2005d).

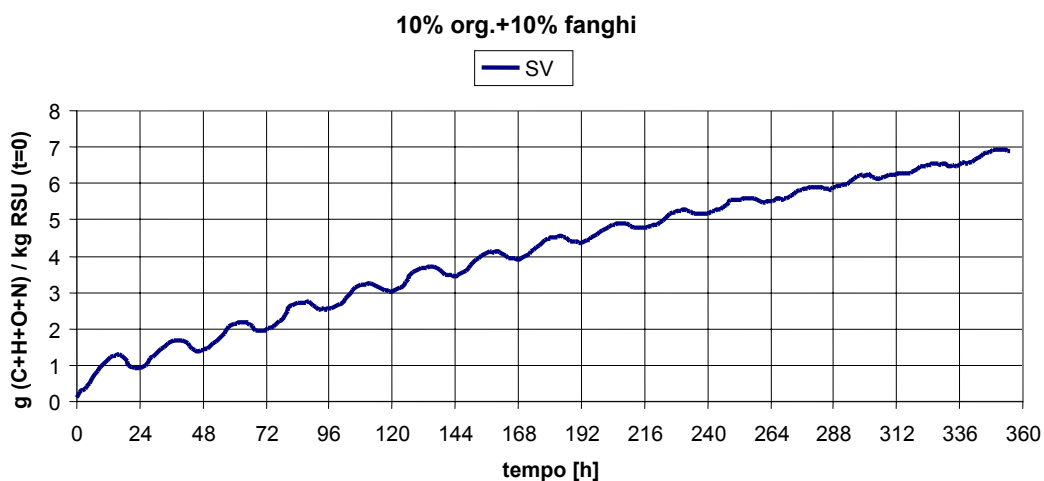


Figura 11. Andamento del consumo di SV durante la prova nr. 1

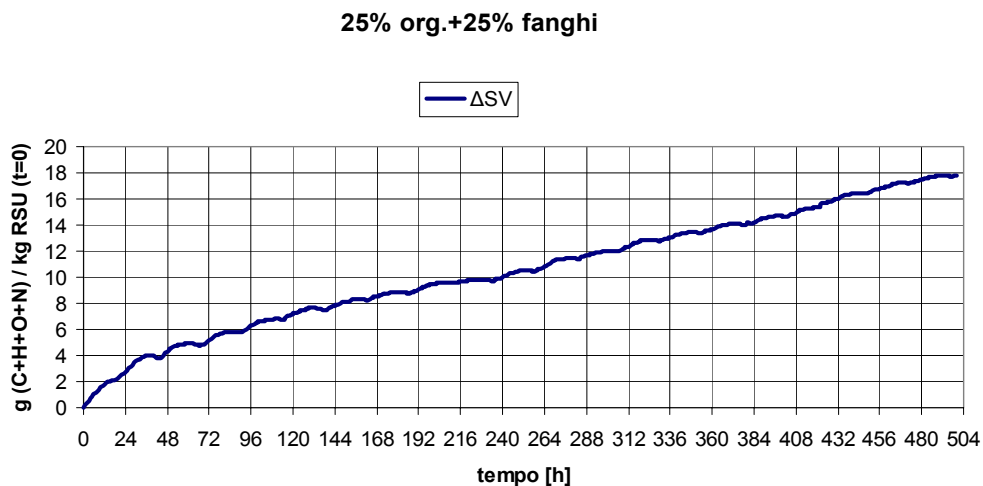


Figura 12. Andamento del consumo di SV durante la prova nr. 2

Per quanto riguarda le dinamiche del PCI (Figure 13 e 14) si osserva che nel caso di basso contenuto di sostanza organica, l'effetto della bioessiccazione è modestissimo. Apparentemente, l'aggiunta di fanghi si traduce in una diluizione di una matrice umida (fanghi) in una matrice secca (RUR). In realtà, il processo di bioessiccazione permette di far evaporare una quantità d'acqua pari a circa quella dei fanghi aggiunti; se tali fanghi fossero stati essiccati termicamente in un essiccatore convenzionale, si sarebbe registrato un consumo di metano che renderebbe sfavorevole il bilancio della CO<sub>2</sub> emessa. D'altra parte, occorre valutare anche il consumo di energia elettrica (complessivo e specifico). Tenendo conto del fabbisogno d'aria ridotto rispetto ad una bioessiccazione convenzionale, si può stimare che il consumo di elettricità potrebbe scendere a valori inferiori a 10 kWh/t<sub>RUR</sub>. Se espresso rispetto ai fanghi, tale consumo risulterebbe inferiore a 100 kWh/t<sub>fanghi</sub>. Nel caso di essiccamento termico in impianto dedicato, a parte il consumo di metano, il fabbisogno di energia elettrica risulterebbe analogo. Da questo punto di vista, la co-bioessiccazione appare come una via alternativa al trattamento dei fanghi di depurazione, anche in caso di bassissimi tenori di organico nei RUR. Il fatto però di avere effetti modestissimi sulla trasformazione di RUR deve far spostare l'attenzione per una sua applicabilità al caso di RUR con contenuto di sostanza organica più "convenzionale". La Figura 14 mostra, infatti, come con un maggior contenuto di sostanza organica (25%) il processo presenta benefici per l'incremento di PCI. Il materiale in uscita potrebbe successivamente essere convertito a CDR grazie alla più efficiente separazione di vetro, metalli e inerte che la bioessiccazione garantisce rispetto al rifiuto non trattato. Nel caso di obiettivi di produzione di CDR di qualità, è evidente però che l'aggiunta di fanghi potrebbe creare problemi in termini di umidità finale e PCI.

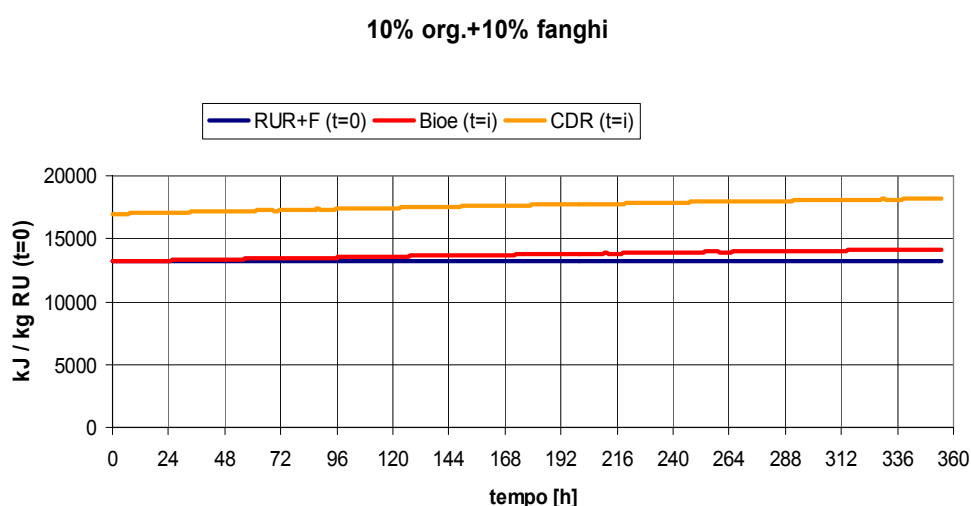


Figura 13. Andamento del PCI durante la prova nr. 1

### 25% org. + 25% fanghi

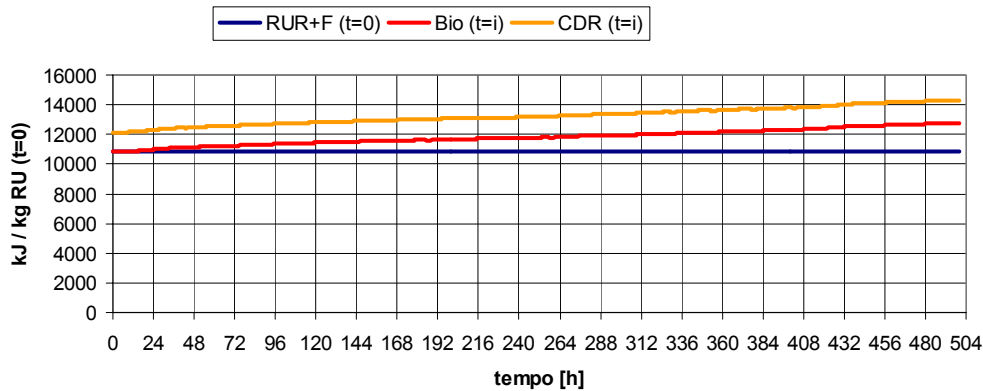


Figura 14. Andamento del PCI durante la prova nr. 2

Un discorso a parte merita la verifica del grado di stabilizzazione raggiunto con la prova nr. 2. Si ricorda che la prova nr. 3 ha riguardato l'aggiunta d'acqua alla fine della prova nr. 2, in quantità tali da ristabilire i valori iniziali. All'inizio della terza prova non si è realizzata un'attivazione istantanea, successiva all'aggiunta d'acqua, delle reazioni tipiche del processo di bioessiccazione, perché gran parte dell'acqua addizionata ha attraversato il rifiuto senza essere trattenuta dallo stesso per poi localizzarsi sul fondo del reattore biologico. Si è allora provveduto allo svuotamento della parte inferiore della biocella dal percolato raccolto, che è stato quindi ricircolato in testa al cumulo, con la finalità di facilitarne l'umidificazione. Grazie a tale procedura si è verificato un innalzamento anche se debole della temperatura. Ciò non deve far pensare che il materiale ottenuto sia particolarmente stabile. E' stato infatti dimostrato (Rada et al., 2005d) che la bioessiccazione non può essere considerata un pre-trattamento a discarica se si vogliono garantire obiettivi di stabilizzazione elevati.

A completamento della presente analisi critica, è opportuno segnalare che il fango di depurazione utilizzato è risultato non particolarmente stabilizzato, come dimostrato dal tracciato respirometrico di Figura 15. In considerazione di questa caratteristica, il processo di bioessiccazione avrebbe dovuto beneficiare un contributo aggiuntivo di calore da reazioni di bio-ossidazione, ma ciò non è risultato rilevante in quanto è risultata dominante la putrescibilità della frazione organica dei RUR.

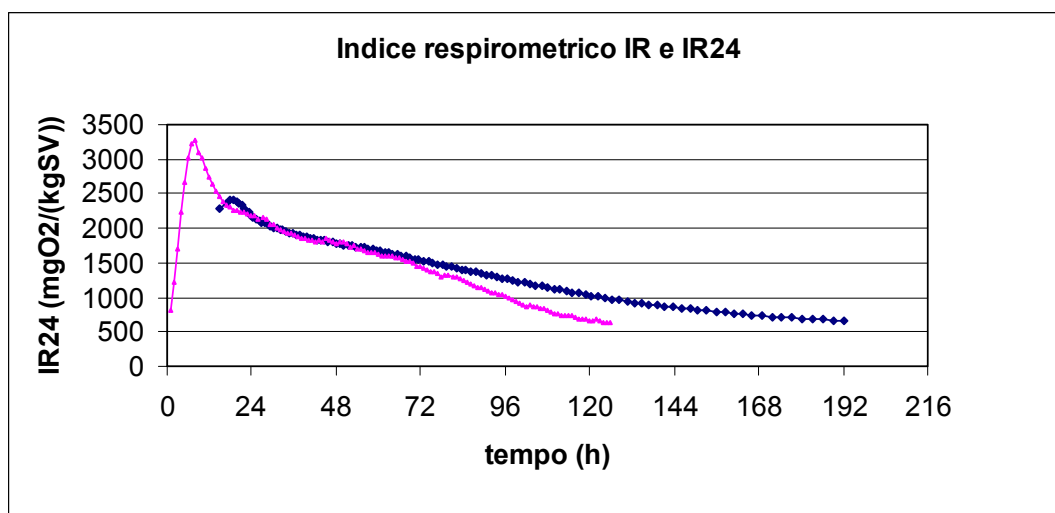


Figura15. Tracciato respirometrico dei fanghi utilizzati

## CONCLUSIONI

Il processo di co-bioessiccazione di RUR e fanghi non sembra dare particolari benefici in caso di bioessiccazione di RUR resa critica da valori molto bassi di sostanza organica: l'esotermia del processo risulta infatti blanda anche a valle dell'aggiunta di fanghi. L'aggiunta d'acqua (con i fanghi) appare in realtà condizionata dal tipo di legame che tale acqua ha con i solidi dei fanghi stessi.

Risultati più interessanti sono stati ottenuti con una miscela Fanghi e Rifiuti Urbani Residui a maggior contenuto di sostanza organica. La fattibilità di tale co-trattamento dipende però fortemente dalle caratteristiche del Combustibile Derivato dai Rifiuti che si vogliono garantire, in funzione della sua destinazione finale (Rada et al., 2006). Deve comunque essere tenuto presente che, a fronte di un bilancio energetico che risente dell'aggiunta di fanghi umidi, l'implementazione corretta del co-trattamento può contribuire a risolvere il problema della gestione dei fanghi di depurazione.

## BIBLIOGRAFIA

A. Franzinelli, M. Ragazzi., M. Taiss, E.C. Rada., 2005. Analisi e sperimentazione del processo di bioessiccazione – I percorsi di recupero energetico dei rifiuti a valle della raccolta differenziata, (Invited paper - Proceedings of the international post-degree course organised from the Politecnico di Milano), pp. 75-97, Piacenza

- Rada E.C., Franzinelli A., Taiss M., Ragazzi M., Panaitescu V., Apostol T., 2005a. Un metodo sperimentale per il dimensionamento della bioessiccazione dei rifiuti urbani, Rifiuti Solidi, Anno XIX, N. 6, pp. 346-353, ISSN 0394-5391
- Rada E. C., Ragazzi M., Panaitescu V., Apostol T., 2005b. MSW bio-drying and bio-stabilization: an experimental comparison - Proceedings of the International Conference: Towards integrated urban solid waste management system, CD version, Buenos Aires, ISWA 2005.
- Rada E.C. 2005c. MSW bio-drying before energy generation – PhD thesis, University of Trento & Polytechnic University of Bucharest
- Rada E. C., Ragazzi M., Panaitescu V., Apostol T., 2005d. An example of technology transfer : Why Municipal Solid Waste bio-drying ? Proceedings of the International Energy – Environment Conference CIEM 2005, 20-21 October, Bucharest, Romania, pp. 7.46- 7.51, 2005. Editura Universul Energiei, ISBN 973-86948-5-x
- Rada E.C., Ragazzi M., Fabbri L., Panaitescu V., Apostol T. 2006. Life Cycle Analysis applicata alla bioessiccazione: aspetti energetici, Rifiuti Solidi, Vol. XX, N.2 Marzo-Aprile 2006, pp. 89-97, ISSN: 0394-5391.
- Ragazzi M., Rada E.C., Panaitescu V., Apostol T., 2006. Experimental characterization of Municipal Solid waste bio-drying, International Conference: Third International Conference on Waste Management and the Environment, Malta, **Waste Management and Environment III**, Vol. 92, pp. 295 – 302, ISBN I-84564-173-6, ISSN 1746-448X (print), ISSN 1743-3541 (online), [www.witpress.com](http://www.witpress.com).

# **GASSIFICAZIONE DI FANGHI DA DEPURAZIONE**

P. Baggio, M. Baratieri, M. Grigiante, M. Ragazzi  
[marco.baratieri@ing.unitn.it](mailto:marco.baratieri@ing.unitn.it)

## **INTRODUZIONE**

Il presente lavoro rappresenta un contributo alla caratterizzazione dei processi di conversione termochimica dei fanghi che risultano dai trattamenti di depurazione delle acque reflue, attraverso analisi teoriche e sperimentali.

Lo studio del processo di gassificazione è stato affrontato sia attraverso l'utilizzo di un modello termodinamico evoluto, basato sull'assunzione di condizioni di equilibrio termodinamico dei reagenti (sia in fase gassosa che solida) che mediante analisi di risultati sperimentali al fine di valutare le rese di conversione dei processi di gassificazione. Il modello è stato applicato a processi di gassificazione alimentati da svariate tipologie di materiali ed è stato validato per confronto sia con altri approcci modellistici, sia con i dati sperimentali disponibili.

È stato inoltre realizzato un apparato sperimentale a scala di laboratorio in grado di riprodurre processi di pirolisi e gassificazione utile a determinare l'influenza dei parametri di processo e delle caratteristiche del materiale in alimentazione, sulle rese di conversione dei reagenti e sulla qualità del gas di sintesi prodotto.

A fronte delle crescenti difficoltà di approvvigionamento energetico dalle tradizionali fonti fossili la possibilità di ottenere energia da biomasse diventa sempre più interessante sia perché questa fonte è certamente rinnovabile e compatibile con il protocollo di Kyoto sia perché la stessa è destinata a diventare competitiva anche in termini strettamente economici, dati i continui incrementi dei costi dell'energia.

Tuttavia, lo sfruttamento su larga scala delle biomasse richiede processi adeguati, considerato che l'impatto ambientale della combustione tipico dei combustibili solidi, può essere ulteriormente aggravato dall'eterogeneità che spesso caratterizza le biomasse; in questo contesto risulta interessante la possibilità di migliorare il combustibile (fuel upgrade) utilizzandole come sorgenti di combustibile gassoso. Tale approccio può inoltre consentire la produzione di energia elettrica mediante motori termici ad alto rendimento e basso impatto ambientale o, previa produzione di idrogeno con opportuno processo di reforming e separazione, mediante conversione diretta in celle

a combustibile (fuel cells). Una via promettente nel panorama complessivo appare ad oggi essere quella della produzione di un combustibile intermedio detto gas di sintesi (syngas) attraverso processi di gassificazione, utilizzando come fonte di alimentazione del processo un'ampia gamma di biomasse di scarto provenienti ad esempio dal settore della lavorazione del legno o dall'industria agro-alimentare o ancora dai processi di depurazione delle acque reflue.

## **ANALISI TERMODINAMICA**

Il processo di conversione termochimica dei fanghi è stato caratterizzato mediante un'analisi basata su assunzioni di equilibrio termodinamico. A tale scopo è stato sviluppato un codice in ambiente Matlab<sup>®</sup> che integra nell'algoritmo le librerie di Cantera (Goodwin, 2005); quest'ultimo è una raccolta di strumenti software orientati agli oggetti per lo studio dei fenomeni di trasporto, e per la caratterizzazione termodinamica e cinetica dei processi chimici (Tabella 1).

Tabella 1. Caratterizzazione del processo

<b>SIMBOLOGIA</b>	
ER	Equivalence Ratio
P	Pressione [bar]
PCI <sub>F</sub>	Potere Calorifico Inferiore – fango [kJ kg <sup>-1</sup> ]
PCI	Potere Calorifico Inferiore - syngas [kJ Nm <sup>-3</sup> ]
T	Temperatura [°C]

L'algoritmo di risoluzione implementato in Cantera è una versione del metodo Villars-Cruise-Smith (VCS) (McBride et al., 1993), che calcola la composizione di equilibrio di una miscela ideale mediante un procedimento di minimizzazione dell'energia libera di Gibbs. Per la definizione della proprietà termodinamiche delle specie chimiche considerate nel modello è stato utilizzato il database NASA (Smith, 1982).

Per caratterizzare le rese dei prodotti sia in fase gassosa, sia in fase solida è stata utilizzata una formulazione multifase del modello. Le specie chimiche considerate sono complessivamente 61 (Smith), 60 per la fase gassosa e una per la fase solida; i composti individuati sono relativi ai tipici elementi di cui è costituita la biomassa (C, H, O, N, S). Tra i composti in fase gas sono stati inseriti inoltre alcuni idrocarburi aromatici (benzene, naftalene, acenaftene) in modo da simulare la fase gassosa condensabile (TAR): le concentrazioni di equilibrio di tali sostanze sono tuttavia risultate

trascurabili. Per quanto riguarda la caratterizzazione dei prodotti in fase solida è stata utilizzata la grafite quale forma allotropica del carbone, in modo da stimare il residuo del processo di conversione termica, generalmente classificato come ‘char’. La resa di tale residuo solido (legata alla reazione di equilibrio in fase eterogenea di Boudouard) calcolata mediante il modello proposto in funzione della temperatura e della pressione risulta in accordo con i dati sperimentali disponibili (Sun et al., 2002; Demirbas, 2002).

Il modello è stato applicato ad un fango di depurazione, ottenuto a valle di un trattamento di essiccamento termico, la cui caratterizzazione attraverso l’analisi elementare, il contenuto di umidità, di ceneri e la stima del potere calorifico inferiore ( $PCI_F$ ) è riportata nella Tabella 2 (fango A), (Van der Drifta et al., 2001). La stessa tipologia di fango (in termini di composizione elementare su base secca) è stata poi utilizzata per successive simulazioni, ipotizzando un trattamento termico ad efficienza maggiore (fango B) oppure sostituendo lo stadio di essiccamento con un semplice processo di disidratazione meccanica (fango C).

Tabella 2. Caratterizzazione dei fanghi di depurazione

(su base umida)	<b>Fango</b>		
	<b>A</b>	<b>B</b>	<b>C</b>
<b>Umidità</b> (%)	10,60	5,00	80,00
<b>Ceneri</b> (%)	32,20	34,20	7,20
<b>C</b> (%)	29,90	31,80	6,80
<b>H</b> (%)	4,20	4,40	0,90
<b>O</b> (%)	17,60	18,70	3,90
<b>N</b> (%)	4,00	4,30	0,90
<b><math>PCI_F</math></b> [ $\text{kJ kg}^{-1}$ ]* $10^3$	<b>13,0</b>	<b>13,4</b>	<b>4,0</b>

La composizione dell’effluente gassoso ottenuta dalla conversione termochimica dei fanghi attraverso le simulazioni di equilibrio mostra che le specie gassose presenti in percentuali significative sono idrogeno ( $H_2$ ), vapor d’acqua ( $H_2O$ ), metano ( $CH_4$ ), monossido di carbonio ( $CO$ ) e anidride carbonica ( $CO_2$ ). Nelle Figure 1a e 1b viene presentata la caratterizzazione della composizione del syngas in funzione della temperatura e della pressione di processo. Si può osservare come la formazione di metano e anidride carbonica sia favorita a basse temperature, mentre per temperature maggiori i composti dominanti siano idrogeno e monossido di carbonio. La composizione varia anche in funzione della pressione di processo: per pressioni elevate si rilevano infatti basse concentrazioni di idrogeno e monossido di carbonio e alte concentrazioni di metano ed anidride carbonica.

Le composizioni di equilibrio mostrate sono il risultato di una simulazione di gassificazione condotta utilizzando aria quale agente gassificante (ossidazione parziale) ad un rapporto di

equivalenza pari a 0,2; si definisce rapporto di equivalenza (ER, equivalence ratio) il rapporto tra l'ossigeno fornito al processo e il quantitativo necessario per la combustione stechiometrica del materiale alimentato. Il modello proposto può tuttavia tenere in considerazione l'utilizzo di un agente gassificante quale ossigeno commerciale in qualsiasi concentrazione o vapor d'acqua (gassificazione a vapore o steam gasification).

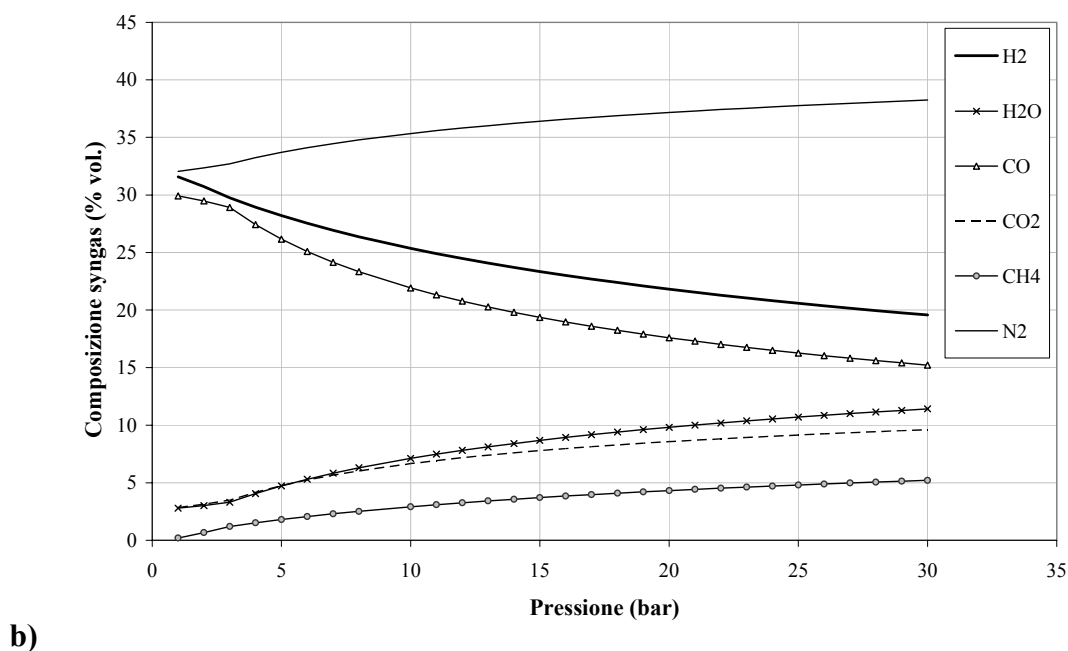
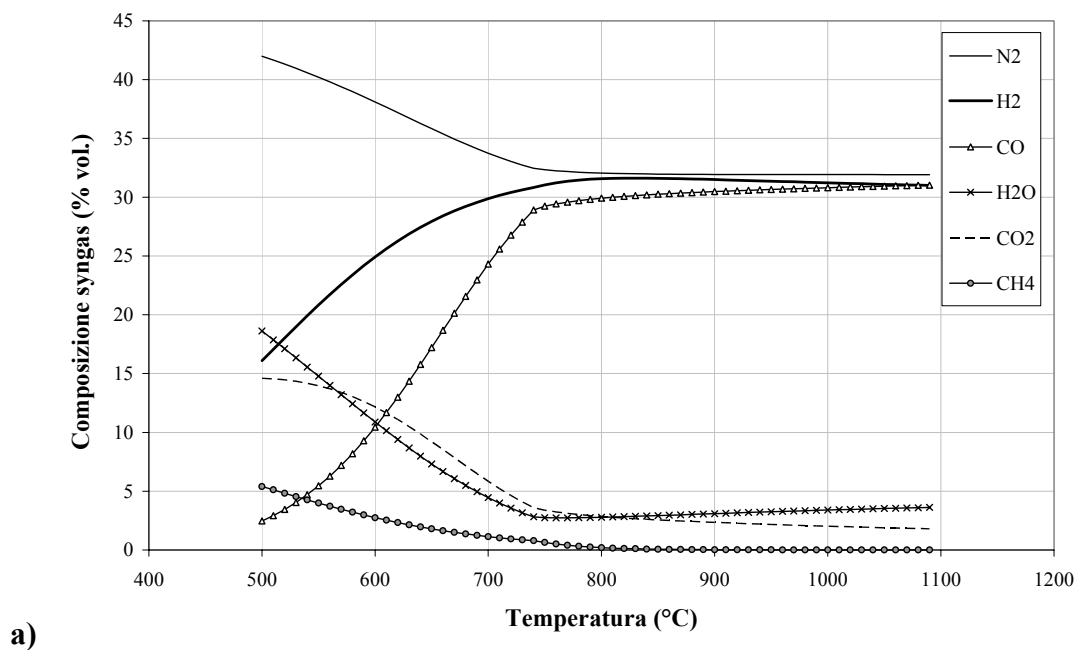


Figura 1. Simulazione di gassificazione ad ER=0,2 (fango A):  
 composizione del syngas in funzione di a) temperatura (P=1 bar); b) pressione (T=800 °C)

Dall'andamento del potere calorifico inferiore (Figura 2) è possibile evincere come la temperatura rivesta un ruolo fondamentale nella determinazione della qualità del syngas; la pressione al contrario non ha una significativa influenza nella conversione dei reagenti. Infatti, nell'intervallo tra 500 e 700°C ad un incremento di pressione tra 1 e 10 bar corrisponde una crescita inferiore al 10% del potere calorifico, mentre, nel range tipico di un processo di gassificazione (800–1000°C), un incremento di pressione (1-30 bar) ne causa la riduzione di circa il 20%. Inoltre va sottolineato che il potere calorifico inferiore del gas di sintesi ottenuto risulta praticamente costante per pressioni di processo maggiori di 30 bar nell'intero intervallo di temperature considerato.

In Figura 2 viene anche mostrato l'andamento della produzione di residuo solido (char) lungo il processo di gassificazione. Si può osservare come tale frazione solida sia una funzione decrescente della temperatura e quindi l'efficienza di conversione dei reagenti nel gas di sintesi aumenti all'aumentare della temperatura in accordo con l'equilibrio in fase eterogenea di Boudouard (1).

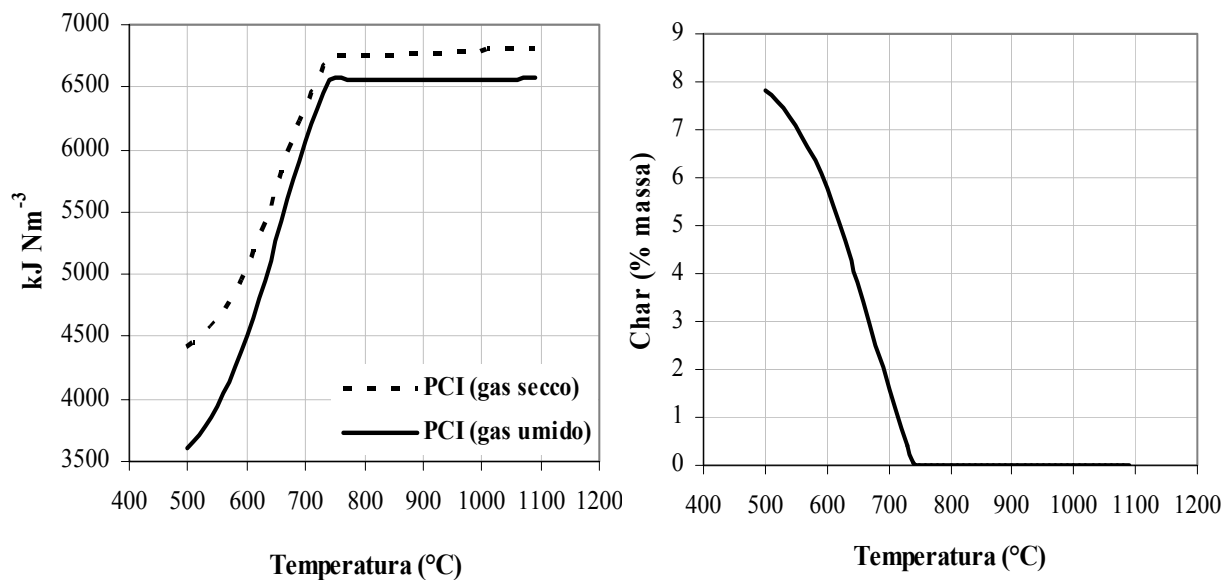


Figura 2. Simulazione di gassificazione ad ER=0,2 (fango A):  
 (a sinistra) potere calorifico inferiore e (a destra) frazione di char prodotto in funzione della temperatura

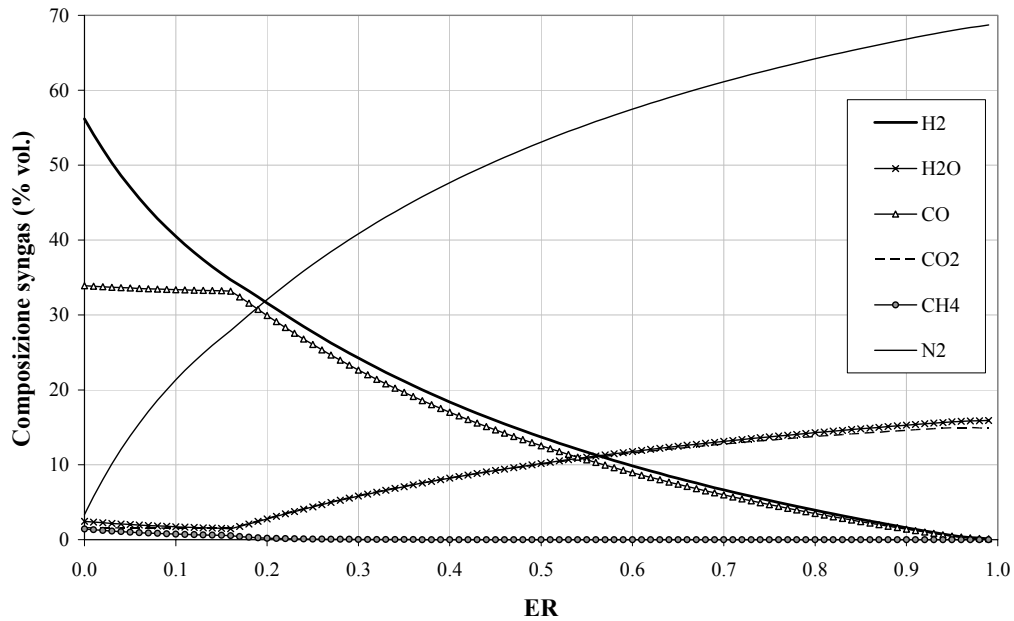


Figura 3. Simulazione di gassificazione a temperatura  $T=800\text{ }^{\circ}\text{C}$  e pressione  $P=1\text{ bar}$  (fango A): composizione del syngas in funzione di diversi valori di ER



Come già anticipato, il ruolo dell'agente gassificante è ben rappresentato dal parametro ER. Infatti, in Figura 3, si può osservare come l'aria di processo agisca in modo da ossidare le specie idrogeno e monossido di carbonio, convertendole in acqua ed anidride carbonica e quindi riducendo il potere calorifico del gas di sintesi (Figura 4).

Per caratterizzare il bilancio energetico è stato effettuato il calcolo della variazione di entalpia lungo il processo di conversione termochimica, corrispondente all'energia scambiata dal sistema, considerando tutti i contributi: l'entalpia della biomassa, l'entalpia dei prodotti di reazione e l'entalpia dell'agente gassificante (aria per ossidazione parziale o vapor d'acqua per gassificazione a vapore) valutata alla temperatura di alimentazione supposta a  $200^{\circ}\text{C}$ .

L'energia termica netta totale scambiata per 1kg di biomassa in ingresso è diagrammata nella Figura 5 per diversi valori dei parametri ER, in funzione della temperatura di processo.

Valori positivi dell'energia netta scambiata indicano un processo endotermico, mentre valori negativi indicano che le reazioni si autosostengono e quindi il processo è esotermico. Le curve che rappresentano l'energia termica scambiata hanno un andamento simile per ogni valore dei parametri di gassificazione: ad un tratto iniziale ( $500\text{--}750\text{ }^{\circ}\text{C}$ ), caratterizzato da gradienti maggiori, ne segue una variazione verso una pendenza minore e costante in corrispondenza della temperatura di completa conversi

one del carbonio.

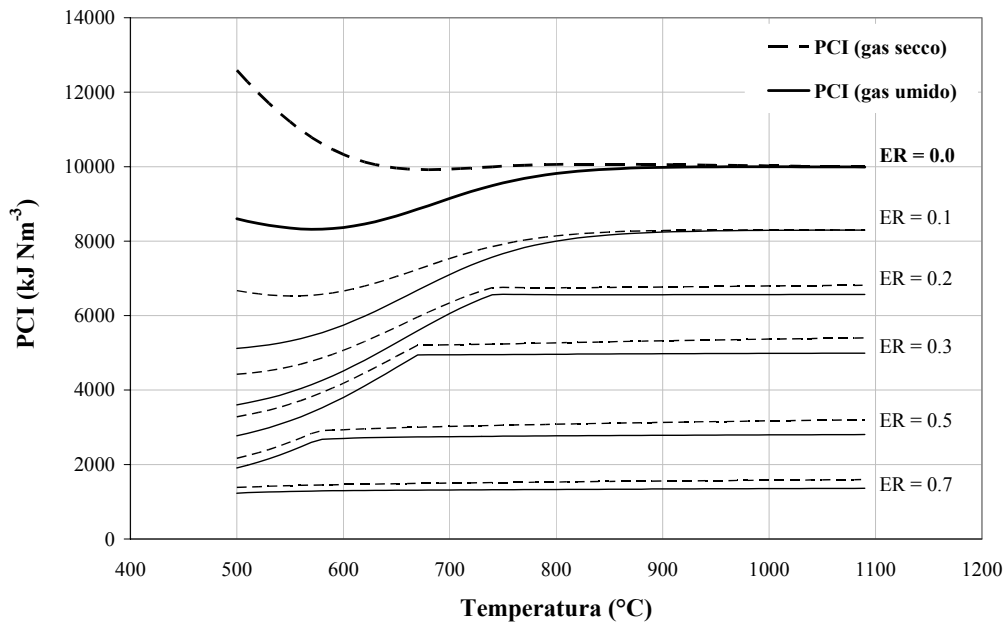


Figura 4. Potere calorifico inferiore del gas di sintesi per diversi valori di ER in funzione della temperatura (fango A)

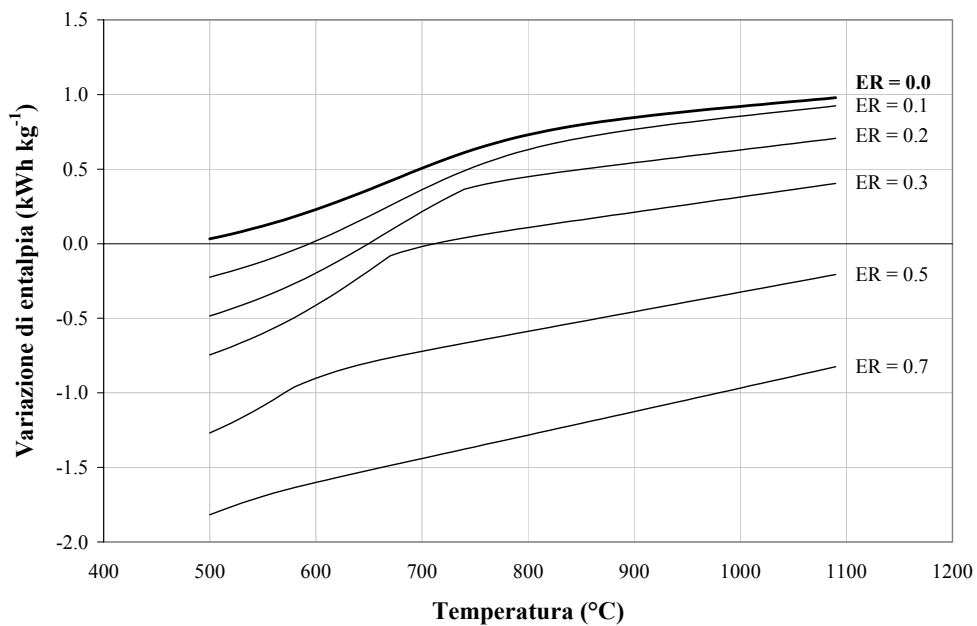


Figura 5. Variazione di entalpia netta corrispondente all'energia scambiata nel processo di conversione per diversi valori di ER in funzione della temperatura (fango A)

Si procede ora ad un'analisi di sensibilità del modello nei confronti del contenuto d'acqua del fango alimentato al processo utilizzando le altre due composizioni presentate nella Tabella 1 (fango B e fango C). Dai risultati delle simulazioni (Figure 6, 7 e 8) si evince che l'umidità agisce sia

favorendo la produzione di idrogeno, sia inibendo la formazione di monossido di carbonio e di metano secondo le reazioni di water gas shift (2) e di reforming (3).



La presenza di maggiori quantità d'acqua nei reagenti da sottoporre a gassificazione dà origine ad un effluente non solo più ricco in idrogeno ma anche a minor contenuto di idrogeno solforato ( $H_2S$ ), nocivo per taluni processi di utilizzazione del syngas a valle dello stadio di produzione (ad es. turbine a gas, celle a combustibile) come si evince dalla Figura 9.

Anche l'efficienza di conversione aumenta con l'umidità del fango di partenza, poiché essa funge da agente gassificante diminuendo il residuo (char) prodotto per deposizione di carbonio in fase solida (Figura 10).

Tuttavia, il potere calorifico dell'effluente subisce un deciso calo sia per quanto riguarda il gas secco (diminuzione pari al 26%) che per il gas umido (diminuzione pari al 75%) passando dal fango B a quello C, in quanto l'effetto globale dell'incremento del contenuto d'acqua è funzione delle frazioni di  $H_2$ ,  $CH_4$  e  $CO$  considerate nel loro complesso. Si osservi ancora che, anche prevedendo un trattamento di disidratazione spinto (fango C\* - 70% di umidità), vi è solamente un lieve miglioramento nel valore del potere calorifico del gas, come si evince dalla Figura 11. Per quanto riguarda il bilancio energetico inoltre, incrementare la quantità d'acqua nella biomassa di partenza significa incrementare il fabbisogno di energia termica del processo di conversione che diviene sempre più endotermico.

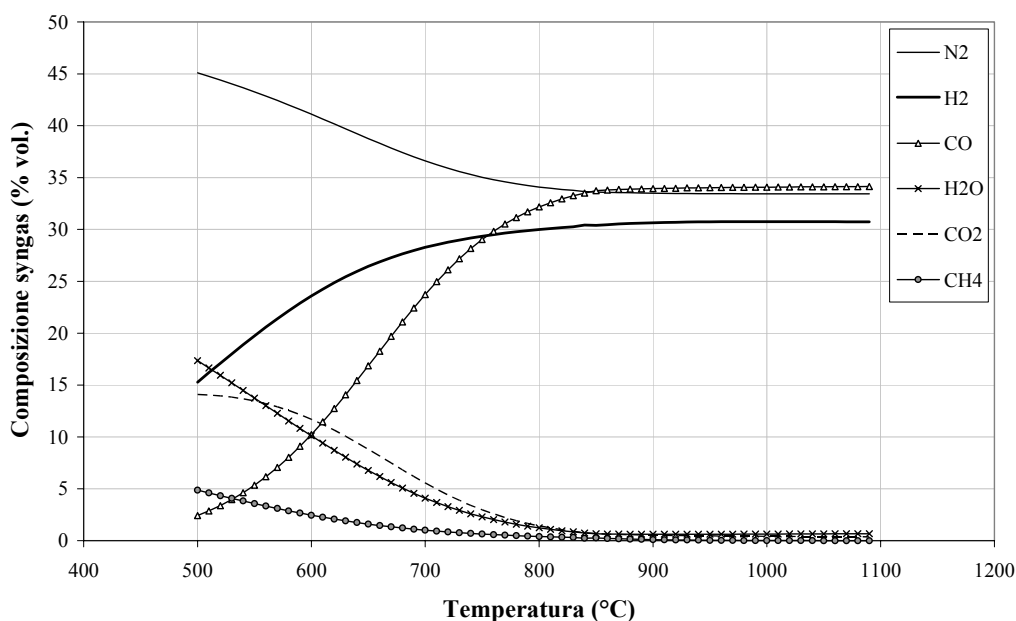


Figura 6. Simulazione di gassificazione ad ER=0,2 (fango B): composizione del syngas in funzione della temperatura

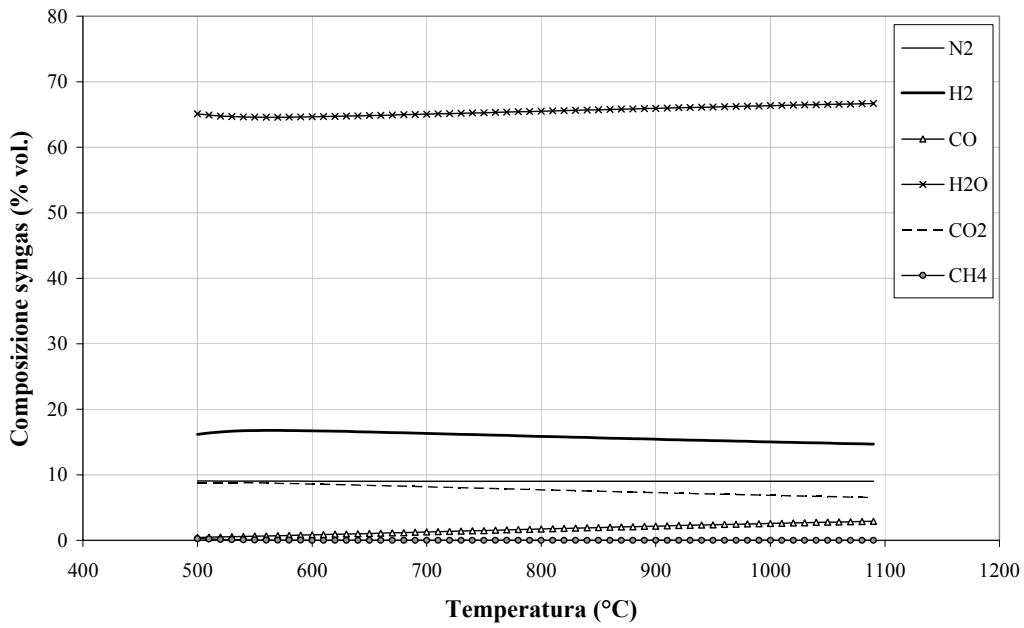


Figura 7. Simulazione di gassificazione ad ER=0,2 (fango C): composizione del syngas in funzione della temperatura

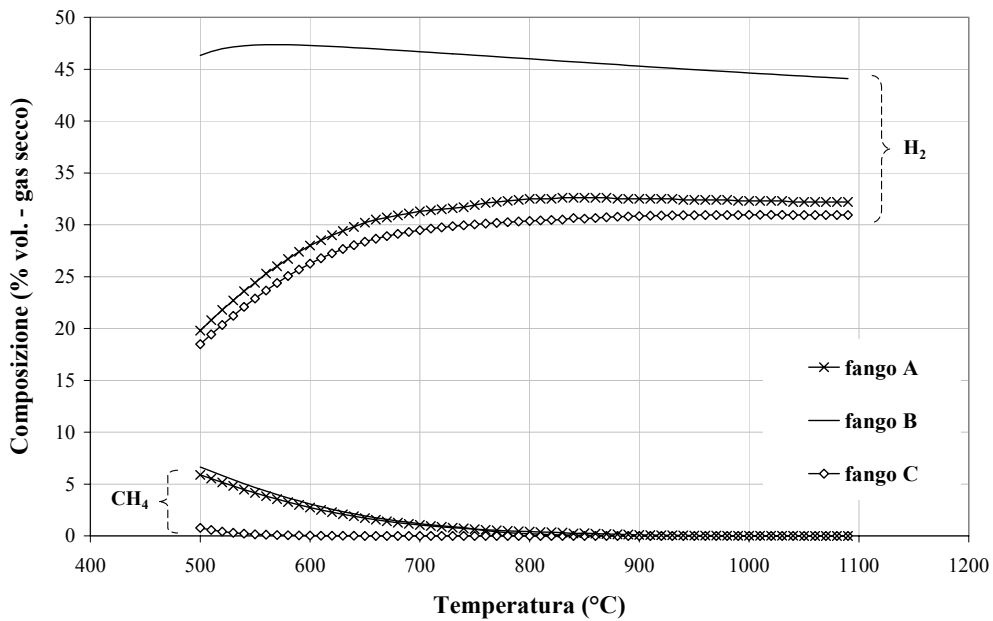


Figura 8. Simulazione di gassificazione ad ER=0,2 e P=1bar: confronto fra le frazioni di H<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub> prodotte dalle diverse tipologie di fanghi considerate in funzione della temperatura

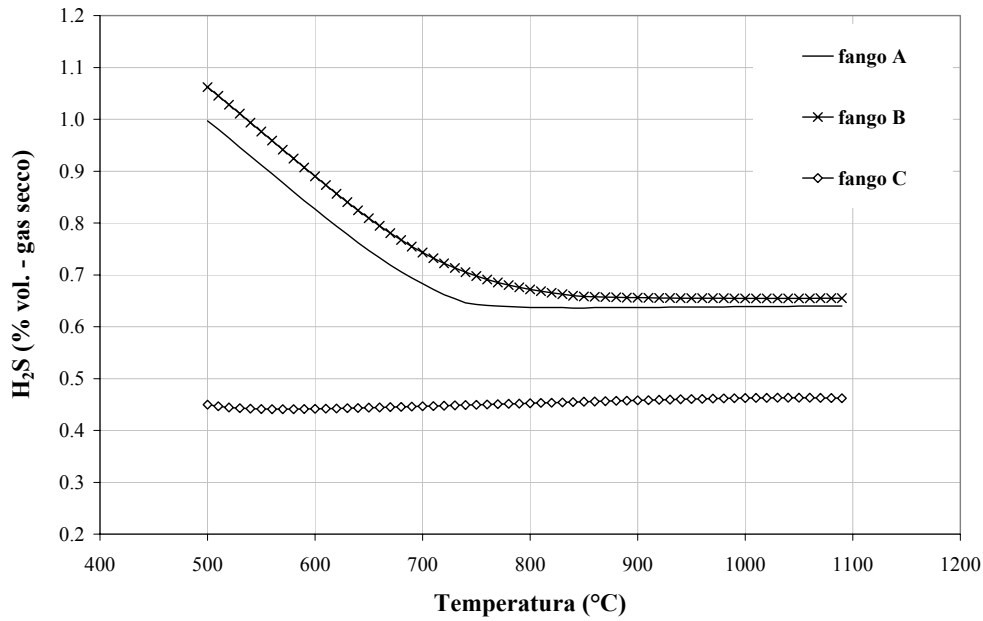


Figura 9. Simulazione di gassificazione ad ER=0,2 e P=1bar: confronto fra le frazioni di H<sub>2</sub>S prodotte dalle diverse tipologie di fanghi considerate in funzione della temperatura

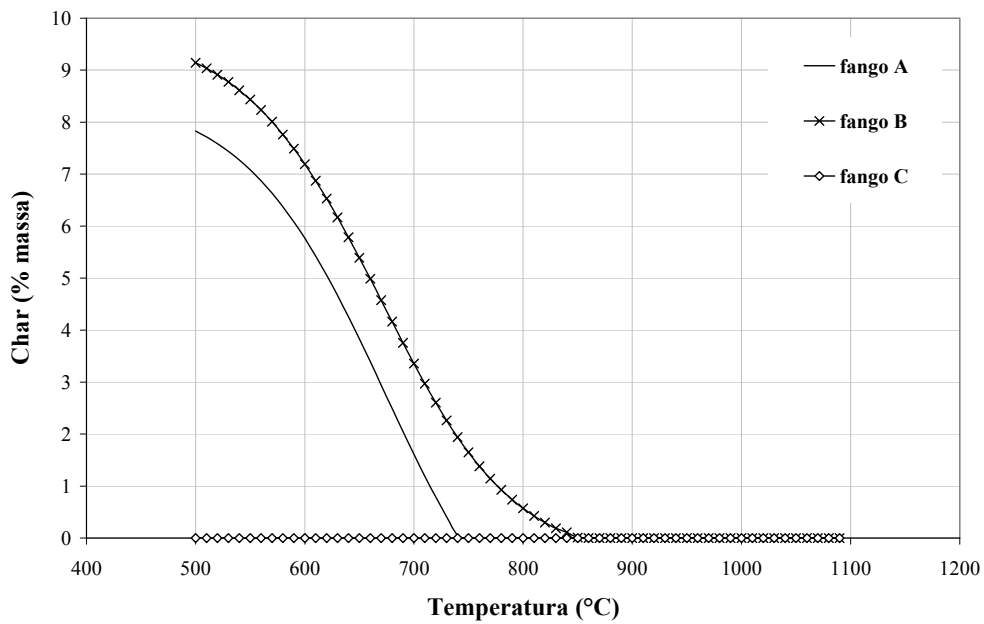


Figura 10. Simulazione di gassificazione ad ER=0,2 e P=1bar: confronto fra le frazioni di char prodotte dalle diverse tipologie di fanghi considerate in funzione della temperatura

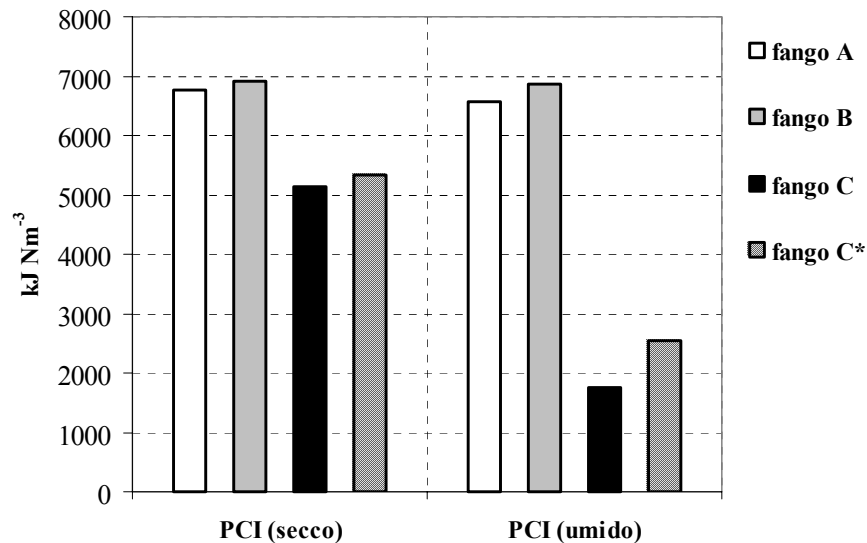


Figura 11. Simulazione di gassificazione ad ER=0,2 e P=1bar: confronto fra il potere calorifico medio (800-1000°C) del syngas prodotto dalle diverse tipologie di fanghi considerati

Può risultare altresì interessante confrontare i risultati in termini di potere calorifico del gas di sintesi, con quelli ottenuti da un processo di ossidazione parziale con lo stesso rapporto di equivalenza, utilizzando ossigeno puro come agente gassificante. In tal caso il potere calorifico del syngas si incrementa del 30% rispetto ai valori mostrati nella Figura 11 (ad es. nel caso del fango A si ottengono valori di 9843 e 9401 kJ Nm<sup>-3</sup> rispettivamente su base secca e su base umida) in quanto non vi è più effetto di diluizione dell'effluente gassoso per mezzo dell'azoto presente in aria. Il fabbisogno di ossigeno calcolato mediante la modellazione all'equilibrio risulta essere pari a 150 Nm<sup>3</sup> per ogni tonnellata di fanghi trattati (fango A).

Peraltro, al di là del mero significato teorico di questo confronto, uno scenario di questo tipo dev'essere supportato nella realtà da un'analisi di fattibilità, nella quale i fattori economici rivestono un ruolo significativo.

## APPARATO SPERIMENTALE

Si presenta in questo paragrafo il sistema di gassificazione a scala di laboratorio progettato e messo a punto presso il Dipartimento di Ingegneria Ambientale dell'Università di Trento (Figure 12, 13 e 14).

Tale apparato sperimentale consiste in un reattore cilindrico discontinuo a pressione variabile (1-10 bar) accoppiato ad un forno a pozzo in grado di raggiungere elevate temperature (1000°C). Il reattore viene inserito nel forno dal lato superiore dove è collegata tutta la strumentazione di

controllo ed acquisizione. Alcuni strati di materiale refrattario possono essere utilizzati sotto la base del reattore per collocarlo nella posizione desiderata o in corrispondenza della sezione superiore del forno per limitare gli scambi termici convettivi con l'ambiente.

Nel reattore, riempito ad altezza variabile con il materiale reagente (biomassa), è previsto il lavaggio dei prodotti di reazione mediante un flusso di gas inerte (azoto o elio) per evitare l'instaurarsi di reazioni secondarie e favorire l'avanzamento dei gas verso la sezione di analisi.

La sezione di analisi è costituita da un sistema per la rimozione dei composti condensabili (tar) e un gas-cromatografo con spettrometro di massa per la caratterizzazione delle specie chimiche presenti in fase gas.

Il reattore consiste in un cilindro in Incoloy800<sup>®</sup> di diametro interno 142mm, altezza 400mm e spessore 4mm dotato di due flangie cieche a chiusura delle due sezioni di base; nella flangia superiore risultano saldate 8 tubazioni di piccolo diametro (per gli ingressi e uscita sia dei gas, che degli strumenti di misura e controllo) e un camino centrale.



Figura 12. Apparato sperimentale: forno a pozzo (a sinistra) e reattore di gassificazione (a destra)

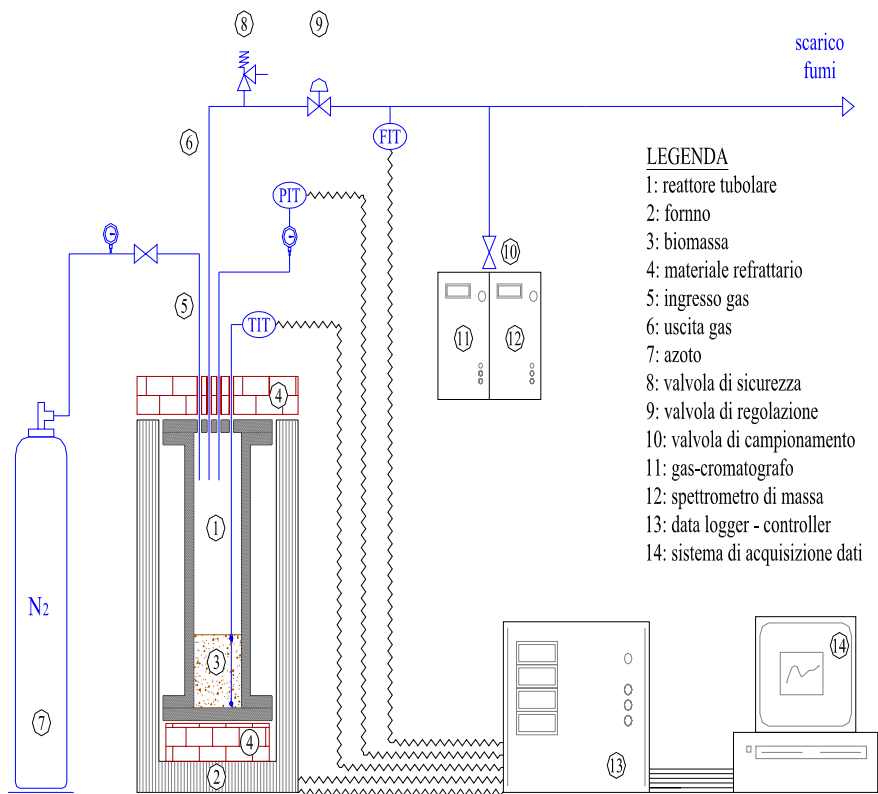


Figura 13. Apparato sperimentale: schema del sistema di acquisizione e controllo

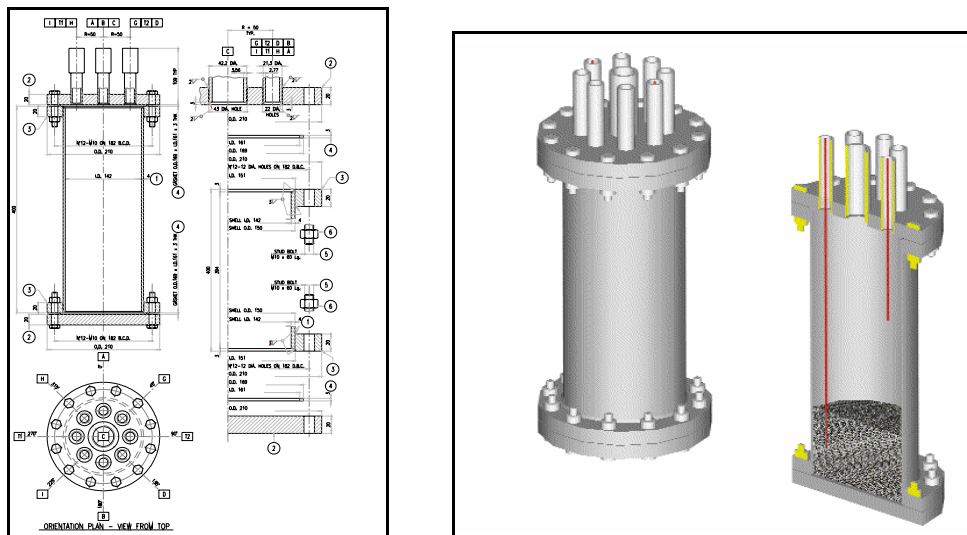


Figura 14. Reattore: dati di progetto, spaccato e foto-restituzione

Per il dimensionamento del reattore e del sistema di tubazioni progettato per l'effluente gassoso e per i gas in ingresso, si è proceduto sia alla simulazione di diversi scenari di conversione termochimica mediante il modello all'equilibrio termodinamico presentato nella prima parte di questo lavoro, sia alla modellazione agli elementi finiti della risposta termica del letto sottoposto a trattamento.

La caratterizzazione sperimentale del campo termico è stata condotta con una serie di termocoppie K situate nel letto di materiale e all'esterno del reattore, mentre per il monitoraggio e controllo della pressione interna sono stati installati un misuratore di pressione e una valvola di sfioro tarata.

## **CONCLUSIONI**

Nel presente articolo sono state valutate le rese di conversione del processo di gassificazione (condotto secondo ossidazione parziale) di fanghi provenienti dai processi di depurazione di acque reflue mediante un modello all'equilibrio termodinamico. La composizione del gas di sintesi ottenuto è influenzata dalla temperatura e dalla pressione di conversione, nonché dalla quantità di aria comburente utilizzata. Il potere calorifico risultante si assesta sui valori tipici di un processo di gassificazione ed è funzione decrescente del contenuto d'acqua iniziale del fango. La presenza dell'acqua inoltre, pur aumentando la purezza e la qualità del syngas, incrementa la quota di energia necessaria a sostenere le reazioni di conversione che quindi deve essere fornita al sistema.

Si è inoltre presentato il progetto e la realizzazione di un sistema di gassificazione a scala di laboratorio mediante il quale è possibile condurre esperimenti di pirolisi e gassificazione di fanghi di depurazione e quindi, mediante una linea di analisi in continuo, procedere alla caratterizzazione del gas di sintesi.

## **BIBLIOGRAFIA**

Demirbas A., 2002. Gaseous products from biomass by pyrolysis and gasification: effects on hydrogen yield, *Energy Conversion & Management*, vol. 43, 897-909.

Goodwin D., 2005. Cantera: object oriented software for reacting flows, California Institute for Technology (Caltech), [www.cantera.org](http://www.cantera.org).

McBride B.J., Gordon S., Reno M.A., 1993. Coefficients for Calculating Thermodynamic and Transport Properties of Individual Species, *NASA Report TM-4513*.

Smith G. P., GRI-Mech thermodynamic values, [www.me.berkeley.edu/gri\\_mech/](http://www.me.berkeley.edu/gri_mech/)

Smith W.R., Missen R.W., 1982. Chemical Reaction Equilibrium Analysis: Theory and Algorithm, Wiley Interscience, New York.

Sun L., Xu M., Sun R.F., 2002. Behaviour of corn stalk in an indirectly heated pyrolysis reactor, Pyrolysis and gasification of biomass and waste - Proceedings of an expert meeting, Strasburgo.

van der Drift A., van Doorn J., Vermeulenb J.W., 2001. Ten residual biomass fuels for circulating fluidized-bed gasification, *Biomass and Bioenergy*, vol. 20, 45-56.

# **STUDIO DELLA PIROLISI DI FANGHI DA IMPIANTI URBANI DI TRATTAMENTO DI ACQUE DI SCARICO ATTRAVERSO ANALISI ACCOPPIATE TG-MS/TG-GC-MS**

Ischia M., Perazzolli C., Dal Maschio R., Campostrini R.

[marco.ischia@ing.unitn.it](mailto:marco.ischia@ing.unitn.it)

## **INTRODUZIONE**

La pirolisi in atmosfera inerte di fango da acque di scarico di un impianto urbano è stata studiata attraverso l'accoppiamento delle analisi termogravimetrica-spettrometria di massa (TG-MS) e termogravimetrica-gas cromatografica-spettrometria di massa (TG-GC-MS). Il fango è stato degradato termicamente usando una velocità di riscaldamento di  $10^{\circ}\text{C}\cdot\text{min}^{-1}$  nell'intervallo 20-1000°C; la perdita di massa osservata è del 51.8% fino a 600°C, e del 61.4% per un trattamento termico fino a 1000°C. L'analisi gas cromatografica della fase gassosa evoluta in corrispondenza degli eventi termogravimetrici principali, ha permesso l'identificazione di numerose specie chimiche; sono stati osservati acqua, monossido e biossido di carbonio, molti idrocarburi (fino a C5, sia saturi che insaturi) e piccole quantità di sostanze inquinanti come ciano-composti. Una valutazione semi-quantitativa di queste specie indica che gli idrocarburi costituiscono la frazione principale della fase gassosa evoluta (50%), suggerendo un loro immediato sfruttamento come gas combustibile. Tuttavia, l'analisi delle energie di processo indica che la sua sostenibilità può essere garantita solo attraverso un apporto calorico esterno.

L'immagazzinamento e la degradazione dei fanghi da impianti urbani e industriali di trattamento di acque di scarico sono problemi attuali di grande importanza e complessità, considerando le ristrettezze imposte dalla Direttiva Europea 91/17/EEC sul trattamento delle acque di scarico urbano e le previsioni sulla produzione di fango secco in Europa, che dalle stime riportate avrebbe raggiunto nel 2005 10 Mton anno<sup>-1</sup> (Werther et al., 1999). Inoltre, il contenuto di batteri e di virus e la concentrazione di metalli pesanti e di inquinanti organici presenti nel fango, limitano fortemente o addirittura impediscono l'uso di questo come fertilizzante (Piccone et al., 2000; Mantovi et al., 2005).

Lo smaltimento in discarica non è consigliabile poiché comporta la sottrazione di ulteriori terreni all'agricoltura e richiede pre-trattamenti dispendiosi per lo stoccaggio dei fanghi (Fullana et al., 2003; Dallago et al., 2001); anche un loro trattamento in impianti di compostaggio può comportare notevoli spese energetiche con un sensibile incremento dei costi di processo (Dallago et al., 2001; Andreottola et al., 2000). L'incenerimento sembra un metodo di smaltimento efficace (Mininni et al., 2003; Bemporad et al., 2002; Carassiti, 2002), tuttavia non possono essere trascurati i costi di abbattimento dei sottoprodotti gassosi inquinanti fino ai loro limiti accettabili (Werther et al., 1999). In tale contesto, la pirolisi e la gassificazione dei fanghi possono essere ritenute valide soluzioni alternative, considerando il potenziale utilizzo dei gas prodotti come combustibile (Fullana, 2003; Shen et al., 2003; Adegoye et al., 2004; Dogru et al., 2002; Ptasinski et al., 2002; Marrero et al., 2004; Midilli et al., 2002).

La caratterizzazione della fase gassosa evoluta in seguito al trattamento termico risulta pertanto fondamentale per la determinazione delle caratteristiche del gas combustibile. L'analisi termogravimetrica accoppiata con la spettrometria di massa (TG-MS) permette l'identificazione in tempo reale delle specie chimiche gassose evolute durante il trattamento termico del fango. Tale accoppiamento strumentale è già stato utilizzato da altri autori per caratterizzare qualitativamente fasi gassose evolute durante il trattamento termico dei fanghi in atmosfera inerte o in aria controllata (Conesa et al., 1998; Otero et al., 2002a; Otero et al., 2002b and Calvo et al., 2004). Tuttavia, nel caso di rilascio simultaneo di più specie chimiche, la loro corretta identificazione può essere difficoltosa, poiché lo spettro di massa registrato corrisponde alla sommatoria degli spettri di massa di tutte le sostanze che evolvono contemporaneamente. La configurazione strumentale TG-GC-MS permette di superare tale inconveniente, favorendo un'accurata analisi qualitativa e semi-quantitativa dei composti chimici rilasciati in fase gas in corrispondenza degli eventi termogravimetrici più significativi (Campostrini, 2004b,c; Campostrini, 2003a,b).

Nel presente lavoro si riporta lo studio TG-MS/TG-GC-MS della pirolisi di fango da impianti di trattamento di acque di scarico, utilizzando campioni provenienti da un impianto di trattamento delle acque di scarico urbano di Trento.

## **PARTE SPERIMENTALE**

Il campione di fango esaminato è stato ottenuto dall'impianto di trattamento delle acque di scarico urbano di Trento (popolazione 100.000 abitanti circa). Il fango è stato precedentemente disidratato nell'impianto, macinato e essiccato a 120°C per 5h.

Le analisi termogravimetriche (TG) e termiche differenziali (DTA) sono state effettuate utilizzando una termobilancia LabSys della Setaram, operando nell'intervallo 20-1000°C, con una velocità di riscaldamento di 10 °C min<sup>-1</sup>, sotto flusso di He a 100 cm<sup>3</sup> min<sup>-1</sup>. I campioni sono stati analizzati usando un crogiolo di allumina da 0.1cm<sup>3</sup> e α-AlO<sub>3</sub> come riferimento.

Le analisi gascromatografiche (GC) sono state effettuate mediante un cromatografo HRGC della Carlo Erba Instruments, dotato di una valvola campionatrice GR8 della Bimatic termostata a 110 °C per il campionamento della fase gassosa rilasciata. Le analisi di spettrometria di massa sono state condotte impiegando uno spettrometro di massa a quadrupolo VG-QMD-1000 della Carlo Erba Instruments.

Le eluizioni cromatografiche sono state realizzate usando le colonne capillari OV1 della Mega (15m, 0.32mm) per specie ossigenate e poraPLOT Q della Chrompack (25m, 0.32mm) per idrocarburi leggeri, con un programma di temperatura di 30°C per 5 minuti seguito da una rampa con velocità di riscaldamento di 10 °Cmin<sup>-1</sup> fino a 200°C mantenuti per 15 minuti. Come gas carrier è stato usato elio, con pressione d'ingresso di 15 kPa.

Gli spettri di massa ad impatto elettronico (70eV) sono stati registrati in continuo con frequenza di 1 scans<sup>-1</sup> da 2 a 500uma.

Le interfacce strumentali TG-MS e TG-GC-MS, la procedura sperimentale e l'elaborazione dei dati adottate in questo studio sono state già descritte in lavori riportati in bibliografia (Campostrini, 2003a).

L'analisi dei metalli presenti nel campione è stata condotta mediante uno spettrometro a emissione di plasma Ciros<sup>CCD</sup> ICP-OES della Spectro.

L'analisi elementare è stata eseguita presso i laboratori ISTM-CNR del Dipartimento di Chimica dell'Università degli Studi di Padova.

La calorimetria differenziale a scansione (DSC) è stata condotta mediante un calorimetro Setaram DSC 92, nell'intervallo 25-600°C, con velocità di riscaldamento di 10 °C min<sup>-1</sup> e flusso di N<sub>2</sub> di 100 mL min<sup>-1</sup>.

## **RISULTATI E DISCUSSIONE**

L'analisi elementare (C, H, N e S) indica una quantità di carbonio del 36.0%, mentre idrogeno, azoto e zolfo sono presenti nel campione rispettivamente al 4.5, 5.6 e 0.5%.

Il contenuto di metalli presenti nel fango, determinata per analisi di spettrometria di emissione di plasma, è riportata in Tabella 1.

Tabella 1. Analisi elementare e contenuto di metalli nel fango da acque di scarico essiccato a 120 °C.

Elemento	wt%	Metallo	mg kg <sup>-1</sup>	Metallo	mg kg <sup>-1</sup>	Metallo	mg kg <sup>-1</sup>
<b>C</b>	36.0	<b>Al</b>	6.7*10 <sup>3</sup>	<b>Cr</b>	130	<b>Mg</b>	3.88*10 <sup>3</sup>
<b>H</b>	4.5	<b>B</b>	62	<b>Cu</b>	240	<b>Mn</b>	128
<b>N</b>	5.6	<b>Ba</b>	460	<b>Fe</b>	43.4*10 <sup>3</sup>	<b>Na</b>	780
<b>S</b>	0.5	<b>Bi</b>	6	<b>Ga</b>	4	<b>Ni</b>	24
		<b>Ca</b>	52.2*10 <sup>3</sup>	<b>In</b>	2.2	<b>Pb</b>	16
		<b>Cd</b>	< 4	<b>K</b>	940	<b>Zn</b>	540
<b>SiO<sub>2</sub></b>	10	<b>Co</b>	4	<b>Li</b>	1.34*10 <sup>3</sup>		

L'analisi termogravimetrica registrata sul campione mostra una perdita di massa continua (61.4%) durante il trattamento termico fino a 1000 °C (Figura 1).

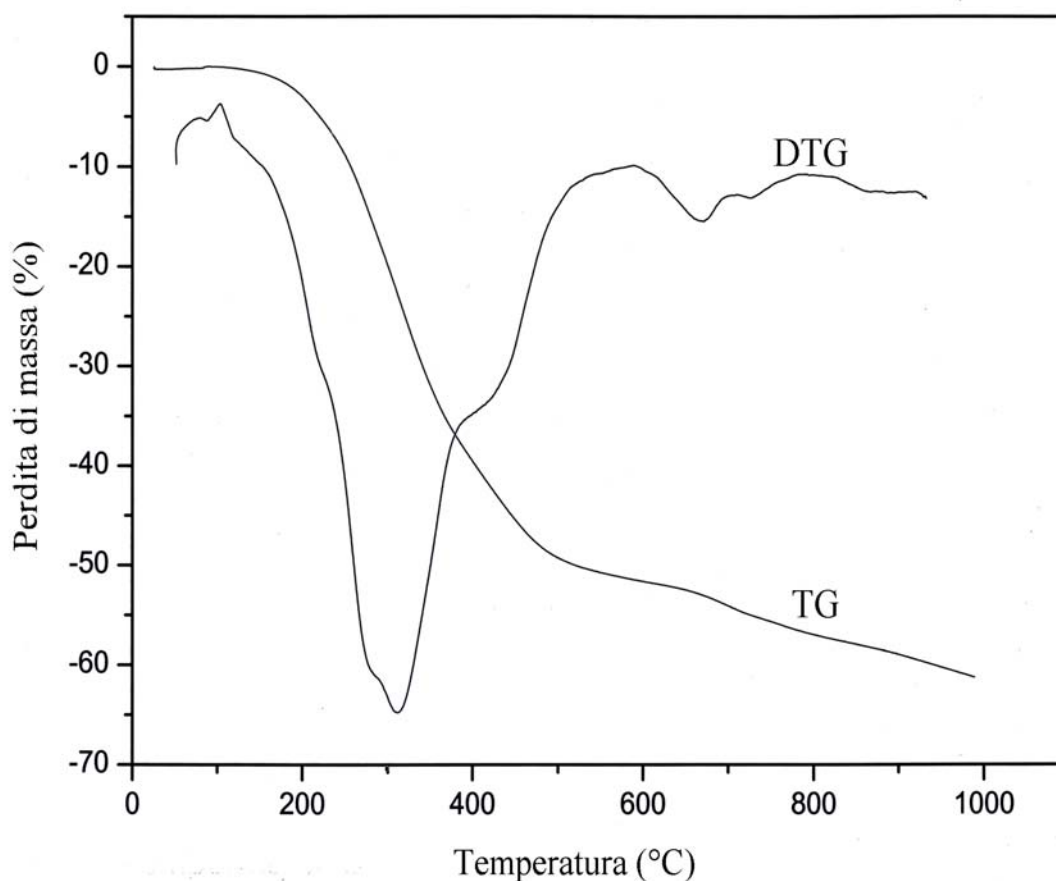


Figura 1. Curva termogravimetrica (TG) e termogravimetrica differenziale (DTG)

La curva TG presenta un primo evento nell'intervallo 100-600 °C, con intensità del 51.8%, seguito da una seconda debole perdita di massa (9.6%) tra 600 e 1000 °C. L'analisi mass-spettrometrica delle specie gassose evolute (TG-MS) presenta la curva della corrente ionica totale (TIC) di

Figura 2, caratterizzata da due intensi picchi sovrapposti a 325 e 470 °C seguiti da una piccola banda a 700 °C, per i quali gli spettri di massa registrati mostrano l'evoluzione principale di CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>O a 325 °C, mentre a 470 °C viene osservato il rilascio simultaneo di diversi composti organici; infine a 700 °C si osserva l'evoluzione di CO, CO<sub>2</sub> e piccole quantità di H<sub>2</sub>O.

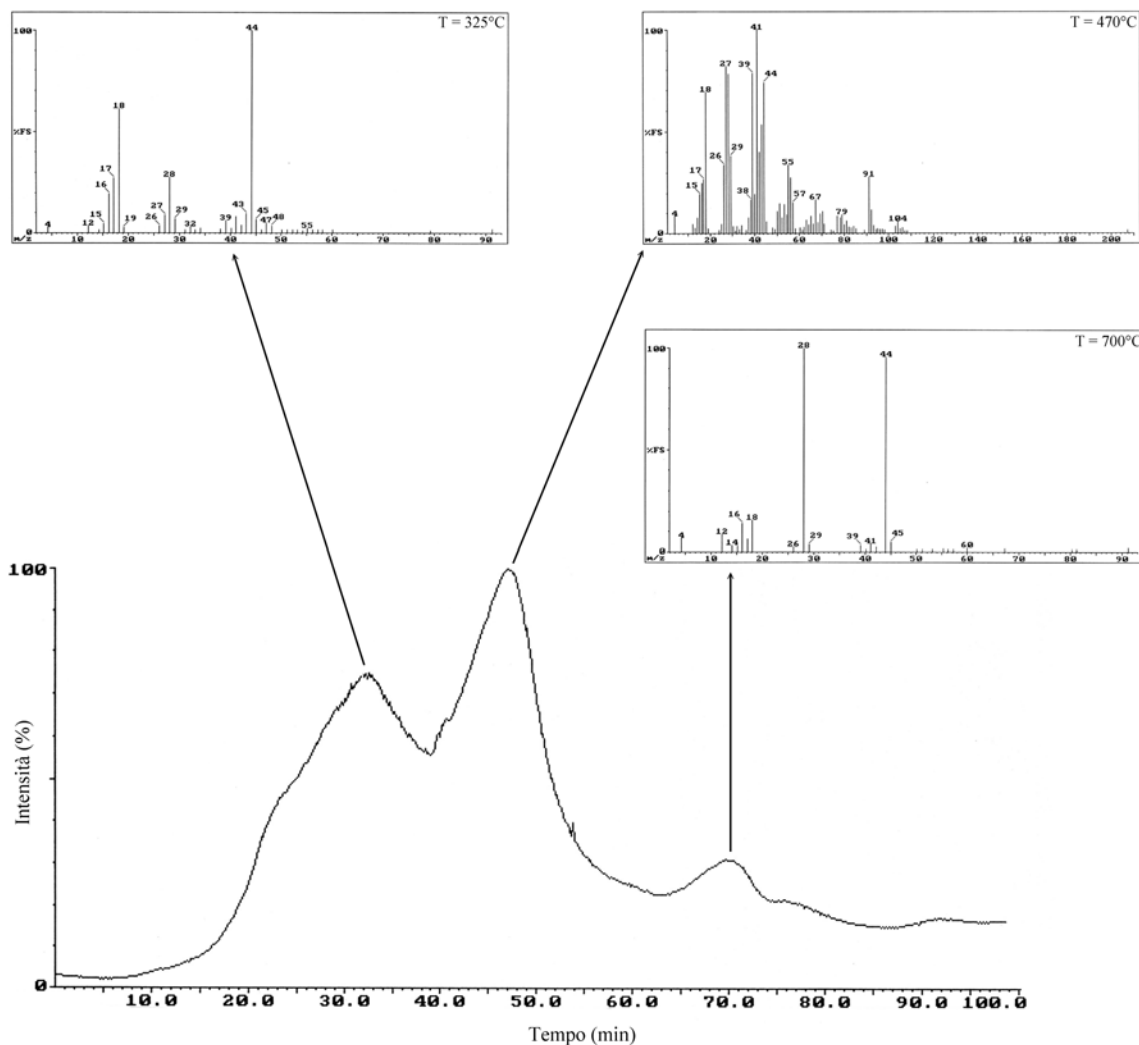


Figura 2. Curva della corrente ionica totale (TIC) delle specie gassose evolute e spettri di massa in corrispondenza dei picchi della TIC

Le analisi gascromatografiche (TG-GC-MS) della fase gassosa campionata a 320 °C confermano la presenza di CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>O, con piccole quantità di acetaldeide, acetonitrile, acetone ed altre specie chimiche in concentrazione così bassa da impedirne l'identificazione.

Il campionamento del gas a 460 °C permette di identificare le numerose specie chimiche che evolvono a questa temperatura. Con la colonna poraPLOT Q sono stati osservati CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O ed alcani e alcheni fino a C<sub>5</sub> (Figura 3). Il cromatogramma dell'eluizione nella colonna OV1 mostra

invece un primo picco corrispondente alla miscela identificata nella poraPLOT Q, seguito dall'eluizione di H<sub>2</sub>O, toluene e quantità minori di stirene e idrocarburi C<sub>8</sub> e C<sub>9</sub>. La Tabella 2 riporta la composizione qualitativa e semi-quantitativa della fase gassosa evoluta a tale temperatura. Infine, il campionamento della fase gassosa rilasciata a 705 °C conferma l'evoluzione di CO e CO<sub>2</sub>, con quantità molto piccole di H<sub>2</sub>O.

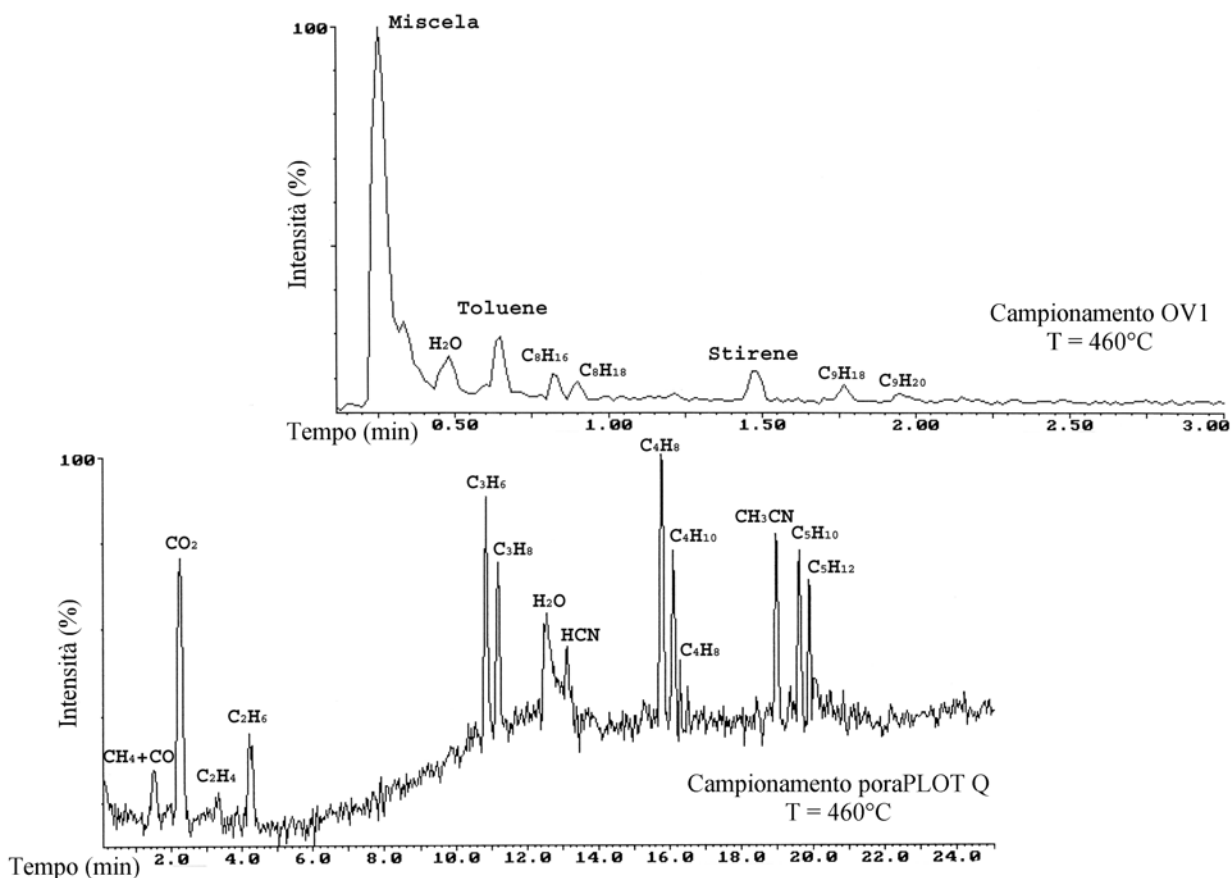


Figura 3. Cromatogrammi delle eluizioni della fase gassosa, campionata a 460 °C, nelle colonne OV1 (in alto) e poraPLOT Q (in basso)

Tabella 2. Composizione percentuale della fase gassosa evoluta a 460 °C nella pirolisi del fango da acque di scarico dell'impianto urbano di Trento ottenuta da analisi TG-GC-MS

Specie chimica evoluta	% relativa della fase gassosa(*)
[CH <sub>4</sub> + CO]	[2.4 + 1.7]
CO <sub>2</sub>	12.9
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1.0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	4.3
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	6.3
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	5.1

<b>H<sub>2</sub>O</b>	14.7
<b>HCN</b>	1.9
<b>C<sub>4</sub>H<sub>8</sub></b>	11.0
<b>C<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	4.7
<b>CH<sub>3</sub>CN</b>	4.5
<b>C<sub>5</sub>H<sub>10</sub></b>	5.5
<b>C<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>	3.6
<b>Toluene</b>	7.0
<b>C<sub>8</sub>H<sub>16</sub></b>	3.0
<b>C<sub>8</sub>H<sub>18</sub></b>	2.2
<b>Styrene</b>	4.5
<b>C<sub>9</sub>H<sub>18</sub></b>	1.8
<b>C<sub>9</sub>H<sub>20</sub></b>	1.9

(\*) determinata in base all'area dei picchi cromatografici.

Come osservato da altri autori (Fullana et al., 2004), CO e CO<sub>2</sub> derivano dalla decomposizione pirolitica di composti organici parzialmente ossigenati (lipidi, carboidrati, cellulosa, lignina) e, in minor quantità, dalla decomposizione di sali inorganici (carbonati). Analogamente, l'acetaldeide e l'acetone derivano da composti organici ossigenati.

I ciano-composti possono derivare invece da proteine, acidi nucleici e microorganismi morti presenti nel fango e potrebbero formarsi dalla deidrogenazione di gruppi amminici (Fullana et al., 2004).

La determinazione quantitativa delle specie chimiche evolute durante l'intero processo di pirolisi nell'intervallo 20-1000°C non può essere ottenuta richiamando dai dati TG-MS i segnali m/z appropriati per identificare i singoli composti chimici (Campostrini et al., 2003a,b), poiché molti di essi presentano un quadro di segnali simile, con ioni m/z comuni, che rende il loro monitoraggio e la loro stima lungo tutto il trattamento termico molto difficile.

L'acqua è tra le poche sostanze che possono essere determinate e quantificate dall'analisi TG-MS, integrando il segnale m/z 18 e dividendo tale valore per l'intensità relativa del frammento ionico considerato nello spettro di massa della sostanza.

Il frammento ionico m/z 44 è presente nello spettro di massa di più specie chimiche (acetaldeide, acetone, propano, butano, pentano e toluene (Gaitoers-Burg, 1989)). Tuttavia l'intensità del segnale m/z 44 nei quadri di frammentazione di questi composti è abbastanza bassa, come molto piccola è la loro quantità, valutata tramite integrazione dei loro picchi corrispondenti nel cromatogramma

delle analisi TG-GC-MS. Si può ragionevolmente concludere che il contributo di queste specie alla corrente ionica  $m/z$  44 è assolutamente trascurabile se comparato con quello che deriva dall'evoluzione di  $\text{CO}_2$ . Di conseguenza, si può assumere tale segnale ionico per monitorare e quantificare l'evoluzione di  $\text{CO}_2$ .

Il segnale  $m/z$  28 è stato invece impiegato per monitorare e quantificare l'evoluzione di  $\text{CO}$ , una volta sottratto il contributo del segnale  $m/z$  28 proveniente dallo spettro di massa della  $\text{CO}_2$ .

Sottraendo l'andamento della curva di  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{CO}$  e  $\text{CO}_2$  dalla curva della TIC, la differenza risultante descrive il *trend* di evoluzione degli idrocarburi durante il processo complessivo di pirolisi (Figura 4), ovvero il solo picco più intenso della curva TIC che si registra nell'intervallo 390-550 °C. Sottraendo così dal valore integrato della curva TIC le quantità di  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{CO}_2$  e  $\text{CO}$  determinate rispettivamente dai segnali  $m/z$  18, 44 e 28, si determina la concentrazione totale di idrocarburi nella fase gassosa evoluta, pari al 52.8% della TIC.

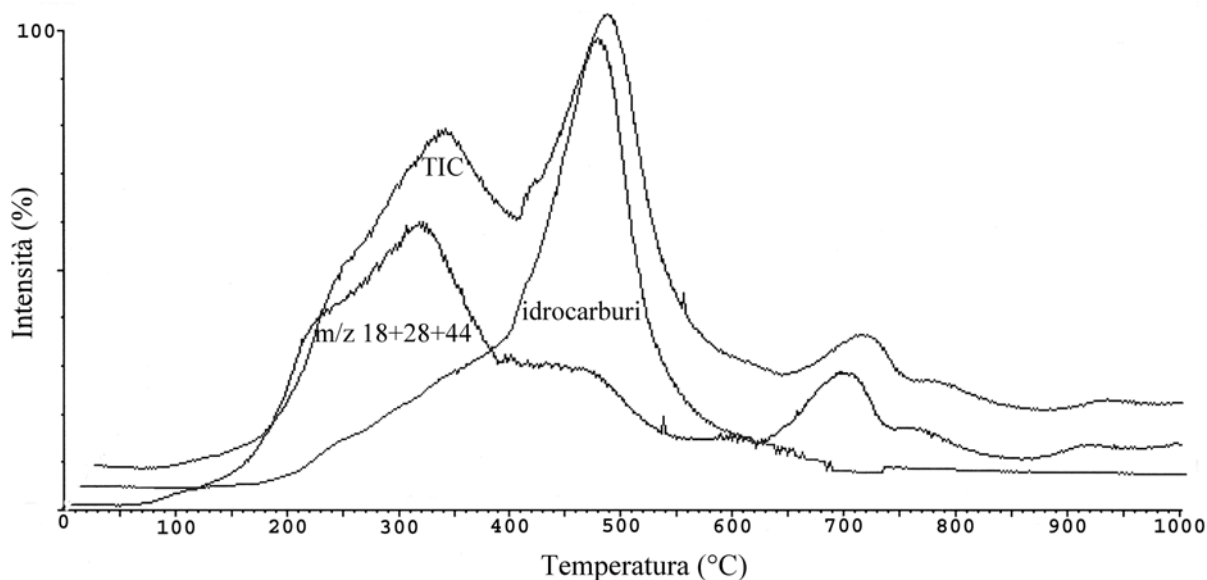


Figura 4. Confronto tra curva TIC, somma delle correnti degli ioni a  $m/z$  18, 28, 44 e *trend* di evoluzione degli idrocarburi

La Tabella 3 riporta la composizione di tutta la fase gassosa evoluta lungo tutto il trattamento termico fino a 1000 °C e desunta sia dalle analisi TG-MS che TG-GC-MS.

Un bilancio di massa sugli elementi C, H e N, confrontato con i dati ricavati dall'analisi elementare, ha permesso di verificare l'attendibilità dei risultati, indicando che una consistente quantità di azoto (circa l'80%) presente nel campione, durante il trattamento termico evolve in fase gassosa come  $\text{N}_2$ . Ciò si desume dalla quantità in difetto ricavata per l'azoto dal bilancio di massa, che risulta la stessa, ma in eccesso, per il carbonio; questo è dovuto al fatto di aver impiegato l'integrazione del segnale  $m/z$  28 per la determinazione del  $\text{CO}$  (p.m. 28.010uma), afflitta pertanto dal contributo del

segnale m/z 28 della molecola N<sub>2</sub> (p.m. 28.014uma), non distinguibile con la risoluzione del nostro spettrometro di massa.

Tabella 3. Bilancio di massa della fase gassosa totale evoluta durante il processo di pirolisi fino a 1000 °C del fango da acque di scarico dell'impianto urbano di Trento ottenuto tramite analisi TG-MS e TG-GC-MS e confronto con i risultati dell'analisi elementare

Specie	chimica	%mol nella fase gassosa totale evoluta	%wt nella fase gassosa totale evoluta	%wt dell'elemento			
				C	H	N	O
Idrocarburi evoluti a 460°C	<b>CH<sub>4</sub></b>	1.8	0.6	0.45	0.15	0.41	
	<b>C<sub>2</sub>H<sub>4</sub></b>	0.7	0.4	0.34	0.06		
	<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>	3.2	2.0	1.6	0.4		
	<b>C<sub>3</sub>H<sub>6</sub></b>	4.7	4.0	3.4	0.6		
	<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>	3.8	3.4	2.8	0.6		
	<b>HCN</b>	1.4	0.8	0.36	0.03		
	<b>C<sub>4</sub>H<sub>8</sub></b>	8.3	9.5	8.1	1.4	1.0	
	<b>C<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	3.5	4.1	3.4	0.7		
	<b>CH<sub>3</sub>CN</b>	3.4	2.8	1.7	0.1		
	<b>C<sub>5</sub>H<sub>10</sub></b>	4.1	5.9	5.1	0.8		
	<b>C<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>	2.7	4.0	3.3	0.7		
	<b>Toluene</b>	5.3	10.0	9.1	0.9		
	<b>C<sub>8</sub>H<sub>16</sub></b>	2.2	5.0	4.3	0.7		
	<b>C<sub>8</sub>H<sub>18</sub></b>	1.6	3.7	3.1	0.6		
	<b>Styrene</b>	3.4	7.2	6.6	0.6		
	<b>C<sub>9</sub>H<sub>18</sub></b>	1.3	3.3	2.8	0.5		
<b>C<sub>9</sub>H<sub>20</sub></b>	1.4	3.7	3.1	0.6			
	<b>Σ</b>	52.8					
CO		15.4	8.8	3.8			5.0
CO <sub>2</sub>		17.3	15.5	4.2			11.3
H <sub>2</sub> O		14.5	5.3		0.6		4.7
Elemento, % nella fase gassosa totale evoluta				67.55	10.04	1.41	21.0
Elemento, % nel campione analizzato (% perdita di massa · % fase gassosa totale evoluta)				41.48	6.16	0.87	12.89
Elemento, % nel campione analizzato				36.0	4.5	5.6	

(valore determinato attraverso analisi elementare)				
Differenza con il valore dell'analisi elementare	+5.48	+1.66	-4.73	

Considerando che gli idrocarburi osservati vengono rilasciati in un intervallo di temperatura fino a 600 °C, al quale corrisponde ad una perdita di massa del 51.8%, la loro percentuale relativa nella fase gassosa evoluta fino a 600 °C è valutata intorno al 60 %. Questo risultato conferma che la pirolisi in condizioni anaerobiche potrebbe rappresentare un utile processo per il trattamento di fango da acque di scarico, poiché la massa indirizzata alla discarica viene ridotta considerevolmente ed il contenuto entalpico della miscela di idrocarburi rilasciati può essere recuperato. Al fine di ricavare informazioni sulla sostenibilità energetica del processo, è stata determinata dai valori riportati in letteratura (Perry et al., 1999), e dai dati della Tabella 3 l'entalpia di combustione della miscela idrocarburica generata nella pirolisi dei fanghi, che risulta pari a 7.346 kcal g<sup>-1</sup> di miscela gassosa, ovvero 4.51 kcal g<sup>-1</sup> di fango trattato a 1000 °C. L'analisi DSC presenta un andamento caratterizzato da un'unica banda allargata endotermica, nell'intervallo di misura considerato (25-600°C), la cui integrazione ha fornito un valore di 113 kcal g<sup>-1</sup>. L'endotermicità complessiva, di gran lunga superiore al potere calorico della miscela idrocarburica sviluppata, indica che la sostenibilità del processo può essere garantita solo attraverso un apporto calorico esterno, quale potrebbe essere quello recuperato da i fumi di un impianto di inertizzazione di rifiuti tossico-nocivi o di un inceneritore (Baggio P.).

Il residuo inorganico del processo di pirolisi è stato analizzato nuovamente per determinare la composizione dei metalli presenti (Tabella 4). Il solido risulta composto per il 46 % da SiO<sub>2</sub>, con elevate quantità di Fe e Ca, ma impoverito rispetto al campione essiccato a 120 °C di Zn, e Cr che, più volatili, evolvono durante il trattamento termico, richiedendo il loro recupero attraverso opportuni filtri.

Tabella 4. Contenuto di metalli e silice nel residuo solido ottenuto dopo il trattamento termico fino a 1000 °C in atmosfera inerte dei fanghi da acque di scarico.

Composto	Wt %	Metallo	mg kg <sup>-1</sup>	Metallo	mg kg <sup>-1</sup>	Metallo	mg kg <sup>-1</sup>
SiO <sub>2</sub>	46	Bi	6	Fe	84*10 <sup>3</sup>	Mn	200
		Ca	91.4*10 <sup>3</sup>	Ga	6	Na	1.05*10 <sup>3</sup>
Metallo	mg/kg	Cd	< 4	In	4	Ni	32
Al	10.3*10 <sup>3</sup>	Co	6	K	1.94*10 <sup>3</sup>	Pb	52
B	78	Cr	68	Li	2.94*10 <sup>3</sup>	Zn	18
Ba	640	Cu	380	Mg	5.9*10 <sup>3</sup>		

## **CONCLUSIONI**

La pirolisi di fango da acque di scarico trattato a 120 °C è stata effettuata in atmosfera inerte ed è stata studiata attraverso analisi TG-MS e TG-GC-MS. È stata ottenuta una composizione dettagliata delle specie gassose evolute durante il trattamento termico da 20 a 1000 °C. La perdita di massa risulta del 61.4% e la fase gassosa è composta per più del 50% da idrocarburi. La fase solida residua è costituita prevalentemente da silice, con una discreta quantità di Fe e Ca.

La presenza di sostanze inquinanti gassose, come ciano-composti, suggerisce un impiego diretto di questo gas di pirolisi come combustibile in vicine utenze. La sostenibilità energetica del processo necessita di un consistente apporto calorico esterno, suggerendo tale applicazione quale fase integrata per il recupero del calore dei fumi di un inceneritore o di un impianto di termo-inertizzazione di rifiuti tossico-nocivi.

Gli autori ringraziano l'Ing. Nardelli della Provincia Autonoma di Trento per i consigli e gli stimoli ad estendere lo studio della pirolisi al fango da acque di scarico dell'impianto urbano di Trento.

## **BIBLIOGRAFIA**

- Adegoroye A., Paterson N., Li X., Morgan T., Herod A.A., Dugwell D.R. and Kandiyoti R., 1949. *Fuel*, 83 (2004).
- Andreottola G., Bobieri A., Foladori P., Ragazzi M. e Zanetti G., 2000. *Rifiuti Solidi XIV n.6* 356.
- Baggio P., Cadamuro F., Dal Maschio R., Grigante M., Ischia M., Ragazzi M., Purin D. e Mutri L., *Impianto di inertizzazione e valorizzazione dei materiali tossico nocivi integrato all'inceneritore di Trento. Comunicazione personale.*
- Bemporad E., e Carassiti F., 2002. *Rifiuti Solidi XVI n.6* 368.
- Calvo L.F., Sánchez M.E., Morán A. and García A.I., J. 2004. *Therm. Anal. Cal.*, 78, 587.
- Campostrini R., Ischia M. and Palmisano L., 2003a. *J. Therm. Anal. Cal.* 71, 997.
- Campostrini R., Ischia M. and Palmisano L., 2003b. *J. Therm. Anal. Cal.* 71, 1011.
- Campostrini R., Ischia M. and Palmisano L., 2004a. *J. Therm. Anal. Cal.* 75, 13.
- Campostrini R., Ischia M. and Palmisano L., 2004b. *J. Therm. Anal. Cal.* 75, 25.
- Campostrini R., Ischia M. and Armelao L., 2004c. *J. Therm. Anal. Cal.* 78, 657.
- Campostrini R., Ischia M. and Palmisano L., *Therm. 2003b. J. Anal. Cal.* 71, 1011.
- Conesa J.A., Marcilla A., Moral R., Moreno-Caselles J. and Perez-Espinosa A., 1998. *Thermochim. Acta*, 313, 63.
- Dallago L., Garbari S., Mezzani C., e Ragazzi M. 2001. *Rifiuti Solidi XV n.3*, 164.

- Dogru M., Midilli A. and Howarth C.R., 2002. *Fuel Processing Technology*, 75, 55.
- Fullana A., Conesa J.A., Font R. and Martín-Gullón I., 2003. *Appl. Pyrolysis*, 68-69, 561.
- Mantovi P., e Piccinini S., 2005. *Rifiuti Solidi XIX n.3*, 159.
- Marrero T.W., McAuley B.P., Sutterlin W.R., Morris J.S. and Manahan S.E., 2004. *Waste Management*, 24, 193.
- Mass Spectra Library of NBS-NIST US, Department of Commerce, Gaithersburg MD, 1989.
- Midilli A., Dogru M., Akay G. and Howarth C.R., 2002. *International Journal of Hydrogen Energy*, 27, 1035.
- Mininni G., e Di Pinto A.C., 2003. *Rifiuti Solidi XVII n.1*, 9.
- Otero M., Calvo L.F., Estrada B., García A.I. and Morán A., 2002a. *Thermochim. Acta*, 389, 121.
- Otero M., Díez C., Calvo L.F., García A.I. and Morán A., 2002b. *Biomass and Bioenergy*, 22, 319.
- Perry R.H., Green D.W. 1999. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7<sup>th</sup> ed.* The McGraw Hill Companies Inc.
- Piccone G., e Pantusa S., 2000. *Rifiuti Solidi XIV n.1*, 37.
- Ptasinski K.J., Hamelinck C. and Kerkhof P.J.A.M., 2002. *Energy Conversion and Management*, 43, 1445.
- Shen L. and Zhang D., 2003. *Fuel*, 82, 465.
- Werther J. and Ogada T., 1999. *Prog. Energy Combust. Sci.*, 25, 55.

# COMBUSTIONE DIRETTA E INDIRETTA DI FANGHI

Ragazzi M., Rada E.C., Cocarta D., Venturi M., Mallocci E., Bianchi M., Crescimanno A.

[Marco.Ragazzi@ing.unitn.it](mailto:Marco.Ragazzi@ing.unitn.it)

## INTRODUZIONE

Il presente lavoro non costituisce uno stato dell'arte della combustione diretta o indiretta dei fanghi di depurazione di acque reflue civili. Vuole invece essere un'occasione per evidenziare alcune particolarità poco note di queste due opzioni di trattamento dei fanghi.

Nel caso di combustione diretta<sup>1</sup> si considera l'opzione di pre-essiccamento seguito da combustione in impianto dedicato (in particolare in forno a letto fluido) in quanto si ipotizza che i fanghi disidratati meccanicamente non siano idonei ad essere introdotti in un tale combustore a causa dell'elevato contenuto d'acqua.

Per quanto riguarda la combustione indiretta, si analizzano alcuni aspetti relativi all'utilizzo di fanghi essiccati in cementifici.

## PARTICOLARITÀ DELLA COMBUSTIONE DIRETTA

### *EMISSIONI*

Il fattore di emissione di PCDD/F da combustione di fanghi essiccati in letto fluido risulta particolarmente contenuto. Ciò è dovuto a diverse ragioni, quali il limitato contenuto di Cloro e la possibilità di gestire la combustione con un basso eccesso d'aria. Le concentrazioni di PCDD/F scendono a valori anche inferiori a  $1 \text{ pgI-TEQ Nm}^{-3}$ . Per tale motivo può essere interessante confrontare tale valore con quello stimabile nel caso di essiccamento termico. L'emissione di diossina da un impianto di trattamento rifiuti infatti non è solo riconducibile alla sua generazione, come ritenuto fino a pochi anni fa, ma può dipendere anche da una parziale volatilizzazione di quella già contenuta nella matrice.

Per fornire una stima dell'entità delle emissioni derivanti dall'essiccamento è stato proposto un confronto tra queste e le emissioni originate dal processo di incenerimento dei fanghi in un impianto

---

<sup>1</sup> Si considera "diretta" la strategia di combustione che si sviluppa interamente nella filiera dell'impiantistica dedicata ai rifiuti; si considera invece "indiretta" la strategia di combustione che si conclude al di fuori della filiera dell'impiantistica dedicata ai rifiuti (ad esempio combustione in cementifici).

dedicato. Si sono presi come riferimenti casi reali di installazioni operanti nell'ambito dell'essiccamento e dell'incenerimento dei fanghi biologici. Nel primo caso ci si è riferiti ai valori di emissione riportati in cinque impianti che utilizzano un essiccatore convettivo a tamburo rotante a triplo passaggio. Come impianto modello per l'incenerimento dei fanghi si è invece fatto riferimento ad un impianto austriaco, che sfruttando la tecnologia del letto fluido.

Relativamente alle emissioni di polveri, SO<sub>2</sub>, NO<sub>2</sub> e metalli pesanti, le emissioni derivanti dal processo di essiccamento sono apparse confrontabili con quelle originate dall'incenerimento in impianti dedicati (Figura 1).

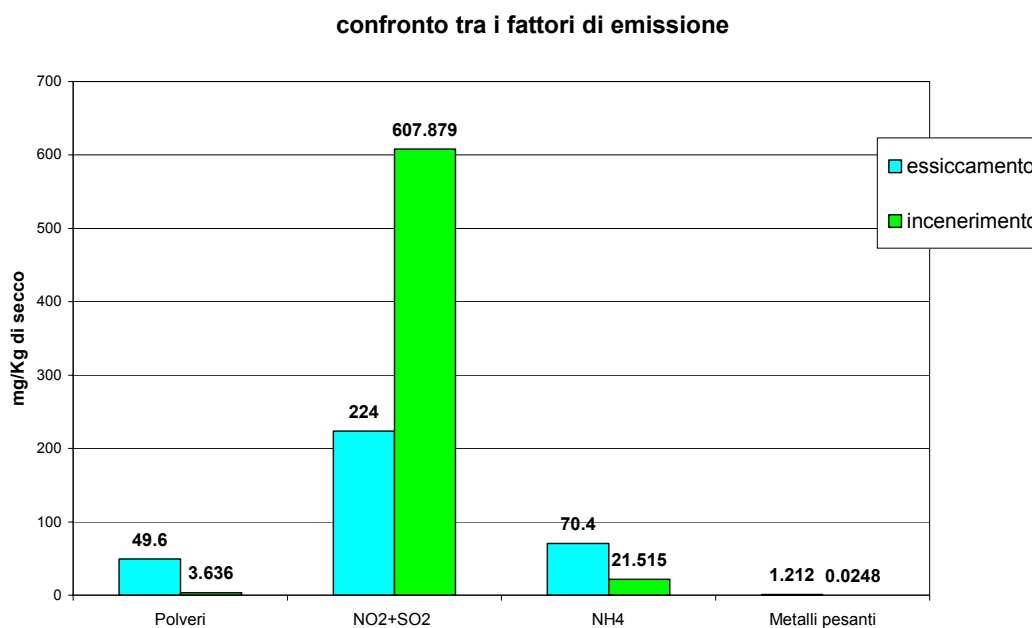


Figura 1. Fattori di emissione da essiccamento e da incenerimento

Per quanto riguarda invece i PCDD/F, in letteratura non sono disponibili dati che quantificano le emissioni provenienti dall'essiccamento termico dei fanghi di depurazione (sono però segnalati rilasci nel caso di essiccamento di legna trattata). Per una stima di tale parametro, quindi, si sono sviluppate delle considerazioni a partire dai dati riguardanti le concentrazioni di diossine e furani nei fanghi di depurazione, dati che sono invece facilmente reperibili in letteratura. A titolo di esempio, sono riportati in Tabella 1 le analisi dell'acqua in entrata e in uscita ed in tre campioni di fango dell'impianto di trattamento delle acque di Zabrze, in Polonia (Oleszek-Kudlak et al., 2005). Si osserva che il carico di tossicità nei fanghi incrementa gradualmente durante il trattamento. Lo stesso accade per l'acqua ed è dovuto alla dechlorurazione dei congeneri maggiormente cloro-sostituiti in congeneri tetra o penta-sostituiti, che hanno tossicità maggiore.

Mentre i trattamenti biologici dei fanghi come il compostaggio vanno a demolire la frazione organica putrescibile e pertanto si può avere un potenziale rilascio della diossina contenuta in

questo tipo di solidi, il processo di essiccamento, al contrario, non comporta una conversione della frazione solida dei fanghi. L'ipotesi che si è fatta, quindi, è che la diossina rilasciata sia solo quella presente nell'acqua del fango che viene fatta evaporare. Per i calcoli, inoltre, si è adottata l'ipotesi che l'acqua dei fanghi abbia la stessa concentrazione di diossina dell'acqua in uscita dall'impianto di trattamento. Il valore di concentrazione cui si fa riferimento è pertanto 58,4 pg I-TEQ/m<sup>3</sup>.

Tabella 1. Concentrazioni di PCDD/F in campioni di acqua e fanghi

	Acqua		Fanghi		
	in ingresso	in uscita	di supero	digeriti	disidratati
$\sum$ PCDD/F [ng <sub>I-TEQ</sub> kg <sup>-1</sup> ]	-	-	12,2	14,4	16,9
$\sum$ PCDD/F [pg <sub>I-TEQ</sub> m <sup>-3</sup> ]	11,6	58,4	-	-	-

Dal confronto con le emissioni di diossina derivanti dall' incenerimento appare fondato considerare l'essiccamento dei fanghi biologici una fonte secondaria di emissioni in quanto il fattore di emissione relativo a tale processo è di circa un ordine di grandezza inferiore rispetto allo stesso parametro relativo al processo di incenerimento (Figura 2).

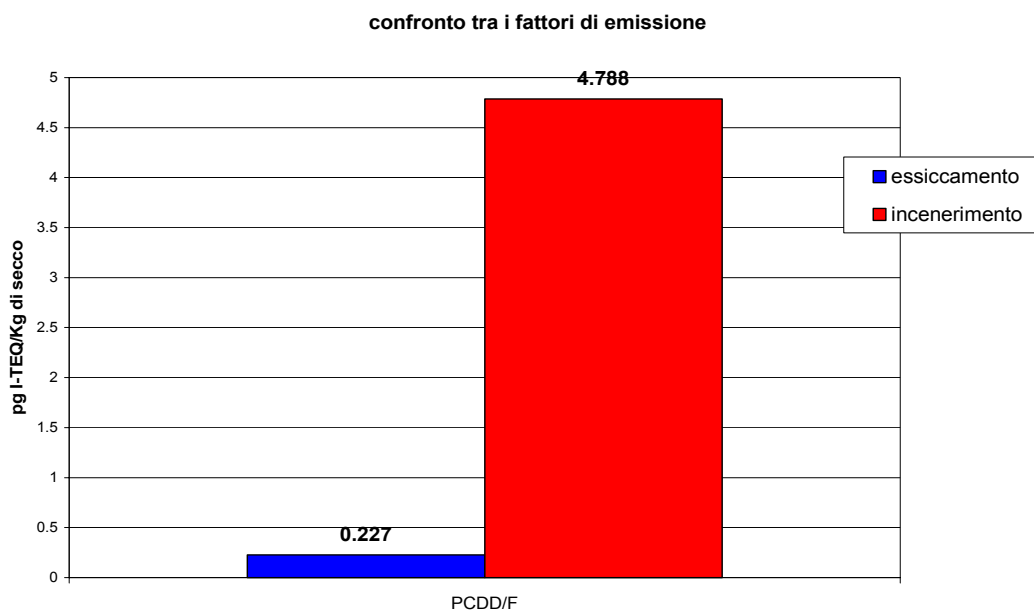


Figura 2. Confronto delle emissioni di PCDD/F

I risultati non cambiano significativamente se si fa l'ipotesi che la diossina rilasciabile sia associata alle polveri emesse. Supponendo che la concentrazione di PCDD/F nelle polveri da essiccamento sia la stessa che si ha nei solidi dei fanghi disidratati, ed utilizzando i dati di Figura 1 e di Tabella 1, risulta un fattore di emissione pari a 0,8 pg<sub>I-TEQ</sub> kg<sub>SS</sub><sup>-1</sup>.

Va segnalata comunque l'opportunità di una caratterizzazione delle emissioni originate da un impianto di essiccamento per verificare l'eventualità del rilascio di diossina a bassa quota, fatto di particolare importanza nel caso in cui ad essere interessate siano zone agricole. Una soluzione potrebbe comunque consistere nel prevedere di integrare l'essiccamento con l'incenerimento in modo da convogliare l'aria di processo (previa condensazione) nel combustore. Ciò potrebbe dare vantaggi anche in termini di riduzione delle emissioni di NO<sub>x</sub> in quanto una opportuna progettazione del sistema integrato potrebbe permettere di inviare in linea fumi anche quelli generati con la combustione di metano (in genere necessaria per integrare il calore recuperabile dai fumi dell'inceneritore).

Una ulteriore considerazione riguarda l'opzione pre-essiccamento + incenerimento in termini di contributi al bilancio globale dei gas ad effetto serra. I fanghi di depurazione sono infatti classificati come biomassa e quindi ci si può attendere che la loro combustione non dia contributi, mentre solo la combustione del metano necessario all'essiccamento entri in gioco in tale bilancio. In realtà, la composizione dei fanghi evidenzia un significativo contenuto di azoto che, con la combustione, viene in parte convertito in N<sub>2</sub>O ed emesso al camino. Tale composto risulta più impattante della CO<sub>2</sub> di origine fossile e quindi, se espresso in termini di CO<sub>2</sub> equivalente evidenzia come la filiera dia un doppio contributo al bilancio.

### **CONSIDERAZIONI SUL RISCHIO PER LA SALUTE**

In questo paragrafo è stato preso in esame il processo di incenerimento dei fanghi in impianti a letto fluido dedicati e le relative emissioni di metalli pesanti. Nelle valutazioni sono stati considerati i valori di *cancer potency* relativi ad inalazione ed ingestione forniti da due diversi riferimenti: la USEPA (United States Environmental Protection Agency) e la OEHHA (Office of Environmental Health Hazard Assessment) (Tabella 2).

Tabella 2. Potenzialità cancerogene (CP) a confronto; in evidenza i valori massimi (mg kg<sup>-1</sup> d<sup>-1</sup>).

Metallo	CP inalazione	Riferimenti	CP ingestione	Riferimenti
As	12	EPA, 2005 & OEHHA, 2003	9,45	OEHHA, 2003
Cd	15	EPA, 2005 & OEHHA, 2003	0,38	OEHHA, 2003
Cr <sup>VI</sup>	510	EPA, 2005 & OEHHA, 2003	0,42	EPA, 2005
Pb	0,042	EPA, 2005 & OEHHA, 2003	0,0085	EPA, 2005 & OEHHA, 2003
Ni	0,91	EPA, 2005 & OEHHA, 2003	non cancerogeno	

Come si nota dai valori riportati in Tabella 2, la differenza di cancerogenità tra i vari metalli può differire anche per diversi ordini di grandezza. Nello specifico i metalli più dannosi per la salute risultano essere l'Arsenico per quanto riguarda l'ingestione ed il Cromo per quanto riguarda l'inalazione. Da notare che nonostante ciò la normativa dedica un limite specifico non a questi metalli ma al cadmio. Risulta in ogni caso necessario relazionare la cancerogenità dell'elemento rilasciato alla sua quantità per fornire una stima reale dell'impatto ambientale in termini comparativi.

In Figura 3 sono riportati i valori di emissione di alcuni metalli pesanti nel caso di quattro scenari di trattamento della linea fumi. Come si può notare, i risultati sono fortemente variabili. Una domanda da porsi è se i valori di Cr, dell'ordine di  $1 \mu\text{g m}^{-3}$ , sono più pericolosi dei valori di As e Cd, dell'ordine di qualche  $\mu\text{g m}^{-3}$ .

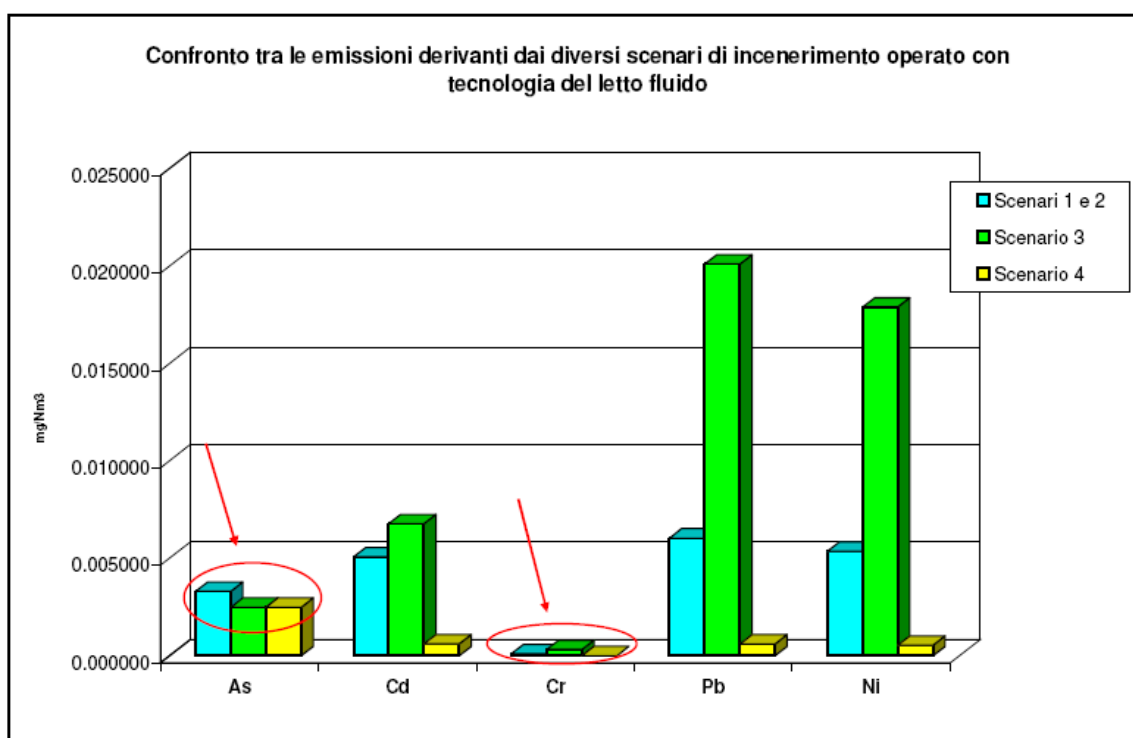


Figura 3. Confronto tra differenti scenari emissivi

Ipotizzando che il  $\text{Cr}^{\text{VI}}$  sia il 20% del Cr totale, e che la concentrazione di As e Cd sia di 3 e 6  $\mu\text{g/m}^3$ , al "tossicità emessa" risulta rispettivamente pari a:

- $\text{Cr}^{\text{VI}}$ :  $0,2 \cdot 510 = 255$  (inalazione) ( $\text{mg kg}^{-1} \text{d}^{-1}$ )
- Cd:  $6 \cdot 15 = 90$  (inalazione) ( $\text{mg kg}^{-1} \text{d}^{-1}$ )
- As:  $3 \cdot 12 = 36$  (inalazione) ( $\text{mg kg}^{-1} \text{d}^{-1}$ )

Risulta quindi evidente che la normativa attuale dovrebbe essere rivista con l'introduzione di un limite specifico per il Cromo esavalente.

## **PARTICOLARITÀ DELLA COMBUSTIONE INDIRECTA**

In questo paragrafo si farà riferimento essenzialmente ad alcuni aspetti della combustione di fanghi in impianti non dedicati al trattamento dei rifiuti, nel caso specifico, nei cementifici.

Le condizioni di riferimento per l'utilizzo dei rifiuti (fanghi compresi) nell'ambito della produzione del cemento possono essere sintetizzate in:

- temperature del gas nel forno primario a tamburo di circa 2.000°C;
- tempi di residenza dei gas nel tamburo rotante da 3 a 8 secondi;
- atmosfera ossidativa nel tamburo;
- temperatura del combustibile pari a 1.450°C circa nel tamburo e/o di 850°C nel forno secondario;
- tempi di residenza del gas nel secondo forno maggiori di 2 secondi alla temperatura di 850°C;
- distruzione di inquinanti organici a causa delle elevate temperature raggiunte e dai sufficienti tempi di residenza;
- adsorbimento di componenti gassose come HCl, HF o SO<sub>2</sub> e composti alcalini;
- reazioni chimiche di inertizzazione dei metalli pesanti nel clincker da cemento.

Occorre comunque considerare che l'utilizzo energetico di rifiuti nell'ambito della produzione del cemento può essere attuato nel caso non sia stata programmata un'altra strategia di trattamento degli stessi. Per questo motivo in alcuni paesi sono state introdotte particolari restrizioni che controllano il quantitativo massimo utilizzabile e per il contenuto massimo in metalli pesanti; solo se tali limiti vengono rispettati i cementifici ricevono la necessaria autorizzazione. In Germania, ad esempio, con riferimento ai dati riportati dal VDZ (Verein Deutscher Zementindustrie), nell'anno 2000 sono stati utilizzati più di 1 milione di tonnellate di rifiuti di varia tipologia.

Sebbene il potere calorifico del fango sia relativamente basso, è possibile ottenere una elevata temperatura di fiamma dalla combustione dello stesso, determinata dal contenuto non indifferente in ossigeno che si manifesta nel rapporto stechiometrico kg aria / calore rilasciato, piuttosto basso.

Tra i molti fattori che devono essere valutati in sede di un possibile smaltimento dei fanghi nei cementifici, se ne possono riassumere quattro:

- il contenuto di P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> nel fango;
- il contenuto in cloro;
- il quantitativo di azoto;
- dimensioni delle particelle di fango essiccato.

I primi due fattori sono sostanzialmente correlabili ai bilanci di massa delle specie chimiche; il terzo, invece, è molto complesso e necessita di una analisi più dettagliata.

### ***RUOLO DEL P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>***

Il fango può presentare un elevato contenuto di P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>; un contenuto medio indicativo per il composto nei fanghi è ad esempio pari al 4,1 %. Questo valore può portare ad una limitazione nel quantitativo massimo di sostituzione del combustibile tradizionale con il fango. Come regolamentato, per la produzione di clinker, il contenuto di P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> non deve superare lo 0,5%, poiché, ad elevate concentrazioni di tale composto chimico, viene influenzata la conversione di C<sub>2</sub>S a C<sub>3</sub>S, riducendo, così, il contenuto di C<sub>3</sub>S nel clinker. Da quanto esposto si evince che, da un'analisi di questo singolo parametro, la percentuale massima di sostituzione dovrà essere circa pari a 0,1 ÷ 0,15 kg di fango per kg di clinker prodotto.

### ***RUOLO DEL CLORO***

Il contenuto di cloro nella miscela grezza dovrebbe essere inferiore di 0,015%; per valori più elevati il ciclo del cloro all'interno del tamburo nella produzione del cemento, può causare pesanti problemi per la stabilità delle operazioni. Assumendo come rapporto miscela grezza / clinker il valore 1,54, ipotizzando che la miscela grezza non contenga cloro e che il contenuto medio di cloro nel fango sia 0,13%, la percentuale di sostituzione limite è pari a 0,178 kg fango per kg di clinker prodotto.

### ***RUOLO DELL'AZOTO***

Il contenuto totale di azoto nel fango essiccato, principalmente sotto forma di nitrati e ammoniaca, può raggiungere livelli pari al 8% (riferimento al peso secco), in altre parole un quantitativo tale che non possa far escludere significative emissioni di NO<sub>x</sub> dalla combustione del fango. Bilanci relativi a questo inquinante, presente non solo nel fango, ma anche nei combustibili tradizionali, condotto in alcuni cementifici, ha dimostrato che solo parzialmente esso viene convertito in ossidi. In questo senso è importante determinare se, con l'inserimento di un combustibile ausiliario, come può essere considerato il fango da depurazione, vi sono delle variazioni qualitative e quantitative dei composti dell'azoto prodotti. Esperimenti condotti con una miscela di carbone polverizzato e fango, hanno dimostrato che più alta è la percentuale di sostituzione, più elevate sono le emissioni di NO<sub>x</sub> in eguali condizioni di eccesso d'aria. Altre prove hanno evidenziato, inoltre, come anche la modalità

di iniezione dei due combustibili porta a significative diversificazioni nel campo della produzione di tali inquinanti. In ogni caso, la formazione di  $\text{NO}_x$  è intimamente legata all'evoluzione dell'azoto dalla fase solida a quella gassosa; per tale motivazione è importante mettere in evidenza se una frazione significativa dell'azoto nel fango è sotto forma di ammoniaca e se ha un'elevata tendenza alla volatilità.

### ***RUOLO DELLA DIMENSIONE DELLE PARTICELLE***

Una delle questioni più difficili da chiarire riguarda la dimensione massima delle particelle di fango che possono essere utilizzate come combustibile. I fattori che diventano determinanti in questo ambito sono il trasporto pneumatico e la combustione. In questo ambito è determinante non solo la dimensione delle particelle di fango, ma anche la forma delle stesse. Più le particelle tendono ad assumere una forma “sferica”, più esse raggiungono un minore valore del rapporto area/volume. Nel caso di elevata superficie specifica si presentano diversi benefici, tra cui, i migliori scambi termici e di massa, una minore velocità limite, una più alta probabilità di mantenere le particelle in sospensione e una minore probabilità che le stesse cadano nel letto di clinker.

Sostanzialmente, risulta essere migliore una tipologia di fango dotato di particelle allungate e piatte; particelle “cubiche” o “sferiche” presentano una combustione più difficile. Sfortunatamente il fango non presenta, di solito, tale forma allungata.

### ***LIMITAZIONI***

Complessivamente, tenendo in considerazione tutti i fattori esposti, il valore limitante per l'uso dei fanghi nei cementifici è rappresentato dal valore imposto dal  $\text{P}_2\text{O}_5$ , pari a  $0,1 \div 0,15$  kg di fango per kg di clinker prodotto. Da un'analisi di un'altra serie di fattori quali le cinetiche di combustione, la forma delle particelle, la qualità del clinker ed aerodinamicità della fiamma, si può considerare un valore massimo di iniezione di fango per la produzione di clinker pari a  $0,04 \div 0,05$  kg di fango per kg di clinker prodotto, con riferimento a fango granulato con un valore massimo di umidità pari al 10%, ovvero essiccato termicamente (Greco, 2006).

Occorre considerare, inoltre, che i meccanismi di formazione degli  $\text{NO}_x$  giocano un ruolo fondamentale nella scelta del quantitativo di fango che può essere usato nei cementifici, soprattutto in maniera determinante se l'impianto non è dotato di sistemi di abbattimento SNCR, rendendo indispensabile la valutazione degli impatti generati da tali possibili emissioni in atmosfera.

## **CONSIDERAZIONI SUL BILANCIO AMBIENTALE NEL CASO DI COMBUSTIONE IN CEMENTIFICIO**

Nel caso di co-incenerimento di fanghi di depurazione in un forno da cemento il tenore di secco deve essere molto alto, almeno dell'80%. Questo perché con contenuti d'acqua maggiori, la temperatura del forno scenderebbe sotto il limite minimo per la creazione del clinker e quindi potrebbero insorgere problemi di qualità del prodotto. In Tabella 3 sono riportate le caratteristiche dei combustibili in questione. Come si può notare, il potere calorifico dei fanghi è sensibilmente inferiore a quello dell'antracite; il suo utilizzo non deve ovviamente creare problemi nella qualità della combustione.

Per una valutazione complessiva occorre tener conto dei seguenti fattori:

- ruolo del trasporto dei fanghi (baricentricità o meno del cementificio)
- ruolo dell'essiccamento termico dei fanghi (decentrato, integrato)
- concentrazione di ossidi di azoto autorizzate al camino e confronto con i valori di esercizio
- incidenza locale e globale delle emissioni di ossidi di azoto (in alcune regioni, gli inventari delle emissioni evidenziano come il contributo dei cementifici al bilancio globale di ossidi di azoto possa essere significativo; è inoltre importante verificare anche localmente l'incidenza delle emissioni in quanto il valori di qualità dell'aria da rispettare può risultare critico)
- l'introduzione di un sistema SCR risulta sicuramente interessante per la riduzione di NO<sub>x</sub> che può garantire; è però importante che la sua introduzione sia effettuata a valle di adeguate esperienze pilota e tenendo conto del bilancio economico globale (a fronte di un risparmio indicativo di 30 Euro t<sup>-1</sup> di antracite, si potrebbero concordare tariffe di conferimento ad esempio di circa 50 Euro t<sup>-1</sup> di fango essiccato utilizzato; il risparmio complessivo potrebbe essere investito per la realizzazione di un SCR e dei sistemi di ricezione e stoccaggio dei fanghi essiccati).
- analoga attenzione dovrebbe essere rivolta alle emissioni di ossidi di zolfo, in quanto il contenuto di zolfo nei fanghi può essere significativo (problema peraltro presente già con l'antracite); dal punto di vista del trattamento delle emissioni, la soluzione più efficiente è sicuramente quella dello *scrubber*.

Tabella 3. Caratteristiche dei combustibili

	<b>fango digerito</b>	<b>fango non digerito</b>	<b>antracite</b>	<b>u.m.</b>
<b>U</b>	20	20	1,5	%
<b>SV/ST</b>	55	67,1	10	%
<b>C</b>	26,95	34,22	89,5	% ST
<b>H</b>	4,235	4,96	3,08	% ST
<b>O</b>	19,25	22,14	1,11	% ST
<b>N</b>	3,41	4,76	1,71	% ST
<b>S</b>	1,15	1,0	4	% ST
<b>Cl</b>	0,8	0,8	0,14	% ST
<b>P<sub>2</sub>O<sub>5</sub></b>	5	6	-	% ST
<b>P.C.I.</b>	2.118	2.619	8.218	kcal kg <sup>-1</sup>

## CONCLUSIONI

Nel presente lavoro sono stati evidenziati i seguenti aspetti legati alla combustione diretta e indiretta:

- nella filiera di pre-essiccamento e combustione, occorre tener conto delle emissioni a bassa quota che il primo stadio può generare; ciò al fine di evitare di avere un pretrattamento più impattante della combustione.
- la soluzione di pre-essiccamento integrato offre alcuni interessanti vantaggi, anche se non annulla il contributo del sistema al bilancio dei gas ad effetto serra.
- le emissioni di metalli pesanti da combustione di fanghi essiccati risultano significativamente inferiori ai limiti di legge; tuttavia la normativa appare imprecisa nell'indicare un limite specifico per il Cd ma non per il Cr.
- la combustione di fanghi essiccati in cementifici presenta aspetti interessanti, ma deve essere valutata con attenzione in termini di costi, se l'introduzione degli stessi rende necessario un intervento significativo sulla linea fumi.

## BIBLIOGRAFIA

EC – European Commission, 2001. Disposal and recycling routes for sewage sludge, Part 3 – Scientific and technical report, Luxembourg.

Greco R. 2006. Combustion of unusual fuels, *World Cement*, pg 33 – 38, February.

OEHHA, 2003. The Air Toxics Hot Spots Program Guidance Manual for Preparation of Health Risk Assessments, The Air Toxics Hot Spots Program Risk Assessment Guidelines, California Environmental Protection Agency, August 2003.

Oleszek-Kudlak S., Grabda M., Czaplicka M., Rosik-Dulewska C., Shibata E., Nakamura T. 2005. Fate of PCDD/F during mechanical-biological sludge treatment, *Chemosphere*, 61, pp. 1463-1468.

US EPA, 2005. Air toxics Hot Spots Program Risk Assessment Guidelines, Part II, Technical Support Document for Describing Available Cancer Potency Factors, California Environmental Protection agency, May 2005.

# **CO-DIGESTIONE DI FANGHI DI DEPURAZIONE E FRAZIONE ORGANICA DI RIFIUTI SOLIDI URBANI**

Guglielmi G., Sibisi N.N., Ragazzi M.

[giuseppe.guglielmi@ing.unitn.it](mailto:giuseppe.guglielmi@ing.unitn.it)

## **INTRODUZIONE**

La stabilizzazione del fango di supero in impianti di depurazione è finalizzata a ridurre gli agenti patogeni presenti nei fanghi e ad eliminare gli odori associati alla presenza di sostanza organica volatile putrescibile. La digestione anaerobica è uno dei trattamenti più consolidati nell'ambito dello smaltimento dei fanghi di depurazione. L'interesse per questa tipologia di processo deriva principalmente dai vantaggi che la contraddistinguono in termini energetici e gestionali. Diversamente da tutti gli altri stadi di trattamento presenti negli impianti di depurazione, la digestione anaerobica non consuma energia ma, se correttamente gestita, ne produce. Inoltre, per effetto dei tassi di crescita cellulare (inferiori rispetto a quelli tipici del metabolismo aerobico), la produzione di fango di supero nei processi anaerobici è significativamente inferiore rispetto a quella dei processi aerobici. L'ingegneria del trattamento delle acque reflue ha assistito, nel corso degli ultimi due decenni, alla progressiva diffusione a scala reale di nuove tecnologie (biofiltri sommersi, processi a biomassa adesa a letto mobile, bioreattori a membrana, etc.) volte a migliorare la qualità degli effluenti di processo e a ridurre l'ingombro planimetrico. A questa evoluzione si è accompagnato lo sviluppo di metodologie e tecniche di indagine che hanno consentito di determinare in maniera rapida ed affidabile i valori di parametri cinetici e stechiometrici che caratterizzano i processi biologici coinvolti nei meccanismi di depurazione delle acque. La testimonianza più diretta di ciò è stato lo sviluppo e la crescente applicazione di modelli matematici in grado di prevedere in maniera dinamica la risposta degli impianti a fronte di variazioni qualitative e quantitative del carico influente o di altri parametri di processo (temperatura, pH, etc.). Tuttavia, diversamente da quanto accaduto nella modellazione avanzata del processo a fanghi attivi con i cosiddetti *Activated Sludge Models* (ASM1, ASM2d, ASM3), l'approccio modellistico alla digestione anaerobica è molto recente; infatti, il modello ADM1 è stato sviluppato nel 2003. In

ragione di ciò, i criteri di dimensionamento dei digestori anaerobici non scaturiscono tanto dalle equazioni deterministiche descrittive dei processi biologici coinvolti quanto piuttosto da metodologie empiriche che tengono conto di parametri operativi specifici (tempo di residenza idraulico, tempo di residenza cellulare, rendimento di rimozione di solidi volatili, carico organico e carico volumetrico applicato). La principale conseguenza di questa situazione è spesso il sovradimensionamento dei digestori anaerobici, con costi di impianto nettamente superiori rispetto a quelli effettivamente necessari. Occorre poi considerare che un digestore anaerobico sovradimensionato perde di fatto il principale vantaggio associato alla degradazione anaerobica: non essendo esso in grado di produrre il biogas previsto in sede progettuale, si rende spesso necessaria l'integrazione dell'energia prodotta con fonti ausiliare, con conseguente aumento dei costi di gestione complessivi. In questo senso, la co-digestione anaerobica dei fanghi di supero con la frazione organica dei rifiuti solidi urbani (FORSU) rappresenta una possibile strategia per utilizzare la capacità di trattamento del digestore.

La presente relazione riporta dapprima i principali aspetti teorici e tecnici del processo di digestione anaerobica. Successivamente viene presentata la co-digestione dei fanghi di depurazione con la frazione organica dei rifiuti solidi urbani, analizzando gli aspetti di maggior rilevanza nella definizione di strategie di co-digestione attraverso un recente studio di fattibilità condotti in Germania su due impianti a scala reale.

## **LA DIGESTIONE ANAEROBICA: RICHIAMI TEORICI E CONFIGURAZIONI DI PROCESSO**

### ***ASPETTI TEORICI E FATTORI CHE INFLUENZANO IL PROCESSO***

Il meccanismo con cui i batteri eterotrofi attuano la degradazione della sostanza organica generalmente non è di ossidazione diretta quanto piuttosto di rimozione enzimatica dell'idrogeno contenuto all'interno del composto organico stesso. A seconda dell'accettore finale di idrogeno, i processi di degradazione biologica possono essere classificati in:

- aerobici, se l'accettore finale è ossigeno disciolto presente nel liquame
- anossici, se l'accettore finale è ossigeno legato a specie chimiche (ad esempio, ione nitrato  $\text{NO}_3^-$ )
- anaerobici, se l'accettore finale è la stessa sostanza organica.

La degradazione anaerobica di un substrato si articola in una serie di reazioni biochimiche svolte da diversi ceppi batterici. La complessità del sistema anaerobico scaturisce dal fatto che alcune famiglie di microrganismi sono in grado di realizzare solo ed esclusivamente determinati passaggi

della biodegradazione. Nei processi anaerobici la fase metabolica di produzione di energia (catabolismo) è nettamente prevalente rispetto a quella di sintesi cellulare (anabolismo). Poiché i prodotti del catabolismo di ciascuno stadio rappresentano il substrato dello stadio successivo, è sufficiente l'interruzione di uno dei passaggi per provocare il blocco dell'intero processo. La degradazione anaerobica di substrati organici può essere descritta attraverso i seguenti passaggi (schematizzati in Figura 1):

- idrolisi dei composti organici complessi costituenti il substrato (carboidrati, proteine, grassi);
- acidogenesi dei composti organici idrolizzati (zuccheri, amminoacidi, peptici) con formazione di acidi grassi volatili tra cui l'acido acetico ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ ), l'acido propionico ( $\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-COOH}$ ) e l'acido butirrico ( $\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-CH}_2\text{-COOH}$ ) ed altri;
- acetogenesi, con trasformazione in acido acetico di tutti gli acidi volatili prodotti nella fase precedente ad opera dei batteri acetogeni e dei microrganismi OHPA (*Obligate Hydrogen Producing Acetogens*);
- metanogenesi, con produzione di biogas (metano  $\text{CH}_4$ , anidride carbonica  $\text{CO}_2$  e altri gas).

I batteri idrolitici, responsabili della prima fase di degradazione, producono degli enzimi extracellulari che favoriscono la trasformazione delle macromolecole complesse in composti a struttura più semplice. La fase idrolitica può incidere notevolmente sull'andamento del processo complessivo di digestione anaerobica, poiché di fatto regola a monte i tempi dell'intero processo; tale aspetto è tanto più rilevante quanto più articolata è la struttura del substrato da degradare.

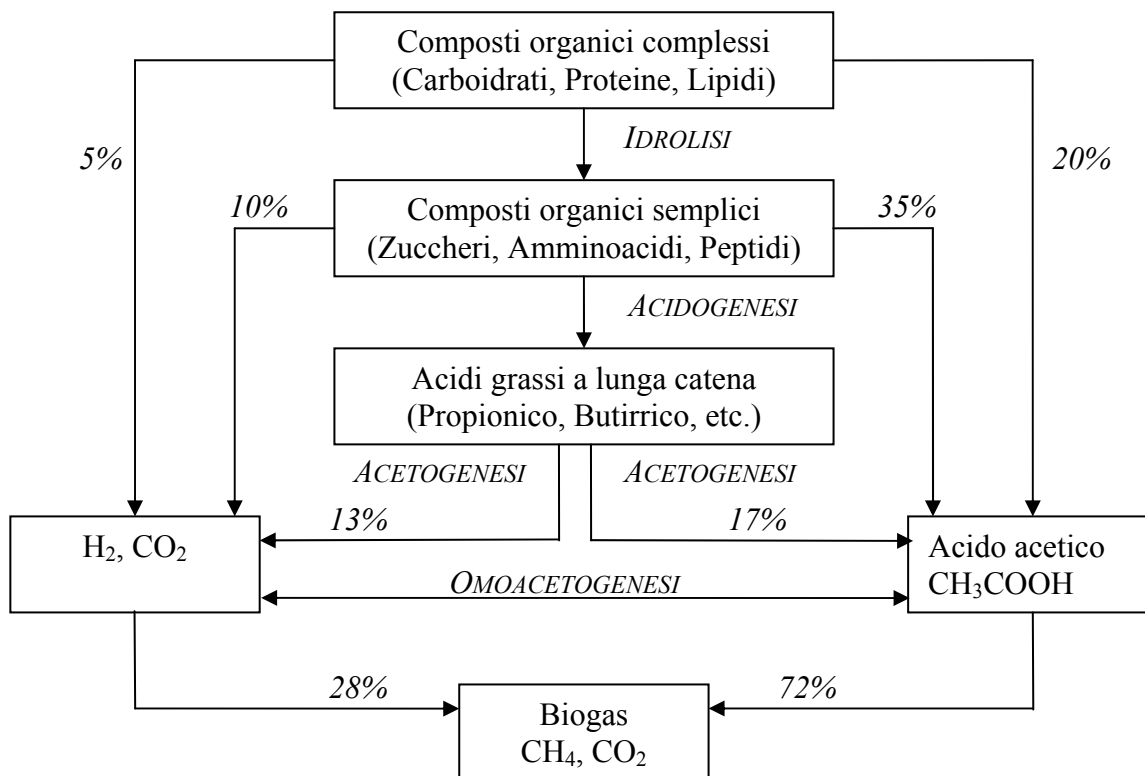
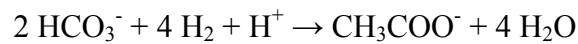
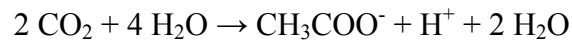


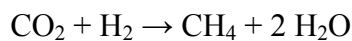
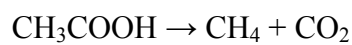
Figura1. Rappresentazione schematica del processo di digestione anaerobica  
(adattato da Speece, 1996)

L'acidogenesi avviene ad opera di microrganismi acido-produttori che decompongono gli zuccheri, gli amminoacidi ed i peptidi in alcoli, acidi volatili, ammoniaca, anidride carbonica ed idrogeno. La produzione di acidi provoca un abbassamento del pH che deve essere costantemente monitorato per evitare l'inibizione dell'attività batterica dei microrganismi responsabili delle fasi successive di digestione. Gli acidi prodotti a seguito dell'acidogenesi vengono convertiti in acido acetico da batteri acetogeni. Tale trasformazione si attua principalmente attraverso due schemi: (i) metabolismo ossidativo dei prodotti organici dell'idrolisi, (ii) respirazione del bicarbonato. Il primo meccanismo è svolto da batteri che necessitano a loro volta la presenza di altri microrganismi in grado di ossidare l'idrogeno molecolare; ciò deriva dal fatto che l'ossidazione dei prodotti organici dell'idrolisi è favorita in termini termodinamici solo in presenza di reazioni che utilizzino  $H_2$  e  $CO_2$  per produrre metano. Per questo motivo, la pressione parziale di idrogeno all'interno del reattore di processo può condizionare significativamente l'andamento della digestione: valori elevati di pressione determinano la produzione di acido propionico e di acido butirrico a scapito dell'acido acetico, riducendo conseguentemente la produzione di metano. La formazione di acido acetico attraverso respirazione dei bicarbonati è operata da batteri autotrofi che consumano  $CO_2$  e  $H_2$  secondo le due seguenti reazioni:



Il consumo di idrogeno determina il calo della pressione parziale del gas, favorendo la produzione di acido acetico secondo il primo schema.

A seconda del substrato utilizzato per la produzione di metano, i batteri metanigeni possono essere classificati in (i) acetoclasti (principalmente riconducibili alle famiglie termofile *Methanosarcina* e *Mathanothrix*) che utilizzano acido acetico e (ii) idrogenotrofi (ad esempio, *Methanobacterium thermautotrophicum*). Le reazioni attraverso cui si produce metano sono:



In condizioni standard (0°C e 1 atm), la produzione teorica di metano per unità di massa di COD degradato è pari a 0.35 L<sub>CH<sub>4</sub></sub> g<sub>COD</sub><sup>-1</sup> (Metcalf et al., 2003); in condizioni diverse dalle condizioni standard, la produzione di metano può essere calcolata considerando la legge universale dei gas per determinare il volume di una mole di metano alla temperatura in questione.

A causa del basso tasso di crescita cellulare dei batteri metanigeni, la metanogenesi costituisce il “collo di bottiglia” dell’intero processo di digestione aerobica, unitamente alla fase idrolitica. I valori di letteratura (ADM1, 2003) indicano cinetiche di crescita cellulare comprese tra 0.01 e 0.05 d<sup>-1</sup> per i microrganismi metanigeni, a fronte di valori variabili tra 0.01 e 0.15 d<sup>-1</sup> per i batteri acetogeni. A questo si aggiunge poi la maggiore sensibilità dei batteri metanigeni a variazioni rispetto alle condizioni ambientali ottimali (temperatura, pH, presenza di composti tossici, etc.).

I parametri che maggiormente influenzano la stabilità della digestione anaerobica possono essere riassunti in:

- temperatura;
- alcalinità e pH;
- carico del fango F/M;
- disponibilità di nutrienti e metalli.

La temperatura condiziona le cinetiche biologiche, con impatti significativi sulle due fasi maggiormente limitanti il processo (idrolisi e metanogenesi). Variazioni di temperatura superiori a 1°C d<sup>-1</sup> possono causare il calo dell’attività della biomassa metanigena; la Water Environmental Federation raccomanda variazioni non superiori a 0.5 °C d<sup>-1</sup>. Di fatto, la temperatura di processo

definita in sede progettuale stabilisce il tempo minimo di residenza cellulare (età del fango) che bisogna garantire al sistema per ottenere la rimozione di solidi sospesi volatili desiderata. Tipicamente, la digestione anaerobica dei fanghi di depurazione avviene nel campo mesofilo (30-38°C) e, più raramente, in campo termofilo (50-57°C). In alcuni casi i processi mesofili e termofili vengono operati contestualmente in due stadi distinti facenti parte di un comparto di digestione unico.

Valori di pH inferiori a 6.8 inibiscono l'attività dei microrganismi metanigeni; inoltre, data l'elevata percentuale di CO<sub>2</sub> presente nel biogas (25-35%), è necessario assicurare al sistema una capacità tampone elevata per garantire il mantenimento di condizioni di pH prossime alla neutralità. Il consumo di alcalinità in digestione anaerobica è tipicamente associato alla presenza di acidi grassi volatili; in realtà, recenti studi (Speece, 2001) indicano nel biossido di carbonio CO<sub>2</sub> che il principale consumatore del potere tampone del sistema, per effetto della formazione di acido carbonico a seguito della solubilizzazione della CO<sub>2</sub>. La digestione anaerobica dei fanghi di depurazione produce alcalinità sottoforma di bicarbonato di ammonio a seguito della rottura delle proteine presenti nel fango; valori tipici di alcalinità in un digestore che funzioni correttamente variano tra 2000 e 5000 mg L<sup>-1</sup>.

Il carico del fango F/M esprime il rapporto tra la massa di substrato biodegradabile introdotta nel digestore nell'unità di tempo e la massa di microrganismi presenti nel digestore stesso. Come per i processi aerobici, anche nella digestione anaerobica il rapporto F/M può condizionare le efficienze di rimozione agendo direttamente sulle cinetiche di crescita batterica.

I principali macro-nutrienti necessari alla digestione anaerobica sono azoto, fosforo, potassio e zolfo. La presenza di questi composti è solitamente valutata in relazione al rispettivo rapporto con la concentrazione di carbonio. In particolare, per la digestione anaerobica di FORSU, i valori ottimali per i rapporti C:N, C:P e C:K sono rispettivamente compresi tra 20-30, 120-150 e 45-100 (Kayhanian et al., 1995). Gli stessi autori hanno quantificato il fabbisogno di micro-nutrienti quali cobalto (Co), rame (Cu), ferro (Fe), molibdeno (Mo), nickel (Ni), zinco (Zn) e selenio (Se).

## **LA CO-DIGESTIONE DI FANGHI E FORSU**

Per co-digestione anaerobica si intende il processo attraverso cui flussi di sostanza organica di diversa provenienza vengono convogliati all'interno del medesimo digestore. Le prime applicazioni della co-digestione risalgono agli anni '20 anche se è a partire dagli anni '80 che il processo ha avuto nuovo impulso, con l'avviamento in Danimarca di impianti per il trattamento di reflui zootecnici e dell'industria alimentare. I principali vantaggi associati alla co-digestione sono legati

alla maggiore stabilità del processo, alla creazione di condizioni ambientali più favorevoli per i microrganismi, alla diluizione di eventuali composti tossici. Un corretto bilanciamento del rapporto carbonio:azoto è essenziale per l'ottimizzazione della co-digestione; valori troppo alti di questo parametro causano deficienze di ossigeno mentre valori troppo bassi possono provocare inibizione da ammoniacale.

I casi di co-digestione più frequentemente riportati in letteratura riguardano frazione organica dei rifiuti solidi urbani, fanghi di depurazione, letame e reflui industriali. In particolare, è stato dimostrato come la co-digestione della frazione organica di rifiuti solidi con il fango di depurazione consenta di equilibrare in maniera efficace le caratteristiche dei due substrati di partenza, determinando un incremento di efficienza significativo per il processo complessivo. Infatti, le principali peculiarità della FORSU (alto rapporto C:N, basso contenuto di micro- e macro-nutrienti, alta concentrazione di sostanza biodegradabile e di sostanza secca) si combinano perfettamente con le caratteristiche dei fanghi di supero. Cecchi e Pavan (1996) hanno osservato un aumento della produzione di biogas superiore al 100% in un impianto pilota, passando dalla digestione di solo fango alla co-digestione con FORSU. In particolare, l'incremento di carico volumetrico (da 1.7 a 3.9 kg<sub>VS</sub> m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>) applicato ha consentito di quintuplicare il tasso di produzione specifico di biogas da 0.55 a 2.5 m<sup>3</sup> m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>.

In considerazione dello stato di sotto-utilizzo di molti digestori anaerobici presso impianti di depurazione, la co-digestione può rappresentare una valida alternativa allo smaltimento della FORSU, consentendo di ottimizzare i costi di gestione ed ammortizzare in tempi più rapidi i costi di impianto associati alla costruzione del digestore. In questo senso, è necessaria una valutazione preliminare di fattibilità dell'intervento, per stimare l'impatto della co-digestione in termini di (i) rendimento di rimozione, (ii) produzione di biogas, (iii) disidratabilità del material digerito, (iv) incremento del carico conferito all'impianto di depurazione con le acque madri derivanti dalla disidratazione. Di seguito, vengono riportati i principali *output* di uno studio di fattibilità condotto dall'Università di Duisburg-Essen (Krupp *et al.*, 2005) per valutare diverse ipotesi di co-digestione fanghi/FORSU sui due impianti di depurazione della città di Wiesbaden (Germania).

### **CASO DI STUDIO – WIESBADEN (D)**

Il contesto analizzato da Krupp *et al.* (2005) è caratterizzato da una produzione annua di FORSU pari a 12000 ton yr<sup>-1</sup>; attualmente questi rifiuti vengono conferiti ad un impianto di compostaggio a 35 km dalla città di Wiesbaden. I due impianti di depurazione considerati presentano le caratteristiche riportate in Tabella 1; inoltre, in entrambi i casi il fango è sottoposto a trattamento di sonicazione prima dell'ingresso nel comparto di digestione anaerobica.

Tabella 1. Caratteristiche principali dei due impianti di depurazione di Wiesbaden  
(Krupp et al., 2005)

Parametro	Impianto	Impianto
	A	B
Potenzialità (AE)	350000	130000
Digestori anaerobici (-)	3	2
Volume singolo digestore (m <sup>3</sup> )	3500	1800
Volume complessivo digestione (m <sup>3</sup> )	10500	3600
HRT (d)	22.5	18
Portata giornaliera di fango (m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup> )	600	200

La normativa tedesca stabilisce dei criteri per la quantificazione della capacità residua dei digestori anaerobici di impianti di depurazione, determinando la quantità di co-substrato che può essere avviato a trattamento. In particolare, la normativa in vigore nella regione della Westfalia (NWR, 2001) considera come fattori vincolanti il tempo di residenza idraulico e il carico organico, calcolati rispettivamente con l'Equazione 1 e l'Equazione 2 e confrontati con i valori di legge (Tabella 2).

$$Q_{CO} = \frac{V_F}{T_F} - Q_{KS} \quad (1)$$

$$Q_{CO} = \frac{B_R \cdot V_F - Q_{KS} \cdot \frac{DM_{KS}}{100} \cdot \frac{VSS_{KS}}{100} \cdot 1000}{\frac{DM_{CO}}{100} \cdot \frac{VSS_{CO}}{100} \cdot 1000} \quad (2)$$

con:

$Q_{CO}$ : portata giornaliera consentita di co-substrato (m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>)

$V_F$ : volume del digestore (m<sup>3</sup>)

$T_F$ : tempo di residenza idraulico richiesto (d)

$Q_{KS}$ : portata giornaliera di fango digerito (m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>)

$B_R$ : carico organico massimo (kg<sub>VSS</sub> d<sup>-1</sup>)

$DM_{KS}$ : sostanza secca del fango di supero (% di sostanza umida)

$VSS_{KS}$ : solidi sospesi volatili nel fango di supero (% di sostanza secca)

$DM_{CO}$ : sostanza secca del co-substrato (% di sostanza umida)

$VSS_{CO}$ : solidi sospesi volatili nel co-substrato (% di sostanza secca)

Tabella 2. Valori tipici per la stabilizzazione anaerobica di fanghi di depurazione  
(North-Rhine/Westphalia)

<b>Potenzialità dell'impianto (AE)</b>	<b>HRT (d)</b>	<b>Carico organico (kg<sub>vss</sub> m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>)</b>
< 50000	20-30	1.5
50000-100000	15-20	3.0
> 100000	15-18	4.5

Assumendo per il co-substrato un contenuto di sostanza secca e di VSS rispettivamente pari al 10% e al 70%, i valori di carico massimo di co-substrato applicabile ai due impianti sono calcolabili con l'Equazione 1 e l'Equazione 2 e sono riportati in Tabella 3; dai valori ottenuti emerge che i carichi massimi ammissibili sono pari a 300 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup> e 40 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>, rispettivamente per l'impianto A e l'impianto B.

Tabella 3. Carichi massimi applicabili ai due impianti ai sensi della normativa

<b>Portata massima ammissibile di co-substrato (m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>)</b>	<b>Impianto A</b>	<b>Impianto B</b>
Q <sub>CO</sub> , Equazione 1	300	40
Q <sub>CO</sub> , Equazione 2	533	145

Nel caso dell'impianto di minore potenzialità il limite principale alla co-digestione è rappresentato dal volume del digestore stesso; sono stati pertanto considerati un solo scenario di co-digestione per l'impianto A (senza nessun intervento strutturale sui digestori presenti) e tre ipotesi di intervento sul comparto di digestione per l'impianto B.

Lo scenario relativo all'impianto A è il meno dispendioso dal punto economico; in sede di studio di fattibilità, gli autori hanno assunto che la FORSU sia sottoposta a pre-trattamento meccanico prima di essere avviata a digestione aerobica. Lo schema di pre-trattamento ipotizzato ed il bilancio di massa complessivo per questa ipotesi sono riportati in Figura 1.

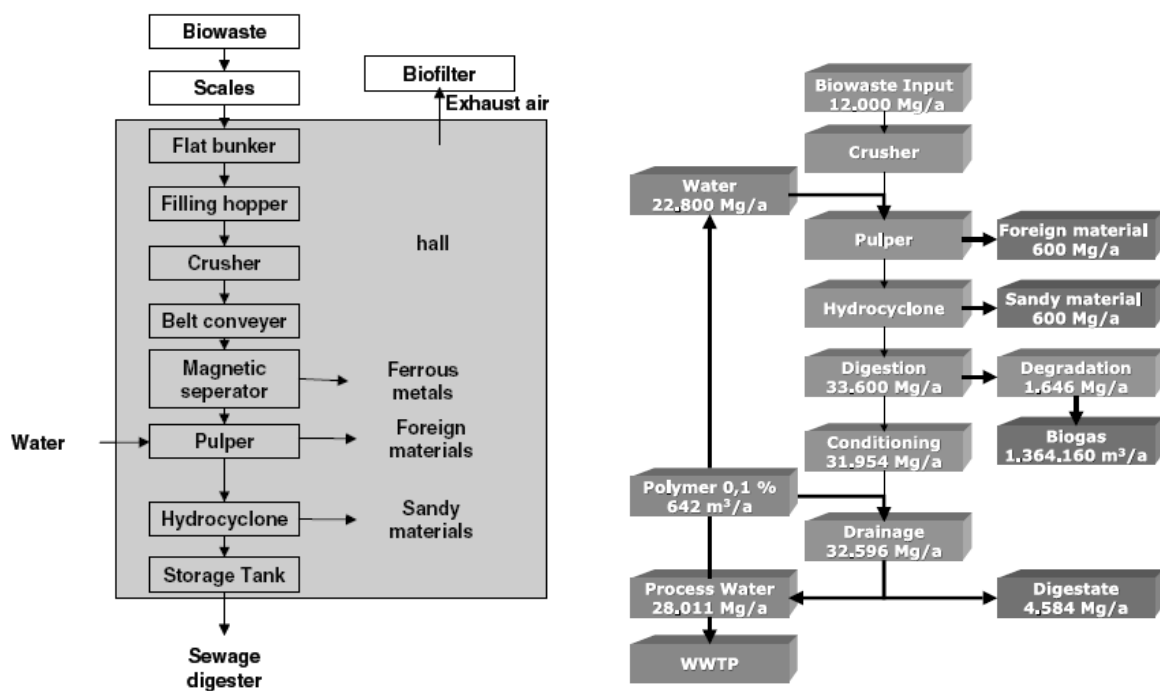


Figura 1. Schema di pre-trattamento per FORSU e bilancio di massa complessivo per l'impianto A (Kropp et al., 2005)

Le ipotesi di co-digestione considerate per l'impianto B prevedono alternativamente:

- la riduzione del tempo di residenza idraulico (da 18.5 a 12 giorni) con incremento della concentrazione di VSS nel digestore;
- la separazione della "poltiglia" di FORSU in un separatore solido/liquido
- il trattamento del 50% dei fanghi di supero in un digestore upflow ad alto carico.

Il confronto economico dei quattro scenari ipotizzati e della situazione attuale (compostaggio della FORSU) è riportato in Tabella 4 e fa emergere in maniera evidente i due scenari potenzialmente più vantaggiosi dal punto di vista economico.

Tabella 4. Quadro economico riassuntivo per gli scenari considerati (Kropp et al., 2005)

Scenario	Costo unitario di trattamento (€ ton <sup>-1</sup> )	Costo annuo (€ yr <sup>-1</sup> )	Beneficio economico (€ yr <sup>-1</sup> )
Compostaggio	48.15	577800	± 0
Co-digestione in impianto A	37.32	447790	+ 130010
Co-digestione in impianto B con riduzione di HRT	41.18	492947	+84853
Co-digestione in impianto B con separatore solido/liquido	60.19	722245	- 144445
Co-digestione in impianto B con digestione ad alto carico	68.94	827242	- 249442

Per tutti gli scenari di co-digestione, la principale voce di costo in termini gestionali è risultata quella relativa allo smaltimento dei fanghi digeriti, che incide per circa il 30-35% del costo annuo complessivo. È ragionevole ipotizzare che una diminuzione dei costi di smaltimento associata a miglioramenti nella disidratazione meccanica o all'introduzione di sistemi di essiccamento a naturali a basso costo possa rendere maggiormente vantaggiose le ipotesi di co-digestione. L'effetto dei costi di smaltimento sui costi complessivi per la co-digestione sull'impianto A è riportato in Figura 2.

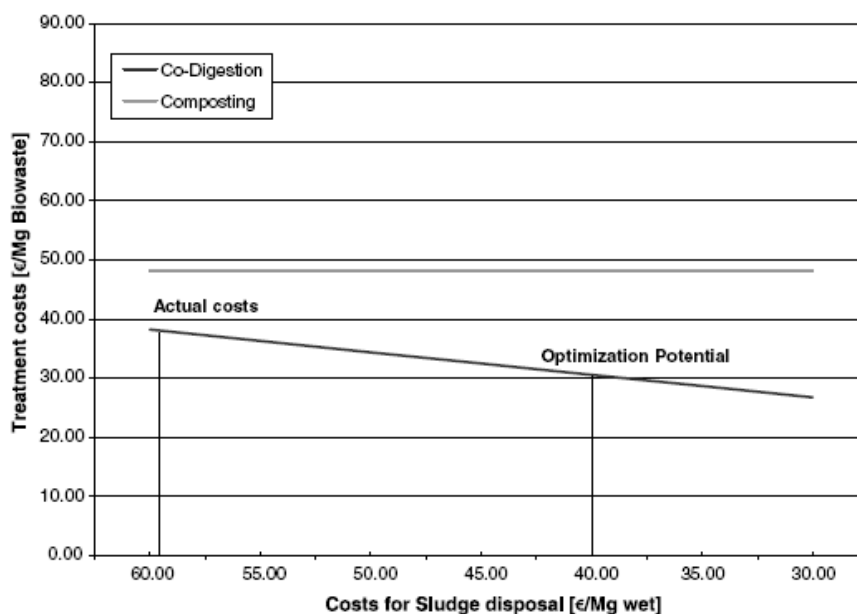


Figura 2. Andamento dei costi di co-digestione per l'impianto A al variare dei costi di Smaltimento (Kropp et al., 2005)

L'utilizzo della metodologia LCA (*Life Cycle Assessment*) ha permesso di confrontare diversi scenari di gestione della FORSU quali (i) il compostaggio, (ii) la digestione anaerobica convenzionale e (iii) la co-digestione con fanghi di depurazione anche in termini di impatto ambientale. Le valutazioni sono state condotte in base mediante la metodologia DIN EN ISO 14040ff (DIN, 2000). Ciascuna alternativa di smaltimento è stata suddivisa in moduli che definiscono i vari stadi di trattamento previsti. A loro volta, i moduli vengono raggruppati in base alla categoria di appartenenza: trasporto, smaltimento (compostaggio, digestione anaerobica, co-digestione con FORSU). Per ciascun modulo vengono calcolate le emissioni associate in rapporto ai consumi di energia e di materiale, valutando l'impatto delle alternative di smaltimento in termini di cambiamento climatico (espresso in  $\text{kg}_{\text{CO}_2\text{-equivalente}} \text{ ton}_{\text{FORSU}}^{-1}$ ), eutrofizzazione del terreno ( $\text{kg}_{\text{PO}_4\text{-equivalente}} \text{ ton}_{\text{FORSU}}^{-1}$ ), eutrofizzazione degli ambienti acquatici ( $\text{kg}_{\text{PO}_4\text{-equivalente}} \text{ ton}_{\text{FORSU}}^{-1}$ ) e eco-tossicità ( $\text{kg}_{\text{metalli pesanti}} \text{ ton}_{\text{FORSU}}^{-1}$ ). In termini di cambiamento climatico, la

co-digestione rappresenta l'opzione meno impattante (Figura 3), grazie al bilancio energetico che in questo caso è nettamente favorevole rispetto alle altre due opzioni.

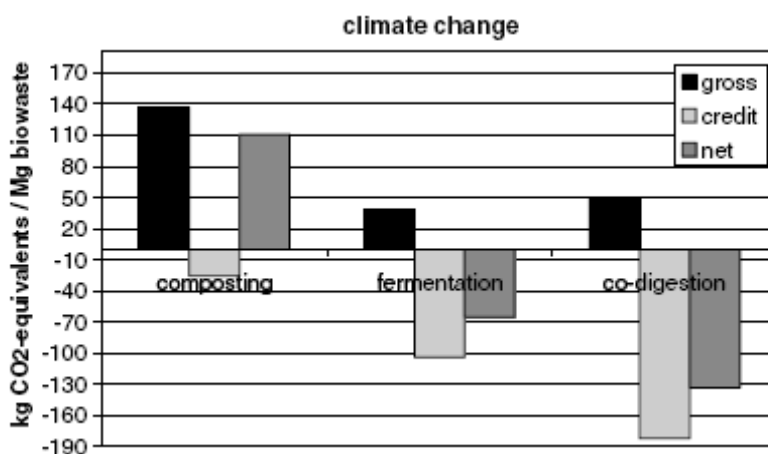


Figura 3. Cambiamento climatico associato alle tre possibili opzioni di smaltimento FORSU (Krupp et al., 2005)

Risultati analoghi si hanno in termini di eutrofizzazione del terreno, con la co-digestione nettamente più vantaggiosa rispetto alla situazione attuale (compostsaggio) ed all'ipotesi di digestione anaerobica della FORSU (Figura 4).

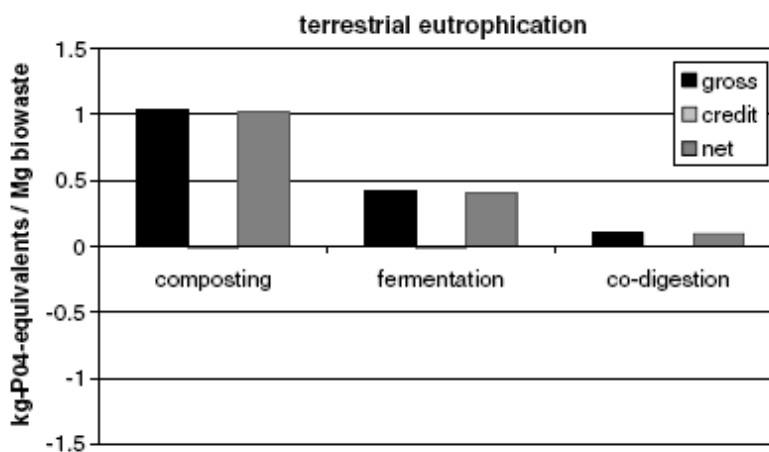


Figura 4. Effetto sull'eutrofizzazione del terreno associato alle tre possibili opzioni di smaltimento FORSU (Krupp et al., 2005)

In termini di eco-tossicità (espressa come kg di zinco e rame per ton di FORSU), i due processi di digestione aerobica generano un impatto significativamente superiore rispetto al compostaggio (Figura 5), anche se relativamente basso in termini assoluti.

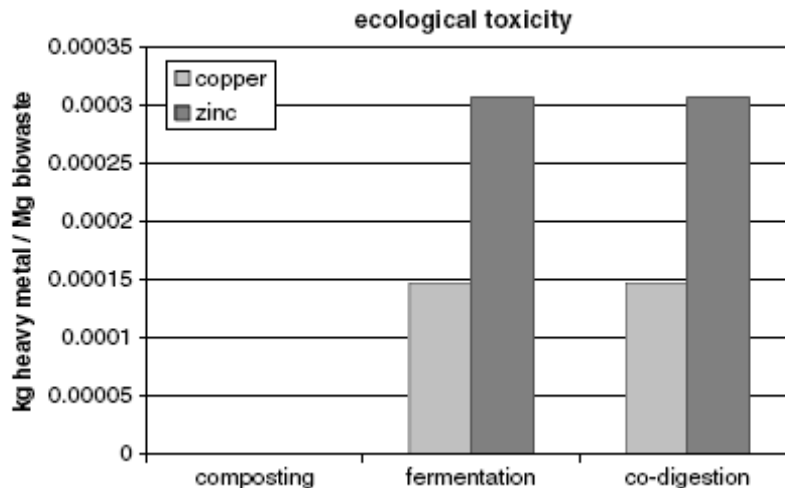


Figura 5. Eco-tossicità per le tre opzioni di smaltimento FORSU (Krupp et al., 2005)

Sulla base di queste considerazioni, la soluzione co-digestione risulta essere nel complesso la più vantaggiosa anche dal punto di vista ecologico.

## BIBLIOGRAFIA

- Cecchi F., Pavan P., 1996. Co-digestione di fanghi di depurazione e rifiuti, in “Recenti tendenze nella depurazione delle acque reflue: innovazioni tecnologiche di processo”, Bonomo L. (ed), Politecnico di Milano
- DIN 2000. Deutsches Institut für Normung (DIN, Hrsg.): DIN EN ISO 14042: Umweltmanagement, Ökobilanz, Wirkungs-abschätzung, Beuth, Berlin
- IWA 2003. ADM1 – Anaerobic digestion model No.1, IWA Task group for mathematical modelling of anaerobic digestion process
- Kayhanian M, Rich D., 1995. Pilot scale high solids thermophilic anaerobic digestion of municipal solid waste with an emphasis on nutrient requirements, Biomass and Bioenergy 8, 433-444
- Krupp M., Schubert J., Widmann R., 2005. Feasibility study for co-digestion of sewage sludge with PFMSW on two wastewater treatment plants in Germany. Waste Management 25, 393-399
- Metcalf & Eddy, 2003. Wastewater Engineering – Treatment and Reuse, 4<sup>th</sup> Edition, McGraw-Hill
- NRW 2001. Co-Fermentation von biogenen Abfällen in Faulbehältern von Kläranlagen. Merkblatt des Ministeriums für Umwelt und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen, Düsseldorf
- Speece R.E., 2001. Personal communication in Metcalf & Eddy (2003)

Speece, R. E., 1996. Anaerobic biotechnology for industrial wastewater, J.M. Speece Ed., Archae Press, Nashville, Tennessee

WEF 1998. Design of wastewater treatment plants, 4<sup>th</sup> ed., Manual of Practice no. 8, vol. 3, chaps. 17-24, Water Environmental Federation, Alexandria, VA