



**HAL**  
open science

## Sistemi bio-ossidativi per il controllo delle emissioni di metano da discariche per rifiuti solidi

Corrado Amodeo

► **To cite this version:**

Corrado Amodeo. Sistemi bio-ossidativi per il controllo delle emissioni di metano da discariche per rifiuti solidi. Environmental Engineering. Università degli studi della Basilicata, 2015. Italian. NNT : . tel-02010960

**HAL Id: tel-02010960**

**<https://hal.science/tel-02010960>**

Submitted on 20 Feb 2019

**HAL** is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.



**UNIVERSITÀ DEGLI STUDI DELLA BASILICATA**

---

**DOTTORATO DI RICERCA IN**  
*Metodi e Tecnologie per il Monitoraggio Ambientale*

# **Sistemi bio-ossidativi per il controllo delle emissioni di metano da discariche per rifiuti solidi**

**SETTORE SCIENTIFICO DISCIPLINARE**  
*ICAR 03*

**Coordinatore del dottorato:**

Magnifica Rettore Aurelia SOLE

**Tutor:**

Prof. Ignazio MANCINI

Prof. Salvatore MASI

Prof.ssa Donatella CANIANI

**Dottorando:**

Dott. Corrado AMODEO

*“Finirai per trovarla la Via...*

*...se prima hai il coraggio di perderti”*

*Tiziano Terzani*

---

# Indice

## Capitolo 1

### Introduzione

- ▶ 1.1 Presentazione del lavoro..... pag.6
- ▶ 1.2 Guida alla lettura.....pag.10

## Capitolo 2

### Il Biogas

- ▶ 2.1 Introduzione al problema rifiuti..... pag.12
- ▶ 2.2 La discarica controllata..... pag.16
- ▶ 2.3 Il Biogas..... pag.18
  - 2.3.1 Introduzione.....pag.18
  - 2.3.2 Il contributo delle discariche..... pag.20
  - 2.3.3 La formazione.....pag.21
  - 2.3.4 Stima delle emissioni.....pag.27
  - 2.3.5 Sistemi di captazione..... pag.32

## Capitolo 3

### Processi di trattamento del biogas

- ▶ 3.1 Trattamento del biogas..... pag.38
- ▶ 3.2 Biofiltrazione..... pag.39
  - 3.2.1 Struttura del biofiltro..... pag.39
  - 3.2.2 Materiale di riempimento..... pag.41
  - 3.2.3 Microbiologia del sistema.....pag.42

• 3.2.4 Il processo di ossidazione del metano.....	pag.43
• 3.2.5 Fattori ambientali che influenzano il processo.....	pag.45
▶ 3.3 Termodistruzione mediante torcia.....	pag.47
• 3.3.1 Le torce elevate.....	pag.52
• 3.3.2 Le torce statiche.....	pag.53
▶ 3.4 Recupero energetico.....	pag.54
• 3.4.1 Produzione diretta di energia.....	pag.54
▪ 3.4.1.1 Uso diretto: biogas per applicazioni di piccola scala.....	pag.55
▪ 3.4.1.2 Cogenerazione: turbina a gas con produzione combinata di calore ed energia.....	pag.55
▪ 3.4.1.3 Cogenerazione: celle a combustibile con produzione combinata di calore e energia.....	pag.56
• 3.4.2 Steam reforming.....	pag.56
▶ 3.5 Altri trattamenti.....	pag.57
• 3.5.1 Ossidazione catalitica.....	pag.57
▪ 3.5.1.1 Reazioni catalitiche gas-solido.....	pag.59
▪ 3.5.1.2 Impiantistica.....	pag.62
• 3.5.2 Separazioni fisiche.....	pag.63
▪ 3.5.2.1 L'adsorbimento.....	pag.64
▪ 3.5.2.2 L'assorbimento.....	pag.65

## Capitolo 4

### Formulazione del modello matematico

▶ 4.1 Generalità del modello matematico.....	pag.67
▶ 4.2 Modello matematico di un biofiltro.....	pag.68
• 4.2.1 Formulazione del modello.....	pag.68

- 4.2.2 Numeri adimensionali..... pag.85
- 4.2.3 Determinazione dei parametri del modello..... pag.92
  - 4.2.3.1 Coefficiente di trasporto di materia  $k_g$ ..... pag.92
  - 4.2.3.2 Costante di Henry..... pag.95
  - 4.2.3.3 Tasso massimo di conversione  $V_{MAX}$ ..... pag.97
  - 4.2.3.4 Coefficiente di semi-saturazione  $K_m$ ..... pag.100
- 4.2.4 Implementazione del modello..... pag.104

## Capitolo 5

### Analisi dei risultati

- ▶ 5.1 Introduzione..... pag.110
- ▶ 5.2 Risultati..... pag.111
  - 5.2.1 Effetto della temperatura..... pag.113
  - 5.2.2 Effetto della portata..... pag.115
  - 5.2.3 Effetto della concentrazione di metano in ingresso.... pag.116
  - 5.2.4 Diagramma delle curve di iso-conversione..... pag.117
- ▶ 5.3 Analisi dei regimi..... pag.120
- ▶ 5.4 Analisi di sensitività..... pag.124
  - 5.4.1 Morris Screening..... pag.129

## Capitolo 6

### Sperimentazione in scala di laboratorio

- ▶ 6.1 Introduzione..... pag.132
- ▶ 6.2 Costruzione di un biofiltro in scala..... pag.135
- ▶ 6.3 Determinazione dei parametri..... pag.139

---

• 6.3.1 Materiale filtrante.....	pag.139
• 6.3.2 Composizione del gas in ingresso.....	pag.141
• 6.3.3 Portata in ingresso.....	pag.143
• 6.3.4 Temperatura.....	pag.145
▶ 6.4 Conduzione dell'esperimento.....	pag.146
▶ 6.5 Metodologia delle analisi gassose.....	pag.153
• 6.5.1 Preparazione dei contenitori.....	pag.153
• 6.5.2 Campionamento.....	pag.154
• 6.5.3 Analisi al gas cromatografo.....	pag.156
▶ 6.6 Analisi dei risultati.....	pag.158
• 6.6.1 Confronto con il modello.....	pag.161
▶ 6.7 Conclusioni.....	pag.166

## Capitolo 7

### Sperimentazione in scala reale

▶ 7.1 Introduzione.....	pag.168
▶ 7.2 Il sistema geCO <sub>2</sub> .....	pag.168
• 7.2.1 Materiale filtrante.....	pag.173
▶ 7.3 Caso discarica di Potenza.....	pag.180
• 7.3.1 Caratteristiche della discarica.....	pag.180
• 7.3.2 Sistemazione del biofiltro.....	pag.183
▶ 7.4 Caso discarica di Venosa.....	pag.187
• 7.4.1 Caratteristiche della discarica.....	pag.188
• 7.4.2 Sistemazione del biofiltro.....	pag.189

**Capitolo 8**

**Conclusioni**

▶ 8.1 Linee guida per lo sviluppo di un biofiltro..... pag.193

▶ 8.2 Riduzione di gas serra..... pag.199

**Bibliografia**..... pag.201

# Capitolo 1

## Introduzione

### 1.1 Presentazione del lavoro

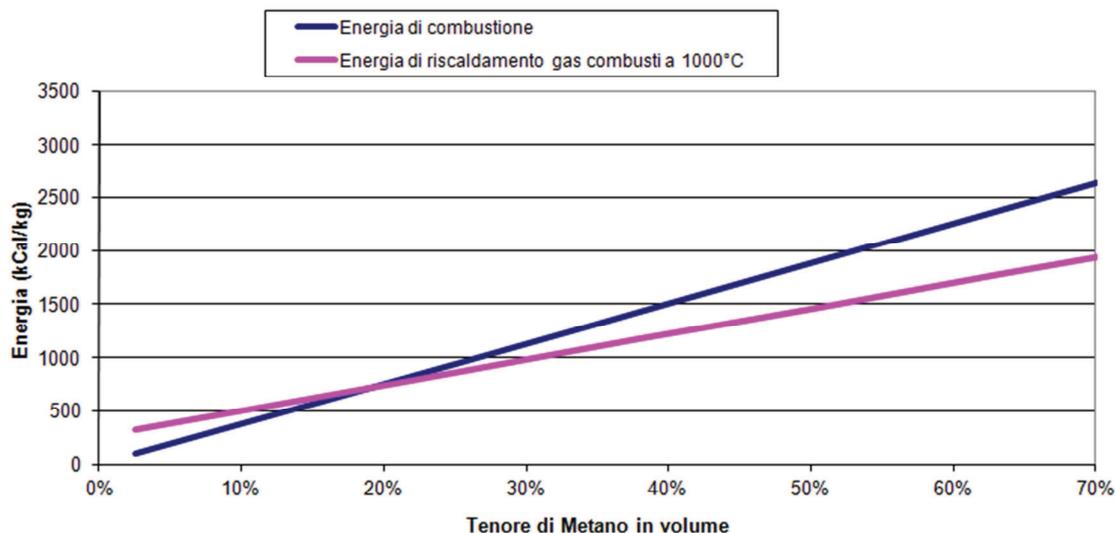
Il presente lavoro ha come obiettivo principale quello di descrivere i sistemi bio-ossidativi per il controllo delle emissioni di metano da discariche per rifiuti solidi. Tali sistemi vengono comunemente definiti *biofiltri*. Il biofiltro è una applicazione tecnologica che ha la finalità di trattare il biogas proveniente dalle discariche. Più precisamente l'obiettivo di un biofiltro è quello di trattare, per essere più specifici di ossidare biologicamente, il metano presente all'interno del flusso gassoso condotto all'unità biofiltro attraverso degli appositi sistemi di captazione posizionati all'interno delle discariche. Il trattamento del biogas si rende necessario in quanto la normativa vigente ne fa esplicita menzione: *“Le discariche che accettano rifiuti biodegradabili devono essere dotati di impianti per l'estrazione dei gas che garantiscano la massima efficienza di captazione e il conseguente utilizzo energetico” (D.Lgs. 36/2003). “La gestione del biogas deve essere condotta in modo tale da ridurre al minimo il rischio per l'ambiente e per la salute umana”(D.Lgs. 36/2003) (anche in termini di sicurezza dell'ambiente di lavoro) “l'obiettivo è quello di non far percepire la presenza della discarica al di fuori di una ristretta fascia di rispetto”(D.Lgs. 36/2003).*

Gli obiettivi di un sistema di captazione, trattamento/utilizzo sono dunque:

- garantire la sicurezza all'interno della discarica e nelle aree limitrofe;
- minimizzare le emissioni moleste, ed eventualmente nocive, che possono esercitare un forte impatto negativo sulla popolazione limitrofa, sul personale dell'impianto e sulla vegetazione;
- consentire, dove possibile, il recupero di una fonte di energia rinnovabile.

Il terzo punto sopracitato utilizza appunto l'inciso *dove possibile* in quanto il recupero di biogas come fonte di energia rinnovabile è possibile solo quando si ha a disposizione grandi portate di biogas con concentrazione di metano sufficienti. Quando invece ci si occupa della gestione di discariche per rifiuti solidi urbani (RSU) di piccola dimensione oppure in stato avanzato di post-gestione il recupero energetico del biogas è spesso un miraggio. Nel momento in cui il quantitativo di metano scende fino al 30-35 % il biogas estratto generalmente viene convogliato ad un sistema di torce che garantisce l'ossidazione prima dell'immissione in atmosfera. L'utilizzo di torce però non rappresenta una certezza nello smaltimento del biogas. La torcia infatti è un sistema termico che mira all'abbattimento del quantitativo di metano contenuto nel biogas, ossidandolo ad anidride carbonica, anch'esso gas serra ma 21 volte meno impattante del metano. Per garantire la completa ossidazione bisogna assicurare un adeguato tempo di residenza del biogas all'interno della camera di combustione, un sufficiente grado di miscelazione tra biogas ed aria di combustione e una temperatura che non sia mai al di sotto dei 900°C – 1000°C. Il venir meno di una di queste condizioni fa sì che i sistemi di controllo di accensione e di mantenimento della fiamma interrompano il funzionamento della torcia. In questo caso viene immesso biogas direttamente in atmosfera. I fattori limitanti dunque diventano le portate di biogas (discariche piccole) e la diminuzione del tenore di metano a favore di altri gas non combustibili (discariche a fine ciclo). Le principali torce presenti sul mercato garantiscono il funzionamento e l'accensione per flussi di biogas non inferiori a 30/35 Nm<sup>3</sup>/h ([www.pnr-engineering.com](http://www.pnr-engineering.com)). In definitiva l'utilizzo di torce è sconsigliato per flussi bassi e con percentuali di metano inferiori al 25% in volume. Da un bilancio termico della combustione del biogas in torcia (*Figura 1.1*) si evidenzia che per valori del tenore di metano in volume nel flusso di biogas inferiori al 20% circa, l'energia di combustione è inferiore all'energia richiesta per il riscaldamento dei gas combusti a 1000°C, pertanto il funzionamento della torcia non è

ottimale. In questo caso intervengono i sistemi di controllo della fiamma che interrompono automaticamente la combustione per evitare l'immissione in atmosfera di gas incombusti.



**Figura 1.1** – Bilancio termico della combustione del biogas in torcia

Pertanto per poter garantire il funzionamento della torcia si rende indispensabile l'arricchimento con gas proveniente dalla rete. Una tale scelta però è fortemente antieconomica per i gestori delle discariche.

Da uno degli ultimi censimenti sui siti contaminati in Basilicata, con particolare attenzione anche alle discariche non autorizzate, è stata messa in evidenza la presenza di un gran numero di discariche con volumetrie al di sotto dei 10.000 m<sup>3</sup>. Queste dimensioni sono caratteristiche anche delle principali discariche autorizzate della Basilicata. Per discariche di queste dimensioni diventa tecnicamente ed economicamente svantaggioso ricorrere al recupero energetico del biogas. In molte di queste discariche anche l'utilizzo della torcia diventa svantaggioso economicamente ed ambientalmente. Si rendono pertanto necessari sistemi alternativi di abbattimento del metano che garantiscano una buona efficienza di funzionamento anche per portate e tenore di metano bassi (si parla di flussi inferiori a 50 Nm<sup>3</sup>/h con concentrazione di metano di circa il 10%). In questo

contesto i sistemi bio-ossidativi sono invece molto utili in quanto, come emergerà dal lavoro, essendo sistemi biologici non risentono molto dei bassi valori di portata e concentrazione di metano nel flusso gassoso inoltre il trattamento è esclusivamente di tipo biologico e non chimico, pertanto non comporterà la formazione di inquinanti diversi da quelli contenuti normalmente nel biogas di discarica, e comunque non in concentrazione più elevata di quella del biogas in ingresso al sistema.

Il presente lavoro è inserito in un progetto di ricerca più ampio denominato *Attività sperimentale finalizzata all'ottimizzazione dei sistemi di gestione dei rifiuti in discarica controllata* attivato presso la Scuola di Ingegneria dell'Università degli Studi della Basilicata. Tale progetto di ricerca si prefigge di attivare una serie di attività sperimentali in alcuni impianti di smaltimento finale dei rifiuti solidi urbani nella provincia di Potenza, al fine di valutare l'efficienza e l'efficacia di sistemi di controllo delle emissioni di gas clima-alteranti e interventi di ingegneria naturalistica per il recupero ed il ripristino delle aree destinate a discarica. Tali attività riguardano:

1. installazione di una batteria di lisimetri, all'interno di un'area dedicata (piattaforma sperimentale);
2. installazione di un sistema biologico destinato al controllo/abbattimento delle emissioni di gas serra dalle unità di discarica;
3. predisposizione di aree pilota da destinare ad orti di attecchimento di specie vegetali ed attività di rinaturazione delle superfici di discarica.

Questo lavoro si riferisce al secondo dei punti sopra menzionati, ed in particolare si occuperà della valutazione delle prestazioni di un sistema biologico destinato al controllo/abbattimento delle emissioni di gas serra dalle unità di discarica. Nello specifico, attraverso il seguente lavoro si cercherà prima di elaborare e formulare un modello matematico con l'obiettivo di conoscere l'incidenza di ciascun parametro in relazione al processo ossidativo, così da poter poi, in fase applicativa, ottimizzare l'unità

di trattamento e quindi i rendimenti di bonifica. La seconda parte del lavoro invece verrà dedicata alla validazione del modello matematico attraverso una fase sperimentale sia in scala di laboratorio che in scala reale. Infine si cercherà di trarre alcune conclusioni sulla validazione del modello, sulla realizzazione applicativa e sui vantaggi legati all'utilizzo di un sistema bio-ossidativo rispetto a sistemi più tradizionali.

## **1.2 Guida alla lettura**

Il *Capitolo 2* della presente tesi si occupa principalmente di descrivere il biogas, contestualizzando la sua formazione e quindi facendo, in prima analisi, un accenno alla problematica rifiuti in termini di quantità di produzione e caratteristiche merceologiche. Si parlerà anche delle discariche intese come impianti di trattamento dei rifiuti; infine verrà analizzato il biogas in tutte le sue caratteristiche principali: dal suo processo di formazione alle problematiche connesse ad un eventuale dispersione in atmosfera; dalla tecnologia esistente per la captazione dello stesso all'interno delle discariche, ai modelli previsionali per quantificare le stime di produzione.

Il *Capitolo 3* sarà incentrato sulle tecnologie disponibili per il trattamento del biogas. Ci si soffermerà maggiormente sulla biofiltrazione, della quale verrà proposto uno stato dell'arte e verrà descritta in tutte le sue fasi mettendo in risalto anche le problematiche ad esso connesse.

Il *Capitolo 4* rappresenta la parte modellistica del lavoro: verrà, infatti, descritto in maniera dettagliata il processo attraverso il quale è stato formulato il modello matematico. Verranno presentati tutti i parametri presenti e verranno indicate le metodologie che hanno contribuito all'assegnazione degli stessi.

Nel *Capitolo 5* verranno presentati i risultati ottenuti dalla risoluzione matematica del modello. Si cercherà di rappresentare in maniera grafica gli andamenti e quindi l'incidenza di alcuni parametri sul processo ossidativo. Inoltre verrà proposto un grafico

operativo *temperatura – tempi di permanenza* ( $T - t_p$ ) su cui verranno riportate le curve cosiddette di “*isorendimento*”. Si riporterà anche l’analisi di sensitività effettuata sul modello che metterà in evidenza i parametri più significativi e che più influiscono sull’efficienza dell’intero processo.

Nel *Capitolo 6* verrà invece proposta la parte sperimentale del lavoro. Verrà descritta la sperimentazione in scala di laboratorio effettuata presso la Ghent Univeristy (Belgio) a partire dal setup del sistema fino alla metodologia utilizzata per l’analisi delle concentrazioni dei vari elementi nel flusso gassoso. Infine si procederà al confronto tra il modello e la parte sperimentale per analizzare la validazione del modello matematico.

Nel *Capitolo 7* invece si passerà alla descrizione del biofiltro in scala reale progettato, costruito e infine installato prima presso la discarica di Montegrosso – Pallareta nella città di Potenza e poi presso la discarica del comune di Venosa (Potenza). Verranno descritte tutte le fasi e infine verrà riportato lo stato attuale di funzionamento.

Infine, nel *Capitolo 8*, dopo l’attento studio proposto nei capitoli precedenti, verranno proposte le conclusioni del presente lavoro in relazione all’efficacia dei sistemi bio-ossidativi per il controllo delle emissioni di metano da discariche per rifiuti solidi: verranno tracciate delle linee guide per lo sviluppo di tali sistemi e si proverà a quantificare l’impatto, in termini di riduzione dei gas serra, di tali sistemi.

## Capitolo 2

### Il Biogas

#### 2.1 Introduzione al problema rifiuti

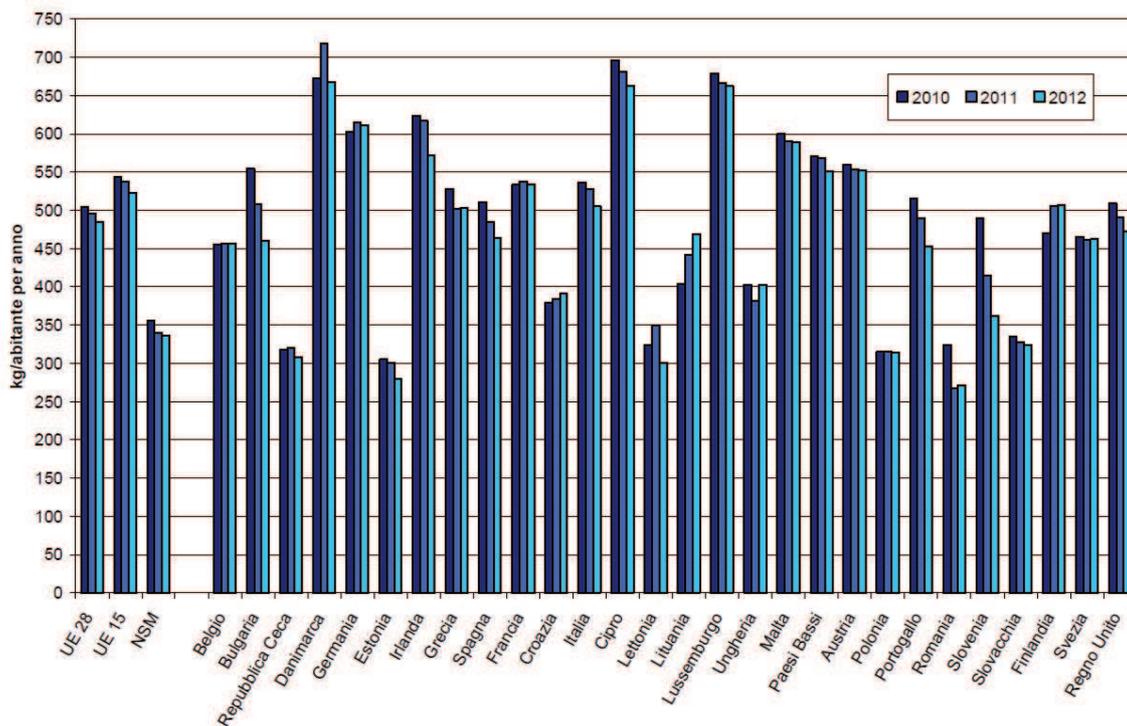
La normativa italiana, a partire dal Decreto Ronchi fino ad arrivare al Testo Unico ambientale 152/06, definisce rifiuto qualunque sostanza o qualunque oggetto, che rientri nelle categorie riportate nell'Allegato A, alla parte quarta del Decreto 152/06, di cui il detentore si disfi, abbia deciso, o ha l'obbligo di disfarsi. Il legislatore, oltre a dare la definizione di rifiuto, ne ha dato anche una classificazione. Infatti, i rifiuti, sempre secondo il Decreto Legislativo 152/06, in base all'origine, si classificano in rifiuti urbani e rifiuti speciali, mentre in funzione delle caratteristiche di pericolosità, si classificano in rifiuti pericolosi e rifiuti non pericolosi. In particolare si definiscono rifiuti solidi urbani (RSU), quella tipologia di rifiuti costituiti da:

- Rifiuti, anche ingombranti, provenienti dalle abitazioni.
- Rifiuti di qualunque natura o provenienza, giacenti sulle strade o aree pubbliche o sulle strade o aree private comunque soggette a uso pubblico, o sulle spiagge marittime e lacuali e sulle rive dei corsi di acqua.
- Rifiuti provenienti dallo spazzamento delle strade.
- Rifiuti vegetali provenienti da aree verdi, quali giardini, parchi e aree cimiteriali.
- Rifiuti provenienti da esumazioni ed estumulazioni, nonché altri rifiuti provenienti da attività cimiteriali.

Per ciò che concerne la produzione di rifiuti, sul sito dell'ISPRA (Istituto Superiore per la Protezione e la Ricerca Ambientale) è possibile trovare delle informazioni circa le produzioni a livello europeo e nazionale (dati contenuti nel rapporto rifiuti 2014). Tale rapporto afferma che:

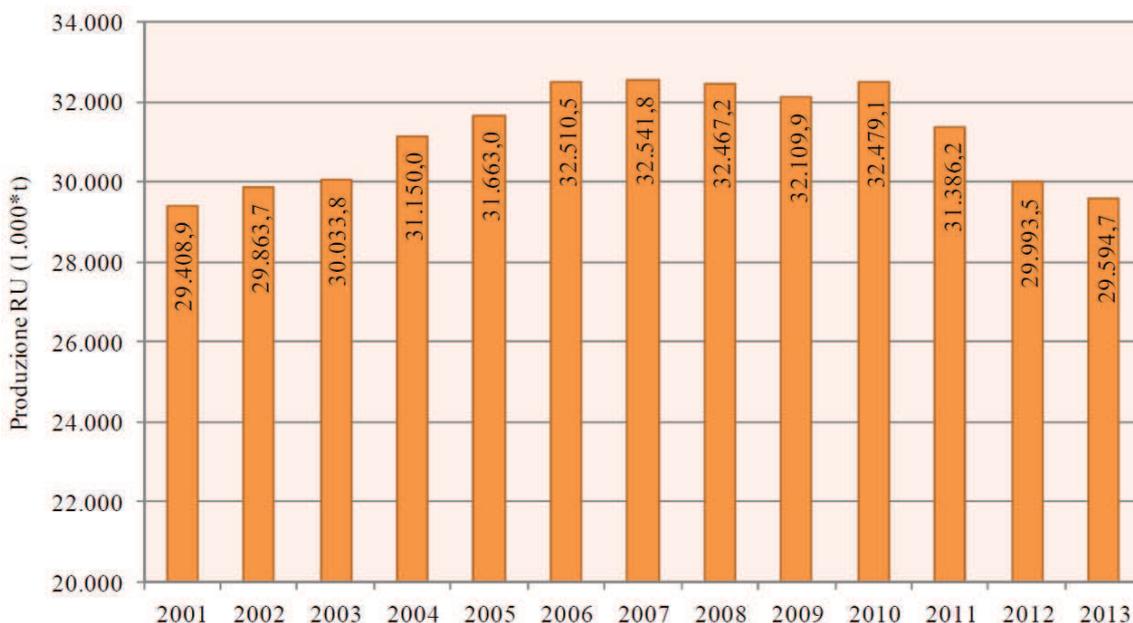
In Europa (nell'UE28 SM) nel 2012, sono stati prodotti circa 244,4 milioni di tonnellate di rifiuti urbani (-2,4% rispetto al 2011). Nel 2012 si conferma, dunque, una tendenza alla diminuzione della produzione di rifiuti urbani iniziata nel 2008.

In Figura 2.1 è riportato un grafico con la produzione pro-capite di RU (rifiuti urbani) nell'UE28 negli anni 2010/2012.



**Figura 2.1** – Produzione pro-capite di RU nell'UE27 (2006/2010)

Può essere inoltre interessante andare a vedere come vari la produzione dei rifiuti nel tempo. In Figura 2.2, a titolo di esempio, è riportato un grafico che riporta l'andamento della produzione dei rifiuti nel tempo in Italia.



**Figura 2.2** – *Andamento della produzione di rifiuti urbani, anni 2001 – 2013*

Nel 2013 la produzione nazionale dei rifiuti urbani si attesta a circa 29,6 milioni di tonnellate, facendo registrare una riduzione di quasi 400 mila tonnellate rispetto al 2012 (- 1,3%). Tale contrazione, che fa seguito ai cali già registrati nel 2011 e nel 2012, porta a una riduzione complessiva di circa 2,9 milioni di tonnellate rispetto al 2010 (-8,9%). Il dato di produzione dei rifiuti urbani si attesta, nel 2013, a un valore inferiore a quello rilevato nel 2002 (29,9 milioni di tonnellate).

L'andamento della produzione dei rifiuti urbani appare, in generale, coerente con il trend degli indicatori socio-economici, quali prodotto interno lordo e spese delle famiglie, sebbene, rispetto a quanto osservato per questi ultimi, la crescita della produzione dei rifiuti sia risultata, tra il 2003 ed il 2007, più sostenuta e la successiva contrazione, tra il 2007 e il 2009, meno evidente. Tra il 2009 e il 2010, l'incremento della produzione dei rifiuti urbani, rilevato su scala nazionale, si accompagna ad un aumento sia del PIL (+1,3%), sia delle spese delle famiglie (+1%).

Da questi numeri si capisce che il problema rifiuti è un problema molto attuale, sia in termini di quantità assolute, ma anche e soprattutto se si considera il fatto che il trend di produzione negli anni, visto in larga scala, tende ad aumentare.

Naturalmente risolvere il problema della gestione dei rifiuti è diventato, oggi, un tema di stretta attualità e importanza. Il problema principale legato alla gestione dei rifiuti è legato al fatto che il rifiuto è un insieme eterogeneo di frazioni merceologiche aventi proprietà fisico-chimiche anche molto diverse tra loro. Pertanto è evidente che ognuna di queste frazioni merceologiche è idonea a subire un diverso trattamento, trattamento che ha lo scopo fondamentale di ridurre il suo grado di pericolosità verso l'uomo e verso l'ambiente. L'idoneità di una frazione merceologica ad un certo trattamento, in questo caso, è intesa sia dal punto di vista del rendimento del processo e sia dal punto di vista del contenimento dei costi. Infatti, si deve cercare di fare in modo che i trattamenti che vengono eseguiti sui rifiuti non costino tantissimo, in quanto i loro costi si trasferiscono poi all'utente. Quindi l'ideale sarebbe individuare, per le varie frazioni contenute nei rifiuti, quel sistema di trattamento che sia in grado di ottimizzare il rendimento del processo e minimizzare i corrispondenti costi.

Da questi aspetti che riguardano i trattamenti che si possono eseguire sulle varie frazioni che costituiscono i rifiuti scaturisce quello che è il concetto di gestione integrata dei rifiuti. Infatti, se all'interno dei rifiuti esistono diverse frazioni merceologiche, le quali possono essere trattate con diversi sistemi di trattamento, allora per ottimizzarne la gestione si devono utilizzare diverse tecnologie in modo che ogni frazione merceologica presente nei rifiuti possa essere trattata attraverso la tecnologia più idonea, trovando un giusto equilibrio tra il rendimento e il costo di ognuno di tali trattamenti.

Le tecnologie presenti per il trattamento dei rifiuti sono molteplici; le principali sono:

- Raccolta differenziata;
- Trattamenti anaerobici della frazione organica degli RSU;

- Trattamenti aerobici della frazione organica degli RSU;
- Trattamento termico;
- Discarica controllata.

## 2.2 La discarica controllata

La discarica controllata è una tecnica di trattamento dei rifiuti solidi, che porta alla stabilizzazione dei materiali che vengono depositati al suo interno. Una discarica controllata viene progettata, costruita e gestita secondo delle modalità ben precise in modo che l'impatto sull'ambiente e sull'uomo siano minimi.

La discarica controllata ha un ruolo fondamentale ed insostituibile all'interno del ciclo di gestione integrata dei rifiuti, ed in particolare ne costituisce l'anello finale, in quanto al suo interno devono essere smaltiti tutti i materiali residui derivanti dai trattamenti precedenti eseguiti sui rifiuti, quindi dai trattamenti di stabilizzazione biologica e dai trattamenti termici.

Da un punto di vista normativo, il Dlgs 36/2003 ha fissato i criteri di progettazione, costruzione e gestione delle discariche. Infatti, il decreto 36/2003, all'art. 2, dà la seguente definizione di discarica:

*“Area adibita a smaltimento dei rifiuti mediante operazioni di deposito sul suolo o nel suolo, compresa la zona interna al luogo di produzione dei rifiuti adibita allo smaltimento dei medesimi da parte del produttore degli stessi, nonché qualsiasi area ove i rifiuti sono sottoposti a deposito temporaneo per più di un anno”.*

In realtà questa definizione è stata smentita dal Testo Unico Ambientale, cioè dal decreto 152/2006, il quale è andato a definire dei vincoli un po' più rigorosi per quanto riguarda lo stoccaggio e lo smaltimento dei rifiuti.

I rifiuti solidi conferiti all'interno di una discarica controllata nel tempo vengono interessati da una serie di fenomeni di natura biologica, chimica e fisica i quali avvengono anche contemporaneamente e che portano alla formazione di prodotti liquidi e gassosi e all'assestamento non uniforme della massa di rifiuto.

I fenomeni di natura biologica che avvengono in discarica sono sostanzialmente legati alla degradazione della frazione organica presente all'interno dei rifiuti che porta alla produzione di biogas e percolato. Questa degradazione è sostanzialmente di tipo anaerobico. Infatti inizialmente, quando nel rifiuto depositato è ancora presente ossigeno, i processi di degradazione che avvengono sono di natura aerobica. Ma l'ossigeno presente nel rifiuto a disposizione dei microrganismi aerobici termina molto velocemente, ad eccezione dell'ossigeno presente all'interno dello strato più superficiale dei rifiuti, in virtù del fatto che tale strato è a diretto contatto con l'ossigeno atmosferico e quindi all'interno di tale strato vi è uno scambio di ossigeno direttamente con l'atmosfera. Quindi, una volta che è terminata la disponibilità di ossigeno all'interno negli strati di rifiuti interni al corpo della discarica, termina l'attività dei microrganismi aerobici e inizia l'attività dei microrganismi anaerobici.

I rifiuti solidi, una volta conferiti all'interno di una discarica, sono soggetti ad una serie di fenomeni di diversa natura, biologica, chimica e fisica, che portano alla formazione di prodotti liquidi e gassosi, oltre che all'assestamento non uniforme della massa di rifiuti.

I prodotti liquidi che si generano all'interno di una discarica costituiscono il cosiddetto percolato. Il percolato è un liquido generato dalla decomposizione dei rifiuti, dal loro strizzamento, ma maggiormente deriva dall'infiltrazione all'interno del cumulo dei rifiuti delle acque di pioggia. Poiché il rifiuto è umido, a causa delle pressioni esercitate dagli strati sovrastanti, libera parte dell'acqua in esso presente. Quindi all'interno dei rifiuti si forma questo liquido, il percolato, il quale colando verso il basso attraverso la massa di rifiuto in decomposizione si arricchisce di sostanze inquinanti, sospese e disciolte, sia

contenute inizialmente nei rifiuti e sia prodotte dalle reazioni di trasformazione generando così un miscuglio di composti organici ed inorganici in fase acquosa che prende appunto il nome di “*percolato*”. Il percolato risulta essere molto impattante per l’ambiente. Una volta giunto sul fondo il percolato va raccolto e rapidamente allontanato per essere sottoposto ad idoneo trattamento e smaltimento.

Inoltre in discarica nel corso dei processi di decomposizione biologica dei rifiuti si sviluppano una serie di prodotti gassosi, la cui miscela viene comunemente indicata con il nome di biogas.

## 2.3 Il Biogas

### 2.3.1 Introduzione

Il biogas, indicato anche con la sigla LFG (dal termine anglosassone *Landfill Gas*) è prodotto dalla degradazione biologica anaerobica della frazione organica presente generalmente all’interno delle discariche. Come già detto in precedenza il materiale organico presente nelle discariche è composto generalmente da cellulose, materiale vegetale e scarti di giardinaggio. I principali componenti del biogas sono *metano* ( $CH_4$ ) e *anidride carbonica* ( $CO_2$ ) in genere ripartiti secondo la *Tabella 2.1*.

Componente	Percentuale (%v/v)
$CH_4$	55 - 60
$CO_2$	40 - 45

**Tabella 2.1** – *Componenti del Biogas*

La produzione delle componenti principali del biogas avviene attraverso tre fasi iniziali sequenziali seguite da una fase più stabile caratterizzata dalla produzione di *metano*

(CH<sub>4</sub>) e *anidride carbonica* (CO<sub>2</sub>). La produzione di biogas, nella maggior parte dei casi, continua fino a quando la maggior parte del materiale organico presente all'interno della discarica non sia stato degradato; in queste circostanze la produzione di biogas riceve un brusco decadimento.

Sia il *metano* (CH<sub>4</sub>) che l'*anidride carbonica* (CO<sub>2</sub>) sono ad oggi considerati dei gas serra. E' noto che per gas serra si intendono quelle sostanze gassose presenti in atmosfera che hanno una elevata capacità di assorbire la radiazione infrarossa emessa dalla superficie terrestre. In particolare, il metano possiede la più grande capacità radiativa di tutti i gas serra ed elevati tempi di permanenza in atmosfera per cui esso risulta molto più nocivo rispetto all'anidride carbonica. In un periodo di cento anni, il potenziale di riscaldamento globale del metano è il più alto in assoluto a causa del più marcato coefficiente di assorbimento molare per la radiazione infrarossa e per il suo tempo di residenza in atmosfera (*Solomon et al. 2007*).

La concentrazione globale atmosferica del metano si è portata, da un valore di circa 715 parti per bilione (*ppb*) relativo all'era preindustriale, fino a valori dell'ordine di 1732 *ppb* nei primi anni novanta e le ultime stime del 2005 parlano di circa 1774 *ppb*. La concentrazione atmosferica di metano nel 2005 eccedeva quindi di molto il range naturale degli ultimi 650.000 anni (320-790 *ppb*) (*IPPC 2007*). I livelli attuali del metano in atmosfera sono causati principalmente dalle continue emissioni antropiche: si stima che circa il 60% del budget totale di metano sia introdotto in atmosfera dalle attività umane.

Si stima che il contributo attuale del metano ai cambiamenti climatici in termini di riscaldamento globale è di circa il 18% del totale di tutti i gas serra a lunga permanenza presenti in atmosfera. (*Forster et al. 2007*).

### 2.3.2 Il contributo delle discariche

Negli ultimi anni si è dimostrato che le discariche sono una delle sorgenti principali per ciò che concerne le emissioni di metano, che rappresentano circa il 18% delle emissioni totali di natura antropica. In particolare negli Stati Uniti le discariche rappresentano la seconda sorgente antropica per la produzione di metano, costituendo circa il 23% del totale. Per avere un'idea a livello quantitativo e numerico, nel 2007 la produzione di metano attraverso le discariche statunitensi è stata di circa *6.329.000 Tonn (US EPA 2009)*. Anche in Europa le sorgenti di metano proveniente dalle discariche rappresentano la seconda sorgente antropica in assoluto, con circa il 22% del totale e una emissione stimata per il 2006 intorno ai *3.373.000 Tonn (EEA 2008)*. Alcuni studi modellistici hanno stimato quale sia la produzione di metano globale proveniente dalle discariche per anno e il risultato è un range di *35 – 69 Tg/anno*, a fronte di emissioni totali annuale di metano di circa *600 Tg/anno (Denman et al. 2007, Bogner et al. 2007)*.

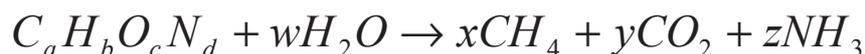
Molti paesi negli ultimi anni hanno riconosciuto il contributo delle emissioni di biogas ai cambiamenti climatici, in particolare per quel che riguarda il riscaldamento globale dovuto all'effetto serra. Di conseguenza la maggior parte dei paesi industrializzati obbliga ad oggi per via legale l'estrazione e il trattamento del biogas soprattutto in impianti di recente costruzione. Nello stesso tempo, la ricerca scientifica ha focalizzato la sua attenzione sullo sviluppo di nuove tecnologie che siano in grado di bilanciare il rapporto costi/beneficio e siano allo stesso tempo capaci di adattarsi ai vari scenari impiantistici e di contorno che spesso condizionano questo tipo di interventi.

### 2.3.3 La formazione

Come è stato già detto il biogas è composto principalmente da *metano* (CH<sub>4</sub>) e *anidride carbonica* (CO<sub>2</sub>) e la sua formazione e/o produzione avviene quando si verificano alcune condizioni particolari e cioè un ambiente anaerobico e la presenza di materiale organico. Naturalmente il processo prevede una certa complessità e le condizioni ambientali giocano un ruolo fondamentale. Tra i fattori ambientali più importanti da considerare ci sono:

- il contenuto di acqua del rifiuto;
- la presenza e la distribuzione di microrganismi;
- la concentrazione dei nutrienti;
- la composizione merceologica dei rifiuti;
- la pezzatura media dei rifiuti;
- il pH e la temperatura all'interno dei cumuli;
- l'eventuale infiltrazione di acqua.

il processo da un punto di vista prettamente biologico è alquanto complesso e le reazioni biochimiche di trasformazione della sostanza organica in biogas sono difficili da analizzare nello specifico. Per questo motivo alcuni studiosi hanno focalizzato la loro attenzione su stechiometrie di tipo empirico che in qualche maniera descrivessero con buona accuratezza le varie fasi e i passaggi intermedi di ogni reazione. In genere la reazione più utilizzata in letteratura è quella empirica proposta da *Mc-Carty* secondo cui:

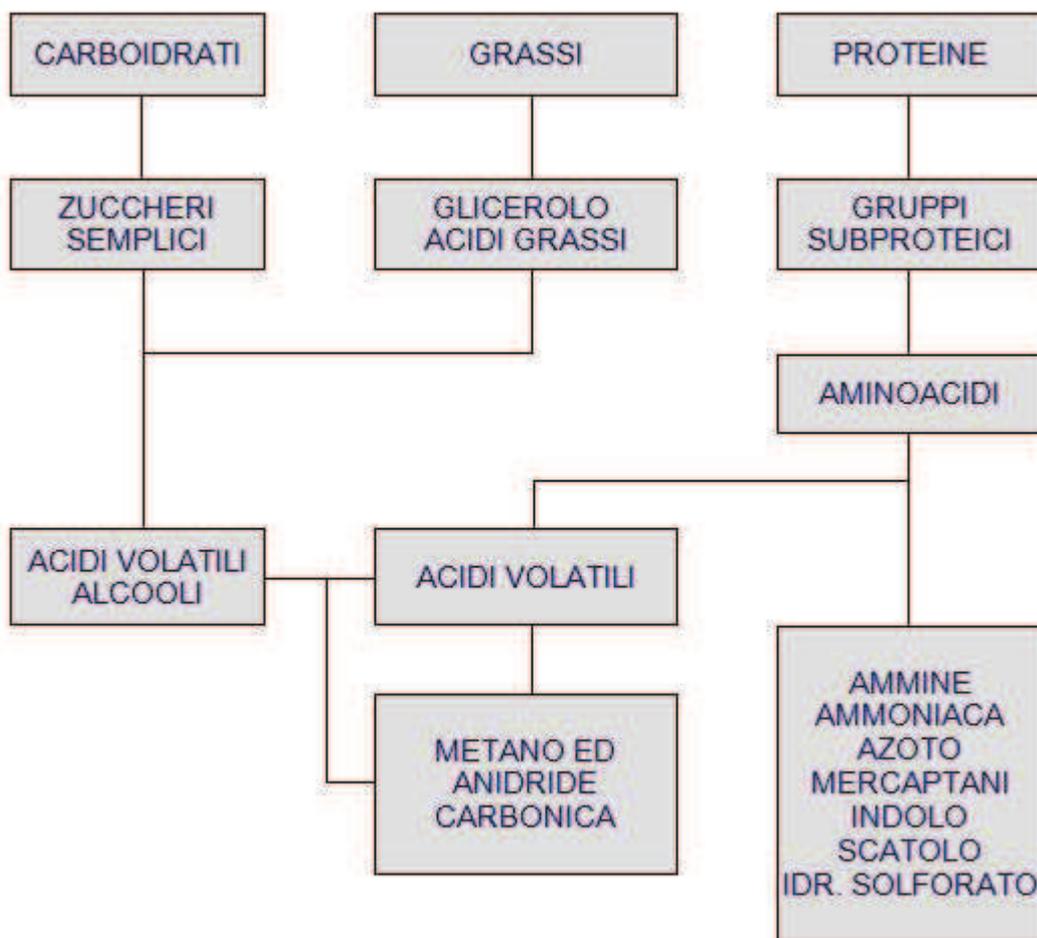


dove  $C_a H_b O_c N_d$  è la formula bruta della generica molecola di sostanza organica, e  $w$ ,  $y$  e  $z$  i coefficienti stechiometrici di, rispettivamente, acqua, metano, anidride carbonica e ammoniaca. E' possibile inoltre assegnare dei valori numerici a tali coefficienti, come mostrato in *Tabella 2.2*.

N° Moli	a	b	c	d
(Reazione veloce, $k = 0,025$ )	8.9007	12.7863	6.1898	0.1235
Prodotti della reazione stechiometrica	w	x	y	z
	1.3509	4.4549	4.4558	0.1235

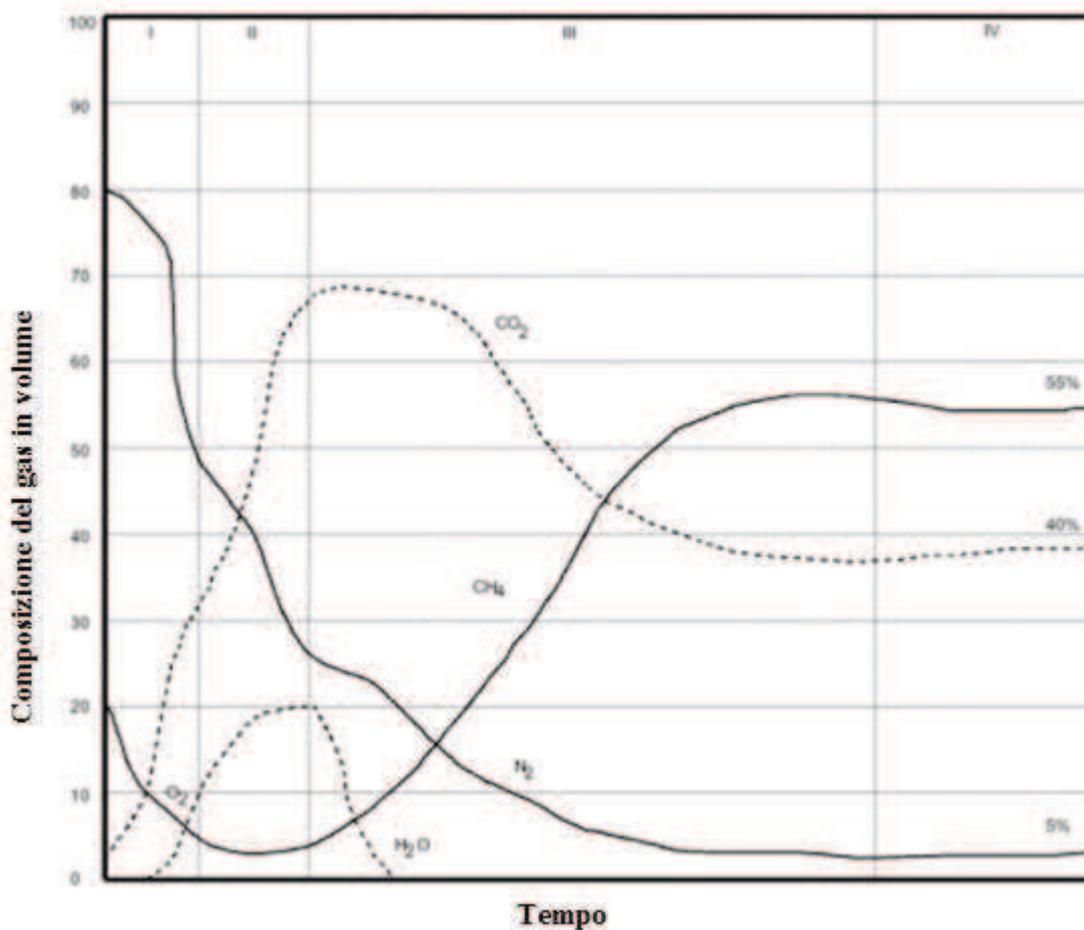
**Tabella 2.2** – Coefficienti stechiometrici per la reazione di McCarty

Per evidenziare la complessità delle reazioni che intervengono nella formazione di biogas viene di seguito proposto un diagramma a blocchi che sinteticamente indica i vari passaggi che intervengono nel processo di trasformazione della materia organica in biogas. (Figura 2.3).



**Figura 2.3** – Rappresentazione schematica dei successivi stati di demolizione della sostanza organica durante il processo di fermentazione anaerobica

A causa di questa complessità spesso quando si parla di formazione di biogas non si fa riferimento alle reazioni che hanno luogo nel processo di trasformazione bensì ci si riferisce ad alcuni fasi importanti e necessarie che occorrono per la degradazione del materiale organico.



**Figura 2.4** – Fasi che caratterizzano la formazione di biogas

Sostanzialmente si susseguono quattro fasi principali (Figura 2.4):

- I. Latenza aerobica;
- II. Transizione anaerobica non metanica;
- III. Acido-produzione anaerobica, metanica non stazionaria;
- IV. Metano produzione anaerobica metanica stazionaria.

Nella prima fase, quella di latenza aerobica nel cumulo, è ancora presente una certa concentrazione di ossigeno che non garantisce condizioni anaerobiche al sistema; in

questa situazione il metano presente all'interno subisce un processo ossidativo e quindi a livello macroscopico noteremo una diminuzione della concentrazione di metano presente, benché minima, e di conseguenza un aumento della quantità di anidride carbonica che risulta essere un prodotto della reazione di ossidazione. Per ciò che concerne l'azoto, la sua presenza è essenzialmente legata a quella dell'aria, di cui risulta essere il maggior componente, per cui il suo andamento decrescente è sinonimo dell'istaurarsi di condizioni via via più anaerobiche. La seconda fase è una fase di transizione anche detta fase di *transizione anaerobica non metanica*, che rappresenta il passaggio da quella ossidativa a quella caratterizzata dalla produzione di acidi e anche definita come fase di *acido-produzione anaerobica, metanica non stazionaria*. In questa fase le condizioni anaerobiche del sistema cominciano a stabilizzarsi pian piano, fino a diventare perfettamente stabili nell'ultima e conclusiva fase che è per l'appunto definita come fase di *metano produzione anaerobica metanica stazionaria*. In conclusione possiamo affermare che quando il sistema "discarica" si trova nelle condizioni adatte si instaurerà certamente un flusso gassoso.

Per questioni di schematizzazione, anche in precedenza (*Tabella 2.1*) la composizione del biogas è stata semplificata nelle sue componenti principali, considerando cioè solo *metano* ( $\text{CH}_4$ ) e *anidride carbonica* ( $\text{CO}_2$ ) ma in realtà la composizione di un generico biogas è molto più complessa e soprattutto non è una composizione standard. In realtà sono molti i fattori che alla fine influenzano la portata, la quantità del flusso gassoso e anche la composizione dello stesso.

Nella *Tabella 2.3* a titolo di esempio è stato riportata la composizione di un tipico biogas prodotto in discarica.

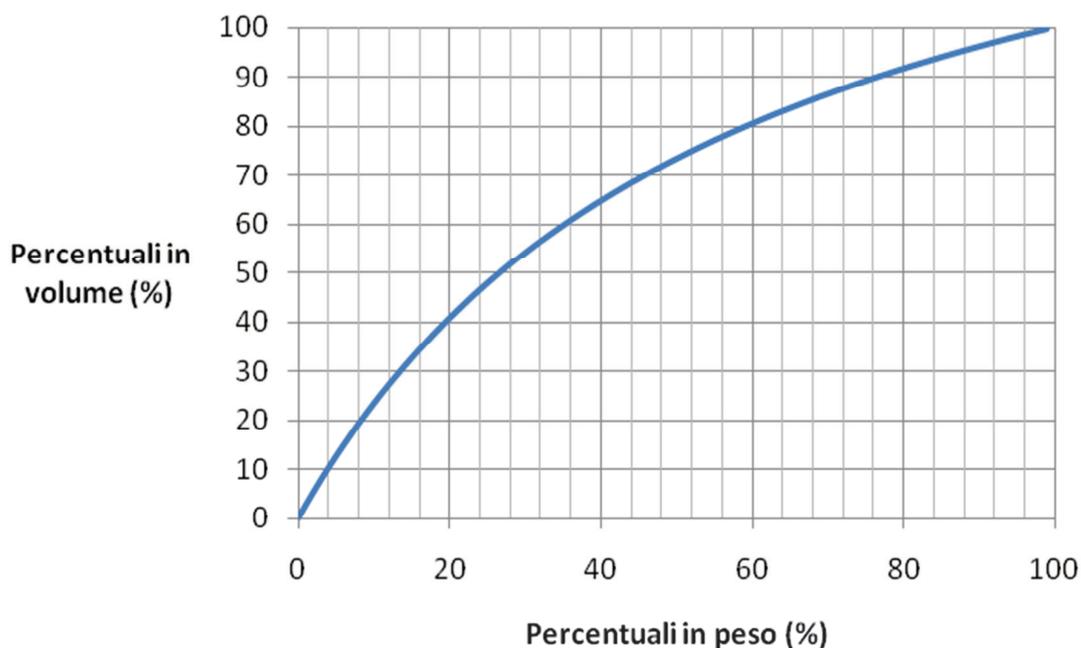
<b>Componenti</b>	<b>Percentuale volumetrica in secco [%]</b>
Metano	47,5
Anidride Carbonica	47
Azoto	3,7
Ossigeno	0,8
Idrocarburi paraffinici	0,1
Idrocarburi policiclici aromatici	0,2
Idrogeno	0,1
Idrogeno solforato	0,01
Monossido di Carbonio	0,1
Composti in tracce	0,5
<b>CARATTERISTICHE</b>	<b>VALORE</b>
Temperatura alla sorgente	41 °C
Potere calorifico inferiore	17,727 kJ/m <sup>3</sup>
Densità	1,04 kg/m <sup>3</sup>
Umidità	Saturo

**Tabella 2.3** – *Composizione tipo di un biogas prodotto in discarica (fonte UNIBAS)*

Per ciò che concerne la misura delle componenti del biogas si è soliti indicare tale composizione in termini percentuali, come mostrato fino ad ora. Sostanzialmente questi rapporti percentuali vengono espressi in peso o in volume. Può essere utile quindi a livello operativo conoscere quale siano i passaggi da effettuare per poter agevolmente passare da percentuali volumetriche a percentuali in peso e viceversa o anche avere a disposizione un grafico operativo che riporti l'andamento dell'uno in funzione dell'altro evitando in tal modo possibili errori di interpretazione.

In questa fase verranno proposti i passaggi di calcolo utili alla determinazione di questa conversione.

Ipotizzando che il biogas in questione sia formato solamente da metano e anidride carbonica, a seconda della divisione percentuale tra i due elementi si è calcolato il numero di moli totali contenute in un grammo di biogas. Attraverso poi la legge di stato dei gas perfetti si è passati dalle moli al volume occupato. Stesso discorso è stato fatto unicamente per il metano. Facendo quindi il rapporto tra le quantità ottenute si è ricavato il passaggio da percentuale in peso a percentuale in volume. Naturalmente tale procedura è stata ripetuta per tutte le composizioni possibili frazioni del metano, ricavando così la curva che indicasse il passaggio tra percentuali in peso a percentuali volumetriche e viceversa (*Figura 2.5*)



**Figura 2.5** – *Relazione tra percentuale volumetrica e percentuale in peso per il metano contenuto nel biogas*

### 2.3.4 Stima delle emissioni

Come già detto in precedenza le emissioni di biogas ed in particolare di metano rappresentano uno dei principali problemi legati alla realizzazione di una discarica. A causa di ciò spesso può risultare molto utile poter prevedere quale sia la produzione di biogas associata ad un determinato sito di interesse. In effetti in relazione a tale informazione si possono prevedere dei sistemi in grado di captare il biogas per poterlo poi convogliare nel luogo dove poi verrà trattato. Realizzare un modello previsionale di un qualcosa così variabile come il biogas non è affatto semplice; la variazione della produzione varia sia su scala giornaliera che su scala stagionale (*Park et al., 2001*).

In linea di massima si può affermare che un modello previsionale della produzione di biogas in discarica sia normalmente costituito da una parte di carattere stechiometrico e da un'altra a carattere biochimico-cinetico.

Il sottomodello stechiometrico ha come input principale la composizione merceologica dei rifiuti posti in discarica controllata, e come output la quantità di carbonio organico gassificabile, dalla quale è possibile poi calcolare la quantità massima di biogas producibile dalla degradazione dell'unità di massa di rifiuto; il sottomodello biochimico descrive invece l'evoluzione temporale del processo di massificazione del carbonio organico disponibile tramite le costanti di degradabilità tenendo conto di alcuni parametri quali il contenuto di acqua, la pezzatura media e la temperatura.

La struttura appena descritta caratterizza la maggior parte dei modelli più diffusi, tra cui:

- **Andreottola-Cossu;**
- **Palos-Verdes;**
- **Scholl-Canyon;**
- **EPA.**

In estrema sintesi è tuttavia possibile individuare alcuni parametri fondamentali che sono alla base di un modello revisionale per la produzione di biogas:

1. contenuto di carbonio organico e sua frazione gassificabile;
2. cinetica di degradazione della frazione organica;
3. umidità;
4. tempo di generazione;
5. tempo di ritardo iniziale.

Per ciò che concerne il contenuto di carbonio organico e la sua frazione gassificabile appare chiaro come queste caratteristiche dipendano dalla composizione merceologica del rifiuto. In via del tutto approssimativa si può considerare che il 50% della sostanza organica sia rappresentato dal carbonio e che solo la sua metà sia gassificabile. La cinetica di degradazione della frazione organica consente di valutare l'evoluzione temporale del fenomeno degradativo e quindi la durata della produzione di biogas.

L'espressione generale è del tipo:

$$\frac{dC}{dt} = f(t, C^n)$$

dove con  $C$  si è indicata la concentrazione di carbonio organico gassificabile e con  $n$  l'ordine della cinetica. Tale relazione è usualmente applicata ad una massa di rifiuti depositata in uno stesso strato o in un determinato periodo (mese o semestre). Particolare attenzione va rivolta all'esponente  $n$  che rappresenta l'ordine del modello. Una cinetica di ordine zero ( $n=0$ ) implica che variazioni non eccessive di  $C$  non influenzano la velocità di massificazione della frazione organica del rifiuto ed essa quindi risulta evidentemente costante nel tempo, eventualmente influenzabile solo da altre condizioni al contorno quali il contenuto di acqua e la disponibilità di nutrienti. Alcuni processi dovuti ad un certo numero di reazioni vengono descritti da cinetiche del secondo ordine ( $n=2$ ) (ad esempio massificazione anaerobica della sostanza organica). Tuttavia la maggior parte dei modelli attualmente in uso fa riferimento a cinetiche del

primo ordine ( $n=1$ ) in cui il fattore limitante del processo è rappresentato dalla concentrazione di carbonio gassificabile residuo. Questo modello esprime il fatto che la velocità di massificazione presenta normalmente un andamento decrescente nel tempo:

$$\frac{dC}{dt} = -kC$$

con  $k$  costante di degradazione (che tiene conto anche della fase di idrolisi) definita in genere per almeno tre tipologie di substrato gassificabile:

- velocemente biodegradabile - *RB*;
- mediamente biodegradabile - *MB*;
- lentamente biodegradabile - *LB*.

Va detto inoltre che, affinché abbia luogo un'attività di degradazione anaerobica, l'*umidità* del rifiuto deve essere compresa tra il 50% e l'80%. Per valori inferiori, che si registrano per climi aridi o per rifiuti pre-trattati meccanicamente, la cinetica risulta notevolmente rallentata causando un'estensione della durata della fase di produzione del biogas.

Assume un valore importante anche il cosiddetto *tempo di generazione*. In effetti la durata del processo di massificazione è considerata variabile tra i 15 ed i 50 anni. Il parametro normalmente considerato per la definizione del tempo di generazione è il cosiddetto tempo di dimezzamento  $t_{1/2}$ , ovvero il lasso di tempo necessario alla degradazione della metà della quantità complessiva di carbonio gassificabile. Nei modelli del primo ordine esso è calcolato in funzione della costante di degradazione attraverso l'espressione:

$$t_{1/2} = \ln 2 / k$$

Assume un significato importante anche il *tempo di ritardo iniziale* che rappresenta il tempo necessario per la prima comparsa del biogas ed è essenzialmente legato al processo di acclimatazione della biomassa responsabile del consumo della sostanza

organica biodegradabile. Il valore del tempo di ritardo dipende dalle caratteristiche del rifiuto in termini di biodegradabilità e grado di compattazione, nonché dalle modalità di gestione della discarica.

In base ai dati riportati in letteratura è possibile assumere quali intervalli tipici del tempo di ritardo i seguenti valori: *0 - 0,3 anni* per la frazione RB, *1,5 - 2 anni* per la frazione MB e circa *5 anni* per la frazione LB.

Una volta definite queste importanti caratteristiche basta applicare uno dei modelli matematici precedentemente menzionati per ottenere delle curve teoriche sulla produzione di biogas. A titolo di esempio si può riportare un grafico molto interessante che ricava la curva teorica di produzione di biogas per ciascuna frazione merceologica (*Figura 2.6*).

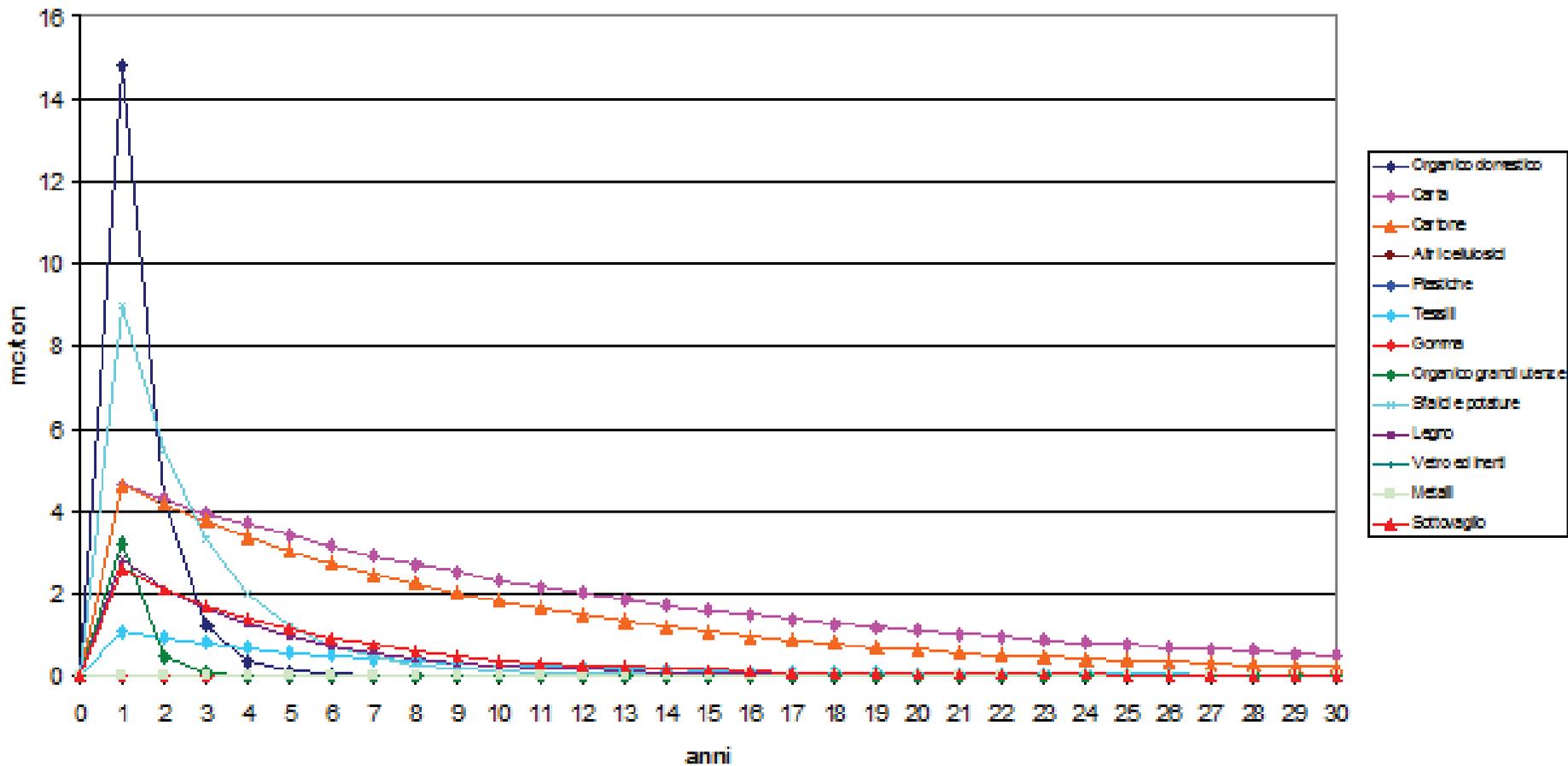


Figura 2.6 – Produzione di Biogas per ogni frazione merceologica

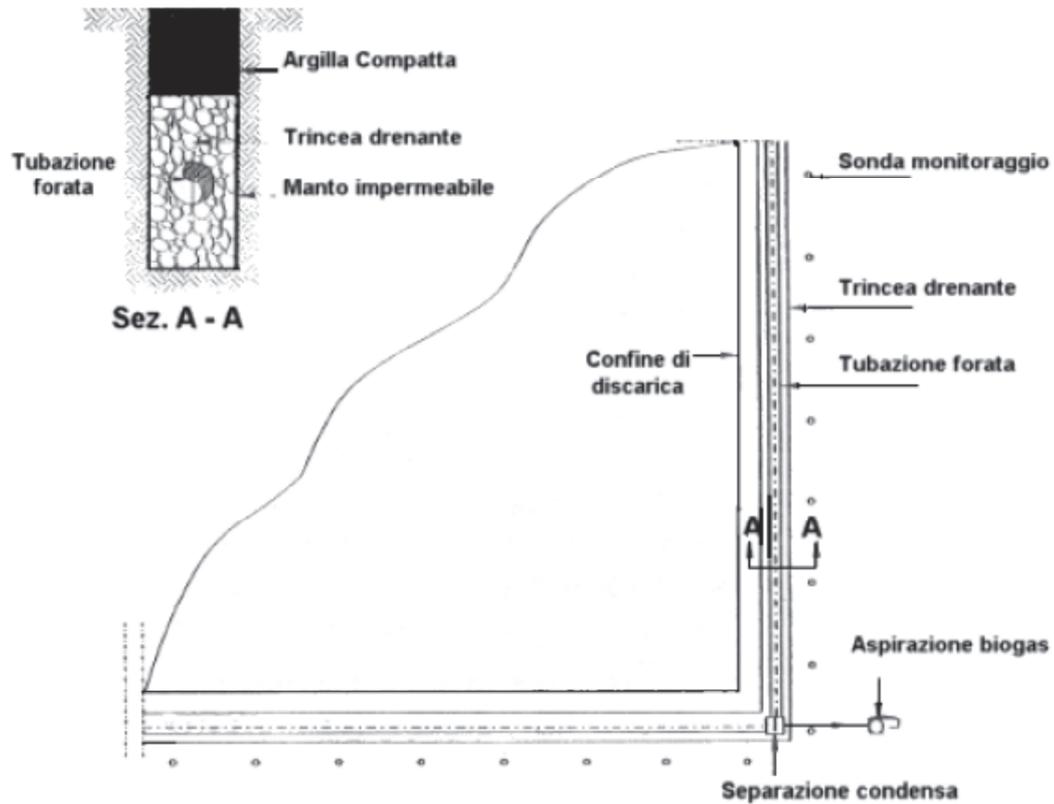
### 2.3.5 Sistemi di captazione

Per evitare la migrazione incontrollata del biogas che si produce in seguito ai processi biologici che avvengono in discarica si realizzano dei sistemi di captazione che favoriscono l'allontanamento del biogas man mano che questo si produce all'interno dei rifiuti.

Questi sistemi sono costituiti da una serie di condotti all'interno dei quali il biogas può essere convogliato naturalmente, in tal caso si parla di sistemi passivi, o artificialmente se questi condotti vengono tenuti in depressione attraverso un opportuno sistema di depressione, in tal caso si parla di sistemi attivi.

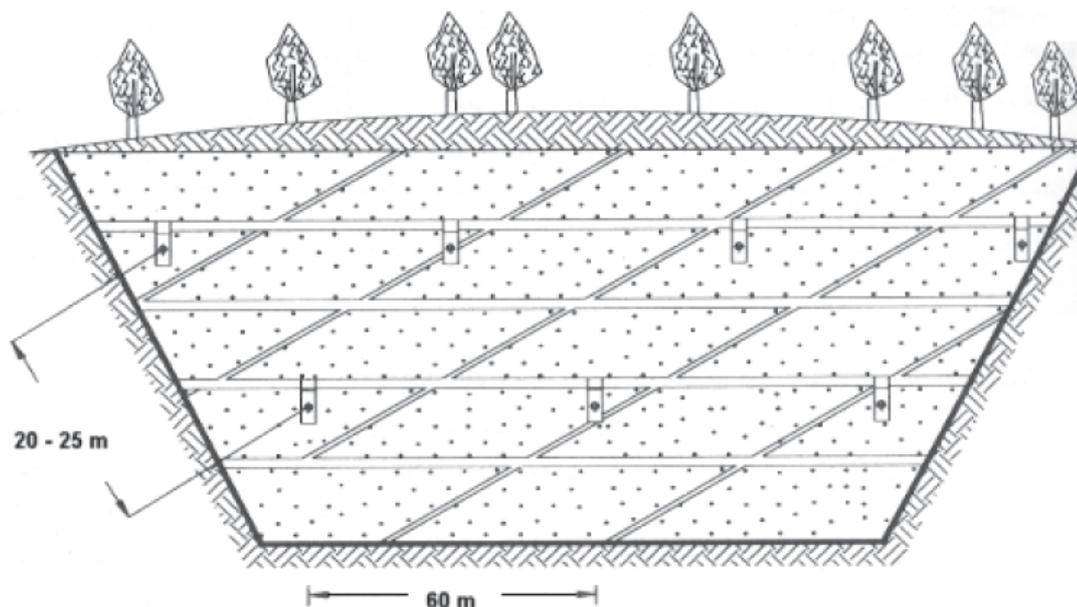
Tali condotti possono essere a sviluppo orizzontale, in tal caso si parla di *trincee drenanti*, oppure a sviluppo verticale, in tal caso si parla di *pozzi verticali* e sono localizzati lungo il perimetro della discarica se la superficie della discarica è contenuta oppure all'interno di essa.

Le *trincee drenanti perimetrali* sono utilizzate nel caso di discariche poco profonde (*profondità < 7 m*) e consistono in uno scavo esterno all'ammasso dei rifiuti, ma ad esso adiacente, di profondità uguale alla profondità della discarica. All'interno di questo scavo viene alloggiato un tubo forato in un letto di ghiaia, sigillato in superficie da uno strato di argilla compattata. Un sistema di aspirazione collegato alla tubazione costituito da una pompa a vuoto determina all'interno della trincea una depressione che riesce a drenare il biogas presente nell'ammasso di rifiuti adiacenti. In questo caso si ha una situazione del tipo riportato in *Figura 2.7*.



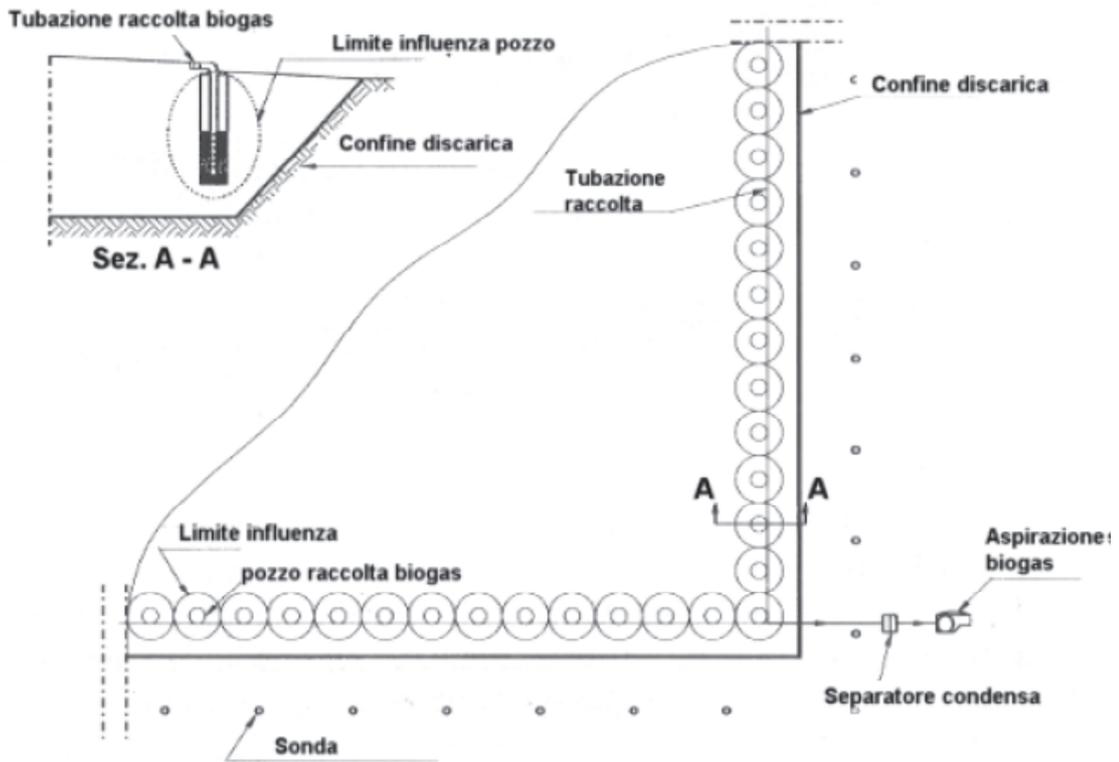
**Figura 2.7** – *Trincee drenanti perimetrali*

Le *Trincee drenanti* possono essere realizzate anche all'interno del corpo della discarica. Queste vengono realizzate durante il riempimento della discarica, effettuando a strati alternati uno scavo nel rifiuto compattato (largo circa 60-70 cm e alto circa 2 m) in cui vengono disposte tubazioni forate dal diametro di 30 cm annegate in un letto di ghiaia. Le trincee vengono collegate tra di loro attraverso un sistema di tubazioni, che a loro volta fanno capo al sistema di aspirazione costituito da una pompa a vuoto, la quale, generando una depressione all'interno delle trincee fa da richiamo al biogas contenuto nei rifiuti. In questo caso si ha una situazione come mostrato in *Figura 2.8*.



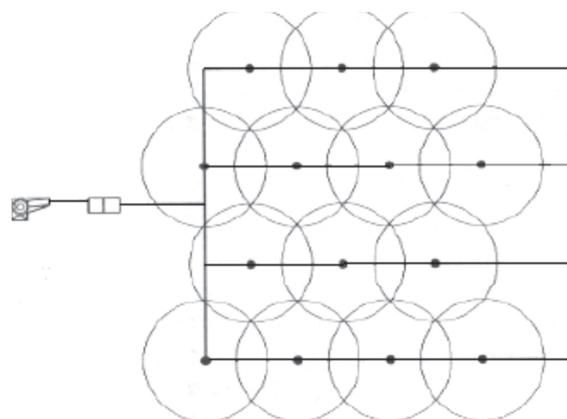
**Figura 2.8** – Trincee drenanti nel corpo della discarica

Invece i *pozzi verticali perimetrali* vengono adoperati in discariche la cui profondità supera i 7-8 m e vengono generalmente realizzati a discarica ultimata. Lungo il perimetro della discarica, all'interno dei rifiuti, vengono realizzati dei pozzi con diametro non inferiore agli 80 cm distanti tra di loro non più di 10-15 m all'interno dei quali viene alloggiato un tubo con un diametro di 10 cm il cui tratto inferiore, pari a metà della sua altezza, è forato. Tale tubo è immerso in uno strato di ghiaia mentre la parte superiore non forata è circondata da argilla compattata o bentonite. Questi pozzi sono collegati superiormente tra di loro attraverso una tubazione collegata ad un sistema di aspirazione, costituito da una pompa a vuoto. In questo modo in testa a ciascun pozzo viene a crearsi una depressione che fa da richiamo al biogas presente nei rifiuti. Dal punto di vista grafico tale sistema di captazione del biogas può essere rappresentato come in *Figura 2.9*.



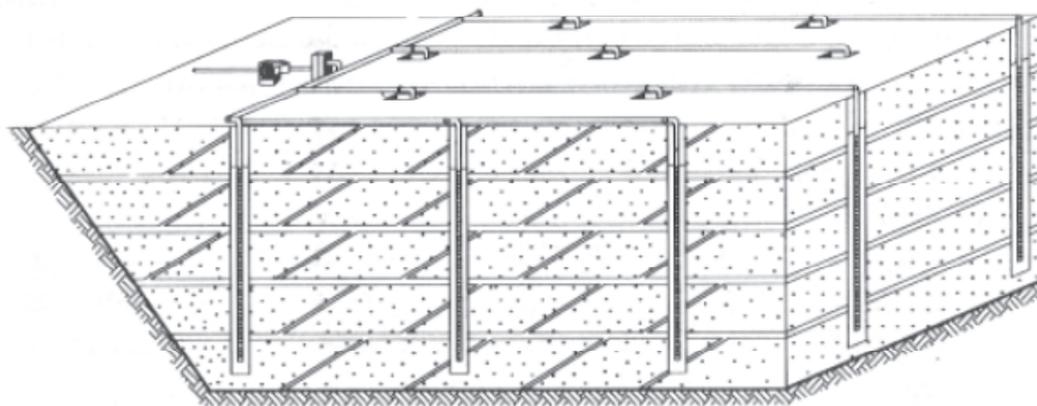
**Figura 2.9** – Pozzi verticali perimetrali

I pozzi verticali possono essere realizzati anche all'interno del corpo della discarica. In questo caso i pozzi vengono realizzati a discarica ultimata e vengono inseriti per una profondità pari a circa l'80% dell'altezza della discarica. Il numero dei pozzi viene definito in modo tale che le loro aree di influenza si sovrappongano e possano interessare tutta la superficie della discarica. In genere la distanza tra questi pozzi verticali non è superiore ai 50-60 m.



**Figura 2.10** – Pozzi verticali nel corpo della discarica

Questi pozzi superficialmente possono essere collegati da delle tubazioni che a loro volta sono collegate da un sistema di aspirazione costituito da una pompa a vuoto che, creando una depressione all'interno dei pozzi, capta il biogas (*Figura 2.11*).



**Figura 2.11** – *Sistema di pozzi verticali nel corpo della discarica*

Per quanto riguarda i tubi di estrazione del biogas, bisogna distinguere il caso in cui questi tubi vengono utilizzati per una discarica nuova oppure per estrarre biogas da una discarica già chiusa. Se si deve estrarre il biogas da una discarica già chiusa durante la fase di trivellazione dei pozzi vi può essere pericolo di esplosioni poiché durante la trivellazione la punta della trivella può urtare degli oggetti metallici presenti nei rifiuti, generare una scintilla e quindi innescare una esplosione. Per questo motivo si effettuano sempre trivellazioni ad umido. Quindi con la trivella si realizza il foro all'interno del quale o si dispone un tubo fessurato o una particolare rete, in modo che il gas quando migra all'interno del corpo della discarica venga captato all'interno di tali fori. Una volta che il gas è nel tubo lo si deve estrarre. Per questo motivo all'interno del tubo esterno forato si mette un altro tubo di diametro inferiore (chiamato tubo sonda) microforato. Lo spazio esistente tra i due tubi viene riempito con materiale drenante costituito da ghiaia. Il gas entra nel tubo sonda e viene captato e portato in superficie. Se invece i pozzi di

estrazione del biogas vengono realizzati durante la fase di coltivazione della discarica si usano dei pilastri costituiti da tubi forati che partono dal fondo della discarica e vanno verso l'alto.

Poiché il biogas è più pesante dell'aria, essendo costituito prevalentemente da metano e anidride carbonica il biogas sale da solo verso i punti esterni di captazione.

## Capitolo 3

### Processi di trattamento del biogas

#### 3.1 Trattamento del biogas

Nel capitolo precedente si è ampiamente discusso in merito ai problemi relativi alle emissioni di biogas in atmosfera. Il biogas intercettato dalle discariche deve essere quindi adeguatamente trattato al fine di evitare il rilascio dei suoi componenti (in particolare il metano). L'opzione più interessante è certamente il recupero energetico se il biogas è sufficientemente ricco di metano.

Purtroppo il biogas è caratterizzato da una composizione estremamente variabile con una elevata concentrazione di metano nei primi anni (fino al 60-65% v/v) ed una progressiva riduzione negli anni successivi, quando la degradazione della materia organica tende lentamente a completarsi. Le vecchie discariche rappresentano pertanto un problema perché l'impoverimento di metano che si registra nel biogas rende difficile il recupero energetico o anche semplicemente l'incenerimento in torcia senza l'aggiunta di metano esterno. Anche la normativa vigente ha ampiamente trattato la questione, infatti nell'Allegato II del D.L.vo 36/2003, relativo ai piani di sorveglianza e controllo, al punto 5.4 è precisato che *“deve essere previsto un monitoraggio delle emissioni gassose, convogliate e diffuse, della discarica stessa, in grado di individuare anche eventuali fughe di gas esterne al corpo della discarica”*. E' necessario quindi che il monitoraggio del biogas, oltre a riguardare gli impianti di captazione, sia esteso alle emissioni diffuse che esalano dalla copertura della discarica verso l'atmosfera e dalle superfici di interfaccia con il sottosuolo. Negli ultimi anni la ricerca scientifica in materia ha permesso lo sviluppo di una serie di tecnologie aventi come scopo ultimo quello di abbattere la concentrazione di metano presente all'interno del biogas, indipendentemente

dalla concentrazione di metano nello stesso. In questa fase verranno presentate alcune di queste.

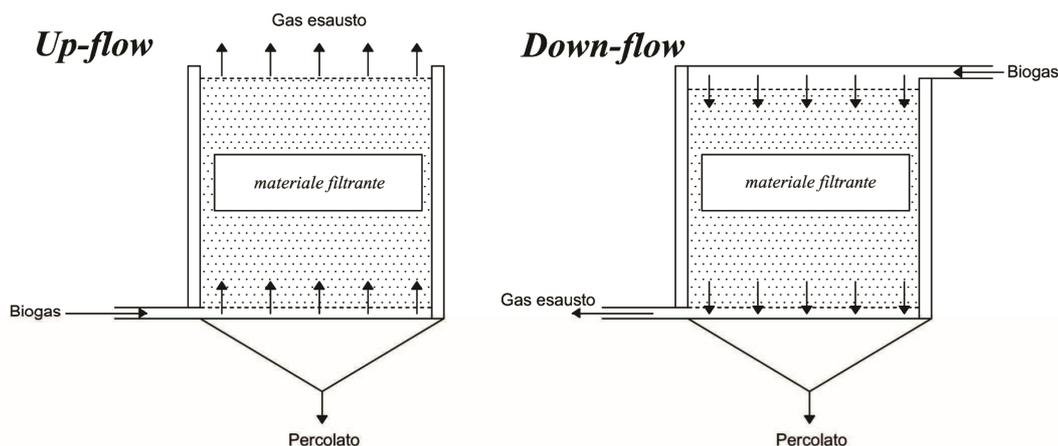
## 3.2 Biofiltrazione

La biofiltrazione è una tecnologia che riesce ad ottenere un ottimo rapporto tra costi e benefici. Il biofiltro è un contenitore, in genere un biocontainer, all'interno del quale alcuni microrganismi, in presenza di ossigeno degradano la sostanza organica, in particolare il metano. Il principio biofisico su cui tale tecnologia si basa è relativo all' "incontro" tra la biomassa e il biogas. In effetti in condizioni particolari questi microrganismi sono in grado di utilizzare il carbonio legato chimicamente all'idrogeno, presente sotto forma di metano all'interno della corrente gassosa del biogas, così da ossidarlo e ridurre la concentrazione dello stesso metano all'interno del flusso. La media dei costi di investimento di un biofiltro di 10, 20 e 40 m<sup>3</sup> è 1300, 1100 e 800 € per m<sup>3</sup> di reattore. I costi operativi, includendo i fissi e i variabili sono 190, 160 e 124 € per m<sup>3</sup> di reattore per anno (*Melse et al. 2005*).

### 3.2.1 Struttura del biofiltro

I biofiltri sono dei veri e propri biocontainer con all'interno un materiale di riempimento che serve da supporto e da sostentamento per lo sviluppo del biofilm metanotrofico. Naturalmente queste unità necessitano di un rifornimento costante di biogas, per cui in genere occorre installare nella discarica delle tubature ad hoc che abbiano il compito di convogliare il biogas alla struttura.

A livello strutturale ci sono due differenti tipologie di biofiltri, anche detti *up-flow* e *down-flow*, a seconda della posizione di ingresso del flusso di biogas, come mostrato in *Figura 3.1*.



**Figura 3.1** – Sistema per biofiltro Up-flow e Down-flow

La prima configurazione risulta la più utilizzata per vari motivi tra cui il fatto che permette l'ingresso dell'ossigeno atmosferico all'interno del letto senza alcun utilizzo di organi meccanici: convogliando aria e biogas in un'unica linea (Streese and Stegmann 2003; Du Plessis et al. 2003) o in due linee diverse (Haubrichs & Widmann 2006) oppure attraverso la superficie della colonna (Wilshusen et al. 2004).

Il rifornimento di biogas al biofiltro può essere “attivo” o “passivo”. Nei sistemi attivi il biogas viene estratto precedentemente dalla discarica e inviato al biofiltro attraverso degli organi meccanici che ne controllino il flusso. L'ingresso di aria può essere combinato al biogas in questa fase o può anche essere insufflata direttamente all'interno del biofiltro attraverso una condotta separata. In maniera alternativa esiste anche l'ipotesi di un ingresso diffusivo dell'aria attraverso la parte superficiale del biofiltro stesso. I sistemi attivi operano generalmente a temperatura e umidità costante. Questi sistemi sono più utilizzati quando è necessario tenere sotto controllo alcuni parametri di progetto (Straka et al. 1999, Dever et al. 2005, Gebert and Gröngröft 2006).

I sistemi passivi, viceversa, ricevono il biogas quando si instaura un gradiente di pressione tale tra la discarica e l'atmosfera da permettere al gas di attraversare le tubazioni e quindi giungere al biofiltro. In genere questi sistemi operano a temperatura

ambiente. Un'altra forma di sistemi passivi sono i cosiddetti sistemi a "finestra" che non sono dei veri e propri biofiltri in senso fisico, in quanto non sono delle unità chiuse e separate dalle discariche, bensì sono dei biofiltri inseriti all'interno della copertura superficiale della discarica e sfruttano la porosità media del materiale di cui sono composti per creare delle vie preferenziali percorribili dal flusso di biogas.

### 3.2.2 Materiale di riempimento

Per ciò che concerne il materiale di riempimento del biofiltro, a livello scientifico sono state effettuate molte ricerche in merito e sono stati testati una elevata varietà di materiali, materiale da compostaggio, scarti di legname, scarti di potatura, torba, nonché materiali inorganici quali materiali vetrosi, ceneri pesanti, pellets di argilla, materiali plastici, ma anche composizioni tra materiali organici e non (*Iranpour et al. 2005*).

In maniera del tutto generale, ci sono delle caratteristiche che tale materiale di riempimento deve avere per svolgere il suo ruolo:

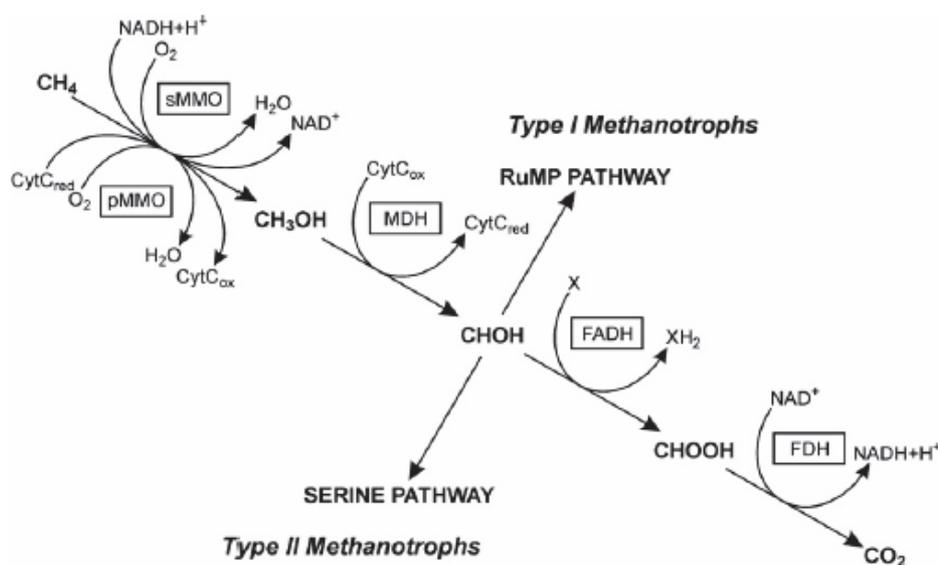
- deve avere una buona capacità di trattenere l'acqua;
- deve essere il più possibile omogeneo onde evitare che si formino delle vie preferenziali per il flusso di gas;
- deve resistere alla degradazione biologica indotta dalla presenza di microrganismi;
- deve garantire delle condizioni ambientali tali da permettere la proliferazione della biomassa metanotrofica.

L'elevata permeabilità del gas è compensata da un alto tasso di porosità.

In ultima analisi si può affermare che affinché all'interno del biofiltro si instaurino le condizioni ambientali ottimali occorre che il materiale di riempimento, oltre a rispettare i canoni sopra elencati, provveda ad offrire un'adeguata aliquota di nutrienti alla biomassa e contemporaneamente garantisca valori di pH neutrali.

### 3.2.3 Microbiologia del sistema

I batteri metanotrofi sono un sottoinsieme di batteri conosciuto come metilotrofi (*methylotrophs*) e sono unici nella loro capacità di utilizzare il metano quale fonte di carbonio e risorsa di energia. La caratteristica principale dei metanotrofici è legata all'utilizzo dell'enzima *CH<sub>4</sub> monooxygenases* (MMOs) che catalizza il processo ossidativo del metano in metanolo (CH<sub>3</sub>OH). La *Figura 3.2* mostra il percorso completo dell'ossidazione microbica dal metano all'anidride carbonica effettuata dai metanotrofici, inclusi gli step intermedi per l'ossidazione del metano in metanolo seguita dall'ossidazione del metanolo in formaldeide (CHOH) e la seguente ossidazione della formaldeide in anidride carbonica.



**Figura 3.2** – Percorso dell'ossidazione del metano e assimilazione della formaldeide da parte dei Metanotrofici (Scheutz et al. 2009).

I primi batteri capaci di ossidare il metano furono isolati e descritti da *Songen* nel 1906 che li denominò *Bacillus methanicus*. Negli ultimi anni sono state fatte diverse ricerche in merito e sono stati distinti principalmente due tipologie di batteri metanotrofici etichettati *tipo I* e *tipo II*.

I metanotrofi di *tipo I* utilizzano un particolare enzima definito pMMO e la maggior parte di essi non è in grado di fissare l'azoto ( $N_2$ ). I metanotrofi di *tipo II*, invece, utilizzano un enzima solubile definito sMMO e sono capaci di fissare l'azoto.

Come si può osservare dalla *Figura 3.2* l'ossidazione del metano comincia attraverso l'utilizzo degli enzimi MMO attraverso i quali i batteri trasformano il metano in metanolo. A questo punto per ossidare il metanolo in formaldeide i batteri utilizzano l'enzima definito MDH (*periplasmic methanol dehydrogenase*). Sono conosciuti due percorsi per la sintesi del materiale cellulare proveniente dalla formaldeide: la “*serine pathway*” e la “*ribulose monophosphate (RuMP) pathway*”. Attraverso questi step intermedi si giunge al prodotto finale: l'anidride carbonica. Va detto però che una conversione del 100% del metano in biomassa microbica non è possibile.

### 3.2.4 Il processo di ossidazione del metano

Risulta a questo punto evidente che l'ossidazione del metano avviene in un ambiente caratterizzato dalla contemporanea presenza di ossigeno e metano stesso. In genere l'ossigeno viene fornito dall'aliquota presente all'interno dell'aria. In termini prettamente chimici la reazione che avviene può essere riassunta nella seguente espressione:



$$(\Delta^{\circ}G = -780 \text{ kJ mol}^{-1} \text{ CH}_4 ; \Delta^{\circ}H = -890 \text{ kJ mol}^{-1})$$

In linea generale la cinetica di ossidazione del metano può essere descritte dalla legge di *Michaelis-Menten*, secondo cui:

$$r = \frac{V_{\max} \cdot C_{CH_4}}{K_m + C_{CH_4}} \cdot \frac{C_{O_2}}{K_m + C_{O_2}}$$

Dove:

- $r$  : tasso di conversione del metano [ $\text{mol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ ];
- $V_{max}$  = massimo tasso di conversione del metano [ $\text{mol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ ];
- $K_m$  = costante di semi-saturazione di Michaelis-Menten ( $\text{mol}/\text{m}^3$ );
- $C_{CH_4}$  = concentrazione di metano ( $\text{mol}/\text{m}^3$ );
- $C_{O_2}$  = concentrazione di ossigeno ( $\text{mol}/\text{m}^3$ ).

Alcuni studi di laboratorio in merito alla cinetica dell'ossidazione del metano hanno indicato che principalmente sono due i gruppi di batteri che intervengono in questo tipo di processo. Il primo gruppo di questi metanotrofi ha un'elevata affinità con il metano e una bassa affinità con la costante di semisaturazione  $K_m$ . Poiché in genere il rapporto  $\text{CH}_4/\text{O}_2$  in condizioni atmosferiche è basso, il tasso massimo di conversione  $V_{max}$  risulta spesso basso per questo tipo di batteri. Il secondo gruppo, viceversa, ha una bassa affinità con il metano a dispetto di un'elevata affinità con la costante di semisaturazione  $K_m$  per cui in condizioni atmosferiche questo tipo di batteri risultano avere un valore più alto del massimo di conversione  $V_{max}$ .

In precedenza avevamo definito due tipologie di batteri metanotrofi ossia quello di *tipo I* e quelli di *tipo II*. Dagli studi effettuati è emerso che quelli di *tipo I* sembrano adattarsi meglio in presenza di basse concentrazioni di metano ed elevate concentrazioni di ossigeno, mentre quelli di *tipo II* sono favoriti da elevate concentrazioni di metano e basse concentrazioni di ossigeno. Queste caratteristiche suggeriscono che in un biofiltro i batteri di *tipo II* dominano nelle zone basse (ipotizzando che il flusso di biogas venga insufflato dal basso) dove la concentrazione di metano è ancora elevata; viceversa i metanotrofi di *tipo II* sono maggiormente presenti nella parte più alta del biofiltro dove, a causa dell'ossidazione del metano, la concentrazione dello stesso tende a diminuire.

### 3.2.5 Fattori ambientali che influenzano il processo

L'ossidazione del metano è controllata da un cospicuo numero di fattori ambientali che ne influenzano in maniera significativa il processo: temperatura, umidità, nutrienti ecc. Per cui le condizioni ambientali sono di particolare importanza per una buona conversione del metano.

La temperatura ha un profondo effetto su tutti i processi biologici, incluso quello relativo all'ossidazione del metano (*Streese et al., 2009*). La maggior parte dei batteri di tipo metanotrofico sono di natura mesofila, per cui la temperatura ottimale per il loro sviluppo oscilla tra i 25°C e i 35°C con un consistente aumento di efficienza dai 12 ai 25°C (*Boeckx et al. 1996*). *King et al. (2001)* riporta a 31°C la temperatura ottimale. Inoltre l'ossidazione del metano è quasi del tutto inibita per temperature prossime allo zero termico. E' stato inoltre riscontrato che a temperature basse (inferiori a 10°C) tutti i batteri trovati appartenevano ai metanotrofi del *tipo I* mentre dai 20°C in su la maggior parte dei batteri apparteneva a quelli di *tipo II* (*Börjesson et al., 2004*).

L'umidità è un fattore essenziale per i microrganismi affinché possano svolgere al meglio la loro attività. Infatti essa incide sia in merito al trasporto dei nutrienti ma anche per la rimozione dei residui dell'attività biologica. Va detto però che un elevato valore di umidità può influire negativamente al processo di trasporto relativo alla fase gassosa poiché la diffusione molecolare in acqua è circa cento volte più lenta che in aria (*Bender et al. 1995*). Quando, ad esempio, il valore di saturazione è intorno all'85% lo spazio vuoto presenta delle brave interconnessioni, proprio a causa della presenza dell'acqua, per cui il gas deve diffondere prima all'interno della fase liquida riducendo drasticamente la disponibilità di metano e ossigeno e quindi inibendo il processo ossidativo. D'altro canto un'elevata diminuzione del contenuto di umidità può ridurre il tasso di conversione del metano in maniera significativa a causa dello stress dei microrganismi derivante dalle condizioni di secchezza.

Un ottimo contenuto di umidità lo si può ottenere quando si garantisce la massima diffusione molecolare da parte della fase gassosa e nello stesso tempo si garantisce un contenuto di umidità tale da rendere la biomassa nelle condizioni giuste per poter ossidare il metano. Come ovvio, il valore specifico sarà funzione delle caratteristiche del biofiltro; in linea del tutto generale si può affermare che in genere tale valore è compreso in un range del 10-20% w/w. Va detto che, sempre in termini numerici, è stato osservato che l'attività ossidativa è destralmente ridotta quando il contenuto di umidità di un biofiltro scende sotto valori del 5% (*Park et al., 2009*).

Come già detto in precedenza i batteri metanotrofici sono batteri aerobici, che dunque necessitano della presenza di ossigeno per poter convertire il metano in anidride carbonica. Alcuni prove di laboratorio hanno dimostrato come valori bassi di concentrazione di ossigeno comportano delle rapide diminuzioni dei tassi di conversione del metano. E' stato inoltre osservato che per i biofiltri l'ossidazione del metano comincia a partire da concentrazioni di ossigeno dell'ordine del 1,7-2,6%, mentre il massimo lo si ottiene per valori dell'ordine del 9%.

Un altro fattore ambientale importante che condiziona il processo di ossidazione del metano all'interno di un biofiltro è la presenza di sostanze esopolimeriche (*exopolymeric substances*) anche definite con l'acronimo EPS. Queste sostanze sono componenti ad elevato peso molecolare formate principalmente da polisaccaridi e sono il prodotto di molte tipologie di batteri, compresi appunto i metanotrofici. Sono prodotte in forme diverse: in una prima fase sotto forma di capsule mentre dopo come un biofilm di polimeri. La funzione principale degli EPS, e quindi anche il motivo principale per cui vengono prodotte dagli stessi microrganismi, è quello di creare una sorta di ancoraggio alla superficie del solido che funge da supporto per la biomassa. Inoltre queste sostanze a causa di una intrinseca capacità assorbente sono in grado di trattenere nutrienti per la biomassa, sono altresì in grado di resistere a condizioni di stress dovuto alla mancanza di

acqua e infine offrono anche una certa protezione fisica contro i predatori. Il problema sostanziale però delle EPS è relativo al fatto che la loro presenza riduce intrinsecamente la porosità del sistema impedendo, o per lo meno riducendo, la diffusività del substrato gassoso alle cellule o anche creando dei canali preferenziali dove il flusso gassoso tenderebbe a scorrere.

Ad oggi sono stati fatti molti studi in merito ma in realtà i fattori che influenzano, a livello batterico, la produzione delle EPS sono ancora sconosciuti. La ricerca scientifica si sta muovendo in questa direzione in maniera tale da poter poi intervenire per ottimizzare il processo ed evitare, per quanto è possibile, la formazione di queste EPS. L'unico rimedio attualmente utilizzato consiste semplicemente in un regolare lavaggio della biomassa. Va detto però che questo tipo di problematiche sono meno rilevanti per sistemi di tipo attivo, in quanto questo lavoro di "pulizia" lo svolge il flusso di biogas.

Come nella maggior parte delle reazioni chimiche il pH assume un ruolo importante per la buona riuscita del processo, il valore ottimale del pH per la crescita dei metanotrofici e l'ossidazione del metano è generalmente compreso tra 5,5 e 8,5.

### **3.3 Termodistruzione mediante torcia**

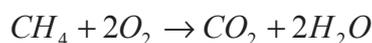
Oltre alla biofiltrazione esistono altre modalità di trattamento del biogas. Una di queste è quella che prevede la sua termodistruzione mediante torcia.

Il principio fisico su cui si basa tale tecnologia è quello relativo ai processi di combustione. In generale la combustione è una reazione chimica che comporta l'ossidazione di un combustibile da parte di un comburente (che in genere è rappresentato dall'ossigeno presente nell'aria) con sviluppo di calore e radiazioni elettromagnetiche tra cui spesso anche radiazioni luminose.

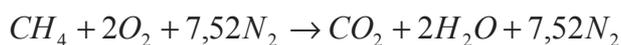
In termini più rigorosi la combustione è una ossidoriduzione esotermica in quanto un composto si ossida mentre un altro si riduce (nel caso del biogas, il carbonio del metano si ossida, l'ossigeno si riduce) con rilascio di energia e formazione di nuovi composti (principalmente anidride carbonica ed acqua).

La reazione tra il combustibile e il comburente non è spontanea ma avviene ad opera di un innesco esterno. L'innesco può essere rappresentato ad esempio da una fonte di calore o da una scintilla. L'innesco rappresenta l'energia di attivazione necessaria alle molecole di reagenti per iniziare la reazione e deve essere fornita dall'esterno. In seguito l'energia rilasciata dalla reazione stessa ne rende possibile l'autosostentamento senza ulteriori apporti energetici esterni.

Il biogas è una miscela di più gas, tra cui, in maniera principale metano e anidride carbonica. Il metano, essendo un idrocarburo si presta molto bene per le reazioni di combustione. La combustione completa del metano,  $CH_4$ , produce anidride carbonica e acqua secondo la reazione:

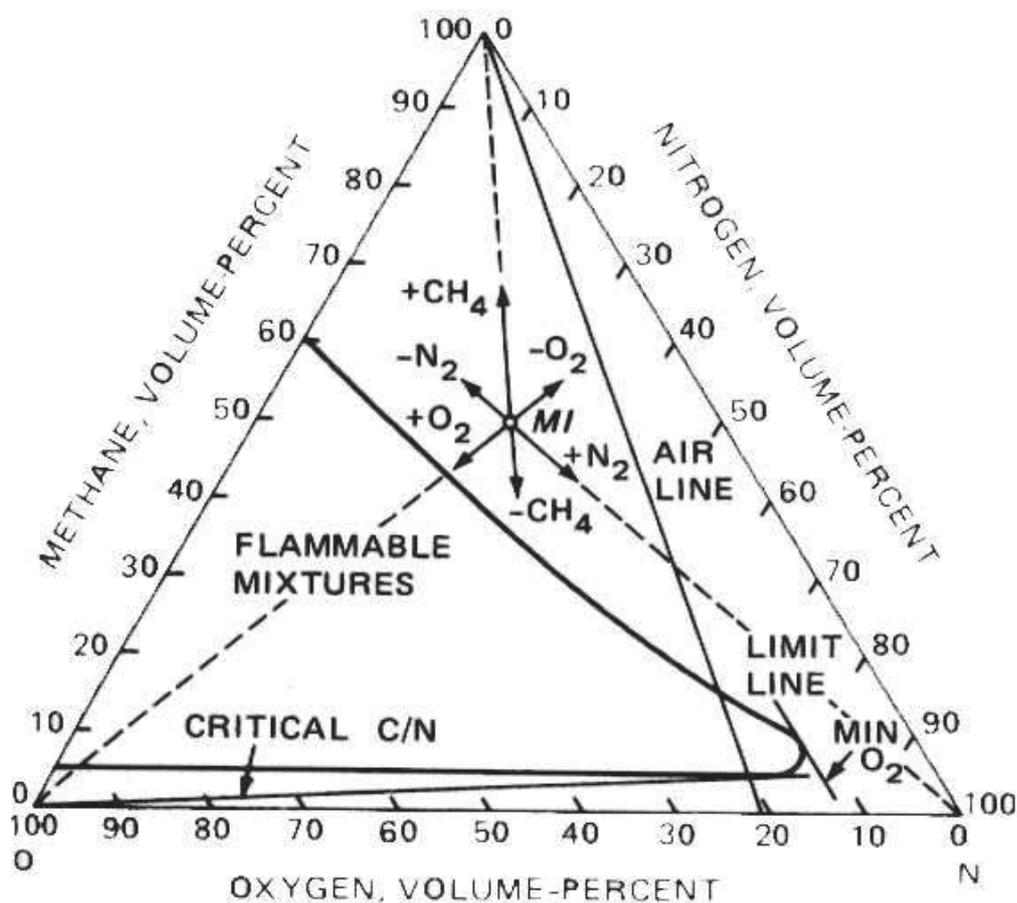


In pratica a partire dal metano e dall'ossigeno si genera acqua e anidride carbonica, il che va proprio nella direzione che volevamo in quanto l'obiettivo principale degli impianti di trattamento del biogas è quello di abbattere la concentrazione di metano presente nel flusso. Naturalmente come in tutte le combustioni occorre garantire la giusta presenza di ossigeno perché se questo dovesse essere in difetto possono avvenire numerose reazioni conducendo a diversi prodotti, tra i quali monossido di carbonio, metanolo ecc. ecc. Spesso si utilizza l'aria anziché l'ossigeno puro dunque bisogna tenere conto anche della presenza dell'azoto. L'aria è teoricamente formata (in volume) da 21% di ossigeno e da 79% da azoto; ciò vuol dire che il rapporto ossigeno/azoto è di 1:3,76. Pertanto la reazione di combustione diventa:



Nella pratica non si brucia mai secondo la reazione stechiometrica. Questo perché rispettando le giuste quantità si rischia di avere incombusti; ecco perché generalmente si cerca sempre di bruciare in eccesso d'aria.

Nella pratica della combustione si usano spesso i cosiddetti *diagrammi di infiammabilità* che vengono utilizzati per rappresentare il comportamento di miscele combustibile/ossidante/inerte. In *Figura 3.3* è riportato un esempio di diagramma di infiammabilità per il metano in miscele di ossigeno e azoto.



**Figura 3.3** – Diagrammi di infiammabilità del sistema metano-ossigeno-azoto a 1 atm e 26°C.

Nella figura sono evidenziate:

- la linea dell'aria, lungo la quale il rapporto  $O_2/N_2$  si mantiene costante e uguale a quello dell'aria ( $\sim 0,27$ );

- la linea limite che rappresenta una serie di miscele con rapporto fisso  $O_2/N_2$ , tangente alla regione di infiammabilità;
- un punto rappresentativo di una possibile miscela con le frecce che indicano la direzione in cui si sposta la composizione per aggiunta (o prelievo) di ciascuno dei tre componenti separatamente. Per questo ultimo punto è evidente che la aggiunta di combustibile o di azoto permette di realizzare sempre miscele non infiammabili. La regione di infiammabilità viene invece raggiunta, ed attraversata, per aggiunta di ossigeno.

Ricerche scientifiche in merito alla combustione hanno dimostrato che il processo chimico della combustione passa attraverso prodotti intermedi prima di arrivare a quelli finali di massima ossidazione consistenti in anidride carbonica e vapore d'acqua.

Durante la reazione a catena dovuta alla collisione delle molecole che permette l'ossidazione degli atomi con la conseguente produzione di calore, si formano questi prodotti intermedi della combustione; rapidamente essi vengono poi a loro volta trasformati da una ulteriore ossidazione via via che giungono in contatto con l'ossigeno in molecole di anidride carbonica e vapore d'acqua. Una volta innescata la reazione di combustione deve essere mantenuta ad una temperatura superiore a quella minima di accensione. Se in un momento qualsiasi nella massa della fiamma la miscela in fase di combustione viene raffreddata ad un valore di temperatura inferiore a quello di accensione, il processo di combustione viene arrestato e la fiamma si spegne. Immergendo nella massa di una miscela in fase di combustione un qualsiasi mezzo raffreddante o refrigerante accade che quest'ultimo sottrae al processo di combustione una certa quantità di calore di reazione. Se il mezzo raffreddante assorbe calore in misura sufficientemente grande da impedire alle molecole dei componenti della reazione a contatto tra loro di raggiungere la temperatura di accensione, la combustione si arresta del tutto o comunque nei punti di contatto con il mezzo raffreddante. Ciò accadrebbe anche

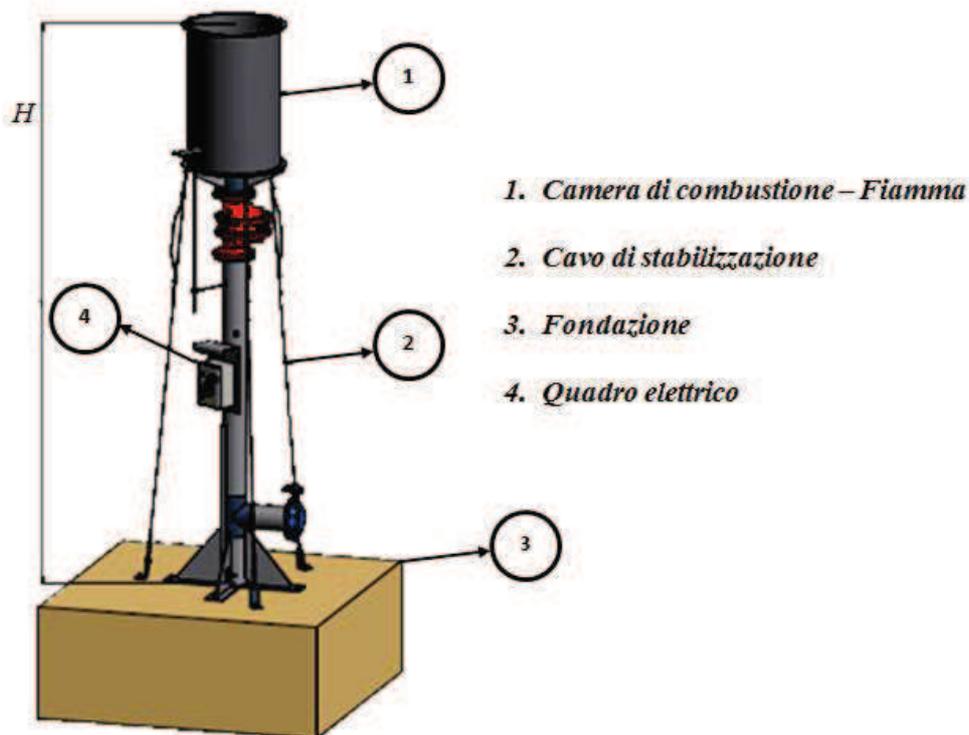
se il combustibile ed il comburente fossero tra loro in rapporto stechiometrico. In pratica i pericoli della combustione incompleta o dello spegnimento della fiamma sono presenti soltanto in applicazioni industriali a basse temperature: ad esempio in impianti di combustione con aria di ricircolo; quest'ultima può agire sulla fiamma come mezzo refrigerante. Lunghe fiamme non protette che siano lambite da una forte corrente di aria fredda possono essere disturbate da quest'ultima soprattutto sulla superficie esterna. Anche se nella parte centrale della fiamma la combustione procede ad una temperatura di  $1000\div 1700$  °C, può accadere che la miscela lambente l'aria fredda all'esterno sfugga completamente incombusta. L'incompleta combustione provocata da un mezzo refrigerante può arrestare la reazione tra combustibile e comburente alle fasi intermedie. In queste condizioni è facile, per chi ha un certo "naso", rilevare il caratteristico odore pungente delle aldeidi. Quando si verificano queste anormali condizioni di combustione è bene intervenire, ricercarne le cause ed eliminarle immediatamente.

Il problema dello spegnimento della fiamma è dunque un problema molto importante per i bruciatori industriali, come possono essere ad esempio le torce per la termodistruzione del biogas. Oltre ad un raffreddamento del sistema, lo spegnimento della fiamma può avvenire quando il fluido gassoso non presenta le giuste caratteristiche che lo rendono appunto, infiammabile. E questo è un problema molto sentito per le torce utilizzate nell'ossidazione del metano contenuto dal biogas; sappiamo infatti che una delle peculiarità del biogas è quella di non avere una portata costante, nonché di variare nel corso del tempo le concentrazioni degli elementi presenti all'interno del fluido. Potrebbe quindi accadere che la fiamma della torcia si spenga per due motivi principali:

- Portata bassa di biogas tale da non garantire il funzionamento della torcia;
- Percentuale di metano contenuta nel flusso di biogas bassa così da rendere il fluido non infiammabile.

### **3.3.1 Le torce elevate**

La torcia elevata consiste essenzialmente in un bruciatore, montato in cima da una struttura portante con un frangivento di protezione, un pilota dotato di accenditore ad alta energia ed un sistema di rilevamento fiamma di tipo a termocoppia. Il sistema di accensione della torcia è di tipo automatico, controllato da un quadro elettrico montato generalmente alla base della torcia ed in esecuzione antideflagrante. Il sistema prevede l'accensione del bruciatore pilota e successivamente l'apertura della valvola ON-OFF installata sulla tubazione principale del biogas. La mancanza di una camera di combustione con isolamento refrattario e la combustione a fiamma libera fa sì che sia la miscelazione del biogas con l'aria necessaria alla combustione sia la temperatura di combustione siano difficilmente controllabili. Questo tipo di torce generano una fiamma luminosa che si vede sopra il frangivento. L'altezza di queste torce, essendo a fiamma libera, è determinata dalle radiazioni che il calore prodotto dalla combustione trasmette a livello del terreno e dipende dalla quantità e dalle caratteristiche del biogas da smaltire. Pertanto l'altezza di queste torce, che è calcolata secondo standard internazionali, è tale da garantire una sufficiente protezione alle persone e alle cose eventualmente presenti a livello del terreno. Tuttavia la semplicità delle torce elevate rende impossibile dimensionarle per rispondere agli standard d'emissione che vengono attualmente applicati nella maggior parte dei paesi sviluppati. L'assenza di un rivestimento unita all'intenso calore prodotto alla sommità delle torce elevate rendono molto difficile il monitoraggio delle emissioni. Storicamente le torce a fiamma libera sono divenute popolari per la loro semplicità ed il basso costo, considerando l'assenza di parametri e controlli sui gas combusti. Esse sono particolarmente utilizzate dove il biogas da bruciare è discontinuo e dove non è richiesto dagli organi competenti alcun tipo di controllo sulle emissioni.



**Figura 3.4** – Esempio di Torcia Elevata

### 3.3.2 Le torce statiche

L'impiego della torcia statica di combustione del biogas è indicato nei casi di bonifica di vecchie discariche o nella messa in sicurezza di nuove discariche dove la capacità di produzione di biogas è limitata causa la ridotta quantità dei rifiuti smaltiti e dove non sia possibile avere a disposizione energia elettrica per l'alimentazione delle varie apparecchiature. È comunque preferibile installare dei sistemi di aspirazione e combustione di tipo automatico. La torcia statica di combustione del biogas, fornita su telaio con camino di combustione e sistema di accensione automatica, è disponibile in vari modelli a secondo delle portate di biogas: (50-100 Nm<sup>3</sup>/h). Le caratteristiche tecniche standard prevedono:

- Funzionamento automatico;
- Un massimo di temperatura di combustione in genere di 900°C;
- Una percentuale minima di CH<sub>4</sub> intorno al 25% in volume.

### 3.4 Recupero Energetico

Oltre alla termodistruzione mediante torcia esiste anche la possibilità di utilizzare il flusso di biogas proveniente da una discarica come fonte di energia. D'altronde questo periodo storico è caratterizzato dalla continua ricerca di fonti energetiche tali da garantire i consumi della società civile. Naturalmente, in quest'ottica, il biogas potrebbe rappresentare una fonte energetica cosiddetta *low cost*. In effetti tale flusso gassoso rappresenta uno "scarto di produzione" del processo di trattamento dei rifiuti in discarica controllata. Inoltre un riutilizzo in questi termini avrebbe due vantaggi poiché mentre da un lato risolve il problema del trattamento che ogni discarica controllata, per legge, deve affrontare, dall'altro rappresenta una fonte energetica utile per produrre energia. Sostanzialmente sono due le tecnologie attraverso le quali è possibile ricavare energia dal biogas: la combustione diretta dello stesso con conseguente produzione di energia oppure attraverso un processo di *steam reforming* con conseguente produzione di *syngas*.

#### 3.4.1 Produzione diretta di energia

Il biogas possiede un potere calorifero medio/basso dell'ordine di  $540 \text{ kJ/Nm}^3$  ma d'altro canto possiede una quantità tale di energia chimica interna da poter sostenere le operazioni di una turbina o di una combustione interna. La presenza di una importante aliquota di  $\text{CO}_2$  nella composizione del biogas comporta delle caratteristiche della fiamma sostanzialmente differenti da quelle prodotte dagli altri flussi gassosi. In pratica si assiste a una riduzione della temperatura della fiamma stessa, ad un restringimento dei limiti di infiammabilità e quindi ad una diminuzione dell'efficienza della combustione.

Un modo per aumentare l'efficienza della combustione prevede di recuperare l'energia termica dei prodotti della combustione per pre-riscaldare il flusso gassoso in ingresso al

sistema, aumentando la temperatura della zona di reazione. Un altro approccio prevede invece l'aggiunta di un *fuel gas* per aumentare il potere calorifero totale della miscela.

Esistono diverse tecnologie che prevedono l'utilizzo del biogas per la produzione diretta di energia e/o per la cogenerazione. La scelta di tale tecnologia è funzione di vari fattori, quali ad esempio le dimensioni della discarica da trattare, la presenza di un preesistente mercato energetico, i costi del progetto, le fonti di reddito potenziale.

#### **3.4.1.1 Uso diretto: biogas per applicazioni di piccola scala**

Un metodo semplice e a basso costo per utilizzare il biogas da discarica prevede la vendita dello stesso in qualità di gas combustibile a basso potere calorifero per l'utilizzo in caldaia oppure in processi industriali dove sono richieste basse efficienze. In questo caso i maggiori costi di investimento si hanno nella costruzione di un gasdotto per la fornitura del gas. I costi di tale intervento oscillano in un range di 250-500 dollari per miglia. Inoltre se il biogas è utilizzato direttamente in una caldaia preesistente occorre prevedere dei costi di adeguamento della stessa. Una volta investita questa quota i costi di gestione manutenzione sono simili a quelli per caldaie tradizionali. La necessità di adeguare il sistema preesistente sussiste in quanto il biogas ha un potere calorifero certamente inferiore a quello dei gas combustibili tradizionali.

#### **3.4.1.2 Cogenerazione: turbina a gas con produzione combinata di calore ed energia**

All'aumentare delle dimensioni della discarica aumenta anche la produzione elettrica potenziale; quando questa si aggira intorno ai 5MW diventa interessante anche l'utilizzo di turbine a gas, poiché il rapporto costi-benefici comincia ad assumere un aspetto più favorevole. Il ciclo delle turbine a gas è utilizzato in maniera particolare per utilizzare il calore esausto al fine di produrre vapore.

### **3.4.1.3 Cogenerazione: celle a combustibile con produzione combinata di calore e energia**

Un'altra promettente tecnologia di conversione energetica è rappresentata dalle cosiddette celle a combustibile. Questa tecnologia offre un'elevata efficienza ideale, piccole dimensioni e semplici operazioni e una certa flessibilità in termini di dimensioni. Va precisato però che i sistemi a celle a combustibile sono ancora in fase di sviluppo e il loro rapporto costi/benefici è ancora basso. Tuttavia vale la pena capire quale sia l'efficienza di tale tecnologia ipotizzando che in un prossimo futuro i costi scendano e vengano risolti alcuni problemi di ingegneria di base. In una comune cella a combustione lo scambio protonico della membrana funziona con l'idrogeno e l'ossigeno e può essere utilizzato nella produzione di energia elettrica

### **3.4.2 Steam reforming**

L'idrogeno utilizzato come combustibile ha una serie di vantaggi in termini sia di efficienze ma anche e soprattutto per ciò che concerne la riduzione delle emissioni di sostanze indesiderate che spesso i processi di combustione producono. Permette inoltre l'accensione della fiamma in condizioni sfavorevoli e la combustione a temperature più basse. Tuttavia se il combustibile a idrogeno è prodotto e acquistato off-site i costi presenterebbero aumenti elevati. Come accennato in precedenza il biogas può essere sottoposto ad un trattamento di tipo steam reforming così da ottenere il cosiddetto syngas (idrogeno e monossido di carbonio).

Lo sviluppo di una tecnologia di reforming stabile presenta dunque notevoli interessi da un punto di vista sociale, ambientale e economico. Indipendentemente dall'utilizzo del biogas come materia prima, la reazione per la produzione di syngas risulta essere molto

interessante poiché presenta rapporti bassi di  $H_2/CO$  e può essere anche adatto per l'impiego in sistemi chimici di trasmissione di energia.

Il syngas è generalmente prodotto tramite lo steam reforming del metano o l'ossidazione parziale dello stesso:



Questo processo oggi trova molto spazio in ambito della ricerca scientifica piuttosto che applicativa; va precisato però che studi recenti hanno dimostrato che i catalizzatori a base di *Nichel* e *Rodio* presentano delle ottime caratteristiche per la realizzazione di questo processo quindi nel prossimo futuro potrebbero essere in commercio alcuni impianti per la produzione di *syngas* proveniente da biogas (*Noah et al. 2007*).

### 3.5 Altri trattamenti

Esistono tuttavia altre modalità tecnologiche per il trattamento del biogas meno diffuse in genere perché non possiedono un buon rapporto costi/benefici.

#### 3.5.1 Ossidazione catalitica

Come suggerisce il nome stesso l'ossidazione catalitica è un processo che prevede l'ossidazione del metano contenuto nel flusso di biogas da trattare attraverso la presenza di un catalizzatore. Un catalizzatore è una generica sostanza in grado di aumentare la velocità di una reazione chimica pur rimanendo inalterato durante il processo. Le modalità con cui una sostanza esplica un'azione catalitica possono essere varie, così come molteplici sono le forme in cui può presentarsi un catalizzatore. Nel caso di trattamento del biogas si parla anche di catalisi eterogenea, in cui il catalizzatore è in fase diversa dai reagenti e non si miscela con essi (catalizzatore solido e reagenti in fase gassosa). Condurre un processo di catalisi eterogenea, se da una parte pone il problema di

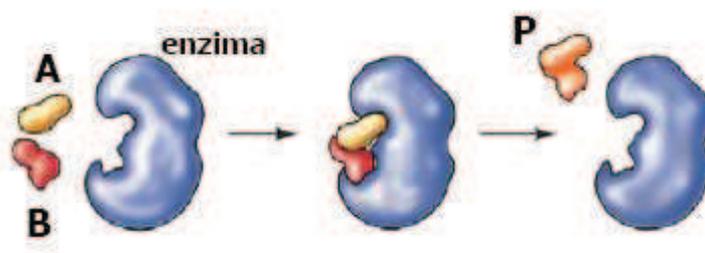
massimizzare il contatto tra le due fasi, dall'altra rende più semplice la separazione tra il prodotto finale ed il catalizzatore, che può così essere nuovamente disponibile per i reagenti freschi. E questo è un grande vantaggio per processi, come il trattamento del biogas, che operano in continuo. Poiché, come detto, i reagenti sono in fase gassosa mentre il catalizzatore è in fase solida l'azione catalitica può esplicarsi solo all'interfaccia tra gas e solido (cioè sulla superficie solida effettivamente esposta). Per aumentare tale superficie è molto frequente l'utilizzo di solidi ad elevata porosità: in tal modo, la superficie esposta non è solo quella esterna, ma anche e soprattutto quella interna dei singoli pori. Elevata superficie specifica significa quindi una più alta concentrazione di siti attivi per unità di volume di reattore e quindi una velocità di reazione maggiore (in termini di moli convertite per unità di volume di reattore). Molto spesso la fase attiva catalitica non prevede una struttura cristallina significativamente porosa. In tal caso si ricorre all'utilizzo di una matrice inerte (supporto) ad elevata porosità, *Figura 3.5*, sulla cui superficie interna viene dispersa la fase attiva, realizzando un cosiddetto catalizzatore supportato.



**Figura 3.5** – Un esempio di materiale inerte utilizzato da supporto

### 3.5.1.1 Reazioni catalitiche Gas - Solido

Molti solidi hanno la proprietà di adsorbire gas (e liquidi), cioè di legare questi composti sulla loro superficie con energia variabile tra valori tipici di un fenomeno fisico, determinato principalmente da forze di *van der Waals* e valori tipici di un legame chimico. Una specie chemi-adsorbita ha una struttura elettronica diversa dalla specie libera e in alcuni casi può essere più reattiva. L'adsorbimento chimico è un fenomeno molto selettivo, cioè ogni catalizzatore solido presenta dei siti attivi sui quali è possibile la interazione solo con alcune molecole di opportuna struttura. Le proprietà catalitiche dei solidi dipendono dunque marcatamente dalla struttura cristallina e dai trattamenti termici e chimici subiti e sono in genere molto sensibili alla azione di veleni, cioè di composti che disattivano i siti catalitici formando con questi dei forti legami chimici. Per una più facile comprensione del fenomeno dell'adsorbimento ci si può riferire alle reazioni catalizzate dagli enzimi, di cui è riportata una schematizzazione in *Figura 3.6*.

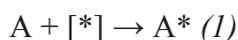


**Figura 3.6** – Schema di reazione catalizzata da un enzima

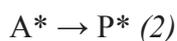
La superficie dell'enzima è caratterizzata da una zona con una forma molto particolare (sito attivo dell'enzima) in grado di accogliere solo molecole che si incastrano perfettamente in essa; ciò si traduce in una elevatissima selettività rispetto a determinate molecole che sono quindi preferite rispetto ad altre. Nei catalizzatori come quelli per il trattamento di biogas, la selettività è in genere legata poco ai fattori puramente

geometrici, mentre gioca un ruolo preponderante la affinità chimica del sito attivo rispetto alle molecola da convertire (metano).

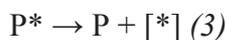
Come detto il catalizzatore ha come obiettivo principale quello di aumentare la velocità di reazione. La presenza del catalizzatore corrisponde ad una modifica del meccanismo di reazione. In particolare, se considero a titolo d'esempio un generico composto A, questo si adsorbe sulla superficie del catalizzatore solido in corrispondenza di un opportuno sito attivo [\*], dando luogo così alla specie adsorbita A\*, di diversa struttura elettronica:



La specie adsorbita A\* può desorbire di nuovo in fase gas, restituendo A iniziale e liberando di nuovo il sito attivo [\*] (reazione inversa rispetto alla (1)), oppure reagire formando il prodotto P\*, presente anch'esso in fase adsorbita:



Infine, il prodotto desorbe dal solido, restituendo la molecola P in fase gassosa ed il sito attivo inizialmente impegnato:

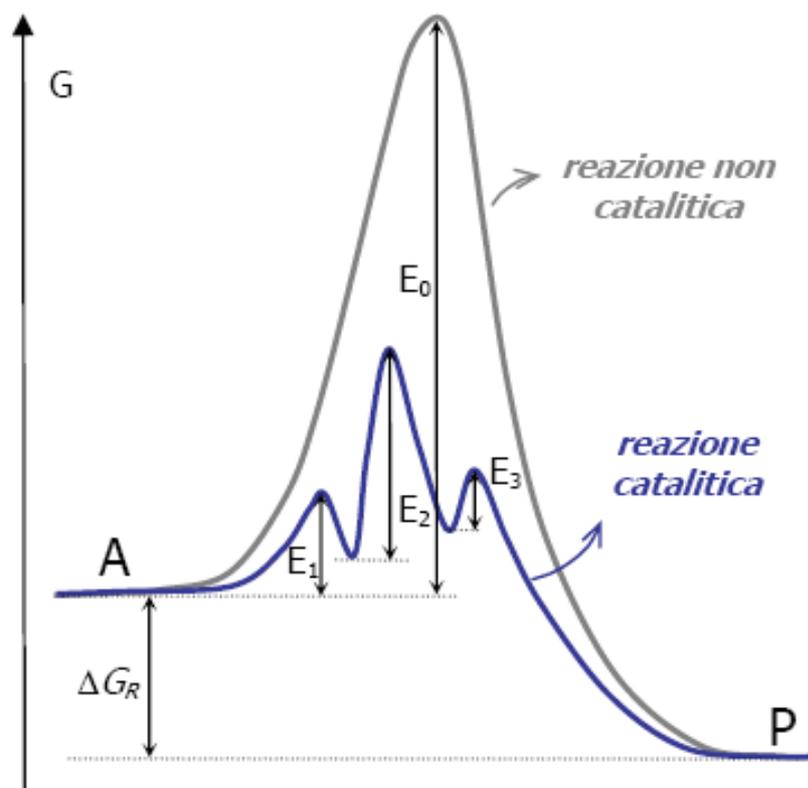


Si può dunque osservare che la reazione  $A \rightarrow P$  corrisponde alla somma delle tre reazioni in serie (1-2-3) e che il sito attivo [\*] partecipa alla reazione ma viene restituito al suo stato iniziale, pronto per adsorbire nuove molecole di A. In altre parole, i siti attivi non vengono consumati dalla reazione ed il loro numero totale si mantiene costante.

Naturalmente nel caso in esame il composto A corrisponde al metano ( $CH_4$ ) presente all'interno del flusso di biogas da trattare, mentre P corrisponde al prodotto della reazione catalitica del metano.

Come già detto in precedenza, condurre una reazione in presenza di un opportuno catalizzatore permette di aumentare anche notevolmente la sua velocità complessiva. Il motivo per cui ciò avviene può essere compreso osservando la *Figura 3.7*, in cui è riportato un confronto tra il percorso della reazione non catalizzata e quello della reazione

catalizzata.

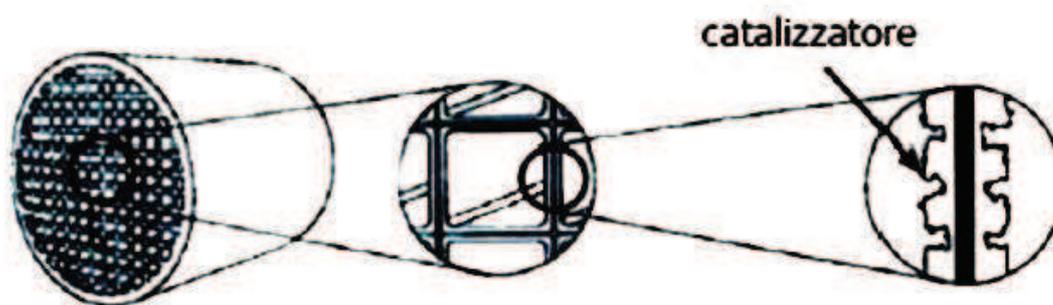


**Figura 3.7**– Percorso energetico della reazione  $A \rightarrow P$  non catalitica e di quella catalitica

Con riferimento ad un asse dell'entalpia libera  $G$ . La reazione non catalizzata è caratterizzata da un unico stadio con energia di attivazione  $E_0$  relativamente elevata, mentre il meccanismo catalitico, costituito da tre diverse reazioni elementari (1-2-3), prevede di conseguenza tre energie di attivazione ( $E_1$ ,  $E_2$  ed  $E_3$ ), una per ogni stadio intermedio. Se il catalizzatore è stato scelto opportunamente, tali energie di attivazione sono notevolmente inferiori ad  $E_0$ , ed aumenta quindi considerevolmente la frazione di molecole di reagente in grado di trasformarsi in prodotti, ossia aumenta la velocità della reazione.

### 3.5.1.2 Impiantistica

Dal punto di vista costruttivo un convertitore catalitico per gas combustibili è costituito da una struttura ceramica a nido d'ape con molti canali in parallelo. La matrice ceramica è costituita da un materiale inerte che serve a conferire al convertitore la necessaria resistenza meccanica. Sulla superficie dei canali (Figura 3.8) è applicato uno strato molto sottile di un secondo materiale inerte dotato di elevata porosità e la fase attiva viene quindi dispersa all'interno di questi pori.



**Figura 3.8** – *Struttura a nido d'ape di un convertitore catalitico per gas combustibili*

Il costo maggiore di un convertitore catalitico è dovuto alla fase attiva che in genere è costituita da metalli nobili. Recentemente si sta diffondendo anche l'utilizzo di fasi attive meno costose ma meno resistenti sia da un punto di vista termico ma anche perché più vulnerabili all'avvelenamento.

In realtà va detto che questo tipo di tecnologia, nonostante le ottime premesse, non trova una larga applicazione nel trattamento del biogas proveniente da discarica. Il motivo principale, oltre a quello di tipo economico, è relativo al fatto che all'interno della corrente del biogas possano esserci elementi che siano causa di avvelenamento per il catalizzatore. Uno di questi elementi, che spesso si trova all'interno del biogas, è l'idrogeno solforato,  $H_2S$ . In genere l'idrogeno solforato rappresenta un veleno per i catalizzatori utilizzati in questi processi, rendendo tale tecnologia non proprio utile al

processi di ossidazione del metano. A livello di ricerca alcuni studi stanno approfondendo il trattamento del biogas attraverso un processo in serie, caratterizzato da una prima fase adsorbente o assorbente con il preciso compito di rimuovere l' $\text{H}_2\text{S}$  presente nella corrente e da una seconda fase di ossidazione catalitica per ossidare il metano.

### **3.5.2 Separazioni fisiche**

Oltre alle tecnologie sopra elencate esistono altri metodi per poter trattare il flusso di biogas prodotto dalle discariche. In genere queste tecnologie utilizzano come principio di base quello della separazione fisica, che permette di abbattere, o quanto meno abbassare, le concentrazioni di metano all'interno del flusso di gas. I rendimenti di tali tecnologie sono forse i migliori in quanto hanno rapporti ottimi tra grado di abbattimento del metano e range di funzionamento. Rispetto ad altre tecnologie non soffrono infatti le variazioni espresse in termini di portata, velocità o concentrazione del gas in da trattare. Il problema relativo a tali impianti, ed è anche il motivo per cui questi schemi sono piuttosto trascurati in problematiche del genere, è legato soprattutto ai costi. In effetti questo tipo di processi hanno un elevato costo di investimento, ma non solo, anche di gestione, in quanto occorre un controllo regolare del sistema nonché delle spese fisse di manutenzione. In genere tali processi sono utilizzati più per processi industriali in cui vale la pena investire un'aliquota onerosa per trattare del gas esausto. Da un punto di vista tecnico ci sono due possibili modalità per trattare il biogas basate su due principi fisici distinti e cioè l'adsorbimento e l'assorbimento.

### 3.5.2.1 L'adsorbimento

In generale l'adsorbimento è un'operazione di trasferimento di un componente A da un carrier fluido (gas o liquido) a una superficie solida. Tale fenomeno interessa la sola superficie del solido adsorbente. Di tale superficie si sfrutta quindi l'affinità con la specie A (adsorbato), ossia la capacità di legare a sé tale componente. Naturalmente l'operazione opposta all'adsorbimento è detta desorbimento. Se l'adsorbimento è dovuto a deboli forze tra molecole dipolari e superfici solide che espongono polarità opposta si parla di interazioni tipo *van der Waals* ed il tipo di adsorbimento che ne risulta è detto *adsorbimento fisico*, altresì se l'interazione tra adsorbato e adsorbente è più forte e si configura come vero e proprio legame chimico, con conseguente alterazione della struttura molecolare originaria della molecola che romperà parte dei suoi vecchi legami covalenti e/o ne formerà di nuovi, si parlerà di *adsorbimento chimico*. Risulta spesso più vantaggioso operare in condizioni di adsorbimento fisico, come nel nostro caso, in quanto ciò rende più facile la fase di rigenerazione del solido esausto (desorbimento) che può essere condotta per semplice trattamento termico mentre in caso di adsorbimento chimico, che è spesso irreversibile, questo potrebbe non bastare.

Naturalmente ciò che acquista molta importanza in un trattamento del genere è il materiale scelto per effettuare l'operazione adsorbente. Le principali caratteristiche richieste a tale materiale sono due:

- Buona affinità fisica o chimica con l'adsorbato;
- l'elevata porosità interna del materiale, che consente di disporre di superfici adsorbenti dell'ordine di  $10^2 \div 10^3 \text{ m}^2 \text{ g}^{-1}$ .

Dopo un certo periodo di utilizzo il solido usato come adsorbente raggiunge la saturazione, esaurisce cioè la sua capacità di adsorbire nuove molecole. E' necessaria a questo punto un'operazione di rigenerazione, che può avvenire per semplice trattamento termico (elevate temperature favoriscono il desorbimento laddove basse temperature

favoriscono l'adsorbimento) o lavaggio, inviando un carrier specifico, liquido o gassoso, verso il quale l'adsorbato presenta maggiore affinità rispetto al solido.

Tra i comuni materiali adsorbenti, il carbone attivo è quello caratterizzato dalla più elevata superficie specifica interna, con valori che variano nel range  $500-1500 \text{ m}^2 \text{ g}^{-1}$  (come termine di paragone, si consideri che la superficie di un campo di calcio è circa  $5000 \text{ m}^2$ ). Grazie a questa caratteristica e alla sua affinità con un gran numero di molecole (soprattutto composti non polari) è anche uno dei più utilizzati.

A livello tecnologico lo schema utilizzato per questo tipo di processi è quello cosiddetto a *letto fisso*. La colonna è riempita con un letto di particelle adsorbenti ferme che vengono investite dalla corrente di fluido da trattare (nel caso in esame dal flusso di biogas).

### 3.5.2.2 L'assorbimento

Il processo di assorbimento che consiste, come nel caso precedente, nel trasferimento di un componente da una fase gassosa a una fase liquida (o più raramente a una fase solida), si basa principalmente sull'affinità chimica tra il composto da strappare e il solido di riempimento. Rispetto al caso precedente il processo prevede che la bonifica del flusso gassoso avvenga grazie alla formazione di nuovi legami chimici che si instaurano tra materiale assorbente e materiale assorbito. L'operazione inversa è detta di desorbimento (detta anche strippaggio per evitare confusione con il processo inverso dell'adsorbimento). In genere il materiale assorbente è in fase liquida, spesso si utilizza l'acqua perché possiede un buon rapporto tra costi e benefici. Alle volte, per aumentare la solubilità della specie da trasferire dal gas al liquido è comune l'utilizzo, al posto dell'acqua pura, di una soluzione acquosa, ad esempio di ammine (principalmente mono-, di- e trietanolamina) o di  $\text{NaOH}$ ; in questo caso si parla di assorbimento chimico in quanto la specie che si scioglie nel liquido reagisce mantenendo così costantemente

elevata la forza spingente utile per il trasferimento di materia. Il liquido ricco di soluto proveniente da una processo di assorbimento è in genere inviato a una seconda unità in cui avviene il desorbimento del soluto e la rigenerazione della corrente liquida. Questa viene quindi fatta circolare in continuo in circuito chiuso attraversando prima l'unità di assorbimento e poi quella di desorbimento; su tale linea saranno comunque necessari dei raddoppi di liquido per compensare le perdite per evaporazione.

A livello tecnologico l'operazione di assorbimento può essere condotta in apparecchiature diverse appartenenti in genere a una delle tipologie riportate di seguito:

- Colonne a riempimento;
- Colonne a pioggia;
- Colonne a bolle;
- Colonne a piatti.

Questa classificazione non esaurisce comunque le possibili configurazioni impiantistiche adottabili per mettere in contatto efficacemente una fase liquida con una fase gassosa. In particolare i sistemi più moderni tendono a sfruttare anche modalità di contatto diverse come l'effetto eiettore (trascinamento di gas da parte di un getto liquido ad alta velocità).

## Capitolo 4

### Formulazione del modello matematico

#### 4.1 Generalità sul modello matematico

Un modello matematico è un modello costruito usando il linguaggio e gli strumenti della matematica. Come tutti gli altri modelli usati nella scienza il suo scopo è quello di rappresentare il più possibile fedelmente un determinato oggetto, un fenomeno reale o un processo fisico dal punto di vista quantitativo. Tutti i settori della scienza fanno largo uso di modelli matematici per descrivere determinati aspetti del mondo reale.

Un modello matematico è spesso costruito con lo scopo di fornire previsioni sullo stato futuro di un fenomeno o di un sistema fisico. Spesso i termini *modello* e *sistema* sono interscambiabili dal punto di vista matematico-formale. Generalmente il modello descrive la probabile evoluzione di un fenomeno o di un sistema fisico sulla base di dati iniziali (condizioni iniziali) forniti dall'utente (l'input) restituendo dei dati finali (output). L'efficacia del modello può essere quindi misurata comparando i dati finali con il risultato effettivo osservato dell'evoluzione del fenomeno o del sistema. Ad esempio modelli matematici più o meno complessi vengono continuamente proposti e testati in meteorologia, climatologia ed economia. Spesso il modello è una rappresentazione sintetica del fenomeno o del sistema in oggetto ovvero scevra di dettagli e particolari superflui all'analisi desiderata.

La stesura di un modello matematico abbraccia moltissimi campi della scienza pura e applicata proprio perché consente il superamento della semplice trattazione qualitativa per ottenere invece una trattazione quantitativa del fenomeno o del sistema in oggetto (che include anche quella qualitativa) adatta per un uso più accurato e specifico come la prognosi futura.

Una classe importante di modelli è data dalle equazioni o sistemi di equazioni differenziali, ordinarie o alle derivate parziali, ottenibili a partire da equazioni di bilancio per sistemi fisici (meccanici, elettrici, termodinamici, ecc.).

La soluzione delle equazioni del modello passa attraverso i metodi di risoluzione classici delle equazioni differenziali oppure equivalentemente dai metodi di analisi derivati dalla teoria dei sistemi.

Si suole distinguere inoltre tra modelli dinamici, che esprimono la variabilità o evoluzione nel tempo del comportamento di un sistema fisico, e modelli statici.

Si distinguono modelli (sistemi) deterministici (l'uscita è univocamente determinata dall'ingresso) e modelli (sistemi) stocastici, modelli lineari e modelli non-lineari.

## **4.2 Modello matematico di un biofiltro**

L'obiettivo di tale capitolo è quello di realizzare un modello matematico al fine di ottimizzare le prestazioni di un biofiltro. Una serie di modelli sono stati sviluppati in letteratura. *Stein et al. (2001)* ha sviluppato un modello con trasporto unidimensionale, *Bogner et al. (1997)* ha sviluppato un modello dinamico per il trasporto di gas in discarica e ossidazione del metano in biocoperture, *Hilger et al. (1999)* ha sviluppato un modello basato sulle equazioni di Stefan-Maxwell, *De Visscher et al. (2003)* infine ha sviluppato un modello che descrive il trasporto del gas e l'ossidazione del metano in un setup di laboratorio che simula una biocopertura in discarica.

### **4.2.1 Formulazione del modello**

In genere la descrizione di un processo reale è una cosa molto complessa poiché le variabili, gli scenari e le alternative che contraddistinguono un fenomeno reale sono spesso molteplici. Naturalmente la realizzazione di un modello ha come primo obiettivo

quello di semplificare le condizioni del fenomeno reale omettendo dettagli e particolari superflui all'analisi desiderata. In genere capire quali possano essere gli elementi superflui è una decisione abbastanza delicata perché potrebbe, in qualche maniera, allontanare il modello dalla corrispondenza con la realtà, realizzando in sintesi un qualcosa di poco utile. Occorre quindi cercare di fare una specie di bilancio e trovare una sorta di equilibrio tra attinenza del modello alla realtà e complessità dello stesso. Sarebbe infatti poco utile avere un modello molto vicino alla realtà ma di difficile, se non impossibile, risoluzione oppure sarebbe altrettanto vano avere un modello facile da risolvere ma che non sia attinente con le condizioni reali del fenomeno.

Nel caso di studio si è cercato di muoversi in questa direzione valutando alcune ipotesi semplificative che potessero in qualche maniera semplificare la risoluzione del modello ma che d'altro canto non facessero perdere l'attinenza con la realtà del fenomeno.

Sostanzialmente l'ipotesi semplificativa effettuata prevede che il reattore preso in esame venga ipotizzato essere un reattore ideale ed in particolare un *Plug Flow Reactor*, anche noto con l'acronimo *PFR*. Le condizioni di flusso per un PFR reale sono le seguenti:

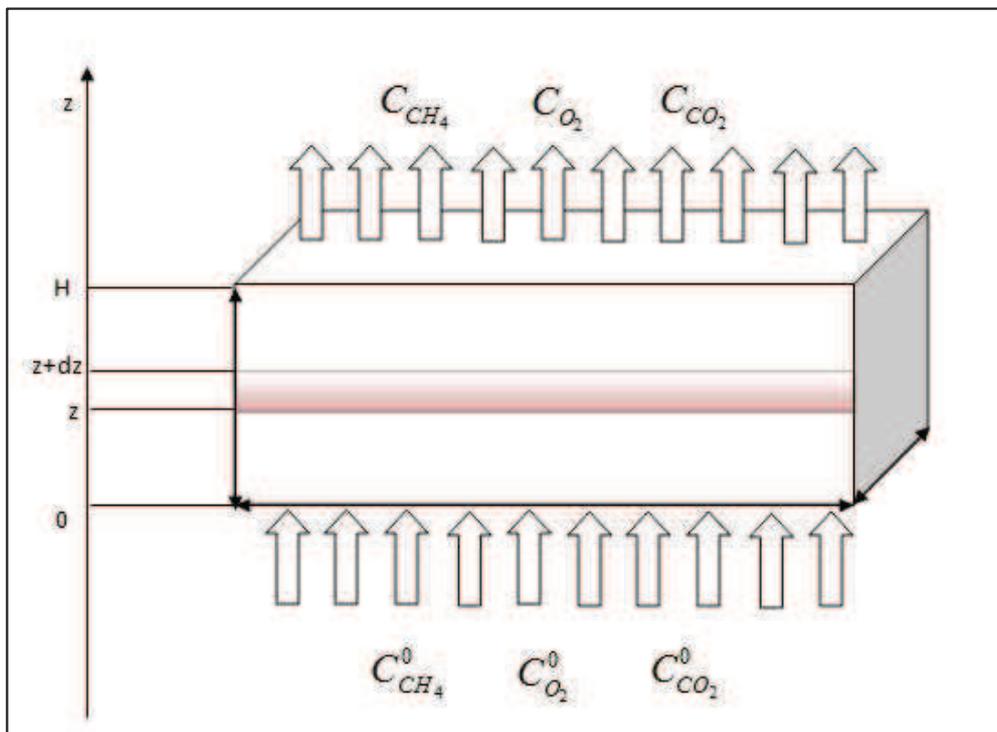
- Miscelazione completa in senso longitudinale;
- Assenza di miscelazione in senso trasversale (ovvero lungo la direzione  $z$ ).

In altre parole, il moto dei fluidi all'interno di un reattore PFR avviene in maniera ordinata, tale che il singolo elemento fluido non si miscela con quelli contigui nella direzione del moto. Ciò comporta che in tal caso ciascuna sezione del reattore sarà caratterizzata da una concentrazione diversa rispetto a quelle adiacenti dando luogo a un gradiente continuo di concentrazione in senso trasversale dal valore in ingresso a quello in uscita. La legge di variazione della concentrazione in senso trasversale dipenderà poi dal tipo di cinetica che caratterizza la reazione di interesse.

Inoltre la scelta di un reattore ideale come il PFR prevede un'ipotesi semplificativa anche in relazione alla distribuzione sulla superficie del biofiltro del flusso di biogas.

Da un punto di vista tecnologico infatti i sistemi di biofiltrazione prevedono una zona posta nella base inferiore di raccolta del biogas proprio per agevolare, per quanto possibile, una distribuzione dello stesso che sia il più uniforme possibile sulla superficie effettiva di ossidazione. Naturalmente nella realtà questo non avverrà mai alla perfezione bensì ci saranno delle vie, seppur piccole, privilegiate dal flusso di biogas che certamente tenderà a scorrervi. Nel nostro modello invece, per ovviare a questo problema che avrebbe complicato la risoluzione dello stesso, si è ipotizzato una distribuzione del biogas uniforme lungo la superficie di ossidazione.

A questo punto possiamo visualizzare in *Figura 4.1* l'applicazione di queste due ipotesi al biocontainer utilizzato per la creazione del modello matematico.



**Figura 4.1** – Schematizzazione del reattore descritto dal modello matematico

Quindi schematicamente possiamo riassumere il nostro modello come un reattore PFR all'interno del quale viene inviato in maniera uniforme su tutta la superficie un flusso

gassoso caratterizzato dall'aver una certa concentrazione iniziale di metano ( $C_{CH_4}^0$ ), una certa concentrazione iniziale di ossigeno ( $C_{O_2}^0$ ) e una concentrazione iniziale di anidride carbonica ( $C_{CO_2}^0$ ). All'interno del reattore, in un'altezza compresa tra 0 e H, avviene il fenomeno di ossidazione che verrà descritto in un secondo momento. In definitiva in uscita dal reattore avremo una corrente gassosa caratterizzata dall'aver dei valori di concentrazione di metano e ossigeno certamente inferiori a quelli in ingresso ( $C_{CH_4}$ ,  $C_{O_2}$ ,  $C_{CO_2}$ ). Per poter realizzare il modello consideriamo il principio di conservazione della massa secondo cui:

$$INGRESSO - USCITA \pm GENERAZIONE = ACCUMULO$$

In poche parole stiamo dicendo che se considero un elemento che entra all'interno del reattore la sua portata massica sottratta a quella in uscita e addizionata o sottratta (a seconda del caso) al termine di generazione sarà uguale all'accumulo, nel caso in cui il reattore venga descritto in stato transitorio piuttosto che stazionario. A questo punto si capisce chiaramente che per applicare il principio di conservazione della massa occorrerà scrivere un bilancio per ciascun componente della fase gassosa. Nel caso in esame verranno dunque esplicitate tre equazioni di bilancio: per il metano, per l'ossigeno e per l'anidride carbonica. In primis occorre definire *volume di controllo*, *reazione bio-chimica* e *cinetica di conversione*. Considerando come riferimento la *Figura 4.1* avremo:

- *Volume di Controllo* :  $dV = S dz$
- *Reazione chimica*:  $CH_4 + \nu O_2 \rightarrow \alpha CO_2 + [acqua + biomassa + EPS]$

- *Velocità di reazione*:
 
$$\left\{ \begin{array}{l} R_{CH_4} = \frac{V_{MAX} \cdot y_{CH_4}^s}{K_{CH_4} + y_{CH_4}^s} \cdot \frac{y_{O_2}^s}{K_{O_2} + y_{O_2}^s} \\ R_{O_2} = \nu \frac{V_{MAX} \cdot y_{CH_4}^s}{K_{CH_4} + y_{CH_4}^s} \cdot \frac{y_{O_2}^s}{K_{O_2} + y_{O_2}^s} \end{array} \right.$$

Dove:

- $S$ : superficie del biofiltro [ $m^2$ ];
- $dz$ : altezza del volumetto infinitesimo  $dV$  [ $m$ ];
- $V_{max}$ : massimo tasso di conversione del metano [ $mol/(m^3 \cdot h)$ ];
- $y_{CH_4}^s$ : frazione molare del metano che giunge effettivamente alla biomassa [ $ad.$ ];
- $y_{O_2}^s$ : frazione molare dell'ossigeno che giunge effettivamente alla biomassa [ $ad.$ ];
- $K_{CH_4}$ : costante di semisaturazione del metano [ $ad.$ ];
- $K_{O_2}$ : costante di semisaturazione dell'ossigeno [ $ad.$ ];
- $\nu$ : coefficiente stechiometrico dell'ossigeno.
- $a$ : coefficiente stechiometrico dell'anidride carbonica.

Alcuni di questi parametri verranno meglio analizzati sia da un punto di vista qualitativo che da un punto di vista quantitativo nei paragrafi seguenti.

In questa fase, prima di esplicitare il bilancio di massa vero e proprio, occorre fare alcune piccole conversioni preliminari che ci permettano poi di sviluppare un corretto bilancio in termini di unità di misura e non solo.

Come è possibile visualizzare dalle pagine precedenti la prima incongruenza la si trova già nell'espressione relativa alla legge cinetica; di fatti in quella legge ci si riferisce alle frazioni molari del metano e dell'ossigeno mentre nella fase di impostazione del modello si era scelto come riferimento il valore della concentrazione del metano e dell'ossigeno.

Per poter passare da concentrazione a frazione molare consideriamo l'equazione di stato dei gas perfetti:

$$PV = nRT$$

Dividendo ambo i membri per il volume avremo:

$$P = \frac{n}{V} RT$$

e cioè:

$$P = C_{tot.} RT$$

Dove  $C_{tot.}$  rappresenta il valore della concentrazione totale. Questa legge può essere espressa anche in termini di pressioni parziali e se ci riferiamo al metano avremo quindi:

$$P_{CH_4} = C_{CH_4} RT$$

Inoltre è noto anche che dalla definizione di pressione parziale:

$$P_{CH_4} = y_{CH_4} P_{TOT}$$

dove  $y_{CH_4}$  rappresenta la frazione molare del metano. Sostituendo la definizione di pressione parziale appena descritta nell'espressione precedente si ottiene:

$$y_{CH_4} P_{TOT} = C_{CH_4} RT$$

da cui:

$$C_{CH_4} = \frac{y_{CH_4} P_{TOT}}{RT} \quad (1)$$

Naturalmente la stessa legge vale anche per l'ossigeno e per l'anidride carbonica:

$$C_{O_2} = \frac{y_{O_2} P_{TOT}}{RT}$$

$$C_{CO_2} = \frac{y_{CO_2} P_{TOT}}{RT}$$

Quindi attraverso queste formule si è espressa una legge che lega tra loro la concentrazione e la frazione molare di un componente. Prima di procedere con il bilancio di materia si rende necessario effettuare un calcolo matematico per il calcolo della portata effettiva. Infatti come dato di input in genere viene fornita la portata espressa in *Normal metri cubi* ( $Nm^3$ ): pressione pari ad una atmosfera e temperatura di zero gradi centigradi.

Si rende necessario dunque esprimere la portata nelle condizioni operative del sistema.

E' infatti noto che:

$$\frac{Q_T}{Q_{T_0}} = \frac{T}{T_0}$$

dove:

- $Q_T$ : portata alla temperatura operativa [ $m^3/h$ ];
- $Q_{T_0}$ : portata alla temperatura di zero gradi centigradi [ $Nm^3/h$ ];
- $T$ : temperatura operativa [ $^{\circ}K$ ];
- $T_0$ : temperatura di zero gradi centigradi espressa in gradi Kelvin 273,15  $^{\circ}K$ .

e cioè:

$$Q_T = Q_{T_0} \frac{T}{T_0}$$

Se adesso considero il prodotto della portata per la concentrazione otterrò:

$$Q \cdot C = Q_{T_0} \frac{T}{T_0} \cdot C$$

Ma se sostituisco al valore della concentrazione il valore precedentemente trovato cioè quello della (1) si ha:

$$Q \cdot C = Q_{T_0} \frac{T}{T_0} \cdot \frac{y_{CH_4} P_{TOT}}{RT}$$

Da cui si ricava che:

$$Q \cdot C = \frac{Q_0}{T_0} \frac{P_{TOT}}{R} y_{CH_4} \quad (2)$$

Se adesso andiamo ad effettuare una verifica dimensionale sul fattore ottenuto avremo:

$$\frac{Q_0}{T_0} \frac{P_{TOT}}{R} = \left[ \frac{m^3}{h} \right] \cdot \left[ \frac{1}{K} \right] \cdot [atm] \cdot \left[ \frac{mol \cdot K}{m^3 \cdot atm} \right] = \left[ \frac{mol}{h} \right]$$

In sintesi questo prodotto, come ci aspettavamo, ci fornisce delle informazioni in merito alla portata massica. Possiamo a questo punto definire per comodità tale prodotto nel modo seguente:

$$\frac{Q_0}{T_0} \frac{P_{TOT}}{R} = W_{TOT} = \left[ \frac{mol}{h} \right]$$

Dopo questa breve semplificazione ritornando nella (2) avremo:

$$Q \cdot C = \frac{Q_0}{T_0} \frac{P_{TOT}}{R} y_{CH_4} = W_{TOT} \cdot y_{CH_4}$$

Dopo queste brevi considerazioni preliminari è possibile andare ad effettuare il bilancio di massa per il metano, per l'ossigeno e per l'anidride carbonica.

Consideriamo prima il bilancio sul metano. Osservando la *Figura 4.1* consideriamo un volume di controllo infinitesimo caratterizzato da una superficie pari a  $S$  e da un'altezza pari a  $h = (z + dz) - z = dz$ . Si applica il principio di conservazione della massa secondo cui:

$$IN - OUT \pm GEN. = ACC.$$

Il termine in ingresso indicherà la portata massica, in questo caso di metano, che entra all'interno del volume di controllo e secondo la relazione prima esplicitata avremo:

$$IN = W_{TOT} \cdot y_{CH_4} \Big|_z$$

Stesso discorso per il termine in uscita, solo che in questo caso la portata massica sarà quella calcolata nel punto superiore e quindi:

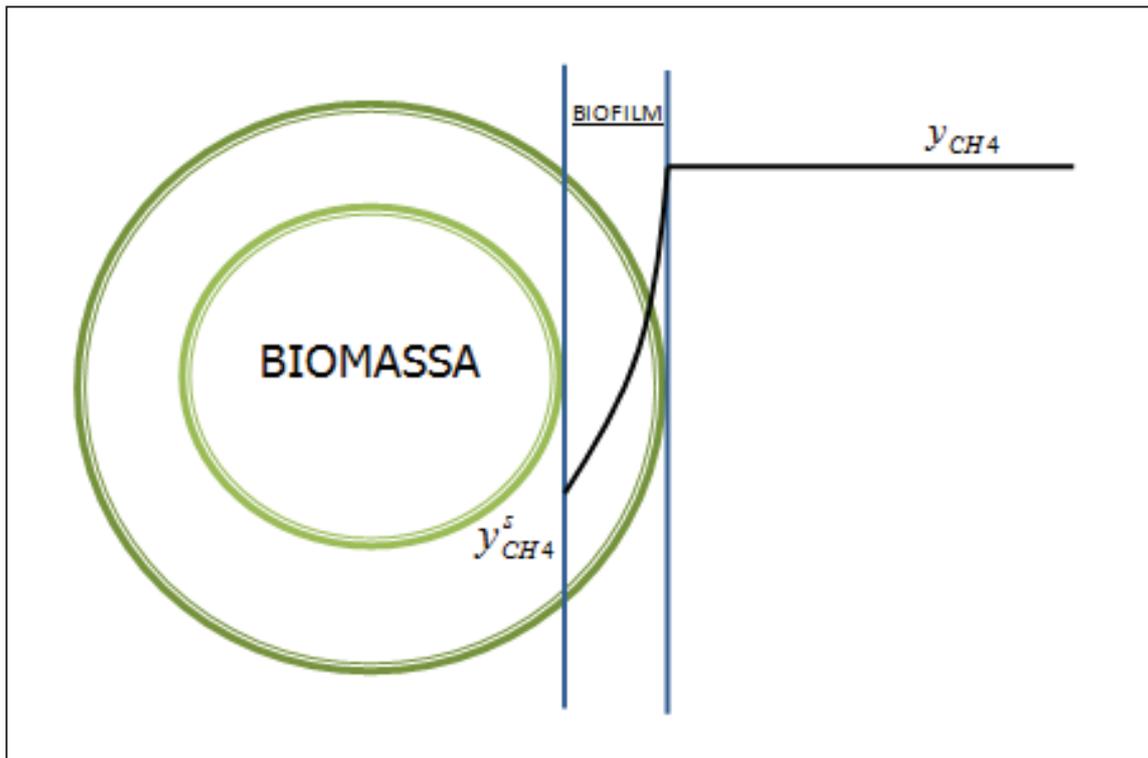
$$OUT = W_{TOT} \cdot y_{CH_4} \Big|_{z+dz}$$

Occorre ora fare alcune considerazioni per ciò che concerne il termine di generazione.

Come possibile osservare dalla legge generica del bilancio, il termine di generazione è sempre preceduto dal segno  $\pm$  in quanto questo termine può indicare un aumento della quantità del componente sul quale si sta effettuando il bilancio o viceversa un consumo dello stesso. Nel caso in esame, sia per ciò che concerne il metano ma anche per l'ossigeno, tale termine verrà utilizzato con il segno meno davanti: l'obiettivo principale del biofiltro è proprio quello di ossidare il metano consumando ossigeno. La reazione

chimica sarà per entrambi di consumo. Nel caso dell'anidride carbonica questo termine andrà considerato di segno positivo. Nei casi più semplici il termine di generazione, o più precisamente di consumo, eguaglia il tasso di conversione dell'elemento fornito attraverso la legge cinetica. Nel caso di studio però occorre considerare un fenomeno aggiuntivo. Infatti, come già ampiamente descritto, ci troviamo di fronte ad un sistema di tipo biologico nel quale la reazione chimica di ossidazione del metano avviene grazie all'intervento della biomassa (batteri metanotrofi) quindi, non solo andrà considerata la cinetica con la quale tali batteri sono in grado di convertire il metano, ma andranno presi in considerazione, per rendere il modello sempre più attinente alla realtà, i fenomeni di trasporto attraverso i quali le sostanze contenute all'interno della fase gassosa si trasferiscono verso la biomassa per essere così convertiti.

Ci si trova in sostanza in presenza di un sistema particolare in quanto gli elementi nutritivi sono contenuti all'interno della corrente gassosa e, per rendersi disponibili alla biomassa, devono diffondere all'interno di un sottile strato detto *biofilm*. Il nostro obiettivo sarà proprio quello di cercare di formulare una relazione che esprima il flusso di materia che dalla fase gassosa diffonde nel *biofilm*. Per fare ciò si schematizza tale fenomeno considerando una particella di biomassa come mostrato in *Figura 4.2*.



**Figura 4.2** – Schematizzazione del fenomeno del trasporto attraverso il biofilm

Come è possibile notare dalla *Figura 4.2* ad una certa distanza dalla particella la concentrazione dell'elemento, a titolo di esempio è stato considerato il metano, è quella presente all'interno della fase gassosa. Intorno alla biomassa si forma uno strato limite di fase gassosa, il cosiddetto *biofilm* attraverso il quale si ha il trasporto diffusivo del metano con conseguente graduale caduta di concentrazione. Nella *Figura 4.2* questa caduta è espressa da una curva che simboleggia il passaggio da un valore della frazione molare  $y_{CH_4}$  presente all'interno del biogas ad un valore  $y_{CH_4}^s$ , dove  $s$  sta per limite valore superficiale, certamente inferiore al precedente ( $y_{CH_4}^s < y_{CH_4}$ ).

L'obiettivo è quello di esprimere, in termini quantitativi, questo flusso di materia che passa da una concentrazione maggiore ad una minore.

Gli studi sui fenomeni di trasporto forniscono un'espressione per indicare tale flusso, che indichiamo con la lettera  $N$ :

$$N = k_g \cdot a \cdot \Delta C = k_g \cdot a \cdot (C - k^H \cdot C^s)$$

Dove:

- $k_g$  : coefficiente di trasporto di materia [m/h];
- $a$  : superficie specifica [m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>];
- $\Delta C$  : differenza di concentrazione [mol/m<sup>3</sup>];
- $k^H$  : costante di Henry [ad.].

Prima di procedere oltre va effettuata una piccola modifica poiché il bilancio di materia verrà effettuato prendendo come variabile di riferimento il valore delle frazioni molari piuttosto che delle concentrazioni. Richiamando la (1) secondo cui:

$$C_{CH_4} = \frac{y_{CH_4} P_{TOT}}{RT} ,$$

il flusso di materia assume la seguente formulazione:

$$N = k_g \cdot a \cdot \frac{P_{TOT}}{RT} (y - k^H \cdot y^s)$$

o anche:

$$N = k_g \cdot a \cdot C_{TOT} (y - k^H \cdot y^s)$$

È possibile a questo punto effettuare una verifica dimensionale:

$$N = \left[ \frac{1}{h} \right] \cdot [atm] \cdot \left[ \frac{mol \cdot K}{m^3 \cdot atm} \right] \cdot \left[ \frac{1}{K} \right] = \left[ \frac{mol}{h} \right] \cdot \left[ \frac{1}{m^3} \right]$$

Come ci attendevamo  $N$  rappresenta un flusso di materia per unità di volume. Nello specifico  $N$  rappresenta proprio la quantità specifica dei nutrienti che giungono alla particella di biomassa e che quindi si rendono disponibili per essere convertiti. In poche parole stiamo dicendo che tutta questa quantità che giunge alla particella verrà poi convertita secondo la legge cinetica legata alla biomassa stessa:

$$N \cdot dV = R \cdot dV$$

Dove  $R$  rappresenta la velocità di conversione. Ora possiamo distinguere i tre casi di nostro interesse.

- METANO

$$k_g^{CH_4} a \cdot C_{TOT} (y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^s) \cdot dV = \frac{V_{MAX} \cdot y_{CH_4}^s}{K_{CH_4} + y_{CH_4}^s} \cdot \frac{y_{O_2}^s}{K_{O_2} + y_{O_2}^s} \cdot dV$$

- OSSIGENO

$$k_g^{O_2} a \cdot C_{TOT} (y_{O_2} - k_{O_2}^H \cdot y_{O_2}^s) \cdot dV = v \cdot \frac{V_{MAX} \cdot y_{CH_4}^s}{K_{CH_4} + y_{CH_4}^s} \cdot \frac{y_{O_2}^s}{K_{O_2} + y_{O_2}^s} \cdot dV$$

- ANIDRIDE CARBONICA

$$k_g^{CO_2} a \cdot C_{TOT} (y_{CO_2} - k_{CO_2}^H \cdot y_{CO_2}^s) \cdot dV = \alpha \cdot \frac{V_{MAX} \cdot y_{CH_4}^s}{K_{CH_4} + y_{CH_4}^s} \cdot \frac{y_{O_2}^s}{K_{O_2} + y_{O_2}^s} \cdot dV$$

Avendo esplicitato in maniera esaustiva, sia in termini qualitativi che in termini quantitativi, il valore del termine di generazione, l'ultimo termine da analizzare per completare l'analisi dell'equazione di bilancio è quello relativo al termine di accumulo. Come noto tale aliquota rappresenta il numero di moli che si accumulano nel tempo all'interno del volume di controllo e cioè considerando a titolo di esempio un generico elemento A avrò:

$$ACC. = \frac{dn_A}{dt}$$

Ma poiché nel caso di studio il sistema è in regime stazionario, tale termine andrà a zero.

A questo punto abbiamo esplicitato tutti i termini dell'equazione, si può sostituire ciascun valore nell'espressione del bilancio:

$$INGRESSO - USCITA \pm GENERAZIONE = ACCUMULO$$

$$W_{TOT} \cdot y|_z - W_{TOT} \cdot y|_{z+dz} - k_g a \cdot C_{TOT} (y - k^H \cdot y^s) \cdot dV = \frac{dn}{dt}$$

Si può a questo punto distinguere i tre casi a seconda se consideriamo il bilancio sul metano, sull'ossigeno o sull'anidride carbonica.

• **METANO:**

$$W_{TOT.} \cdot y_{CH_4} \Big|_z - W_{TOT.} \cdot y_{CH_4} \Big|_{z+dz} - k_g^{CH_4} a \cdot C_{TOT} (y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^s) \cdot dV = \frac{dn_{CH_4}}{dt}$$

• **OSSIGENO:**

$$W_{TOT.} \cdot y_{O_2} \Big|_z - W_{TOT.} \cdot y_{O_2} \Big|_{z+dz} - k_g^{O_2} a \cdot C_{TOT} (y_{O_2} - k_{O_2}^H \cdot y_{O_2}^s) \cdot dV = \frac{dn_{O_2}}{dt}$$

• **ANIDRIDE CARBONICA:**

$$W_{TOT.} \cdot y_{CO_2} \Big|_z - W_{TOT.} \cdot y_{CO_2} \Big|_{z+dz} - k_g^{CO_2} a \cdot C_{TOT} (y_{CO_2} - k_{CO_2}^H \cdot y_{CO_2}^s) \cdot dV = \frac{dn_{CO_2}}{dt}$$

Si considera in prima analisi il bilancio sul metano e si effettuano alcuni piccoli passaggi algebrici per determinare l'equazione del modello matematico.

L'equazione di partenza è per l'appunto:

$$W_{TOT.} \cdot y_{CH_4} \Big|_z - W_{TOT.} \cdot y_{CH_4} \Big|_{z+dz} - k_g^{CH_4} a \cdot C_{TOT} (y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^s) \cdot dV = \frac{dn_{CH_4}}{dt}$$

Ma poiché il regime del sistema è stazionario avremo:

$$W_{TOT.} \cdot y_{CH_4} \Big|_z - W_{TOT.} \cdot y_{CH_4} \Big|_{z+dz} - k_g^{CH_4} a \cdot C_{TOT} (y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^s) \cdot dV = 0$$

Inoltre guardando la *Figura 4.1* possiamo asserire che  $dV = S dz$  per cui:

$$W_{TOT.} \cdot y_{CH_4} \Big|_z - W_{TOT.} \cdot y_{CH_4} \Big|_{z+dz} - k_g^{CH_4} a \cdot C_{TOT} (y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^s) \cdot S \cdot dz = 0$$

Dividendo ambo i membri per  $dz$  si ottiene:

$$\frac{W_{TOT.} \cdot y_{CH_4} \Big|_z - W_{TOT.} \cdot y_{CH_4} \Big|_{z+dz}}{dz} - k_g^{CH_4} a \cdot C_{TOT} (y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^s) \cdot S = 0$$

E richiamando la definizione di derivata avremo:

$$-\frac{d(W_{TOT.} \cdot y_{CH_4})}{dz} - k_g^{CH_4} a \cdot C_{TOT} (y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^s) \cdot S = 0$$

Ma poiché secondo le nostre ipotesi  $W_{TOT.}$  può essere considerato costante lungo l'altezza  $dz$  si ha:

$$-W_{TOT.} \cdot \frac{dy_{CH_4}}{dz} - k_g^{CH_4} a \cdot C_{TOT} (y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^s) \cdot S = 0$$

Dividendo tutto per il valore di  $W_{TOT.}$  e isolando la derivata avremo:

$$\frac{dy_{CH_4}}{dz} = -\frac{k_g^{CH_4} a \cdot C_{TOT}}{W_{TOT.}} (y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^s) \cdot S$$

Come noto  $W_{TOT.}$  era stato definito in precedenza e assumeva il seguente valore:

$$W_{TOT.} = \frac{Q_0}{T_0} \frac{P_{TOT}}{R}$$

Per cui andando a sostituire tale valore all'interno dell'espressione precedente otterremo:

$$\frac{dy_{CH_4}}{dz} = -\frac{k_g^{CH_4} a \cdot C_{TOT}}{\frac{Q_0}{T_0} \frac{P_{TOT}}{R}} (y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^s) \cdot S = -\frac{k_g^{CH_4} a \cdot P_{TOT}}{\frac{Q_0}{T_0} \frac{P_{TOT}}{R} RT} (y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^s) \cdot S$$

Che con delle semplici semplificazioni restituirà:

$$\frac{dy_{CH_4}}{dz} = -\frac{k_g^{CH_4} a}{Q_0 \cdot \frac{T}{T_0}} (y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^s) \cdot S$$

$$\frac{dy_{CH_4}}{dz} = -\frac{k_g^{CH_4} a}{Q} (y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^s) \cdot S$$

Quindi attraverso alcuni semplici passaggi matematici siamo giunti a determinare l'equazione del nostro modello, in questo caso riferita al metano. Come è possibile osservare però l'equazione al suo interno presenta ancora un problema: ci sono due incognite per una sola equazione. L'incognita *di troppo* è quella relativa alla frazione molare del metano calcolata sullo strato limite della particella ( $y_{CH_4}^s$ ). Per il calcolo di tale valore, quindi per ridurre il sistema in un numero congruo di equazioni e incognite, si fa riferimento alle espressioni precedentemente ricavate per spiegare il fenomeno del trasporto.

Si era infatti determinato che:

$$k_g^{CH_4} \cdot a \cdot C_{TOT} (y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^s) \cdot dV = R_{CH_4} \cdot dV$$

dove  $R_{CH_4}$  rappresenta la velocità di conversione. Da tale espressione è possibile esplicitare il valore di  $y_{CH_4}^s$  che come logico sarà funzione di  $y_{CH_4}$ . Avremo infatti che:

$$y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^s = \frac{R_{CH_4}}{k_g^{CH_4} \cdot a \cdot C_{TOT}}$$

Da cui:

$$y_{CH_4}^s = \frac{y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} - \left( \frac{R_{CH_4}}{k_g^{CH_4} \cdot a \cdot C_{TOT} \cdot k_{CH_4}^H} \right)$$

Per completezza, dunque il sistema da analizzare sarà costituito dalle seguenti equazioni di riferimento.

METANO	{	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. <math>\frac{dy_{CH_4}}{dz} = -\frac{k_g^{CH_4} a}{Q} (y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^s) \cdot S</math></li> <li>2. <math>y_{CH_4}^s = \frac{y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} - \left( \frac{R_{CH_4}}{k_g^{CH_4} \cdot a \cdot C_{TOT} \cdot k_{CH_4}^H} \right)</math></li> <li>3. <math>R_{CH_4} = \frac{V_{MAX} \cdot y_{CH_4}^s}{K_{CH_4} + y_{CH_4}^s} \cdot \frac{y_{O_2}^s}{K_{O_2} + y_{O_2}^s}</math></li> </ol>
--------	---	--

Naturalmente lo stesso e identico discorso può essere effettuato per l'ossigeno e l'anidride carbonica. Di seguito verranno riportati i passaggi per la determinazione delle equazioni come fatto per il metano.

• **OSSIGENO:**

INGRESSO – USCITA ± GENERAZIONE = ACCUMULO

$$W_{TOT.} \cdot y_{O_2} \Big|_z - W_{TOT.} \cdot y_{O_2} \Big|_{z+dz} - k_g^{O_2} a \cdot C_{TOT} (y_{O_2} - k_{O_2}^H \cdot y_{O_2}^s) \cdot dV = \frac{dn_{O_2}}{dt}$$

$$W_{TOT.} \cdot y_{O_2} \Big|_z - W_{TOT.} \cdot y_{O_2} \Big|_{z+dz} - k_g^{O_2} a \cdot C_{TOT} (y_{O_2} - k_{O_2}^H \cdot y_{O_2}^s) \cdot S \cdot dz = 0$$

$$\frac{W_{TOT.} \cdot y_{O_2} \Big|_z - W_{TOT.} \cdot y_{O_2} \Big|_{z+dz}}{dz} - k_g^{O_2} a \cdot C_{TOT} (y_{O_2} - k_{O_2}^H \cdot y_{O_2}^s) \cdot S = 0$$

$$-\frac{d(W_{TOT.} \cdot y_{O_2})}{dz} - k_g^{O_2} a \cdot C_{TOT} (y_{O_2} - k_{O_2}^H \cdot y_{O_2}^s) \cdot S = 0$$

$$-W_{TOT.} \cdot \frac{dy_{O_2}}{dz} - k_g^{O_2} a \cdot C_{TOT} (y_{O_2} - k_{O_2}^H \cdot y_{O_2}^s) \cdot S = 0$$

$$\frac{dy_{O_2}}{dz} = -\frac{k_g^{O_2} a \cdot C_{TOT} (y_{O_2} - k_{O_2}^H \cdot y_{O_2}^s) \cdot S}{W_{TOT.}}$$

$$\frac{dy_{O_2}}{dz} = -\frac{k_g^{O_2} a}{Q_0 \cdot \frac{T}{T_0}} (y_{O_2} - k_{O_2}^H \cdot y_{O_2}^s) \cdot S = -\frac{k_g^{O_2} a}{Q} (y_{O_2} - k_{O_2}^H \cdot y_{O_2}^s) \cdot S$$

$$k_g^{O_2} a \cdot C_{TOT} (y_{O_2} - k_{O_2}^H \cdot y_{O_2}^s) \cdot dV = R_{O_2} \cdot dV$$

$$y_{O_2} - k_{O_2}^H \cdot y_{O_2}^s = \frac{R_{O_2}}{k_g^{O_2} a \cdot C_{TOT}}$$

$$y_{O_2}^s = \frac{y_{O_2}}{k_{O_2}^H} - \left( \frac{R_{O_2}}{k_g^{O_2} a \cdot C_{TOT} \cdot k_{O_2}^H} \right)$$

OSSIGENO

$$\left\{ \begin{array}{l} 1. \quad \frac{dy_{O_2}}{dz} = -\frac{k_g^{O_2} a}{Q} (y_{O_2} - k_{O_2}^H y_{O_2}^s) \cdot S \\ 2. \quad y_{O_2}^s = \frac{y_{O_2}}{k_{O_2}^H} - \left( \frac{R_{O_2}}{k_g^{O_2} a \cdot C_{TOT} \cdot k_{O_2}^H} \right) \\ 3. \quad R_{O_2} = v \cdot \frac{V_{MAX} \cdot y_{CH_4}^s}{K_{CH_4} + y_{CH_4}^s} \cdot \frac{y_{O_2}^s}{K_{O_2} + y_{O_2}^s} \end{array} \right.$$

• ANIDRIDE CARBONICA:

INGRESSO – USCITA ± GENERAZIONE = ACCUMULO

$$W_{TOT.} \cdot y_{CO_2}|_z - W_{TOT.} \cdot y_{CO_2}|_{z+dz} - k_g^{CO_2} a \cdot C_{TOT} (y_{CO_2} - k_{CO_2}^H \cdot y_{CO_2}^s) \cdot dV = \frac{dn_{CO_2}}{dt}$$

$$W_{TOT.} \cdot y_{CO_2}|_z - W_{TOT.} \cdot y_{CO_2}|_{z+dz} - k_g^{CO_2} a \cdot C_{TOT} (y_{CO_2} - k_{CO_2}^H \cdot y_{CO_2}^s) \cdot S \cdot dz = 0$$

$$\frac{W_{TOT.} \cdot y_{CO_2}|_z - W_{TOT.} \cdot y_{CO_2}|_{z+dz}}{dz} - k_g^{CO_2} a \cdot C_{TOT} (y_{CO_2} - k_{CO_2}^H \cdot y_{CO_2}^s) \cdot S = 0$$

$$-\frac{d(W_{TOT.} \cdot y_{CO_2})}{dz} - k_g^{CO_2} a \cdot C_{TOT} (y_{CO_2} - k_{CO_2}^H \cdot y_{CO_2}^s) \cdot S = 0$$

$$-W_{TOT.} \cdot \frac{dy_{CO_2}}{dz} - k_g^{CO_2} a \cdot C_{TOT} (y_{CO_2} - k_{CO_2}^H \cdot y_{CO_2}^s) \cdot S = 0$$

$$\frac{dy_{CO_2}}{dz} = -\frac{k_g^{CO_2} a \cdot C_{TOT}}{W_{TOT.}} (y_{CO_2} - k_{CO_2}^H \cdot y_{CO_2}^s) \cdot S$$

$$\frac{dy_{CO_2}}{dz} = -\frac{k_g^{CO_2} a}{Q_0 \cdot \frac{T}{T_0}} (y_{CO_2} - k_{CO_2}^H \cdot y_{CO_2}^s) \cdot S = -\frac{k_g^{CO_2} a}{Q} (y_{CO_2} - k_{CO_2}^H \cdot y_{CO_2}^s) \cdot S$$

$$k_g^{CO_2} a \cdot C_{TOT} (y_{CO_2} - k_{CO_2}^H \cdot y_{CO_2}^s) \cdot dV = R_{CO_2} \cdot dV$$

$$y_{CO_2} - k_{CO_2}^H \cdot y_{CO_2}^s = \frac{R_{CO_2}}{k_g^{CO_2} a \cdot C_{TOT}}$$

$$y_{CO_2}^s = \frac{y_{CO_2}}{k_{CO_2}^H} - \left( \frac{R_{CO_2}}{k_g^{CO_2} a \cdot C_{TOT} \cdot k_{CO_2}^H} \right)$$

ANIDRIDE CARBONICA	{	$4. \quad \frac{dy_{CO_2}}{dz} = -\frac{k_g^{CO_2} a}{Q} (y_{CO_2} - k_{CO_2}^H y_{CO_2}^s) \cdot S$ $5. \quad y_{CO_2}^s = \frac{y_{CO_2}}{k_{CO_2}^H} - \left( \frac{R_{CO_2}}{k_g^{CO_2} a \cdot C_{TOT} \cdot k_{CO_2}^H} \right)$ $6. \quad R_{CO_2} = \alpha \cdot \frac{V_{MAX} \cdot y_{CH_4}^s}{K_{CH_4} + y_{CH_4}^s} \cdot \frac{y_{O_2}^s}{K_{O_2} + y_{O_2}^s}$
-----------------------	---	--

### 4.2.2 Numeri adimensionali

Prima di affrontare il problema della risoluzione matematica del sistema di equazioni posto nel paragrafo precedente occorre effettuare alcuni passaggi per rendere la soluzione del sistema più utile ai fini analitici.

Si definiscono quindi due numeri adimensionali che siano in grado poi di descrivere il comportamento del biofiltro:

1. *Numero di Damköhler;*
2. *Numero di Stanton.*

Il *Numero di Damköhler* indica fisicamente il rapporto tra il tempo di permanenza e il tempo caratteristico di reazione:

$$1. \quad Da = \frac{\text{tempo di permanenza}}{\text{tempo di reazione mass.}} = \frac{t_p}{t_r} = \frac{\frac{V}{Q}}{\frac{C_{TOT}}{V_{MAX}}}$$

- $t_p = \frac{\text{Volume}}{\text{Portata}} = \frac{V}{Q} = \frac{\left[ \frac{m^3}{h} \right]}{\left[ \frac{m^3}{h} \right]} = [h]$
- $t_r = \frac{\text{Concentrazione}}{\text{Velocità mass. di reazione}} = \frac{C_{TOT}}{V_{MAX}} = \left[ \frac{\frac{mol}{m^3}}{\frac{mol}{h} \cdot \frac{1}{m^3}} \right] = [h]$

Il *Numero di Stanton* da informazioni circa il trasporto di materia, ossia in che modo la fase gassosa diffonde in quella liquida ed è il rapporto tra il termine di permanenza e il tempo di diffusione:

$$2. \quad St = \frac{\text{tempo di permanenza}}{\text{tempo di diffusione}} = \frac{t_p}{t_d} = \frac{\frac{V}{Q}}{\frac{1}{k_g \cdot a}}$$

- $t_p = \frac{\text{Volume}}{\text{Portata}} = \frac{V}{Q} = \frac{\left[ \frac{m^3}{h} \right]}{\left[ \frac{m^3}{h} \right]} = [h]$
- $t_d = \frac{1}{\text{coeff. trasporto di materia}} = \frac{1}{k_g \cdot a} = [h]$

A questo punto è possibile definire il rapporto tra questi due numeri adimensionali con la variabile che verrà indicata con la lettera  $X$ :

$$X = \frac{Da}{St} = \frac{\frac{V}{Q}}{\frac{C_{TOT}}{V_{MAX}}} \cdot \frac{1}{\frac{k_g \cdot a}{Q}} = \frac{V_{MAX}}{C_{TOT} \cdot k_g \cdot a}$$

In definitiva a seconda dell'elemento considerato (metano, ossigeno o anidride carbonica) avremo i seguenti valori:

1. *Metano:*

$$Da_{CH_4} = \frac{V \cdot V_{MAX}}{C_{TOT} \cdot Q} \quad St_{CH_4} = \frac{k_g^{CH_4} \cdot a \cdot V}{Q} \quad X_{CH_4} = \frac{V_{MAX}}{C_{TOT} \cdot k_g^{CH_4} \cdot a}$$

2. *Ossigeno:*

$$Da_{O_2} = \frac{V \cdot V_{MAX}}{C_{TOT} \cdot Q} \quad St_{O_2} = \frac{k_g^{O_2} \cdot a \cdot V}{Q} \quad X_{O_2} = \frac{V_{MAX}}{C_{TOT} \cdot k_g^{O_2} \cdot a}$$

3. *Anidride Carbonica:*

$$Da_{CO_2} = \frac{V \cdot V_{MAX}}{C_{TOT} \cdot Q} \quad St_{CO_2} = \frac{k_g^{CO_2} \cdot a \cdot V}{Q} \quad X_{CO_2} = \frac{V_{MAX}}{C_{TOT} \cdot k_g^{CO_2} \cdot a}$$

Inoltre, al fine di adimensionalizzare il più possibile l'equazioni per avere risultati più interessanti da un punto di vista analitico, si considera la variabile  $\omega$ :

$$\omega = \frac{z}{H}, \text{ dove } H = \text{altezza totale del biofiltro};$$

$$z = \omega \cdot H \rightarrow dz = H \cdot d\omega$$

Dopo aver considerato queste nuove variabili adimensionali i sistemi di equazioni rispettivamente per metano, ossigeno e anidride carbonica andranno riformulati nel modo seguente:

METANO	{	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. <math>\frac{dy_{CH_4}}{d\omega} = -St_{CH_4} \cdot (y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^S)</math></li> <li>2. <math>y_{CH_4}^S = \frac{y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} - \left( \frac{R_{CH_4}}{k_g^{CH_4} a \cdot C_{TOT} \cdot k_{CH_4}^H} \right)</math></li> <li>3. <math>R_{CH_4} = \frac{V_{MAX} \cdot y_{CH_4}^S}{K_{CH_4} + y_{CH_4}^S} \cdot \frac{y_{O_2}^S}{K_{O_2} + y_{O_2}^S}</math></li> </ol>
OSSIGENO	{	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. <math>\frac{dy_{O_2}}{d\omega} = -St_{O_2} \cdot (y_{O_2} - k_{O_2}^H \cdot y_{O_2}^S)</math></li> <li>2. <math>y_{O_2}^S = \frac{y_{O_2}}{k_{O_2}^H} - \left( \frac{R_{O_2}}{k_g^{O_2} a \cdot C_{TOT} \cdot k_{O_2}^H} \right)</math></li> <li>3. <math>R_{O_2} = \nu \cdot \frac{V_{MAX} \cdot y_{CH_4}^S}{K_{CH_4} + y_{CH_4}^S} \cdot \frac{y_{O_2}^S}{K_{O_2} + y_{O_2}^S}</math></li> </ol>
ANIDRIDE CARBONICA	{	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. <math>\frac{dy_{CO_2}}{d\omega} = St_{CO_2} \cdot (y_{CO_2} - k_{CO_2}^H \cdot y_{CO_2}^S)</math></li> <li>2. <math>y_{CO_2}^S = \frac{y_{CO_2}}{k_{CO_2}^H} - \left( \frac{R_{CO_2}}{k_g^{CO_2} a \cdot C_{TOT} \cdot k_{CO_2}^H} \right)</math></li> <li>3. <math>R_{CO_2} = \alpha \cdot \frac{V_{MAX} \cdot y_{CH_4}^S}{K_{CH_4} + y_{CH_4}^S} \cdot \frac{y_{O_2}^S}{K_{O_2} + y_{O_2}^S}</math></li> </ol>

Se si osservano con attenzione le leggi della cinetica di ossidazione si nota che sono funzione del metano e dell'ossigeno. La presenza dell'ossigeno durante tutto il processo è quindi fondamentale. Diversi lavori di letteratura (*P.P. Cella Mazzariol et al.*) indicano che la concentrazione minima all'interno del biofiltro, affinché siano garantite condizioni aerobiche, debba essere almeno dell'8% in volume. Al di sopra di questa soglia vi è una sorta di garanzia e cioè si è certi che all'interno del sistema siano garantite condizioni aerobiche necessarie al processo ossidativo compiuto dalla biomassa metanotrofa. Considerando ipoteticamente che la concentrazione di ossigeno non scenda mai sotto questo valore soglia si può applicare una semplificazione al modello matematico. Il tasso di conversione del metano precedentemente definito era infatti indicato con l'espressione seguente:

$$R_{CH_4} = \frac{V_{MAX} \cdot y_{CH_4}^s}{K_{CH_4} + y_{CH_4}^s} \cdot \frac{y_{O_2}^s}{K_{O_2} + y_{O_2}^s}$$

Nel momento in cui si è certi che sia garantita una quantità di ossigeno tale da non essere mai un fattore limitante del sistema (in tal caso infatti si presuppone che  $K_{O_2} \ll y_{O_2}^s$  e che quindi  $\frac{y_{O_2}^s}{K_{O_2} + y_{O_2}^s} \approx 1$ ) la cinetica del processo può essere espressa nel modo

seguinte:

$$R_{CH_4} = \frac{V_{MAX} \cdot y_{CH_4}^s}{K_{CH_4} + y_{CH_4}^s}$$

Quindi in tutto il modello precedentemente descritto andrà fatta questa sostituzione che certamente renderà meno complessa la risoluzione matematica.

Va sottolineato che tale semplificazione non è affatto una forzatura, infatti la maggior parte dei lavori in letteratura riferita all'ossidazione del metano da parte della biomassa metanotrofica riportano come cinetica direttamente quella appena ricavata.

Se ora si considera l'equazione del metano *n.2* (pag.87) è possibile sostituire il valore di  $R_{CH_4}$  in modo da ottenere solamente due equazioni; ovviamente il valore di  $y_{CH_4}^s = f(y_{CH_4})$ . Si avrà quindi:

$$y_{CH_4}^s = \frac{y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} - \left[ \frac{V_{MAX} \cdot y_{CH_4}^s}{K_{CH_4} + y_{CH_4}^s} \cdot \frac{1}{C_{TOT.} \cdot k_g^{CH_4} \cdot a \cdot k_{CH_4}^H} \right]$$

$$y_{CH_4}^s \cdot (K_{CH_4} + y_{CH_4}^s) = \frac{y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} (K_{CH_4} + y_{CH_4}^s) - \left[ \frac{V_{MAX} \cdot y_{CH_4}^s}{C_{TOT.} \cdot k_g^{CH_4} \cdot a \cdot k_{CH_4}^H} \right]$$

$$y_{CH_4}^s \cdot K_{CH_4} + (y_{CH_4}^s)^2 = \frac{y_{CH_4} \cdot K_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} + y_{CH_4}^s \cdot \frac{y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} - \frac{V_{MAX} \cdot y_{CH_4}^s}{C_{TOT.} \cdot k_g^{CH_4} \cdot a \cdot k_{CH_4}^H}$$

$$(y_{CH_4}^s)^2 + y_{CH_4}^s \cdot K_{CH_4} - \frac{y_{CH_4} \cdot K_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} - y_{CH_4}^s \cdot \frac{y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} + \frac{V_{MAX} \cdot y_{CH_4}^s}{C_{TOT.} \cdot k_g^{CH_4} \cdot a \cdot k_{CH_4}^H} = 0$$

$$(y_{CH_4}^s)^2 + y_{CH_4}^s \cdot \left( K_{CH_4} - \frac{y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} + \frac{V_{MAX}}{C_{TOT.} \cdot k_g^{CH_4} \cdot a \cdot k_{CH_4}^H} \right) - \frac{y_{CH_4} \cdot K_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} = 0$$

In precedenza avevamo definito:

$$X_{CH_4} = \frac{Da}{St} = \frac{V_{MAX}}{C_{TOT.} \cdot k_g^{CH_4} \cdot a}$$

Quindi andando a sostituire tale valore avremo:

$$(y_{CH_4}^s)^2 + y_{CH_4}^s \cdot \left( K_{CH_4} - \frac{y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} + \frac{X_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} \right) - \frac{y_{CH_4} \cdot K_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} = 0$$

Ho un'equazione di secondo grado la cui soluzione sarà:

$$y_{CH_4}^s = \frac{-\left( \frac{X_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} - \frac{y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} + K_{CH_4} \right) \pm \sqrt{\left( \frac{X_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} - \frac{y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} + K_{CH_4} \right)^2 + 4 \cdot \frac{K_{CH_4} \cdot y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H}}}{2}$$

In definitiva abbiamo ridotto il modello alle sole equazioni:

$$\left\{ \begin{array}{l} \bullet \frac{dy_{CH_4}}{d\omega} = -St_{CH_4} \cdot (y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^S) \\ \bullet y_{CH_4}^S = \frac{-\left(\frac{X_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} - \frac{y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} + K_{CH_4}\right) \pm \sqrt{\left(\frac{X_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} - \frac{y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} + K_{CH_4}\right)^2 + 4 \cdot \frac{K_{CH_4} \cdot y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H}}}{2} \end{array} \right.$$

La soluzione negativa, per ovvie ragioni fisiche, andrà scartata e in definitiva avremo per il metano il set di equazioni seguente:

$$\left\{ \begin{array}{l} \bullet \frac{dy_{CH_4}}{d\omega} = -St_{CH_4} \cdot (y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^S) \\ \bullet y_{CH_4}^S = \frac{-\left(\frac{X_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} - \frac{y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} + K_{CH_4}\right) + \sqrt{\left(\frac{X_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} - \frac{y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} + K_{CH_4}\right)^2 + 4 \cdot \frac{K_{CH_4} \cdot y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H}}}{2} \end{array} \right.$$

Per l'ossigeno i passaggi matematici sono più immediati, di fatti se si inserisce l'equazione n.3 nella 2 (pag.87) si ottiene:

$$y_{O_2}^S = \frac{y_{O_2}}{k_{O_2}^H} - \left( v \cdot \frac{V_{MAX} \cdot y_{CH_4}^S}{k_g^{O_2} \cdot a \cdot C_{TOT} \cdot k_{O_2}^H \cdot (K_{CH_4} + y_{CH_4}^S)} \right)$$

Sostituendo anche qui il valore di  $X_{O_2} = \frac{Da}{St} = \frac{V_{MAX}}{C_{TOT} \cdot k_g^{O_2} \cdot a}$  si avrà:

$$y_{O_2}^S = \frac{y_{O_2}}{k_{O_2}^H} - v \frac{X_{O_2}}{k_{O_2}^H} \cdot \frac{y_{CH_4}^S}{K_{CH_4} + y_{CH_4}^S}$$

E in definitiva il sistema di equazioni sarà:

$$\left\{ \begin{array}{l} \bullet \frac{dy_{O_2}}{d\omega} = -St_{O_2} \cdot (y_{O_2} - k_{O_2}^H \cdot y_{O_2}^S) \\ \bullet y_{O_2}^S = \frac{y_{O_2}}{k_{O_2}^H} - v \frac{X_{O_2}}{k_{O_2}^H} \cdot \frac{y_{CH_4}^S}{K_{CH_4} + y_{CH_4}^S} \end{array} \right.$$

L'ultimo componente da analizzare è l'anidride carbonica e riportando anche qui gli stessi passaggi (sostituendo l'eq. n.3 nella 2 di pag.87) si ottiene:

$$y_{CO_2}^s = \frac{y_{CO_2}}{k_{CO_2}^H} - \left( \frac{\alpha \cdot V_{MAX} \cdot y_{CH_4}^s}{k_g^{CO_2} \cdot a \cdot C_{TOT} \cdot k_{CO_2}^H \cdot (K_{CH_4} + y_{CH_4}^s)} \right)$$

Ricordando che  $X_{CO_2} = \frac{Da}{St} = \frac{V_{MAX}}{C_{TOT} \cdot k_g^{CO_2} \cdot a}$  si avrà:

$$y_{CO_2}^s = \frac{y_{CO_2}}{k_{CO_2}^H} - \alpha \frac{X_{CO_2}}{k_{CO_2}^H} \cdot \frac{y_{CH_4}^s}{K_{CH_4} + y_{CH_4}^s}$$

Dunque il sistema di equazioni per il bilancio sull'anidride carbonica sarà:

$$\left\{ \begin{array}{l} \bullet \frac{dy_{CO_2}}{d\omega} = St_{CO_2} \cdot (y_{CO_2} - k_{CO_2}^H \cdot y_{CO_2}^s) \\ \bullet y_{CO_2}^s = \frac{y_{CO_2}}{k_{CO_2}^H} - \alpha \frac{X_{CO_2}}{k_{CO_2}^H} \cdot \frac{y_{CH_4}^s}{K_{CH_4} + y_{CH_4}^s} \end{array} \right.$$

Va osservato che nel caso dell'anidride carbonica l'equazione di bilancio presenta il valore del *Numero di Stanton* con segno positivo perché, a differenza del metano e dell'ossigeno, si verificherà una aumento della concentrazione nel sistema.

### 4.2.3 Determinazione dei parametri del modello

Note le equazioni del modello occorre adesso andare a valutare ogni singolo parametro. Di seguito verranno analizzati, sia da un punto di vista quantitativo ma anche qualitativo, tutti i parametri che compaiono all'interno delle equazioni ricavate.

#### 4.2.3.1 Coefficiente di trasporto di materia $k_g$

Il trasporto attraverso il biofilm gassoso è regolato da un flusso di materia espresso dalla seguente formula già descritta nei paragrafi precedenti:

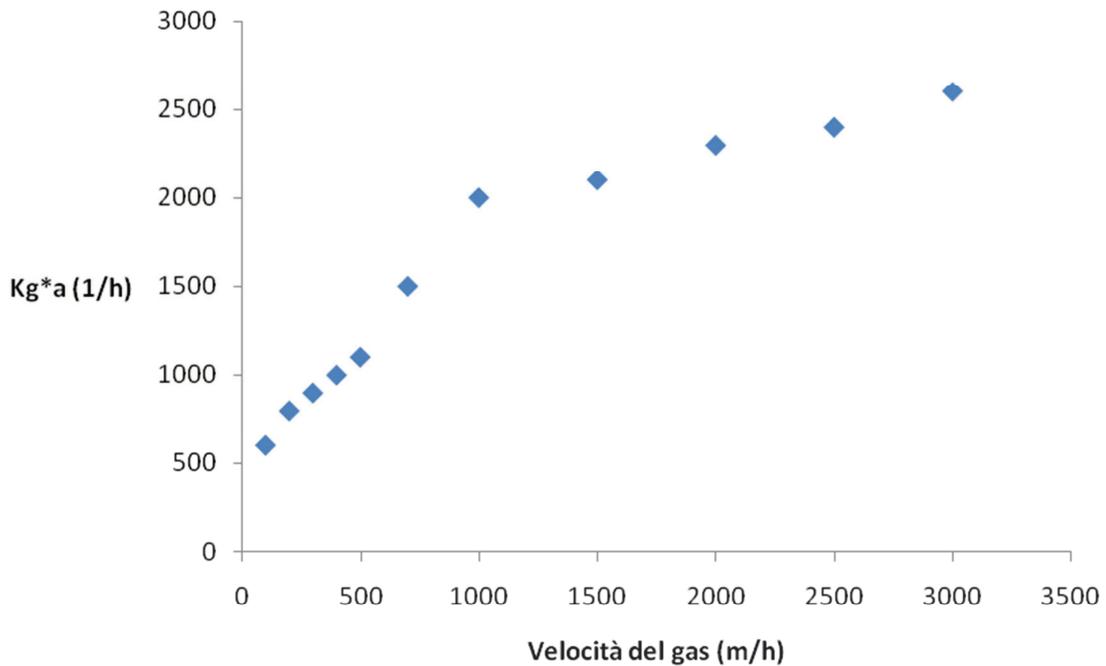
$$N = k_g \cdot a \cdot \Delta C$$

Come è facilmente osservabile il flusso di materia che diffonde è proporzionale a due termini  $k_g$  e  $a$ . Il primo indica un coefficiente di trasferimento di massa mentre il secondo rappresenta la superficie specifica esterna della biomassa per unità di volume di reattore. In genere in molti processi questo prodotto lo si considera come un'unica incognita, in quanto tali termini si trovano sempre moltiplicati tra loro e spesso si parla di  $k_g \cdot a$  come di un coefficiente unico anche definito come *coefficiente volumetrico di trasporto*. Da un punto di vista dimensionale tale coefficiente rappresenta l'inverso di un tempo caratteristico per cui in genere lo si misura in  $h^{-1}$ .

In questa fase ci si occuperà di trovare una relazione per la determinazione del valore numerico di tale coefficiente. Per giungere a tale obiettivo si è considerato il lavoro di *Seongyup Kim et al. 2008*.

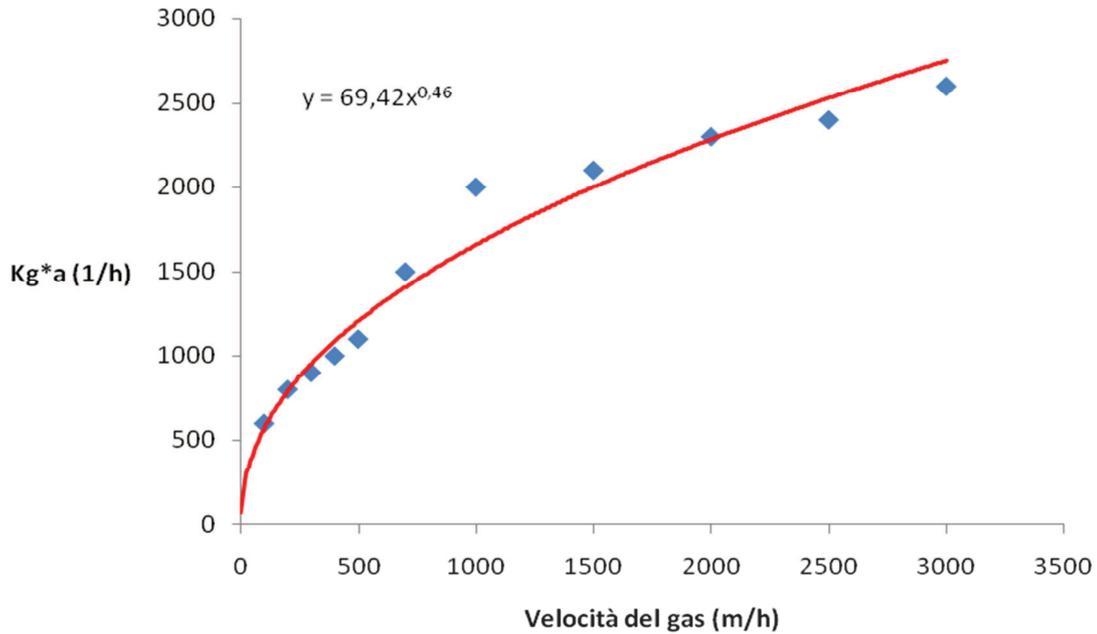
Questo lavoro presenta alcuni risultati sperimentali in merito all'assorbimento della  $CO_2$  in un biofiltro. Sono state fatte molte prove di laboratorio in varie condizioni ambientali. Di nostro interesse è risultata una prova effettuata utilizzando come materiale di riempimento del *wood chips*, lo stesso che si è deciso di utilizzare nel nostro caso di

studio. Il valore del coefficiente volumetrico sarà certamente funzione della velocità del flusso di gas. Infatti è facilmente intuibile che maggiore sarà la velocità del flusso migliore sarà la capacità del gas di diffondere. I risultati sperimentali ottenuti sono i seguenti:



**Figura 4.3** – Valori sperimentali del  $k_g \cdot a$  in funzione della velocità del gas

Per la creazione del nostro modello occorre trovare una legge che esprima la relazione tra il flusso di gas e il valore del coefficiente volumetrico. Nel caso in esame, dopo un'attenta analisi, si è giunti alla seguente approssimazione.



**Figura 4.4** – Legge di variazione del  $k_g \cdot a$  in funzione della velocità del gas

Possiamo dunque concludere che il coefficiente volumetrico per quanto riguarda l’anidride carbonica è funzione della velocità del flusso di gas ed è esprimibile nel modo seguente:

$$(k_g \cdot a)_{CO_2} = 69,42 \cdot \left(\frac{Q}{S}\right)^{0,46}$$

Dove

- $Q :=$  portata di biogas in ingresso al biofiltro [ $m^3/h$ ];
- $S =$  superficie effettiva del biofiltro [ $m^2$ ].

Per quanto riguarda invece il metano e l’ossigeno si è considerata la seguente relazione che lega il coefficiente di trasporto ai coefficienti di diffusione (*Van Hulle et al. 2012*)

- $(k_g \cdot a)_{CH_4} = (k_g \cdot a)_{CO_2} \cdot \sqrt{\frac{D_{CH_4}}{D_{CO_2}}}$
- $(k_g \cdot a)_{O_2} = (k_g \cdot a)_{CO_2} \cdot \sqrt{\frac{D_{O_2}}{D_{CO_2}}}$

I coefficienti di diffusione sono noti. A 25°C in acqua si avrà:

<i>Elemento</i>	<i>Coefficiente di Diffusione (D)</i>	<i>U.M.</i>
O <sub>2</sub>	20	cm <sup>2</sup> /sec
CO <sub>2</sub>	19.2	cm <sup>2</sup> /sec
CH <sub>4</sub>	14.9	cm <sup>2</sup> /sec

**Tabella 4.1** – *Coefficienti di diffusione*

Generalmente si conoscono solamente i coefficienti di diffusione nella fase liquida ma in questo caso bisogna considerare che la diffusione avviene all'interno di un biofilm. Per questo tipo di sistemi per quanto riguarda i gas leggeri (come lo sono ad esempio metano, anidride carbonica e ossigeno) può essere utilizzata la relazione di *Stewart et al., (2003)* secondo cui:

$$\frac{D_e}{D_w} = 0.6$$

Dove

- $D_e$  = Coefficiente di diffusione effettivo;
- $D_w$  = Coefficiente di diffusione nella fase liquida

#### 4.2.3.2 Costante di Henry

La diffusione del gas nella fase liquida è regolata anche dal valore della costante di Henry. Tale valore è definito così in relazione alla *Legge di Henry* formulata appunto da *William Henry* nel 1803, secondo cui a temperatura costante la quantità di gas solubile disciolta in un dato volume di liquido è proporzionale alla pressione del gas sovrastante la soluzione. Un'espressione matematica della legge di Henry è la seguente:

$$P = k^H \cdot C$$

dove  $P$  rappresenta la pressione del gas sulla soluzione,  $C$  la concentrazione del gas nella soluzione e  $k^H$  per l'appunto la costante di Henry.

I valori numerici della costante di Henry sono noti e sono i seguenti (Sander R., 1999).

<i>Elemento</i>	<i>Costante di Henry</i>	<i>U.M.</i>
O <sub>2</sub>	$1.3 \cdot 10^{-3}$	<i>mol/[l *atm]</i>
CO <sub>2</sub>	$3.4 \cdot 10^{-2}$	<i>mol/[l *atm]</i>
CH <sub>4</sub>	$1.4 \cdot 10^{-3}$	<i>mol/[l *atm]</i>

**Tabella 4.2** – Valori della costante di Henry

Per ragioni di congruenza dimensionale nel nostro caso occorre avere valori della costante di Henry espressi in termini adimensionali ossia in  $[c_{gas}/c_{acq.}]$ . Tale valore verrà utilizzato per permettere ai due termini relativi alle frazioni molari di essere confrontati tra loro. Nel set di equazioni formulate in precedenza (ad esempio nel bilancio sul metano) compare una differenza tra le frazioni molari che indicano due valori diversi: di fatti uno si riferisce alla fase gassosa l'altro alla fase liquida:  $(y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^S)$ . Il valore della costante di Henry espresso in termini di  $[c_{gas}/c_{acq.}]$  permetterà che il confronto tra i due termini sia corretto. Attraverso alcune conversioni si ottengono i seguenti valori della costante di Henry:

<i>Elemento</i>	<i>Costante di Henry</i>	<i>U.M.</i>
O <sub>2</sub>	31.4	$c_{gas}/c_{acq.}$
CO <sub>2</sub>	1.19	$c_{gas}/c_{acq.}$
CH <sub>4</sub>	29.2	$c_{gas}/c_{acq.}$

**Tabella 4.3** – Valori della costante di Henry [ad.]

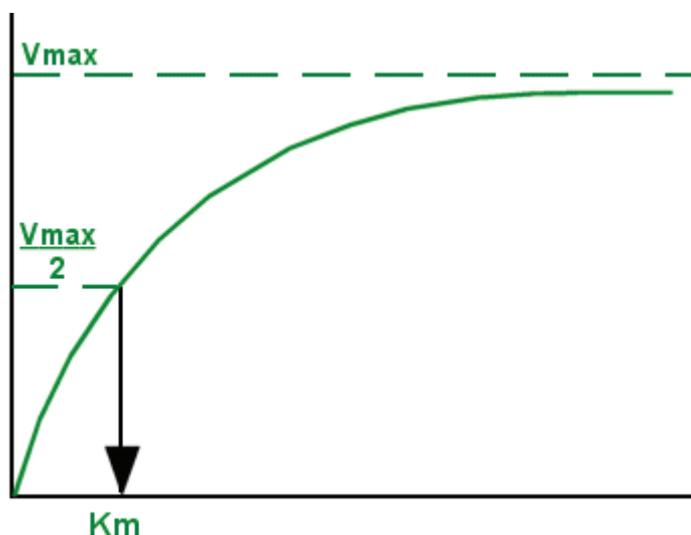
### 4.2.3.3 Tasso massimo di conversione del metano $V_{MAX}$

Il valore del tasso massimo di conversione del metano compare nella relazione che esprime la cinetica della conversione del metano stesso. Tale valore, nelle cinetiche di tipo a saturazione, rappresenta la massima velocità di reazione.

Se a titolo di esempio si considera una generica cinetica a saturazione del tipo:

$$R_A = -\frac{V_{MAX} \cdot C_A}{K_A + C_A}$$

tale legge è rappresentata da un punto di vista grafico in *Figura 4.5*.



**Figura 4.5** – Rappresentazione grafica della legge di Michaelis - Menten

Quindi  $V_{MAX}$  rappresenta l'asintoto massimo verso cui tende la curva della cinetica a saturazione quando la concentrazione del substrato tende a infinito.

Molte ricerche scientifiche in materia hanno dimostrato che le cinetiche, e più nello specifico proprio il valore del massimo tasso di conversione e anche di  $K_m$ , abbiano un forte dipendenza dalla temperatura. L'obiettivo è proprio quello di capire in che modo la temperatura influisce sul processo ossidativo e in che modo, da un punto di vista quantitativo, influisce sulle cinetiche delle reazioni.

Va aggiunto che il tasso massimo di conversione presenta anche una forte dipendenza dall'umidità del materiale filtrante ma tale valore non è stato considerato nel modello descritto in precedenza.

Per quanto riguarda la temperatura riferendosi al lavoro di *De Visscher et al., (2001)* si è considerato un fattore di conversione ( $f_{V,T}$ ) per il valore massimo del tasso di conversione  $V_{MAX}$ .

Tale valore esprime la proporzionalità di  $V_{MAX}$  alla temperatura tramite due formule legate da un valore di giunzione della temperatura  $T_j$ .

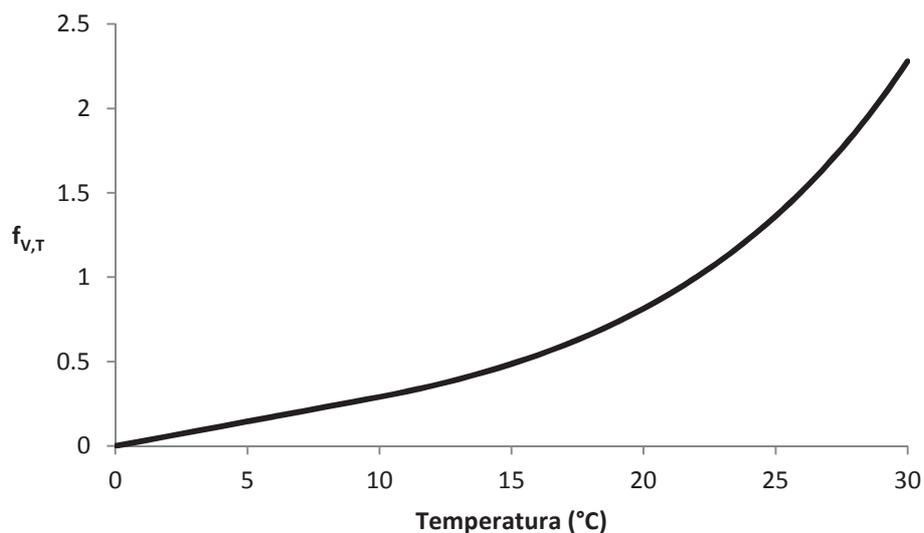
$$f_{V,T} = 2.8^{\frac{T-22^\circ C}{10}} \quad (T > T_j)$$

$$f_{V,T} = \frac{\ln 2.8}{10} \cdot 2.8^{\frac{1}{\ln 2.8} - 2.2} \times T \quad (T < T_j)$$

Il valore di  $T_j$  è calcolabile dalla seguente espressione:

$$T_j = \frac{10}{\ln 2.8} = 9.71^\circ C$$

E da un punto di vista grafico si avrà il seguente andamento:



**Figura 4.6** – Andamento del fattore di conversione della temperatura per  $V_{MAX}$ .

Per quanto riguarda il valore numerico di  $V_{MAX}$  sono stati considerati diversi studi effettuati sulla biomassa metanotrofica, come mostrato nella tabella seguente.

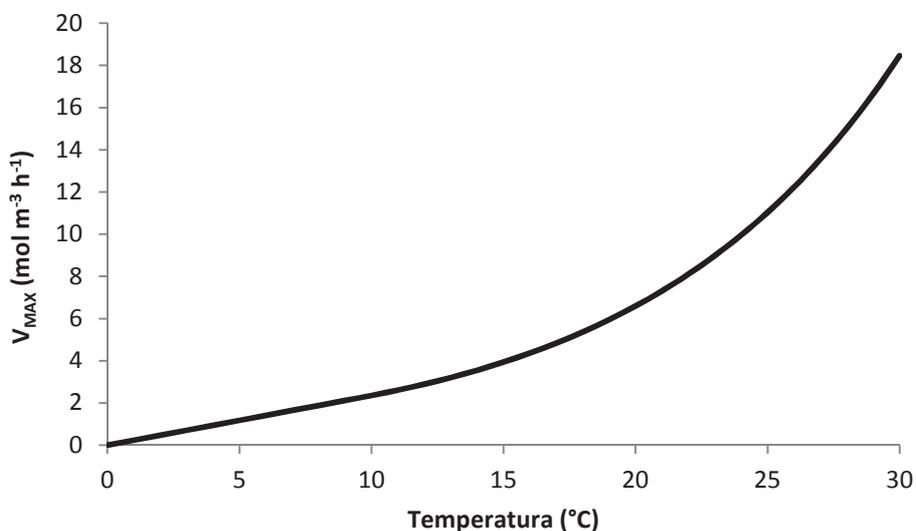
<i>Parametro</i>	<i>Valore</i>	<i>U.M.</i>	<i>Fonte</i>
$V_{MAX}$	$2.4 \times 10^3$	$nmol CH_4 * kg_{soil}^{-1} * s^{-1}$	<i>De Visscher et al., (2001)</i>
$V_{MAX}$	540	$nmol CH_4 * kg_{soil}^{-1} * s^{-1}$	<i>Stein et al. (2001)</i>
$V_{MAX}$	650	$nmol CH_4 * kg_{soil}^{-1} * s^{-1}$	<i>Kightley et al.(1995)</i>

**Tabella 4.4** – Valori numerici sperimentali di  $V_{MAX}$

Si è deciso di utilizzare il valore proposto da *De Visscher et al., (2001)* utilizzandolo con le corrette unità di misura per rispettare l'equazione del modello matematico.

$$V_{MAX} = 8.1 \frac{mol}{m^3 \cdot h}$$

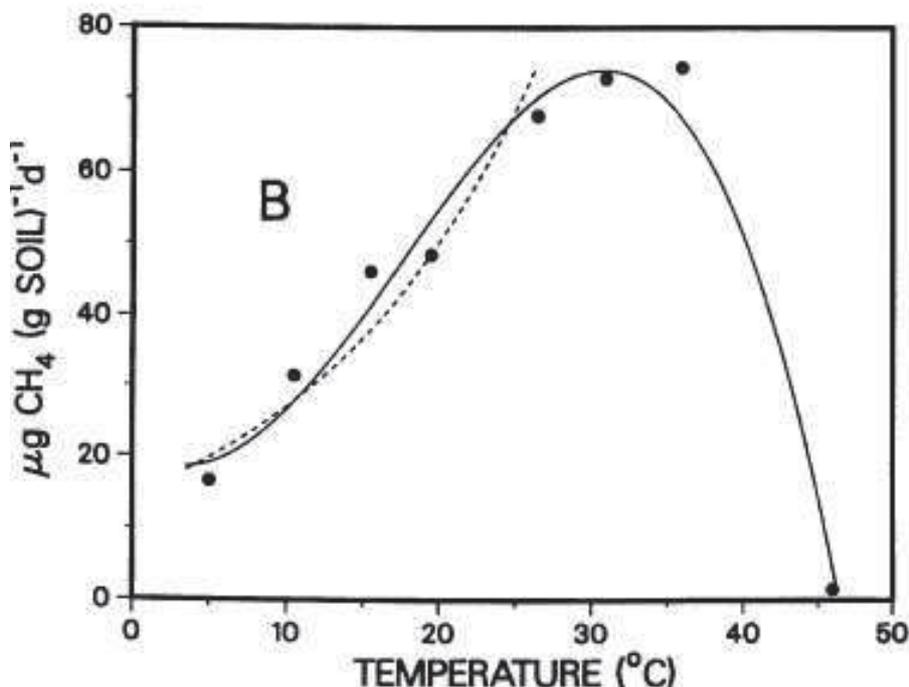
In definitiva l'andamento di  $V_{MAX}$  in relazione alla temperatura è quello del grafico seguente:



**Figura 4.7** – Andamento di  $V_{MAX}$  in funzione della Temperatura.

Come si può osservare il valore massimo di temperatura preso in considerazione nella simulazione sarà quello di 30°C in quanto manca l'andamento analitico teorico oltre questa soglia di T. Da diversi studi sperimentali però si è notato che il massimo valore di

$V_{MAX}$ , quindi la temperatura ideale per il processo di ossidazione da parte dei metanotrofi, ricade proprio in un intervallo prossimo ai 30-35°C. Di seguito viene riportato il lavoro di *Whalen et al. (1990)* che riporta alcuni valori misurati della velocità di conversione del metano in funzione della temperatura e dimostra come oltre i 35°C ci sia una caduta alquanto ripida dei valori della velocità di conversione.



**Figura 4.8** – Andamento della  $V_{CH_4}$  in funzione della temperatura (*Whalen et al, 1990*)

#### 4.2.3.4 Coefficiente di semisaturazione $K_m$

Il coefficiente di semisaturazione, come indica il termine stesso, rappresenta in genere un valore di concentrazione del substrato al quale si associa la metà del massimo tasso di conversione, vedi *Figura 4.5*. Anch'esso, così come il tasso di conversione, risulta essere funzione della temperatura. In questa fase si cercherà di trovare una legge che ci esprima questa relazione. I dati relativi al  $K_m$  sono stati presi ancora una volta dal lavoro di *De*

*Visscher et al. (2001)*. I dati sono espressi in termini di concentrazione in fase liquida ( $\mu M$ ) e nello specifico sono i seguenti:

$T(^{\circ}C)$	$K_m (\mu M)$
5	1,18
10	2,1
15	2,20
20	4,2
25	5,6
30	6,71
35	7,01

**Tabella 4.5** – Valori numerici  $K_m = f(T)$

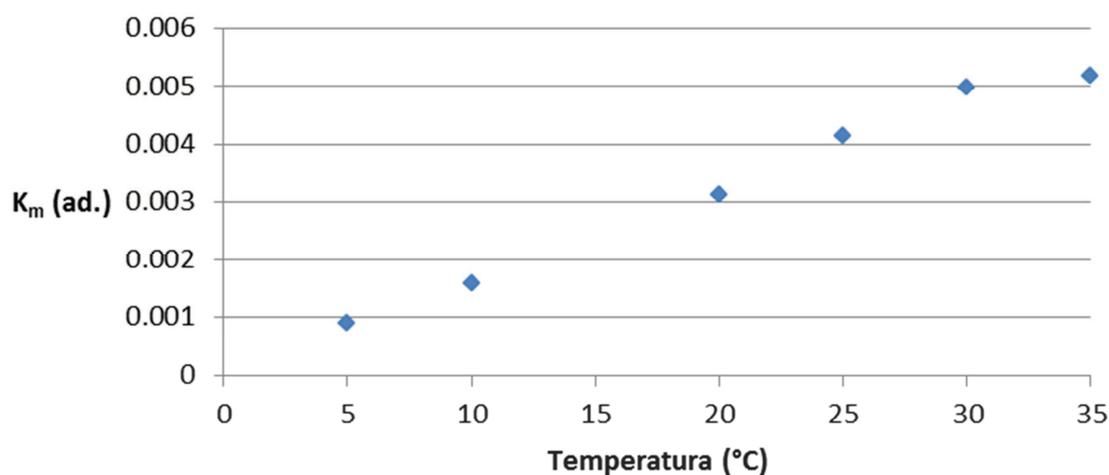
Se si osserva però il modello, ci si rende conto che le unità di misura di  $K_m$ , affinché ci sia coerenza in termini dimensionali, devono essere espresse in termini di frazioni molari. Quindi in prima analisi occorre effettuare una conversione dimensionale. L'obiettivo è quello di trasformare tali valori in termini di concentrazione adimensionale in fase gas. Per fare ciò occorre trovare un fattore di conversione che ci permetta di effettuare tale passaggio. A questo scopo è stato esaminato il lavoro di *Whalen et al. (1990)*. In tale studio vengono riportati alcuni valori di  $K_m$  espressi sia in termini di concentrazione molare in fase liquida ma anche in termini di parti per milioni (*ppm*). Dal confronto tra i valori si è determinato un fattore di conversione di  $737 \text{ ppm}/\mu M$ .

A questo punto possiamo riportare i valori espressi nella *Tabella 4.5* con le nuove unità di misura, precisando che oltre al passaggio in *ppm*, si è poi diviso ciascun valore per un fattore  $10^6$  per avere così un valore adimensionale che abbia le unità di misura di una frazione molare.

$T(^{\circ}\text{C})$	$K_m(\text{ppm})$	$K_m(\text{ad.})$
5	870,25	0,00087
10	1548,75	0,00155
15	3003	0,00300
20	3097,5	0,00310
25	4130	0,00413
30	4948,625	0,00495
35	5169,875	0,00517

**Tabella 4.6** – Valori numerici di  $K_m$  espressi in termini di frazioni molari.

Tali valori sono stati rappresentati su un grafico (Figura 4.9).

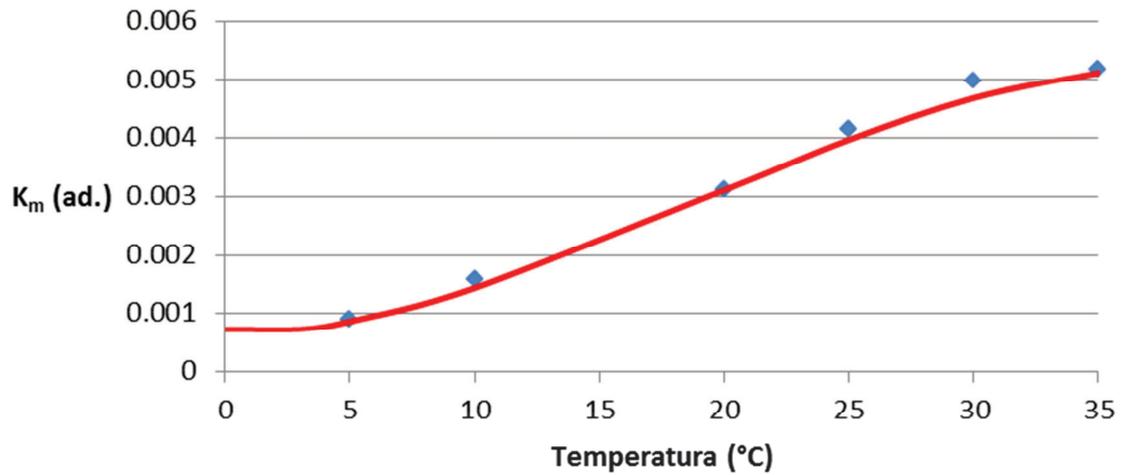


**Figura 4.9** – Andamento di  $K_m$  in funzione di  $T$

Anche in questo caso l'andamento della funzione presenta come valore massimo i 35°C.

Teoricamente oltre i 35°C ci dovrebbe essere una diminuzione del valore di  $K_m$ .

L'andamento di  $K_m = f(T)$  è il seguente.



**Figura 4.10** – Legge di variazione di  $K_m$  in funzione di  $T$

Da un punto di vista matematico invece la funzione può essere scritta come:

$$K_m = 0,000729 \quad \text{per } T < 5^\circ\text{C}$$

$$K_m = -1,62861\text{E} - 07 \cdot T^3 + 9,26\text{E} - 06 \cdot T^2 - 3,54\text{E} - 06 \cdot T + 6,40\text{E} - 04 \quad \text{per } 5 < T < 35^\circ$$

### 4.2.4 Implementazione del modello

A questo punto sono a nostra disposizione tutti i parametri per poter andare a risolvere il modello matematico precedentemente sviluppato.

Come noto il modello presenta set di tre equazioni differenziali da dover risolvere. In sintesi si cercherà di risolvere il seguente problema già posto in precedenza.

#### 1. METANO

$$\left\{ \begin{array}{l} \bullet \frac{dy_{CH_4}}{d\omega} = -St_{CH_4} \cdot (y_{CH_4} - k_{CH_4}^H \cdot y_{CH_4}^S) \\ \bullet y_{CH_4}^s = \frac{-\left(\frac{X_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} - \frac{y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} + K_{CH_4}\right) + \sqrt{\left(\frac{X_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} - \frac{y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H} + K_{CH_4}\right)^2 + 4 \cdot \frac{K_{CH_4} \cdot y_{CH_4}}{k_{CH_4}^H}}}{2} \end{array} \right.$$

#### 2. OSSIGENO

$$\left\{ \begin{array}{l} \bullet \frac{dy_{O_2}}{d\omega} = -St_{O_2} \cdot (y_{O_2} - k_{O_2}^H \cdot y_{O_2}^S) \\ \bullet y_{O_2}^s = \frac{y_{O_2}}{k_{O_2}^H} - \nu \frac{X_{O_2}}{k_{O_2}^H} \cdot \frac{y_{CH_4}^s}{K_{CH_4} + y_{CH_4}^s} \end{array} \right.$$

#### 3. ANIDRIDE CARBONICA

$$\left\{ \begin{array}{l} \bullet \frac{dy_{CO_2}}{d\omega} = St_{CO_2} \cdot (y_{CO_2} - k_{CO_2}^H \cdot y_{CO_2}^S) \\ \bullet y_{CO_2}^s = \frac{y_{CO_2}}{k_{CO_2}^H} - \alpha \frac{X_{CO_2}}{k_{CO_2}^H} \cdot \frac{y_{CH_4}^s}{K_{CH_4} + y_{CH_4}^s} \end{array} \right.$$

Per la risoluzione numerica si è deciso di utilizzare il software MATLAB (abbreviazione di *Matrix Laboratory*). Il MATLAB è un ambiente per il calcolo numerico e l'analisi statistica che comprende anche l'omonimo linguaggio di programmazione creato dalla *MathWorks*. In unione al MATLAB si è utilizzato il *Simulink*<sup>®</sup> - *Simulation and Model-Based Design* prodotto sempre dalla *Mathworks* e appartenente al software MATLAB. Il *Simulink*<sup>®</sup> è un ambiente che permette la risoluzione di equazioni differenziali in una sola variabile, come nel caso in esame. Il software è provvisto di un'ambiente grafico interattivo e di un set personalizzabile di librerie fornite di blocchi che permettono all'utente di creare, implementare e testare una enorme variabilità di sistemi ad una variabile, includendo le comunicazioni, i controlli, l'elaborazione del segnale, l'elaborazione video, e l'elaborazione delle immagini.

Per la creazione del modello si è proceduto per blocchi, in maniera tale da rendere più leggibile e ordinata la costruzione e lo sviluppo stesso del modello.

In primis si è creato un file MATLAB, con l'apposito linguaggio di programmazione, per poter inizializzare le variabili. All'interno di questo file verranno inseriti tutti i parametri indipendenti del sistema. Inoltre, sempre in questo file, verranno indicate tutte le operazioni che il software deve seguire per la risoluzione numerica del nostro modello, compreso le rappresentazioni grafiche (*Figura 4.11*).



verranno definiti i due parametri adimensionali che ci occorrono per poter risolvere l'equazione differenziale e cioè il numero di *Damköhler* e quello di *Stanton*.

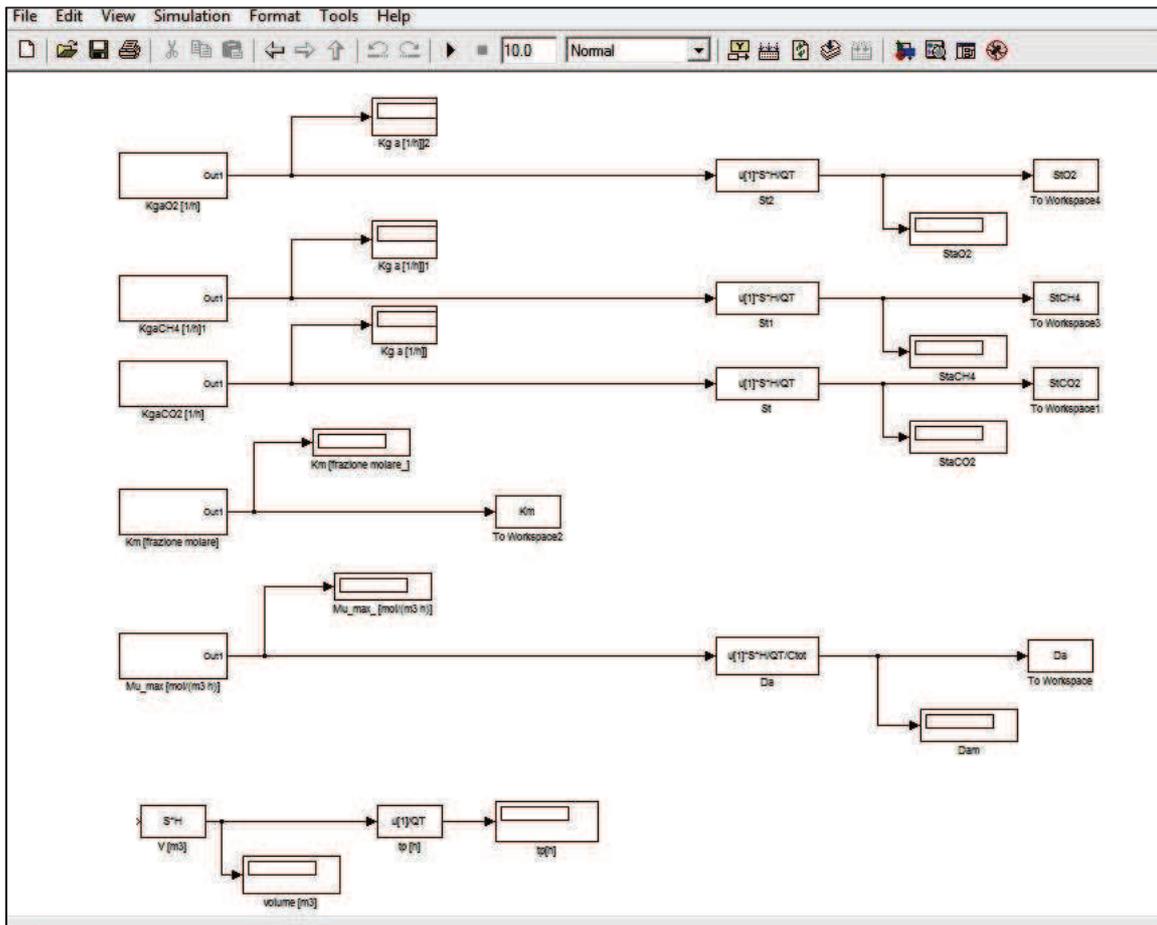


Figura 4.12 –*Simulink*

L'altro file *Simulink* richiamato nel file di MATLAB è quello dell'integrazione.

All'interno di questo file sono presenti due *Subsystem*: “Integrazione” e “Risultati” per ogni elemento, quindi metano, ossigeno e anidride carbonica (Figura 4.13).

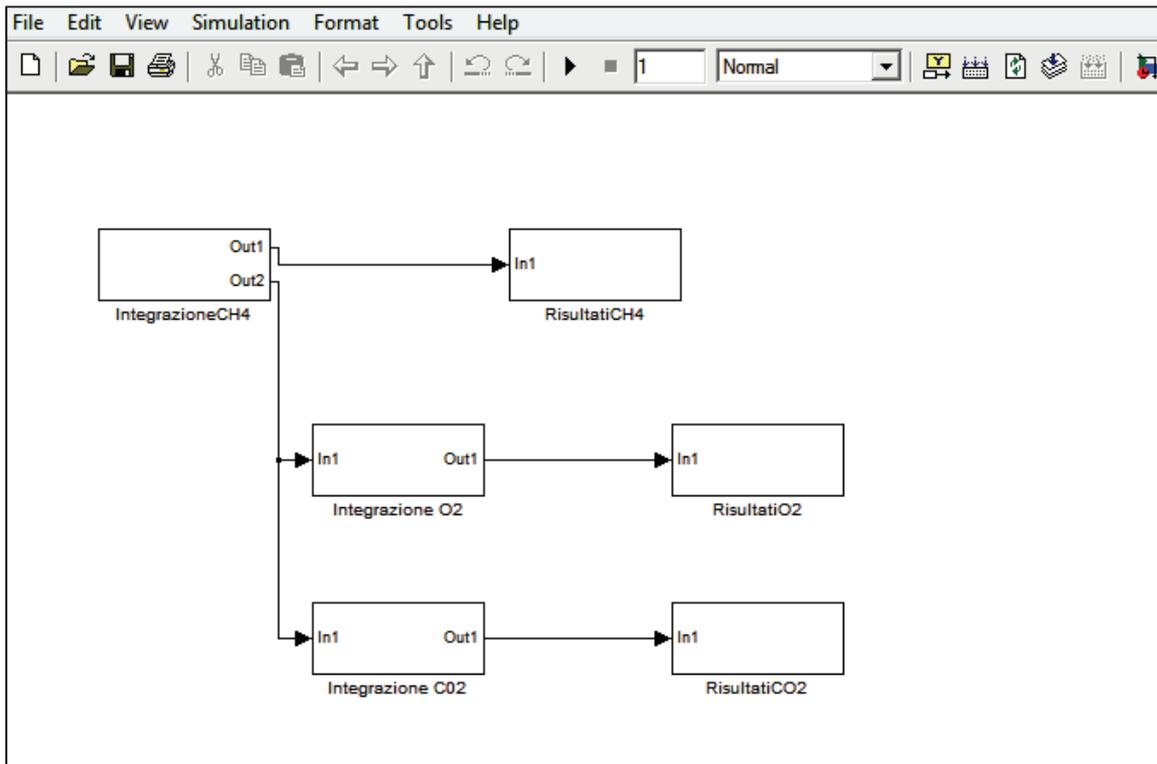


Figura 4.13 – Simulink 2

Nel *Subsystem* “Integrazione” per ogni elemento avviene effettivamente il processo di integrazione per la risoluzione dell’equazione differenziale posta in precedenza. Come è possibile osservare dalla *Figura 4.14* in questa fase viene anche calcolato il valore della frazione molare allo strato limite ( $y^s$ ).

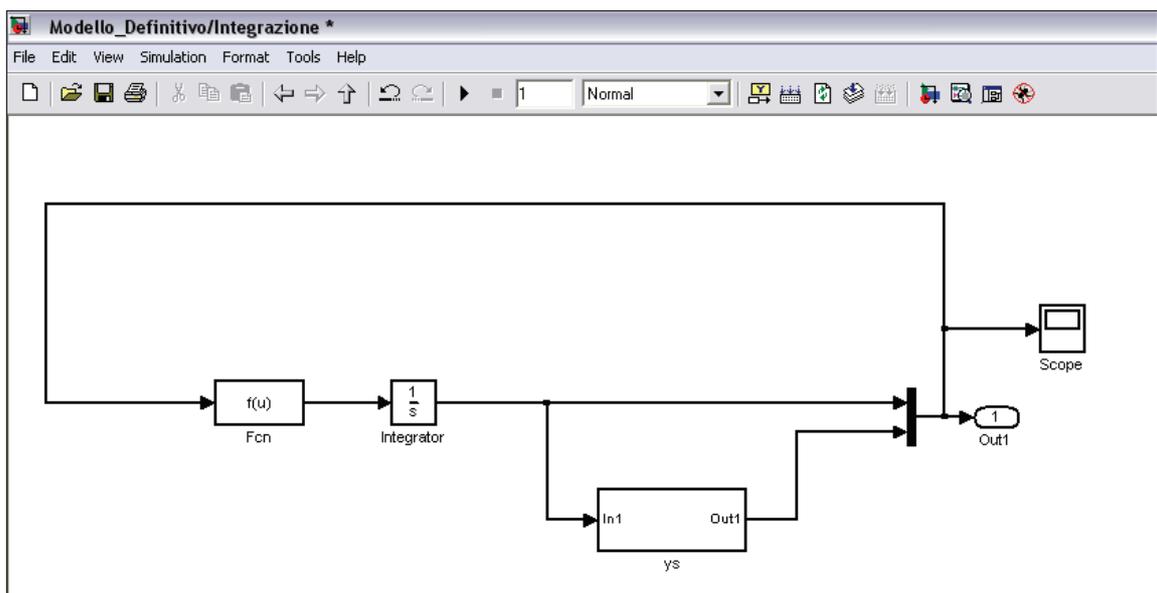


Figura 4.14 – Subsystem “Integrazione”

Il secondo *Subsystem* invece denominato “Risultati” è stato creato per permettere una presentazione dei risultati del modello più chiara, ma soprattutto più ampia. Infatti in questa fase vengono calcolate tutte le possibile modalità (in termini dimensionali) di rappresentazione dei risultati ottenuti con la risoluzione dell’equazione differenziale.

Nella figura sottostante è riportato il caso del metano.

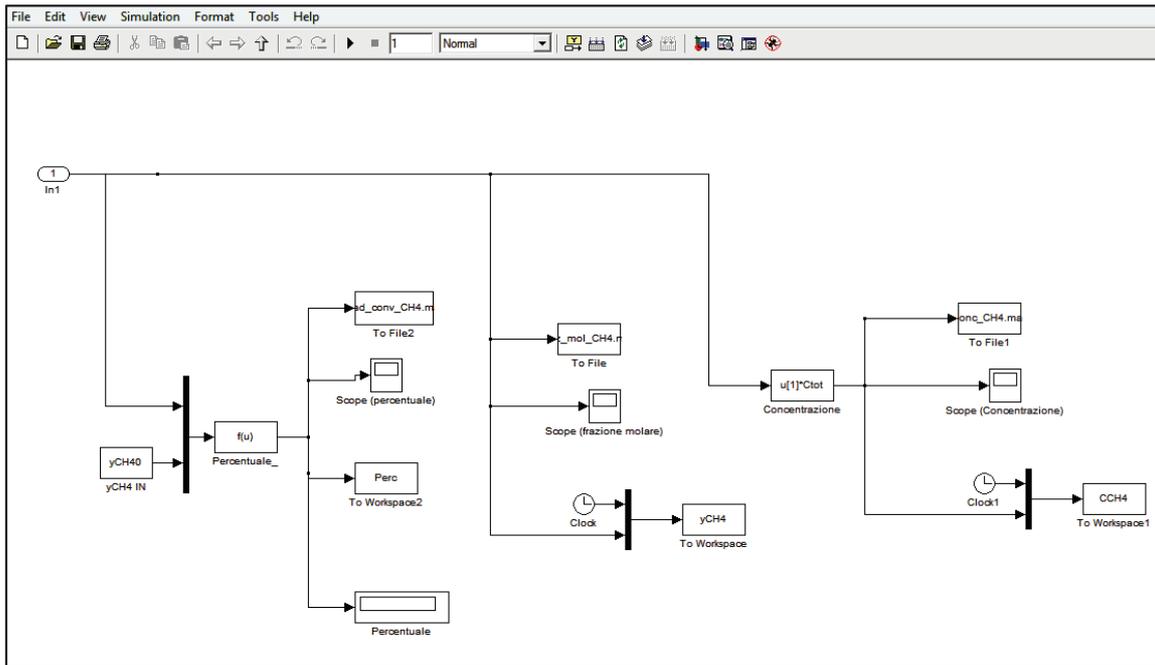


Figura 4.15 – Subsystem “Risultati”

## Capitolo 5

### Analisi dei risultati

#### 5.1 Introduzione

Attraverso l'implementazione del modello descritto nel Capitolo 4 si è giunti a una serie di risultati che in questo capitolo verranno presentati, analizzati e commentati.

Aver risolto il modello significa in sintesi aver calcolato la variazione della frazione molare di metano all'interno della struttura del biofiltro in funzione dell'altezza adimensionale  $\omega$  o dimensionale  $z = \omega H$ .

Per ciò che concerne i risultati, il compito della discussione è quello di analizzare i valori ottenuti per poter, dopo un'attenta analisi, determinare quali variabili siano più condizionanti nel processo e soprattutto provare a trarre delle conclusioni per poter in fase operativa ottimizzare il processo stesso.

Sostanzialmente la presentazione dei risultati avverrà sempre con le stesse modalità e cioè mostrando in funzione dell'altezza del biofiltro:

- La frazione molare di metano calcolata ( $y_{CH_4}$ ) che rappresenta la quantità di metano presente rispetto alla totalità delle componenti del flusso gasso;
- Il grado di conversione del metano ( $x_{CH_4}$ ) che rappresenta, in percentuale,

$$\text{l'effettivo tasso di abbattimento del metano: } x_{CH_4} [\%] = \left( \frac{y_{CH_4,0} - y_{CH_4}}{y_{CH_4,0}} \right) \cdot 100;$$

- La concentrazione di metano ( $C_{CH_4}$ ) espressa in  $mol/m^3$ .

## 5.2 Risultati

Un primo importante risultato fornito dal modello può essere ottenuto considerando come caratteristiche geometriche quelle del biofiltro “*geCO<sub>2</sub>®*”, brevettato da *Entsorga Italia Srl* (Capitolo 7), mentre come condizioni operative quelle che ci si aspetta di trovare nella gestione di discariche di piccola dimensione oppure in stadio avviato di post-gestione. Tutti i valori numerici sono indicati in *Tabella 5.1*. Tali valori verranno indicati nel proseguo come condizioni operative nominali.

Parametro	Valore	U.M.
Lunghezza del biocontainer	6.5	m
Larghezza del biocontainer	2.5	m
Altezza del biocontainer	2.65	m
Superficie di ossidazione	16.25	m <sup>2</sup>
Volume del biocontainer	43	m <sup>3</sup>
Portata in ingresso - Q	50	Nm <sup>3</sup> /h
Temperatura interna - T	25	°C
Concentrazione totale - C <sub>TOT.</sub>	43.8	mol/m <sup>3</sup>
Frazione molare del CH <sub>4</sub>	20	%
Frazione molare della CO <sub>2</sub>	20	%
Frazione molare dell' O <sub>2</sub>	30	%

**Tabella 5.1** – *Condizioni operative nominali*

Gli andamenti corrispondenti che vengono fuori dall'implementazione del modello sono riportati in *Figura 5.1 - 5.2 - 5.3* in termini di frazioni molari  $y$ , concentrazioni  $C$  e grado di conversione del metano  $x_{CH_4}$ .

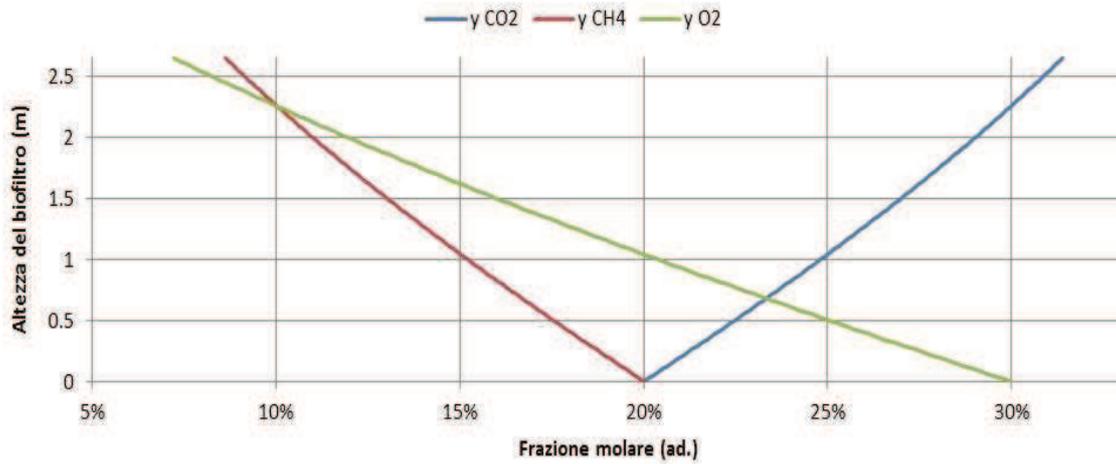


Figura 5.1 – Variazione della frazione molare del  $CH_4$  ( $y_{CH_4}$ ) dell' $O_2$  ( $y_{O_2}$ ) e della  $CO_2$  ( $y_{CO_2}$ ) in funzione dell'altezza del biofiltro

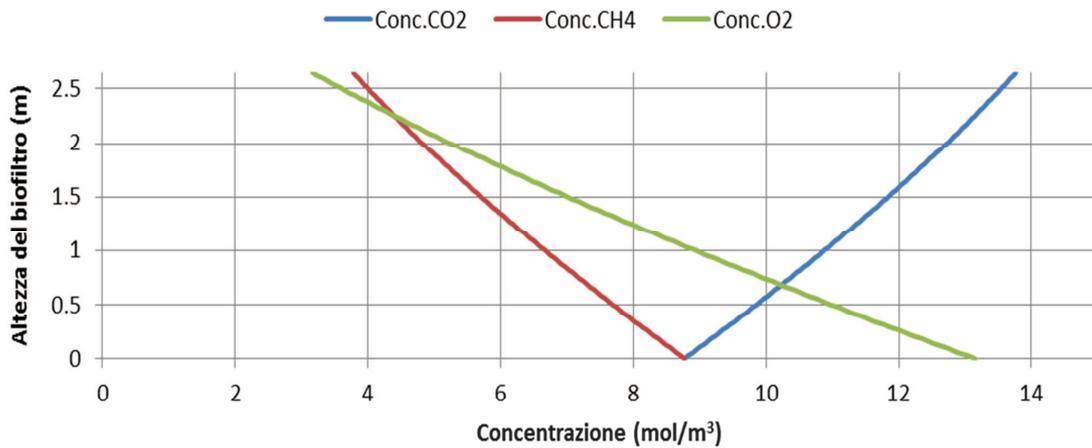


Figura 5.2 – Variazione della concentrazione del  $CH_4$ , dell' $O_2$  e della  $CO_2$  ( $y_{CO_2}$ ) in funzione dell'altezza del biofiltro

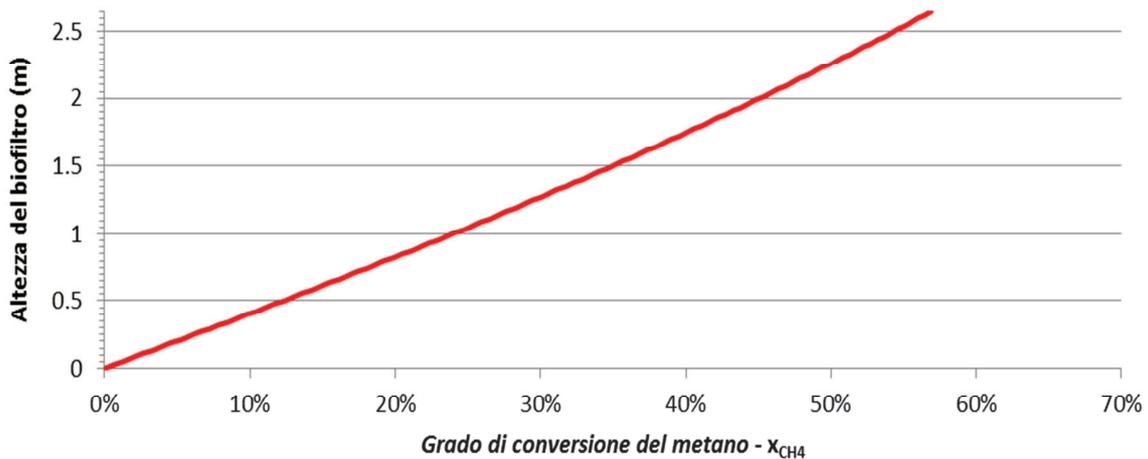


Figura 5.3 – Variazione del grado conversione del metano  $x_{CH_4}$  in funzione dell'altezza del biofiltro

Come è possibile osservare dalle figure, nelle condizioni operative fissate il processo di ossidazione del metano avverrà lungo tutta l'altezza del biofiltro. Inoltre, in uscita dal sistema di trattamento, la frazione molare del metano diminuisce di un'aliquota pari al 57%, che può essere considerato un buon risultato in termini assoluti, in quanto significa che il biogas in uscita dalla discarica avrà perso una buona parte del metano che lo compone.

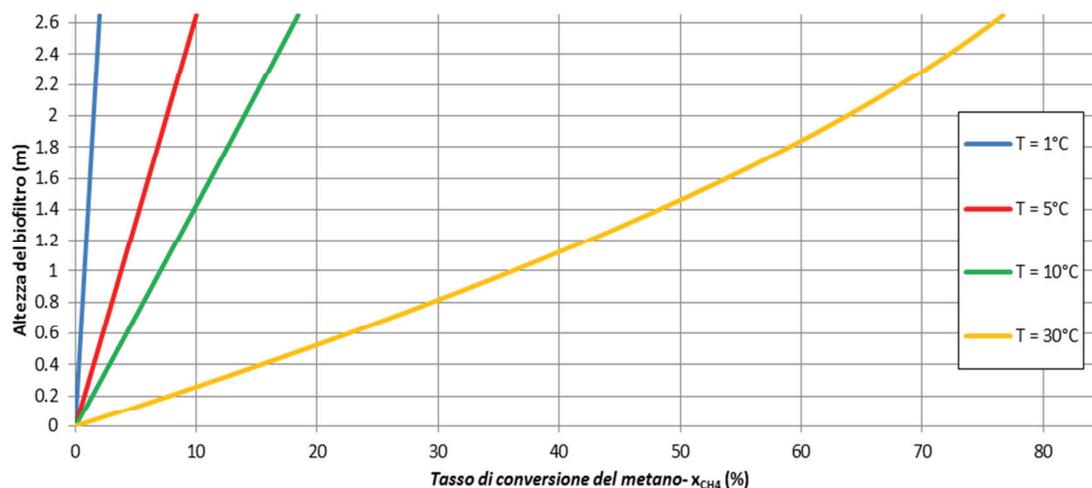
### 5.2.1 Effetto della temperatura

I processi di tipo biologico presentano una forte dipendenza dalle variazioni della temperatura, che è nascosta in particolare nei parametri cinetici delle reazioni biologiche (anche se in realtà essa influisce, seppur in maniera minore, anche altre variabili in gioco).

In questa fase analitica si cercherà di capire in che modo la temperatura influenza il processo di ossidazione del metano nel caso di studio. Per fare ciò, considerati i parametri geometrici di *Tabella 5.1*, si estrapoleranno i grafici che esprimono l'andamento del grado di conversione del metano con l'altezza del biofiltro facendo variare di volta in volta il valore della temperatura (*Tabella 5.2*) da 0° a 30°C (*Park et al., 2003*). I risultati ottenuti sono riportati in *Figura 5.4*.

Parametro	Valore	U.M.
Portata in ingresso - Q	50	Nm <sup>3</sup> /h
Temperatura interna - T	Variabile	°C
Concentrazione totale - C <sub>TOT.</sub>	43.8	mol/m <sup>3</sup>
Frazione molare del CH <sub>4</sub>	20	%
Frazione molare della CO <sub>2</sub>	20	%
Frazione molare dell' O <sub>2</sub>	30	%

**Tabella 5.2** – Condizioni operative con temperatura variabile



**Figura 5.4** – *Variatione del tasso di conversione del metano  $x_{CH_4}$  in funzione dell'altezza del biofiltro al variare delle temperatura da 1°C a 30°C*

I risultati confermano le considerazioni teoriche sopra riportate. E' facile osservare dai suddetti grafici che la temperatura è un parametro che influenza fortemente il processo di ossidazione del metano. In particolare avremo che il grado di conversione del metano risulta una funzione crescente di T, cioè si ha una diminuzione della frazione molare e/o della concentrazione di metano in uscita dal sistema, in sintesi un miglioramento delle prestazioni del processo.

Attraverso dunque questa analisi si può concludere che, per ottimizzare il sistema di trattamento del metano in un biofiltro, occorre posizionarsi in un range di temperatura intorno ai 30 – 35 °C (come suggerito dai dati di letteratura). Tuttavia è anche importante ricordare che, in fase di progetto del biofiltro, la temperatura non può rappresentare una variabile manipolabile, in quanto il suo valore è determinato dalla temperatura alla quale viene captato il biogas e dalla temperatura esterna. Nella pratica si consiglia quindi innanzitutto una campagna di misure della temperatura all'interno del biofiltro e, qualora si riscontrassero valori lontani dal range ottimale, è consigliabile procedere:

1. a una coibentazione del sistema se  $T < 5$ , come è probabile avvenga in inverno;
2. a dispositivi che disperdano calore verso l'esterno se  $T > 35^\circ\text{C}$ , come è probabile avvenga in estate.

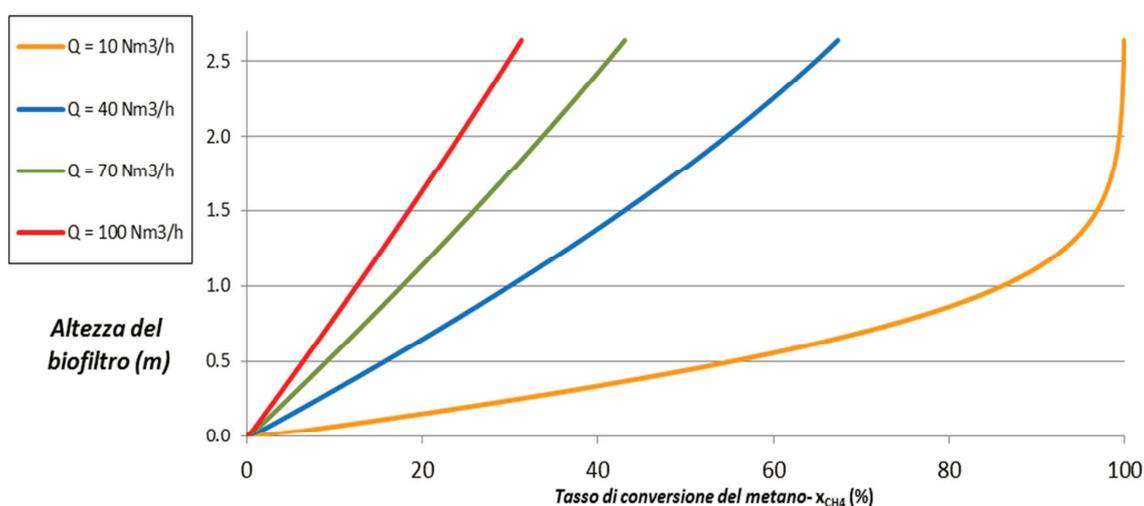
### 5.2.2 Effetto della portata

La portata in ingresso al sistema rappresenta anch'essa una variabile importante che influenza l'efficienza dei processi ossidativi biologici. In particolare un suo aumento comporta una diminuzione del tempo di permanenza del gas all'interno del sistema e quindi una riduzione del grado complessivo di conversione, in quanto il metano avrà meno tempo a disposizione per stare a contatto con la biomassa.

In *Figura 5.5* sono mostrati i risultati delle simulazioni ottenuti avendo posto i parametri geometrici di *Tabella 5.1* e le condizioni operative di *Tabella 5.3*.

Parametro	Valore	U.M.
Portata in ingresso - Q	<i>Variabile</i>	Nm <sup>3</sup> /h
Temperatura interna - T	25	°C
Concentrazione totale - C <sub>TOT.</sub>	43.8	mol/m <sup>3</sup>
Frazione molare del CH <sub>4</sub>	20	%
Frazione molare della CO <sub>2</sub>	20	%
Frazione molare dell' O <sub>2</sub>	30	%

**Tabella 5.3** – Condizioni operative con portata variabile



**Figura 5.5** – Variazione del tasso di conversione del metano  $x_{CH_4}$  in funzione dell'altezza del biofiltro al variare della portata

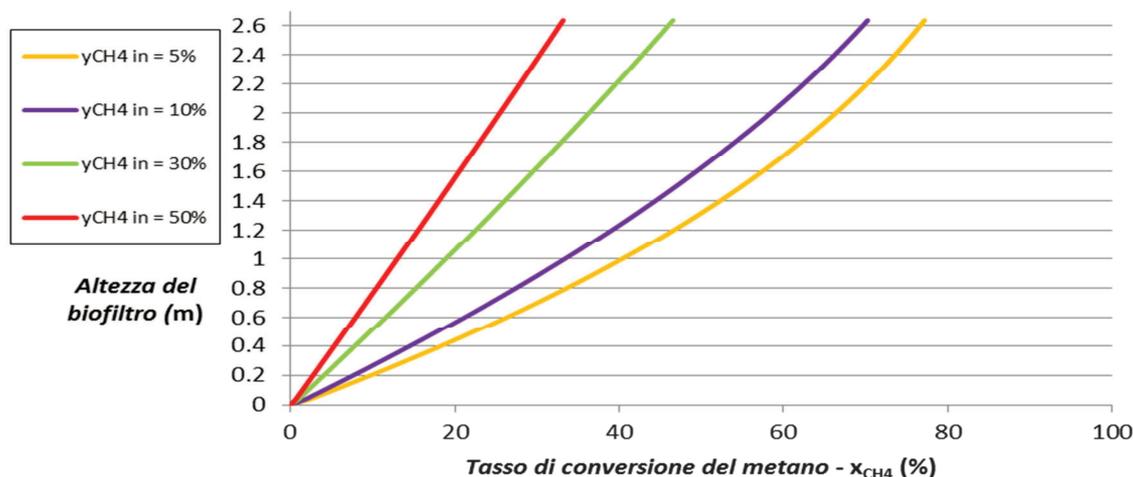
Come è possibile osservare dal grafico i risultati sperimentali confermano che aumenti del valore di portata in ingresso al sistema comportano un peggioramento del processo ossidativo in termini di conversione del metano.

### 5.2.3 Effetto della concentrazione di metano in ingresso

La concentrazione di metano presente all'interno del biogas rappresenta un parametro fortemente variabile durante il periodo di funzionamento del biofiltro. In particolare sono possibili oscillazioni giornaliere (relative ai cicli giorno/notte), stagionali (inverno/estate) e di lungo termine dovute alla diminuzione del contenuto di metano negli anni. Risulta a questo punto utile, ai fini dell'ottimizzazione del processo, cercare di capire come il sistema reagisce a queste variazioni. A tal fine, avendo posto i parametri geometrici di *Tabella 5.1* e considerate le condizioni operative di *Tabella 5.4*, sono state eseguite simulazioni dell'impianto facendo variare la percentuale di metano nel biogas in ingresso da un minimo del 5% ad un massimo del 50%. I risultati sono riportati in *Figura 5.6*.

Parametro	Valore	U.M.
Portata in ingresso - Q	50	Nm <sup>3</sup> /h
Temperatura interna - T	25	°C
Concentrazione totale - C <sub>TOT.</sub>	43.8	mol/m <sup>3</sup>
Frazione molare del CH <sub>4</sub>	<i>Variabile</i>	%
Frazione molare della CO <sub>2</sub>	20	%
Frazione molare dell' O <sub>2</sub>	30	%

**Tabella 5.4** – *Condizioni operative con frazione molare del metano variabile*



**Figura 5.6** – *Variazione del tasso di conversione del metano  $x_{CH_4}$  in funzione dell'altezza del biofiltro al variare della frazione molare di metano in ingresso al sistema*

I risultati delle simulazioni mostrano inequivocabilmente che l'aumento della concentrazione di metano all'interno del flusso gassoso comporta un peggioramento dei rendimenti di conversione. Così come già avviene con la temperatura, anche la concentrazione di metano è una variabile non manipolabile del sistema, essendo fissata dal tipo di biogas prodotto dalla discarica. Tuttavia, tenuto conto che la concentrazione di metano nel biogas tende a diminuire negli anni, si può prevedere in base a questi risultati un miglioramento nel tempo delle sue prestazioni (naturalmente a parità di tutti gli altri parametri).

### 5.2.4 Diagramma delle curve di iso-conversione

Da un punto di vista operativo, è possibile costruire una mappa che può risultare particolarmente utile in fase di progettazione e di successiva gestione dell'unità biofiltro. Tale grafico riporta le cosiddette curve di *iso-conversione*, ossia i luoghi dei punti caratterizzati dall'avere stessi valori di efficienza di ossidazione del metano.

Come mostrato nei paragrafi precedenti il rendimento di un biofiltro è funzione dei parametri di temperatura, portata, volume e concentrazione di metano in ingresso al sistema.

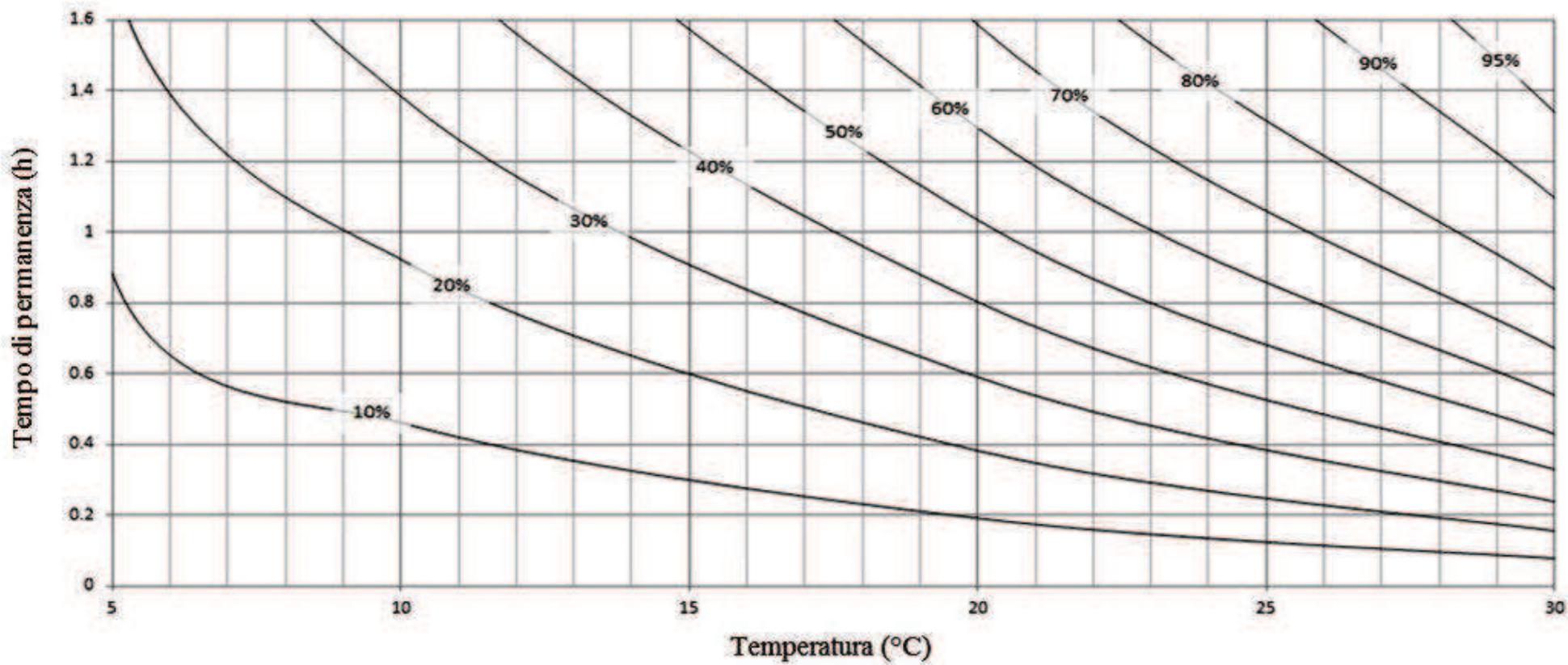
Si è deciso di fissare il valore della frazione molare di metano in ingresso ponendolo pari a  $y_{CH_4,0}=0,10$  (tale valore è sicuramente rappresentativo del contenuto medio in metano della corrente di biogas alimentata al biofiltro va ricordato infatti che lo sviluppo di tali applicazioni va proprio nella direzione di discariche in fase avanzata di post-gestione quindi con basse concentrazioni di metano nel biogas).

Si è inoltre definito il rapporto tra volume e portata volumetrica che restituisce il tempo di permanenza del gas nel reattore:

$$t_p [h] = \frac{V}{Q_T}$$

A questo punto considerando un range del grado di conversione del metano compreso tra il 10% e il 95% si è disegnata la mappa di *Figura 5.7*.

Il grafico risultante risulta molto utile da un punto di vista operativo perché, fissata la concentrazione di metano in ingresso al sistema, permette di stimare in maniera immediata e senza eseguire alcun calcolo aggiuntivo quale sarà l'efficienza del processo al variare dei due parametri più importanti: la temperatura e il tempo di permanenza.



**Figura 5.7**– *Diagramma che rappresenta le curve di iso-conversione per un biofiltro in funzione del tempo di permanenza del biogas e della temperatura del sistema*

### 5.3 Analisi dei regimi

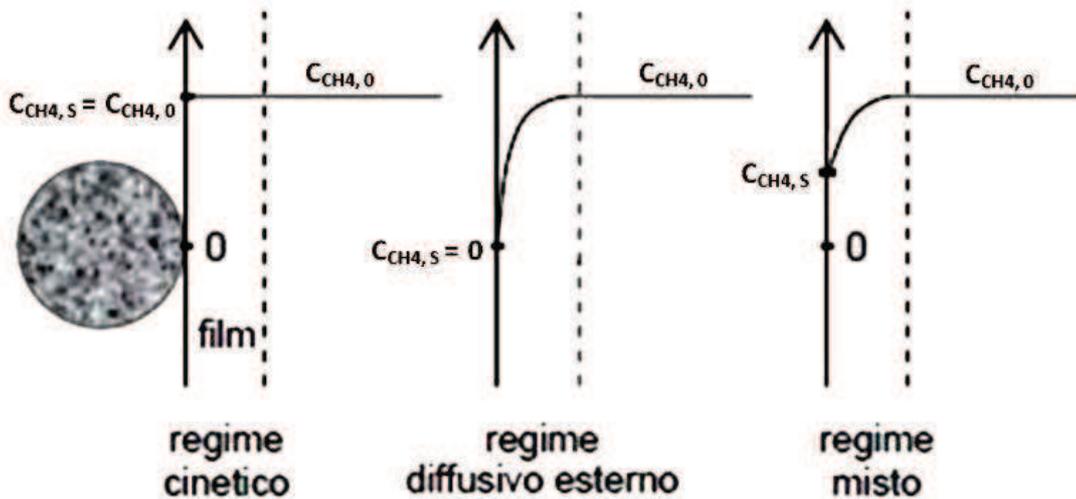
La conversione del metano in un biofiltro è un processo a due stadi in serie, che sono il trasporto diffusivo e la reazione. Di conseguenza si può analizzare il tipo di regime controllante.

Quando due processi sono in serie, quello che avviene con la velocità minore rappresenta lo stato limitante del sistema. Ai nostri fini, sapere a priori quale dei due stati risulta essere limitante può essere utile ai fini dell'individuazione delle variabili che possano più efficacemente portare a un miglioramento delle conversioni di metano.

Da un punto di vista teorico, abbiamo sostanzialmente tre possibili situazioni:

1. Regime cinetico;
2. Regime misto;
3. Regime diffusivo esterno.

Di seguito (*Figura 5.8*) viene proposto un esempio grafico.



**Figura 5.8** – Profili di concentrazione di metano intorno ad una particella ideale di biomassa

Il regime cinetico prevede che la concentrazione di metano a ridosso della particella sia pressoché la stessa di quella presente nel flusso gassoso, mentre in condizioni di regime

diffusivo la concentrazione di metano nei pressi della particella subisce una caduta sostanziale portandosi a valori vicino allo zero. Nel regime misto invece la concentrazione di metano nei pressi della particella diminuisce ma non in maniera tale da portarsi a valori prossimi allo zero.

Per l'analisi dei regimi si possono considerare anche i due numeri adimensionali precedentemente definiti, ossia il numero di Damköhler ( $Da$ ) e il numero di Stanton ( $St$ ).

Da un punto di vista fisico, infatti, essi rappresentano entrambi un rapporto tra due tempi e nello specifico:

- $Da = \frac{t_p}{t_r} = \frac{\text{Tempo di permanenza}}{\text{Tempo di reazione}}$
- $St = \frac{t_p}{t_d} = \frac{\text{Tempo di permanenza}}{\text{Tempo di diffusione}}$

E' possibile considerare anche il loro rapporto e cioè:

- $X = \frac{Da}{St}$

In tal caso si possono verificare due possibili situazioni:

1.  $X \gg 1$  e cioè  $Da$  alto,  $St$  basso. In tal caso significa che il tempo di permanenza è maggiore rispetto al tempo di reazione, mentre dall'altro lato il tempo di permanenza risulta essere confrontabile con quello di diffusione. Ciò significa che lo stato limitante è rappresentato dal processo di diffusione e dunque il regime è diffusivo ed il profilo di concentrazione che ci si aspetta è quello di *Figura 5.8 - caso 2*.
2.  $X \ll 1$  e cioè  $Da$  basso,  $St$  alto. In questo caso invece ci troviamo perfettamente nella situazione opposta; infatti il fatto che il Numero di Damköhler sia basso significa che i tempi di permanenza sono confrontabili con quelli della reazione, mentre per ciò che concerne il Numero di Stanton il tempo di permanenza è certamente superiore a quello di diffusione, quindi lo stato limitante sarà

rappresentato dalla reazione e il regime che si instaurerà sarà di tipo cinetico ed il profilo di concentrazione che ci si aspetta è quello di *Figura 5.8 - caso 1*.

Nel caso di regime cinetico da un punto di vista matematico può essere effettuata una sostanziale semplificazione alla matematica del modello.

Si era dimostrato infatti nel Capitolo 4 che:

$$y_{CH_4}^s = \frac{-(X - y_{CH_4} + K_{CH_4}) \pm \sqrt{(X - y_{CH_4} + K_{CH_4})^2 + 4K_{CH_4} \cdot y_{CH_4}}}{2}$$

ma se

$$X = \frac{Da}{St} \rightarrow 0$$

Sostituendo tale valore nell'espressione precedente per il calcolo di  $y_{CH_4}^s$  si avrà:

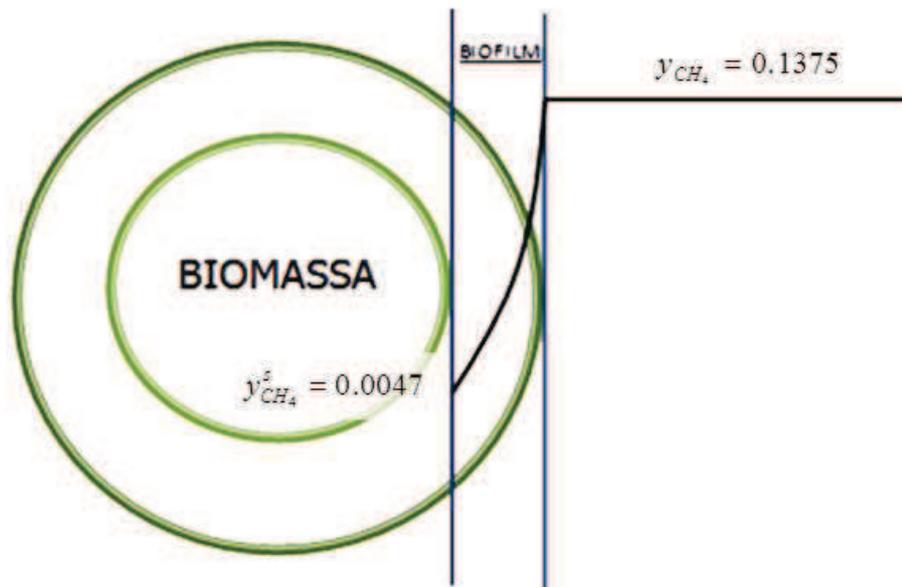
$$y_{CH_4}^s = \frac{y_{CH_4} - K_{CH_4} \pm \sqrt{y_{CH_4}^2 + K_{CH_4}^2 + 2K_{CH_4} \cdot y_{CH_4}}}{2} = \frac{y_{CH_4} - K_{CH_4} \pm (y_{CH_4} - K_{CH_4})}{2} \quad e$$

quindi:

$$y_{CH_4}^s = \frac{2y_{CH_4}}{2} = y_{CH_4}$$

Il che rende più semplice tutta l'elaborazione delle equazioni successive.

Per effettuare l'analisi dei regimi al nostro caso di studio occorre determinare il valore della concentrazione di metano all'interno del biofiltro e nei pressi del particella di biomassa, in questo modo sarà possibile stabilire che tipo di regime si è instaurato nel caso in esame. Considerando le condizioni operative di *Tabella 5.1* e avviando le simulazioni del modello è possibile calcolare il valore delle concentrazioni sia nel bulk gassoso che sulla superficie solida. Si è deciso di andare ad indagare nella parte centrale del sistema quindi considerando un valore di  $\omega = 0,5$  ossia ad un'altezza del biofiltro pari a  $z = 1,325 \text{ m}$ . In base ai risultati ottenuti, i profili di concentrazione sono quelli mostrati nella *Figura 5.9*.



**Figura 5.9** – *Profilo di concentrazione del metano intorno ad una particella ideale di biomassa*

Come si può osservare il fenomeno del trasporto diffusivo all'interfaccia gas-solido (biofilm) incide sul valore del metano che effettivamente arriva alla particella. Si può quindi asserire di trovarsi in *regime misto*: sia i parametri di reazione che di trasporto incidono sull'interno processo.

## 5.4 Analisi di sensitività

In generale l'analisi di sensitività di un modello matematico aiuta a capire le dinamiche del sistema e i contributi di ciascuna delle variabili in input. Effettuare un'analisi di sensitività può risultare molto utile per aumentare l'efficienza dell'intero processo. Conoscere infatti le variabili che più incidono può aiutare soprattutto in fase gestionale nell'ottimizzazione del sistema

Per effettuare l'analisi di sensitività sono state considerate due funzioni (*De Pauw et al.2006*):

1. *La Funzione di Sensitività Locale (SF)*:
2. *La Funzione Relativa di Sensitività (RSF)*:

La *Funzione di Sensitività Locale* può essere espressa dalla formula seguente:

$$SF = \frac{V^* - V}{P^* - P}$$

Dove:

- $P^*$  = parametro aumentato;
- $P$  = parametro standard;
- $V^*$  = variabile aumentata;
- $V$  = variabile standard.

Mentre la *Funzione Relativa di Sensitività (RSF)* non è nient'altro che la versione normalizzata della *Funzione di Sensitività Locale (SF)* ed è utile per confrontare tra loro i valori di ciascuna variabile:

$$RSF = \frac{SF \cdot P}{V}$$

Con:

- $P$  = parametro;
- $V$  = variabile.

Le variabili considerate sono:

1. concentrazione del metano [C-CH<sub>4</sub> (mol/m<sup>3</sup>)];
2. concentrazione dell'anidride carbonica [C-CO<sub>2</sub> (mol/m<sup>3</sup>)];
3. concentrazione dell'ossigeno [C-O<sub>2</sub> (mol/m<sup>3</sup>)].

Mentre i parametri sono:

1. costante di semi-saturazione di Michaelis-Menten - Km [adimensionale];
2. tasso massimo di conversione del metano - V<sub>MAX</sub> [mol/(m<sup>3</sup>\*h)];
3. coefficiente di trasporto di materia - kg\*a per CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub> e O<sub>2</sub> [h<sup>-1</sup>];
4. temperatura - T [°C];
5. portata - Q [Nm<sup>3</sup>/h].

Per ciascun parametro e per ciascuna variabile la funzione che aumenta il valore per l'analisi di sensitività è stata espressa secondo quanto segue:

$$P^* = (1 + 10^{-3}) * P$$

$$V^* = (1 + 10^{-3}) * V$$

Nella tabella sottostante è possibile visualizzare i valori numerici:

Parametri	Valore Normale	Valore aumentato (*)
Km [ad.]	0,005	0,005005
Vmax [mol/(m <sup>3</sup> *h)]	8.1	8.1081
Kg*a CH <sub>4</sub> [h <sup>-1</sup> ]	102,556	102,658556
Kg*a CO <sub>2</sub> [h <sup>-1</sup> ]	116,4175	116,5339175
Kg*a O <sub>2</sub> [h <sup>-1</sup> ]	104,671	104,775671
T [°C]	25	25.025
Q [Nm <sup>3</sup> /h]	50	50,05

**Tabella 5.5** – Valori numerici dei parametri utilizzati per l'analisi di sensitività

Va precisato che alcuni parametri sono tra loro dipendenti ( $kg \cdot a$  è funzione della portata e anche  $Km$  e  $V_{MAX}$  sono funzioni della temperatura) e per effettuare l'analisi di sensitività si è provveduto a eliminare la dipendenza degli stessi dalla portata e dalla temperatura.

Per ciascun parametro, considerando le tre variabili, è possibile quindi calcolare il valore numerico della *Funzione di Sensitività Locale (SF)* e della *Funzione Relativa di Sensitività (RSF)* come mostrato di seguito:

1.  $Km$ :

$$SF = \frac{[CH_4]^* - [CH_4]}{Km^* - Km} \quad SF = \frac{[CO_2]^* - [CO_2]}{Km^* - Km} \quad SF = \frac{[O_2]^* - [O_2]}{Km^* - Km}$$

$$RSF = \frac{SF \cdot Km}{[CH_4]} \quad RSF = \frac{SF \cdot Km}{[CO_2]} \quad RSF = \frac{SF \cdot Km}{[O_2]}$$

2.  $V_{max}$ :

$$SF = \frac{[CH_4]^* - [CH_4]}{V_{max}^* - V_{max}} \quad SF = \frac{[CO_2]^* - [CO_2]}{V_{max}^* - V_{max}} \quad SF = \frac{[O_2]^* - [O_2]}{V_{max}^* - V_{max}}$$

$$RSF = \frac{SF \cdot V_{max}}{[CH_4]} \quad RSF = \frac{SF \cdot V_{max}}{[CO_2]} \quad RSF = \frac{SF \cdot V_{max}}{[O_2]}$$

3.  $kg \cdot a$  (per  $CH_4$ ,  $CO_2$  e  $O_2$ ):

$$SF = \frac{[CH_4]^* - [CH_4]}{kg \cdot a^* - kg \cdot a} \quad SF = \frac{[CO_2]^* - [CO_2]}{kg \cdot a^* - kg \cdot a} \quad SF = \frac{[O_2]^* - [O_2]}{kg \cdot a^* - kg \cdot a}$$

$$RSF = \frac{SF \cdot kg \cdot a}{[CH_4]} \quad RSF = \frac{SF \cdot kg \cdot a}{[CO_2]} \quad RSF = \frac{SF \cdot kg \cdot a}{[O_2]}$$

4. Temperatura  $T$ :

$$SF = \frac{[CH_4]^* - [CH_4]}{T^* - T} \quad SF = \frac{[CO_2]^* - [CO_2]}{T^* - T} \quad SF = \frac{[O_2]^* - [O_2]}{T^* - T}$$

$$RSF = \frac{SF \cdot T}{[CH_4]} \quad RSF = \frac{SF \cdot T}{[CO_2]} \quad RSF = \frac{SF \cdot T}{[O_2]}$$

5. Portata  $Q$ :

$$SF = \frac{[CH_4]^* - [CH_4]}{Q^* - Q} \quad SF = \frac{[CO_2]^* - [CO_2]}{Q^* - Q} \quad SF = \frac{[O_2]^* - [O_2]}{Q^* - Q}$$

$$RSF = \frac{SF \cdot Q}{[CH_4]} \quad RSF = \frac{SF \cdot Q}{[CO_2]} \quad RSF = \frac{SF \cdot Q}{[O_2]}$$

I risultati numerici del calcolo appena descritto (sempre utilizzando le condizioni operative di *Tabella 51*) sono i seguenti:

Parametri	[CH <sub>4</sub> ]		[CO <sub>2</sub> ]		[O <sub>2</sub> ]	
	SF	RSF	SF	RSF	SF	RSF
Km [ad.]	372.60	0.44	372.60	0.14	745.21	0.93
Vmax [mol/(m <sup>3</sup> *h)]	0.48	1.04	0.48	0.29	0.97	2.48
Kg*a CH <sub>4</sub> [h <sup>-1</sup> ]	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.01
Kg*a CO <sub>2</sub> [h <sup>-1</sup> ]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Kg*a O <sub>2</sub> [h <sup>-1</sup> ]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
T [°C]	0.33	2.19	0.33	0.60	0.66	5.23
Q [Nm <sup>3</sup> /h]	0.08	1.04	0.08	0.29	0.16	2.49

**Tabella 5.6** – Valori delle funzioni di sensitività ( $SF$  e  $RSF$ )

Se si considerano i valori della *Funzione Relativa di Sensitività (RSF)*, la teoria dell'analisi di sensitività dice che a seconda di tali valori numerici è possibile individuare quali siano i parametri che più influenzino l'interno sistema:

	$RSF < 0.25 \Rightarrow$ NON INFLUENTE
	$0.25 < RSF < 0.8 \Rightarrow$ INFLUENTE
	$RSF > 0.8 \Rightarrow$ MOLTO INFLUENTE

Applicando tali informazioni alla *Tabella 5.6* si otterrà:

Parametri	[CH <sub>4</sub> ]		[CO <sub>2</sub> ]		[O <sub>2</sub> ]	
	SF	RSF	SF	RSF	SF	RSF
Km [ad.]	372.60	0.44	372.60	0.14	745.21	0.93
Vmax [mol/(m <sup>3</sup> *h)]	0.48	1.04	0.48	0.29	0.97	2.48
Kg*a CH <sub>4</sub> [h <sup>-1</sup> ]	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.01
Kg*a CO <sub>2</sub> [h <sup>-1</sup> ]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Kg*a O <sub>2</sub> [h <sup>-1</sup> ]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
T [°C]	0.33	2.19	0.33	0.60	0.66	5.23
Q [Nm <sup>3</sup> /h]	0.08	1.04	0.08	0.29	0.16	2.49

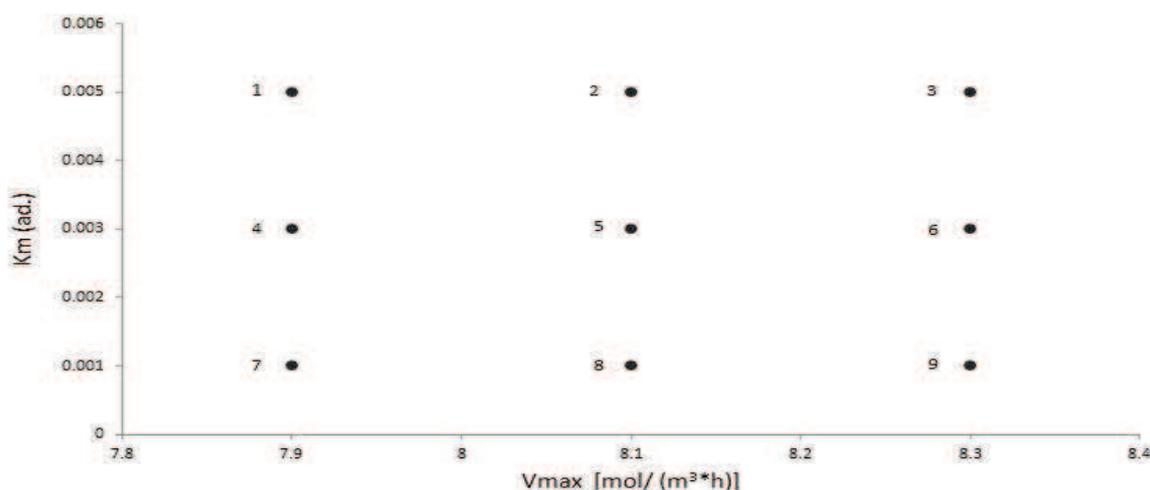
**Tabella 5.7** – Parametri che influenzano il sistema

La *Tabella 5.7* mostra chiaramente che i parametri che influenzano il sistema sono il tasso massimo di conversione del metano ( $V_{MAX}$ ) la costante di semi-saturazione ( $Km$ ), la temperatura ( $T$ ) e la portata ( $Q$ ). Questo è anche il motivo per cui nei paragrafi di analisi dei possibili scenari (*Paragrafo 5.2*) si siano considerati come parametri proprio la temperatura, la portata e la frazione molare di metano in ingresso al sistema.

Anche altri dati di letteratura (*De Visscher et al. - 2003, Stein et al. - 2001*) dimostrano come in generale i sistemi di ossidazione biologica del metano da parte della biomassa metanotrofica siano molto sensibili soprattutto al valore del tasso massimo di conversione del metano  $V_{MAX}$ .

### 5.4.1 Morris Screening

Il *Morris Screening* è un metodo che permette di analizzare meglio la risposta del sistema analizzando solamente i parametri che più influiscono sul processo (quelli emersi dall'analisi di sensitività). Il metodo consiste nel considerare dei valori iniziali, definire un range di possibile variazione degli stessi, analizzare dunque le risultanti combinazioni e ricavare le *Funzioni Relative di Sensitività (RSF)*. Nel caso specifico si è deciso di utilizzare il tasso massimo di conversione del metano  $V_{MAX}$  e il valore della costante di semi-saturazione  $K_m$ . Per entrambi i parametri sono stati scelti tre valori, risultando così nove combinazioni differenti (*Figura 5.10*).



**Figura 5.10** – Combinazioni tra  $V_{MAX}$  e  $K_m$  per il Morris Screening

La combinazione n.2 è quella di riferimento che è stata utilizzata in precedenza per il calcolo dell'analisi di sensitività.

Per ciascun punto del diagramma si è provveduto al calcolo della *Funzione Relativa di Sensitività (RSF)* sia per  $V_{MAX}$  che per  $K_m$ , come quanto segue:

• **Punto 1:**

*Km:*

$$SF = \frac{[CH_4]^* - [CH_4]}{Km^* - Km}$$

$$SF = \frac{[CO_2]^* - [CO_2]}{Km^* - Km}$$

$$SF = \frac{[O_2]^* - [O_2]}{Km^* - Km}$$

$$RSF = \frac{SF \cdot Km}{[CH_4]}$$

$$RSF = \frac{SF \cdot Km}{[CO_2]}$$

$$RSF = \frac{SF \cdot Km}{[O_2]}$$

*Vmax:*

$$SF = \frac{[CH_4]^* - [CH_4]}{Vmax^* - Vmax}$$

$$SF = \frac{[CO_2]^* - [CO_2]}{Vmax^* - Vmax}$$

$$SF = \frac{[O_2]^* - [O_2]}{Vmax^* - Vmax}$$

$$RSF = \frac{SF \cdot Vmax}{[CH_4]}$$

$$RSF = \frac{SF \cdot Vmax}{[CO_2]}$$

$$RSF = \frac{SF \cdot Vmax}{[O_2]}$$

Si è proceduto in questo modo per tutti e nove i punti di *Figura 5.10*. I risultati numerici sono riportati in *Tabella 5.8*.

PUNTO	PARAMETRO	CH <sub>4</sub>		CO <sub>2</sub>		O <sub>2</sub>	
		SF	RSF	SF	RSF	SF	RSF
1	Km	366.52	0.43	366.52	0.14	733.04	0.87
	Vmax	0.65	2.93	0.65	0.33	1.31	12.11
2	Km	372.60	0.44	372.60	0.14	745.21	0.93
	Vmax	0.53	1.24	0.53	0.30	1.06	3.55
3	Km	378.47	0.46	378.47	0.14	756.94	0.99
	Vmax	0.46	0.84	0.46	0.27	0.91	1.72
4	Km	570.58	0.51	570.58	0.12	1141.16	1.44
	Vmax	0.63	3.13	0.63	0.32	1.26	9.22
5	Km	579.45	0.53	579.45	0.12	1158.91	1.61
	Vmax	0.52	1.29	0.52	0.30	1.05	3.92
6	Km	587.81	0.56	587.81	0.12	1175.63	1.81
	Vmax	0.45	0.87	0.45	0.27	0.90	1.82
7	Km	1189.33	0.67	1189.33	0.08	2378.67	2.79
	Vmax	0.61	3.34	0.61	0.32	1.22	7.43
8	Km	1204.26	0.74	1204.26	0.08	2408.51	2.17
	Vmax	0.51	1.34	0.51	0.30	1.03	4.37
9	Km	1215.36	0.80	1215.36	0.08	2430.72	1.79
	Vmax	0.45	0.90	0.45	0.28	0.89	1.93

**Tabella 5.8** – Valori numerici della SF e della RSF calcolati con il Morris Screening

Con questi valori è possibile fare una semplice analisi statistica per calcolare la media e la deviazione standard della *Funzione Relativa di Sensitività (RSF)* per  $V_{MAX}$  e per  $Km$ .

<b>Km</b>	<b>CH<sub>4</sub></b>	<b>CO<sub>2</sub></b>	<b>O<sub>2</sub></b>
<i>MEDIA</i>	0.57	0.11	1.6
<i>DEVIAZIONE ST.</i>	0.14	0.03	0.63
<b>Vmax</b>	<b>CH<sub>4</sub></b>	<b>CO<sub>2</sub></b>	<b>O<sub>2</sub></b>
<i>MEDIA</i>	1.76	0.3	5.12
<i>DEVIAZIONE ST.</i>	1.04	0.02	3.68

**Tabella 5.9** – *Valori medi e deviazione standard delle RSF calcolate con il Morris-Screening*

Questi valori dimostrano ancora una volta che  $V_{MAX}$  è il parametro più importante del modello e quindi quello che andrebbe considerato con maggiore attenzione. Anche se è vero che si può accettare l'approssimazione che  $Vmax$  sia funzione solamente della temperatura, va precisato in questa fase che in realtà esso è funzione di diverse variabili, come l'umidità del materiale filtrante, la distribuzione dimensionale delle particelle, la concentrazione del gas, lo stato dei nutrienti, il pH e anche l'accumulo delle sostanze esopolimeriche (*exopolymeric substances*) definite EPS. Ovviamente rimane il problema poi di quale valore numerico utilizzare nel modello. Per cui ciò che più emerge dall'analisi di sensitività è che l'accuratezza del modello si gioca tutto nella determinazione numerica di tale parametro.

## Capitolo 6

### Sperimentazione in scala di laboratorio

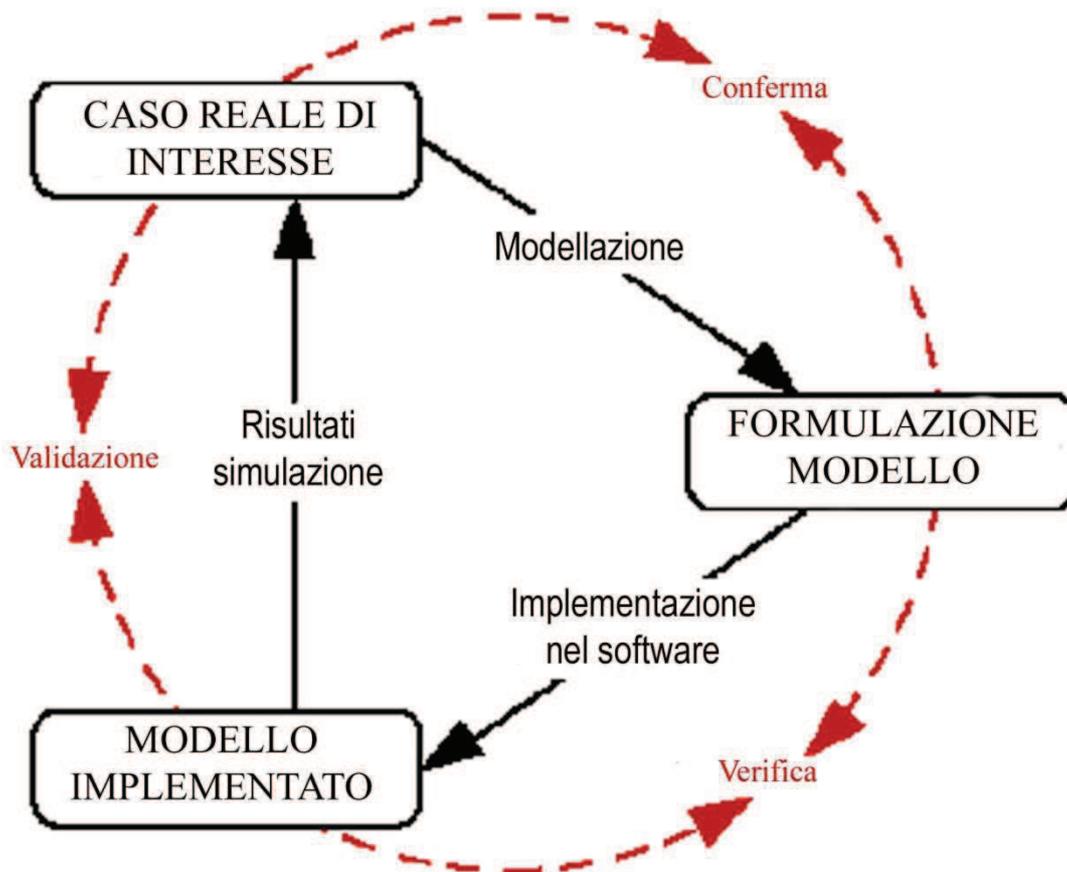
#### 6.1 Introduzione

Questa seconda parte sarà dedicata al lato pratico del lavoro in particolare si procederà con la sperimentazione.

La parte pratica del lavoro assume un valore importantissimo in relazione al modello matematico descritto nei capitoli precedenti (*Capitoli 4 e 5*) in quanto servirà alla verifica e alla validazione del modello stesso.

Il concetto di verifica e validazione, anche detto *V&V* (perché deriva più correttamente dall'anglosassone: *verification e validation*), è il concetto base per quantificare e dare credibilità ai modelli numerici. La verifica è il processo che determina se il modello di implementazione rappresenta accuratamente la descrizione concettuale del processo e la sua soluzione numerica; la validazione è il processo di determinazione del grado in cui un modello è una rappresentazione accurata del mondo reale dal punto di vista degli usi previsti. La verifica e la convalida sono processi che insieme danno un'idea di correttezza e di precisione per uno scenario specifico pensato per l'applicazione del modello matematico. La *V&V* quindi non è in grado di dimostrare che un modello è corretto e preciso per tutti i possibili scenari, ma può fornire la prova che il modello è sufficientemente accurato per il suo uso previsto.

In *Figura 6.1* è rappresentato un schema di *V&V*.



**Figura 6.1** – Schema semplificato del processo di verifica e validazione, V&V

Questo diagramma fornisce un'illustrazione semplicistica delle attività di modellazione e simulazione (linee nere continue) e le attività di valutazione (linee rosse tratteggiate) coinvolti nel processo V&V. Come si può osservare il diagramma è di forma circolare proprio perché l'input e l'output alla fine coincidono. Nel caso specifico di questo lavoro considerando l'attività di modellazione e simulazione (linee nere) si è cominciato con lo studio del *Caso reale di interesse* (Capitoli 1,2 e 3), si è proseguiti con la *Formulazione del modello* (Capitolo 4) poi attraverso l'*Implementazione nel software* si è giunti alla verifica della correttezza matematica e ai *Risultati della simulazione* (Capitolo 5). In questo capitolo infine si ritornerà a considerare il caso reale di interesse in via sperimentale.

Seguendo invece le attività di valutazione (linee rosse) la *Verifica* del modello è avvenuta nel *Capitolo 5*, dove sono stati analizzati tutti i risultati dell'implementazione e si è sviluppata anche l'analisi di sensitività: è emerso una certa congruenza con i modelli proposti in letteratura sia per quanto riguarda i rendimenti nelle prestazioni sia per quanto riguarda le variabili più importanti che regolano l'intero processo.

La parte di *Validazione* è quella che verrà proposta in questo capitolo: ci si concentrerà infatti su una sperimentazione in scala di laboratorio di un sistema bio-ossidativo per il trattamento del metano con l'obiettivo di avere corrispondenza tra i risultati ottenuti dall'implementazione del modello e quelli reali che emergono dalla sperimentazione.

Nella figura seguente è riportato uno schema di verifica e validazione più dettagliato.

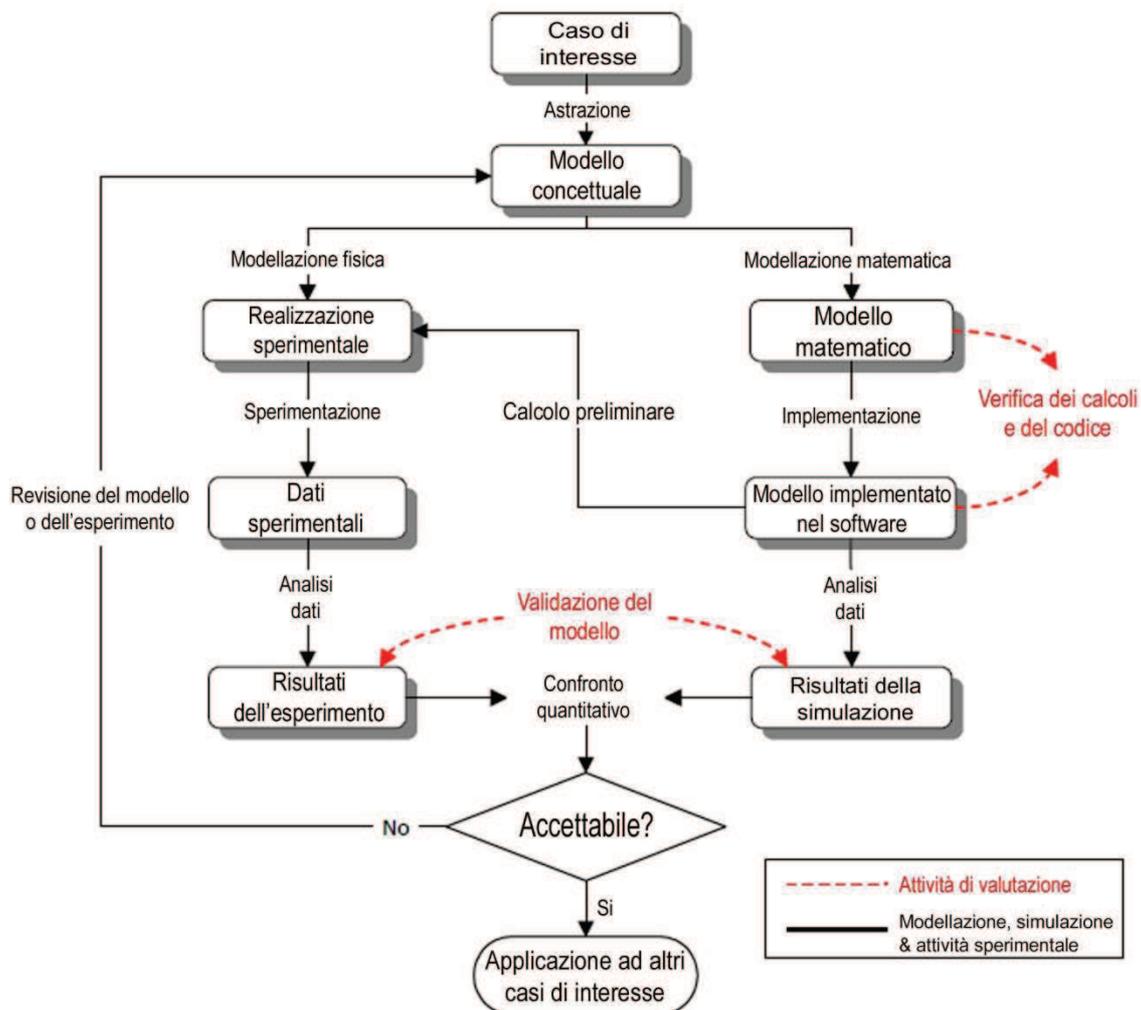


Figura 6.2 – Schema dettagliato del processo di verifica e validazione, V&V

## 6.2 Costruzione di un biofiltro in scala

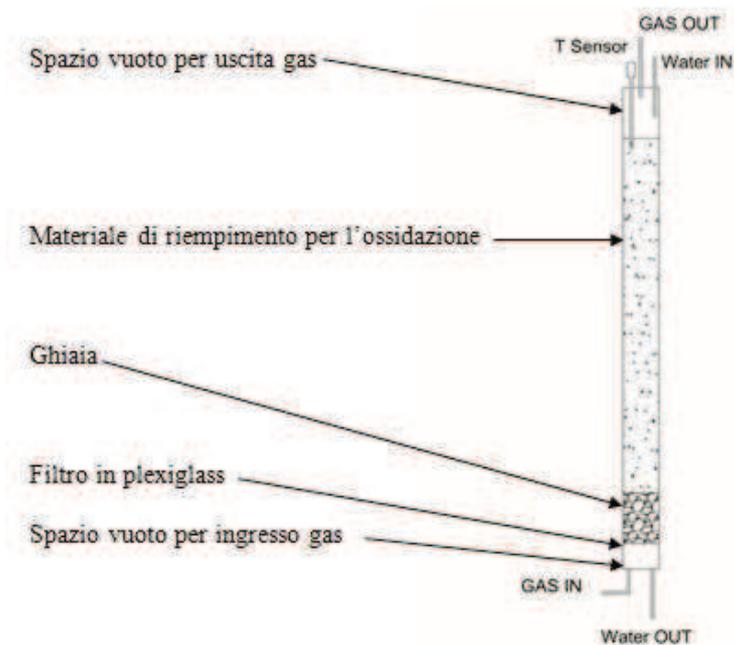
Tutta l'attività sperimentale condotta e cioè la progettazione e la realizzazione di un biofiltro in scala di laboratorio è stata effettuata presso il *Department of Industrial Biological Sciences* della *Gent University* situato in *Graaf Karel de Goedelaan, 5 - 8500 Kortrijk (Belgio)*. Il programma di mobilità grazie al quale si è potuta stabilire questa connessione tra l'*Università degli Studi della Basilicata* e la *Gent University* fa parte dei fondi dell'ateneo della Basilicata per il dottorato di ricerca in *Metodi e Tecnologie per il monitoraggio ambientale*.

In primis sono state effettuate alcune ricerche in letteratura per cercare di realizzare un sistema abbastanza affidabile e efficiente e che potesse soprattutto essere comparato con gli altri risultati presenti in letteratura.

Si è deciso pertanto di utilizzare una colonna con le seguenti dimensioni:

- Altezza totale = 95 cm;
- Diametro = 7 cm.

Nella figura seguente è riportata una schematizzazione grafica del sistema (*Figura 6.3*)



**Figura 6.3** – Schematizzazione grafica del biofiltro utilizzato in laboratorio

Come indicato dalle frecce la colonna presenta diverse sezioni (dal basso verso l'alto):

1. due aperture del sistema per permettere, da un lato l'entrata del flusso gassoso, dall'altro l'uscita dell'eventuale acqua di percolazione in esubero;
2. uno spazio vuoto per permettere una distribuzione uniforme del gas su tutta la superficie di ossidazione;
3. un filtro in plexiglass che permetta il passaggio di gas e liquidi ma non del materiale solido e che quindi in definitiva funzioni anche da sostegno per il materiale di riempimento;
4. uno strato composto da ghiaia per aiutare la diffusione omogenea del gas su tutta la superficie di ossidazione evitando così la formazione di vie preferenziali;
5. il materiale di riempimento della colonna nel quale adopererà la biomassa metanotrofa;
6. uno spazio vuoto per permettere la diffusione omogenea del gas;
7. un sensore per misurare la temperatura all'interno del sistema;
8. due aperture per permettere l'ingresso dell'acqua e l'uscita del gas che ha attraversato la colonna.

La *Figura 6.4* di pagina seguente mostra un'immagine complessiva della colonna reale utilizzata in laboratorio.



**Figura 6.4** – Immagine della colonna reale utilizzata per la parte sperimentale

Guardando con attenzione l'immagine si possono notare tutti i punti indicati nella parte schematica di *Figura 6.3*.

In particolare per quanto riguarda lo strato composto dalla ghiaia la *Figura 6.5* mostra un particolare del materiale utilizzato, mentre la *Figura 6.6* mostra uno zoom sul sistema di chiusura superiore della colonna.



**Figura 6.5** – *Campione di ghiaia utilizzato nella colonna*



**Figura 6.6** – *Chiusura superiore della colonna*

## 6.3 Determinazione dei parametri

La scelta dei parametri variabili del sistema di sperimentazione è un passaggio molto importante nell'ottica dell'intero processo di verifica e validazione del modello matematico. Nello specifico i parametri in questione considerati sono:

1. Materiale filtrante;
2. Composizione del gas in ingresso;
3. Portata in ingresso;
4. Temperatura;

### 6.3.1 Materiale filtrante

Il materiale filtrante rappresenta la parte essenziale del processo ossidativo in quanto funge da supporto fisico e metabolico per i batteri metanotrofici (vedi *Paragrafo 3.2.2*). Per creare le condizioni ideali per lo sviluppo di tale biomassa si è pensato di costituire un mix al 50% tra compost e un terreno proveniente da discarica.

1. *Compost*: l'idea di utilizzare il compost è relativa al fatto che avendo una buona percentuale di materiale organico può fornire la base metabolica per lo sviluppo della coltura batterica;
2. *Terreno da discarica*: in questo caso un terreno prelevato da una discarica (proprio nella parte superiore al corpo dei rifiuti) ha certamente più probabilità di avere già al suo interno la presenza di batteri metanotrofici dato il suo contatto con le eventuali (e molto probabili) possibilità di perdite di biogas dal corpo della discarica. Nello specifico il terreno è stato prelevato dalla discarica di *Vanheede* situata nella città di *Roeselare* in Belgio.

Di seguito, *Figura 6.7*, è riportata un'immagine del risultato dell'operazione di mixing tra i due terreni. Il terreno nella foto è quello che è stato utilizzato per riempire la colonna.



**Figura 6.7** – *Materiale di riempimento della colonna*

Il terreno risultante da questa operazione è risultato avere un peso specifico di  $645,6 \text{ kg/m}^3$  e tale valore si allinea perfettamente ai dati presenti in letteratura.

Un altro parametro importante relativo al materiale filtrante è l'umidità del terreno. Per misurare tale valore sul terreno risultante sono stati considerati tre campioni dello stesso, pesati e messi in stufa a  $105^\circ\text{C}$  fino a costanza di peso. I risultati sono indicati in *Tabella 6.1*.

<b>Campione</b>	<b>Tara (g)</b>	<b>Peso campione (g)</b>	<b>Peso <math>105^\circ\text{C}</math> (g)</b>	<b>Peso secco (g)</b>	<b>UR (%)</b>	<b>ST (%)</b>
1	1,868	30,390	26,706	24,838	18,27%	81,73%
2	1,849	29,732	25,500	23,651	20,45%	79,55%
3	1,869	31,303	28,554	26,685	14,75%	85,25%

**Tabella 6.1** – *Calcolo dell'umidità relativa*

Facendo una semplice media matematica sui tre campioni prelevati si sono ottenuti i valori seguenti.

<b>Umidità relativa (%)</b>	17.82%
<b>Solidi totali (%)</b>	82.18 %
<b>Deviazione standard</b>	2.88

**Tabella 6.2** – *Umidità relativa del materiale filtrante*

Le caratteristiche principali del materiale di riempimento utilizzato nella sperimentazione possono essere così riassunte nella tabella seguente:

<b>Composizione</b>	50% compost 50% terreno da discarica	--
<b>Peso specifico</b>	645.6	kg/m <sup>3</sup>
<b>Umidità relativa</b>	17.82	%

**Tabella 6.3** – *Caratteristiche principali del materiale di riempimento*

### 6.3.2 Composizione del gas in ingresso

La composizione del gas in ingresso rappresenta un parametro molto importante per la realizzazione dell'esperimento. Affinché la sperimentazione rispecchi il più possibile le condizioni di funzionamento per il quale si andrà a realizzare il sistema a scala reale occorre considerare una composizione del gas in ingresso che preveda una quantità di metano bassa. Come detto infatti nei capitoli precedenti, lo sviluppo di un reattore biologico per l'ossidazione del metano in discarica è utile soprattutto per quelle situazioni in cui la percentuale di metano all'interno del flusso gassoso non è tale da permettere altri tipi di trattamento come il recupero energetico o l'ossidazione mediante torcia. Poiché inoltre la prova è stata condotta in un luogo chiuso, nello specifico presso il laboratorio del *Department of Industrial Biological Sciences* della *Gent University* situato a *Kortrijk (Belgio)*, si sono dovute prendere in considerazione anche altre precauzioni per attenersi agli standard di sicurezza. Come noto infatti la miscela metano, ossigeno e azoto è un gas

altamente infiammabile, pertanto considerando il diagramma triangolare di *Figura 3.3* si è deciso di utilizzare una bombola con una miscela composta dalle percentuali riportate in *Tabella 6.4*. In tal modo non si creano condizioni di infiammabilità.

ELEMENTO	SIMBOLO	VALORE	UM
AZOTO	N <sub>2</sub>	77	%
METANO	CH <sub>4</sub>	3	%
OSSIGENO	O <sub>2</sub>	20	%

**Tabella 6.4** – *Composizione del gas in ingresso nella colonna*

Nella figura sottostante viene riportata un'immagine della bombola utilizzata per le prova da laboratorio.



**Figura 6.8** – *Bombola utilizzata per la prova di laboratorio*

### 6.3.3 Portata in ingresso

La determinazione quantitativa della portata rappresenta un fattore importante per la sperimentazione per due motivi principali:

1. occorre che le moli di metano per unità di biomassa siano confrontabili con il valore previsto per il biofiltro in scala reale;
2. tale valore deve poter essere dello stesso ordine di grandezza dei dati sperimentali presenti in letteratura (in modo da permettere un confronto dei risultati).

Per soddisfare questi criteri si è proceduto in serie ponendo prima un valore di portata proporzionale a quello del biofiltro reale e poi confrontando tale valore con i dati in letteratura. Nello specifico si è considerata la seguente proporzione:

$$Q_R : V_R = Q_L : V_L$$

Dove:

- $Q_R = \text{portata attesa per biofiltro reale} = 50 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ;
- $V_R = \text{volume della biomassa ossidativa in scala reale} = 22 \text{ m}^3$ ;
- $Q_L = \text{portata prevista scala di laboratorio} = x \text{ Nm}^3/\text{h}$ ;
- $V_L = \text{volume della biomassa ossidativa in scala di laboratorio} = 0.0027 \text{ m}^3$ .

In questo modo si avrà:

$$Q_L = \frac{Q_R \cdot V_L}{V_R} = \frac{50 \cdot 0.0027}{22} = 0.0061 \text{ Nm}^3/\text{h} \approx 6 \text{ l/h} \approx 0.11/\text{min}$$

Si è deciso poi di confrontare tale valore numerico con alcuni lavori di letteratura. Il valore confrontabile è la portata massica di metano per metro quadro di superficie ossidativa. Attraverso alcune operazioni matematiche si è ricavato il valore espresso con questa unità di misura:

$$Q_{CH_4} = Q_L \cdot x_{CH_4}$$

- $x_{CH_4} = \text{percentuale di metano nel flusso} = 3\%$

$$Q_{CH_4} = 0.0061 \times 0.03 = 1.8 \times 10^{-4} \text{ Nm}^3/h$$

Considerando che il peso specifico del metano (a 15°C e 1 bar) è  $\rho_{CH_4} = 0.7 \text{ kg/m}^3$  e che il peso molecolare è  $CH_4 = 16 \text{ g/mol}$  si ottiene:

$$Q_{CH_4} = 1.8 \times 10^{-4} \times 0.7 = 1.26 \times 10^{-4} \text{ kg/h} = 0.126 \text{ g/h}$$

$$Q_{CH_4} = \frac{0.126}{16} = 0.0079 \text{ mol/h}$$

Dividendo per il valore della superficie effettiva di ossidazione, cioè il valore della superficie della colonna utilizzata per la sperimentazione in scala di laboratorio, pari a  $0.0038 \text{ m}^2$  si ottiene:

$$Q_{CH_4} = \frac{0.0079}{0.0038} = 2.08 \frac{\text{mol}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}} \approx 50 \frac{\text{mol}}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$

Questo valore è confrontabile con altri lavori presenti in letteratura come mostrato in *Tabella 6.5*.

Riferimento	Valore	UM
<i>De Visscher et al. 2004</i>	12.5	$\text{mol} / \text{m}^2 \cdot \text{d}$
<i>Stein et al. 2001</i>	19.7	$\text{mol} / \text{m}^2 \cdot \text{d}$
<i>Park et al. 2002</i>	30	$\text{mol} / \text{m}^2 \cdot \text{d}$
<i>De Visscher et al. 1999</i>	13.4	$\text{mol} / \text{m}^2 \cdot \text{d}$
<i>Mahieu et al. 2006</i>	19.3	$\text{mol} / \text{m}^2 \cdot \text{d}$

**Tabella 6.5** – Portata massica di metano in letteratura

Dunque, come detto, il flusso di gas da garantire alla colonna è di  $0.1 \text{ l/min}$ . per fare ciò si è utilizzato il flussimetro mostrato in *Figura 6.9*.



**Figura 6.9** – Flussimetro impostato a 0.1 l/min.

### 6.3.4 Temperatura

Il Capitolo 5 ha messo in evidenza come la temperatura sia uno dei parametri più importanti e influenti per il rendimento dei sistemi ossidativi del metano; riveste dunque un ruolo fondamentale nella fase sperimentale. In questa prima parte di sperimentazione per la verifica e la validazione del modello matematico si è deciso di non utilizzare la temperatura come una variabile manipolabile bensì ci si è limitati a prendere il valore numerico all'interno del corpo filtrante (valore che poi è stato inserito nel modello per la verifica). Nel proseguo della sperimentazione si cercherà di considerare la temperatura come variabile manipolabile: verranno previsti alcuni sistemi per poter controllare la regolazione del valore di temperatura della biomassa filtrante.

Per il controllo della temperatura è stato utilizzato un termometro inserito attraverso la chiusura superiore della colonna (*Figura 6.10*).

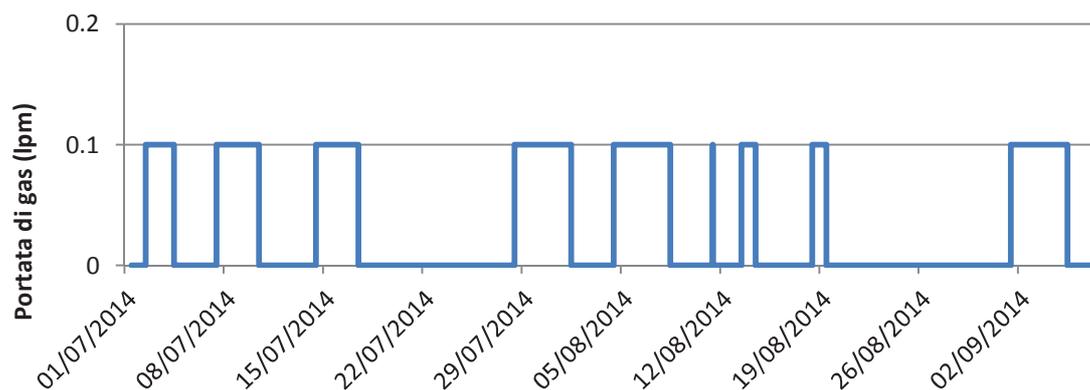


**Figura 6.10** – Termometro per il controllo della temperatura all'interno del sistema

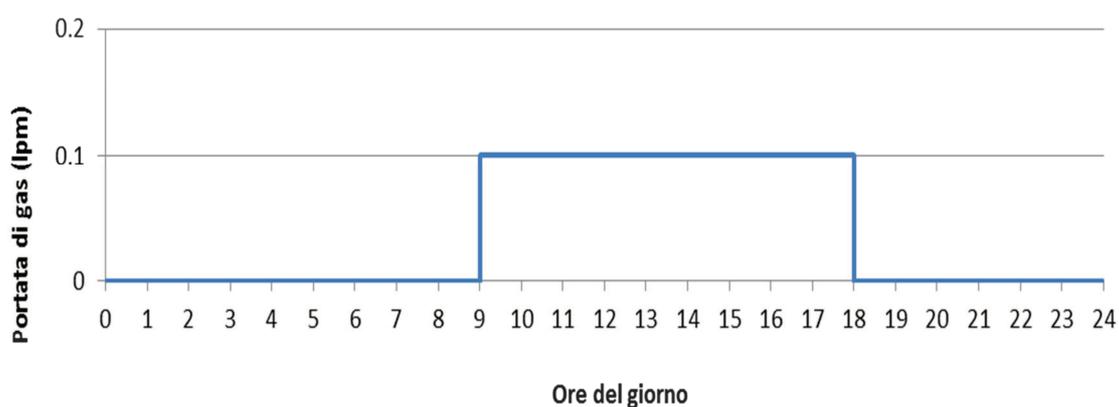
## 6.4 Conduzione dell'esperimento

La campagna sperimentale è stata condotta dal 2/07/2014 al 28/09/2014. All'interno di questa fascia temporale si possono dividere due momenti.

La prima parte dell'attività, cioè quella dal 2/07/2014 al 07/09/2014, è stata caratterizzata principalmente da un sistema di alimentazione cosiddetto ON/OFF. In pratica è stata garantita l'alimentazione del gas alla colonna solo in presenza di un operatore. Ciò ha comportato un funzionamento a singhiozzo sia su scala giornaliera (assenza di alimentazione durante i weekend e i giorni festivi) sia su scala oraria (l'alimentazione è stata garantita in media 8 h al giorno). I grafici di *Figura 6.11* e *6.12* mostrano questo andamento.



**Figura 6.11** – Funzionamento ON/OFF su scala giornaliera dal 2/07/2014 al 07/09/2014



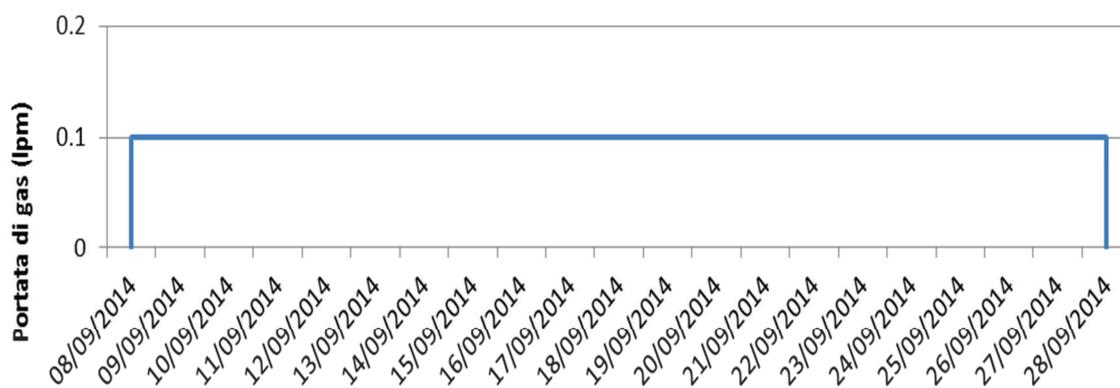
**Figura 6.12** – Funzionamento ON/OFF su scala oraria dal 2/07/2014 al 07/09/2014

Inoltre durante questa prima parte della fase sperimentale si è utilizzato un sistema per permettere la saturazione del gas in ingresso alla colonna (*Figura 6.13*). L'obiettivo di tale passaggio è quello di rendere il gas saturo di acqua in modo che nel suo attraversamento della colonna non possa strappare umidità dal materiale filtrante. Come detto nei capitoli precedenti infatti (*Capitoli 3 e 4*) l'umidità del materiale filtrante è un altro parametro molto importante per l'efficienza complessiva del processo di ossidazione. Affinché il processo di ossidazione abbia elevati rendimenti bisogna garantire valori compresi tra il 5 e il 15% in peso di umidità del terreno. L'umidità misurata del suolo era del 17.82% (*Tabella 6.3*).

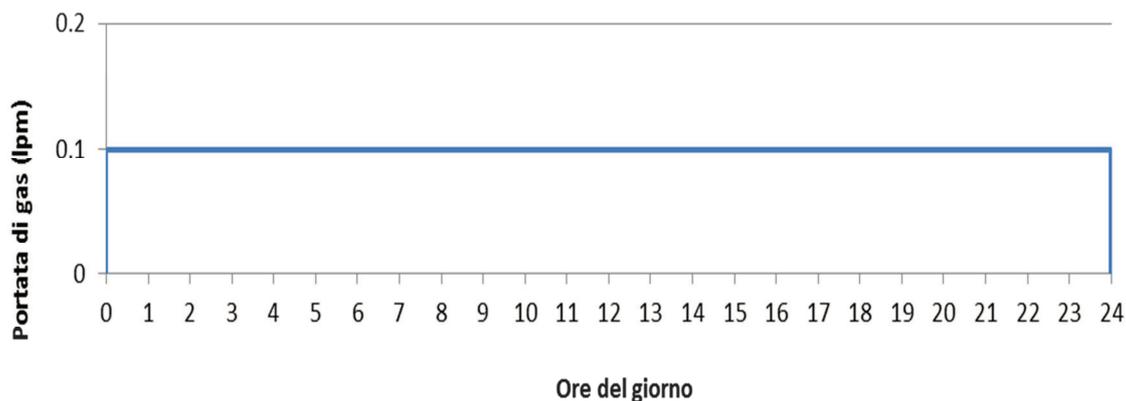


**Figura 6.13** – Sistema per la saturazione del gas in input alla colonna

La seconda parte dell'attività sperimentale è stata condotta invece dall'08/09/2014 al 28/09/2014. In questa fase è stato garantito l'afflusso di gas alla colonna in continuo e non più secondo modalità ON/OFF (Figura 6.14 - 6.15). E' stato inoltre rimosso il sistema di saturazione del gas mostrato in Figura 6.13 poiché si è ritenuto che questo potesse influire sull'umidità del materiale filtrante attestandola a valori superiori al 15%.



**Figura 6.14** – Funzionamento in continuo su scala giornaliera dal 8/9/2014 al 28/9/2014



**Figura 6.15** – *Funzionamento in continuo su scala oraria dal 8/9/2014 al 28/9/2014*

Nelle pagine seguenti si riportano le tabelle dove sono stati registrati tutti i dati relativi alla sperimentazione (*Tabelle 6.6/6.7/6.8*). Come si può vedere alcuni giorni evidenziati in giallo sono stati selezionati per l'acquisizione dei campioni di gas (per effettuare le analisi al gas cromatografo) mentre in altri, selezionati in azzurro, si è proceduto all'aggiunta di acqua per evitare che il materiale filtrante diventasse troppo secco. La data di Lunedì 8 Settembre è evidenziata in rosso perché rappresenta il giorno in cui si è passato ad una alimentazione in continuo.

LUGLIO 2014		ESPERIMENTO IN SCALA DI LABORATORIO						
GIORNO	DATA	SPENTO	ACCESO	FLUSSO (lpm)	TEMPERATURA (°C)		ORA INIZIO	ORA FINE
					INIZIO	FINE		
MARTEDÌ	01/07/2014	X						
MERCOLEDÌ	02/07/2014		X	0.1	24.4	24.9	11:00	16:30
GIOVEDÌ	03/07/2014		X	0.1	24.7	25.6	10:40	18:15
VENERDÌ	04/07/2014		X	0.1	25.3	25.7	9:40	16:15
SABATO	05/07/2014	X		0				
DOMENICA	06/07/2014	X		0				
LUNEDÌ	07/07/2014		X	0.1	25	25.3	9:30	18:30
MARTEDÌ	08/07/2014		X	0.1	24.7	25.2	9:30	17:30
MERCOLEDÌ	09/07/2014		X	0.1	24.4	24.2	9:30	18:30
GIOVEDÌ	10/07/2014		X	0.1	23.4	24.2	9:03	18:30
VENERDÌ	11/07/2014	X		0				
SABATO	12/07/2014	X		0				
DOMENICA	13/07/2014	X		0				
LUNEDÌ	14/07/2014		X	0.1	22.9	23.4	10:00	16:30
MARTEDÌ	15/07/2014		X	0.1	23.4	23.6	9:30	17:30
MERCOLEDÌ	16/07/2014		X	0.1	23.6	24.8	9:30	17:00
GIOVEDÌ	17/07/2014		X	0.1	24.7	25.8	9:30	16:30
VENERDÌ	18/07/2014	X		0				
SABATO	19/07/2014	X		0				
DOMENICA	20/07/2014	X		0				
LUNEDÌ	21/07/2014	X		0				
MARTEDÌ	22/07/2014	X		0				
MERCOLEDÌ	23/07/2014	X		0				
GIOVEDÌ	24/07/2014	X		0				
VENERDÌ	25/07/2014	X		0				
SABATO	26/07/2014	X		0				
DOMENICA	27/07/2014	X		0				
LUNEDÌ	28/07/2014		X	0.1	27.7	28.3	9:30	16:30
MARTEDÌ	29/07/2014		X	0.1	27.1	27.6	9:30	16:30
MERCOLEDÌ	30/07/2014		X	0.1	26.8	27.1	9:30	16:30
GIOVEDÌ	31/07/2014		X	0.1	26	27.1	9:30	18:00

**Tabella 6.6** – Dati di funzionamento dell'esperimento per il mese di Luglio 2014

AGOSTO 2014		ESPERIMENTO IN SCALA DI LABORATORIO						
GIORNO	DATA	SPENTO	ACCESO	FLUSSO (lpm)	TEMPERATURA (°C)		ORA INIZIO	ORA FINE
					INIZIO	FINE		
VENERDÌ	01/08/2014		X	0.1	26.5	26.9	9:15	18:00
SABATO	02/08/2014	X						
DOMENICA	03/08/2014	X						
LUNEDÌ	04/08/2014		X	0.1	26.6	27	9:00	17:35
MARTEDÌ	05/08/2014		X	0.1	25.2	26.2	9:30	16:30
MERCOLEDÌ	06/08/2014		X	0.1	26.1	26.3	10:45	17:15
GIOVEDÌ	07/08/2014		X	0.1	25.9	26	9:00	11:00
VENERDÌ	08/08/2014		X	0.1	25.6	25.5	9:00	15:45
SABATO	09/08/2014	X						
DOMENICA	10/08/2014	X						
LUNEDÌ	11/08/2014		X	0.1	25.1	25.5	9:30	17:30
MARTEDÌ	12/08/2014	X						
MERCOLEDÌ	13/08/2014		X	0.1	24.8	25.2	9:40	17:45
GIOVEDÌ	14/08/2014		X	0.1	24.8	25.1	9:30	17:30
VENERDÌ	15/08/2014	X						
SABATO	16/08/2014	X						
DOMENICA	17/08/2014	X						
LUNEDÌ	18/08/2014		X	0.1	23.9	24.1	8:45	17:10
MARTEDÌ	19/08/2014		X	0.1	23.6	24.1	9:30	16:00
MERCOLEDÌ	20/08/2014	X						
GIOVEDÌ	21/08/2014		X	0.1	23.6	24.2	8:40	13:20
VENERDÌ	22/08/2014	X						
SABATO	23/08/2014	X						
DOMENICA	24/08/2014	X						
LUNEDÌ	25/08/2014	X						
MARTEDÌ	26/08/2014	X						
MERCOLEDÌ	27/08/2014	X						
GIOVEDÌ	28/08/2014	X						
VENERDÌ	29/08/2014	X						
SABATO	30/08/2014	X						
DOMENICA	31/08/2014	X						

**Tabella 6.7** – Dati di funzionamento dell'esperimento per il mese di Agosto 2014

SETT. 2014		ESPERIMENTO IN SCALA DI LABORATORIO						
GIORNO	DATA	SPENTO	ACCESO	FLUSSO (lpm)	TEMPERATURA (°C)		ORA INIZIO	ORA FINE
					INIZIO	FINE		
LUNEDÌ	01/09/2014		X	0.1	23.4		10:15	
MARTEDÌ	02/09/2014		X	0.1		24.6		17:15
MERCOLEDÌ	03/09/2014		X	0.1	24.3	25.1	9:30	18:30
GIOVEDÌ	04/09/2014		X	0.1	24	25	9:30	18:30
VENERDÌ	05/09/2014		X	0.1	23.5	24.8	9:30	18:30
SABATO	06/09/2014	X						
DOMENICA	07/09/2014	X						
LUNEDÌ	08/09/2014		X	0.1	24.6			
MARTEDÌ	09/09/2014		X	0.1	24	24.4		
MERCOLEDÌ	10/09/2014		X	0.1	23.3	23.9		
GIOVEDÌ	11/09/2014		X	0.1				
VENERDÌ	12/09/2014		X	0.1	23			
SABATO	13/09/2014		X	0.1				
DOMENICA	14/09/2014		X	0.1				
LUNEDÌ	15/09/2014		X	0.1	22.3	23.3		
MARTEDÌ	16/09/2014		X	0.1	22.8	23.4		
MERCOLEDÌ	17/09/2014		X	0.1	23.2	23.7		
GIOVEDÌ	18/09/2014		X	0.1	23.8			
VENERDÌ	19/09/2014		X	0.1	24.4			
SABATO	20/09/2014		X	0.1				
DOMENICA	21/09/2014		X	0.1				
LUNEDÌ	22/09/2014		X	0.1	24			
MARTEDÌ	23/09/2014		X	0.1	23.7			
MERCOLEDÌ	24/09/2014		X	0.1	23			
GIOVEDÌ	25/09/2014		X	0.1	23			
VENERDÌ	26/09/2014		X	0.1	22.7			
SABATO	27/09/2014		X	0.1	22			
DOMENICA	28/09/2014		X	0.1	22.5			
LUNEDÌ	29/09/2014							
MARTEDÌ	30/09/2014							

**Tabella 6.8** – Dati di funzionamento dell'esperimento per il mese di Settembre 2014

## 6.5 Metodologia delle analisi gassose

Le analisi dei gas rappresentano un passaggio fondamentale e allo stesso momento delicato di tutta la sperimentazione. La metodologia seguita per il campionamento e le analisi del gas verrà indicata in tutti i suoi step in questo paragrafo.

### 6.5.1 Preparazione dei contenitori

Il primo passaggio è la preparazione di una soluzione acida. Tale soluzione servirà per poter conservare il campione di gas all'interno di un contenitore evitando che le componenti gassose passino nella fase liquida (al massimo si potrà perdere un po' di anidride carbonica che passerà in soluzione). La soluzione acida sarà composta da acqua distillata, alcune gocce di metilarancio e acido solforico. L'acido verrà aggiunto fino ad ottenere una soluzione a pH 2 (in genere il rapporto è 200  $\mu$ l di acido solforico per litro di acqua distillata).

Una volta preparata la soluzione acida e posta in un contenitore di grandi dimensioni (1-2 litri a secondo della campagna di misure) questa potrà essere conservata per settimane a temperatura ambiente purché chiusa.

Per preparare i singoli contenitori che poi raccoglieranno al loro interno il campione di gas occorre selezionare alcuni contenitori di vetro di piccole dimensioni riempiti completamente della soluzione acida. Tali contenitori verranno chiusi fisicamente con un tappo di gomma, che verrà opportunamente sigillato per evitare la fuoriuscita di qualsiasi cosa, sia esso liquido o gas. Le caratteristiche di questo sistema di chiusura sono tali da permettere di poter perforare il tappo con un ago di una siringa e allo stesso tempo di non lasciar fuoriuscire niente. Il campione di gas verrà quindi inserito nel contenitore attraverso una siringa.

### 6.5.2 Campionamento

Per poter estrarre con la siringa un campione gassoso significativo dalla colonna di sperimentazione è stato predisposto un sistema di valvole (*Figura 6.16*).

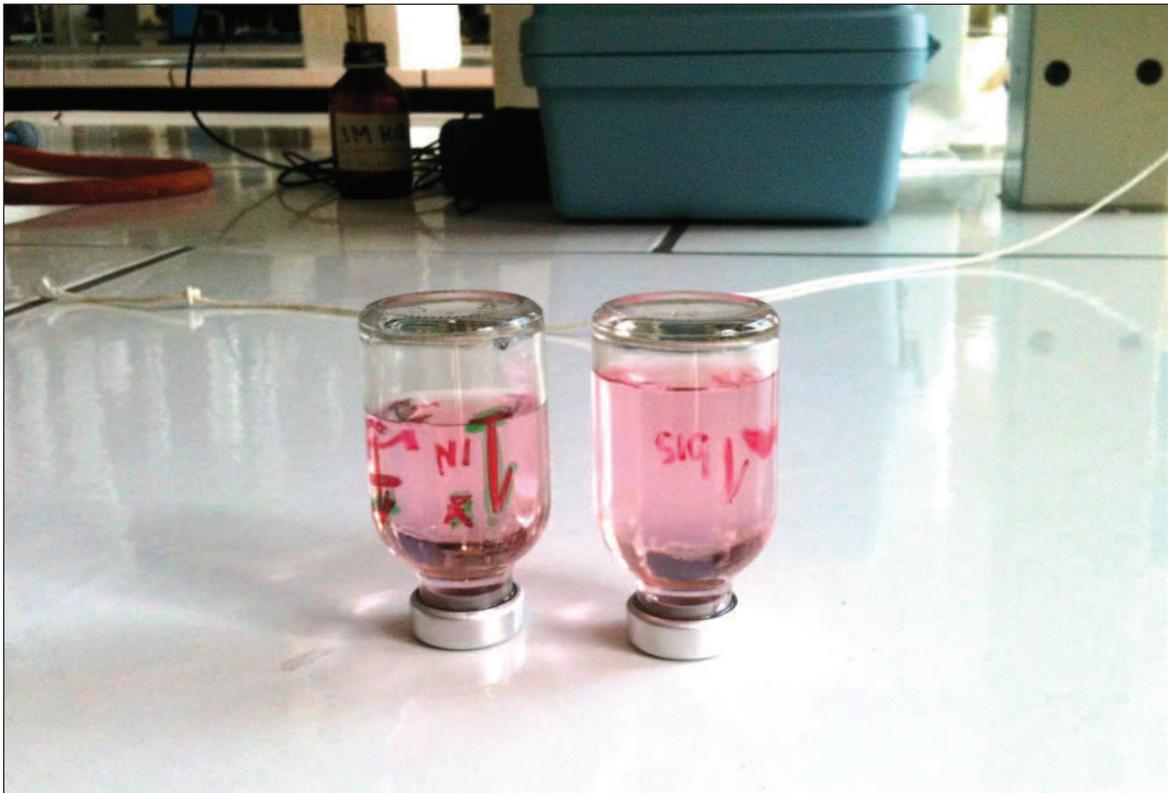


**Figura 6.16** – Sistema di valvole utilizzato per il campionamento del gas in uscita dalla colonna di bio-ossidazione

In *Figura 6.16* è possibile osservare come la parte inferiore sia formata da un tappo di gomma blu; questa parte è quella che va inserita direttamente nel tappo della colonna di ossidazione. L'ago che l'attraversa quindi sarà a contatto con il gas proveniente dal materiale filtrante e rappresenterà la via d'uscita dello stesso dal sistema. Il sistema di valvole durante il funzionamento ordinario permetterà l'uscita del gas esausto attraverso l'uscita posta nella parte superiore lasciando aperte le valvole SUD – NORD e chiudendo quella OVEST. Nel momento in cui verrà previsto il campionamento invece, le valvole aperte saranno quelle SUD – OVEST quella chiusa sarà quella NORD: in questo modo il

gas verrà indirizzato verso la parte OVEST. Tale uscita verrà chiusa con un tappo di gomma all'interno del quale verrà inserito un ago e una siringa. Dopo aver atteso alcuni secondi per dare modo al gas di diffondersi in questa parte, si potrà estrarre un campione di 10 ml aspirando il gas attraverso la siringa.

L'ultimo passaggio prevede l'inserimento dell'ago nel tappo di gomma del contenitore di vetro precedentemente preparato con la soluzione acida; attraverso la siringa, con un colpo solo, il gas andrà spinto nel contenitore. Il risultato che si otterrà è rappresentato in *Figura 6.17*.



**Figura 6.17** – *Campioni di gas*

### 6.5.3 Analisi al gas cromatografo

Per le analisi del gas è stato utilizzato il gas cromatografo *Agilent 6890 Serie Plus* in dotazione presso il dipartimento di *Industrial Biological Sciences* della *Gent University* situato a *Graaf Karel de Goedelaan, 5* in *Kortrijk (Belgium)*.

Di seguito è mostrata un'immagine delle postazione utilizzata per le analisi con il Gas Cromatografo (GC),



**Figura 6.18** – *Postazione per le analisi al GC*

Il Gas Cromatografico in figura è dotato di una siringa particolare che serve per acquisire il campione di gas da analizzare dal contenitore di vetro (*Figura 6.19*). Attraverso questa siringa viene dunque prelevato il campione e iniettato all'interno della macchina. Dopo circa 6 minuti di analisi il software dedicato è in grado di fornire i risultati delle analisi sotto forma di curve (*Figura 6.20*). Infine attraverso un'analisi matematica effettuata con un altro software presente all'interno del sistema è possibile avere la composizione del gas iniettato.



Figura 6.19 – Siringa e campioni pronti per le analisi

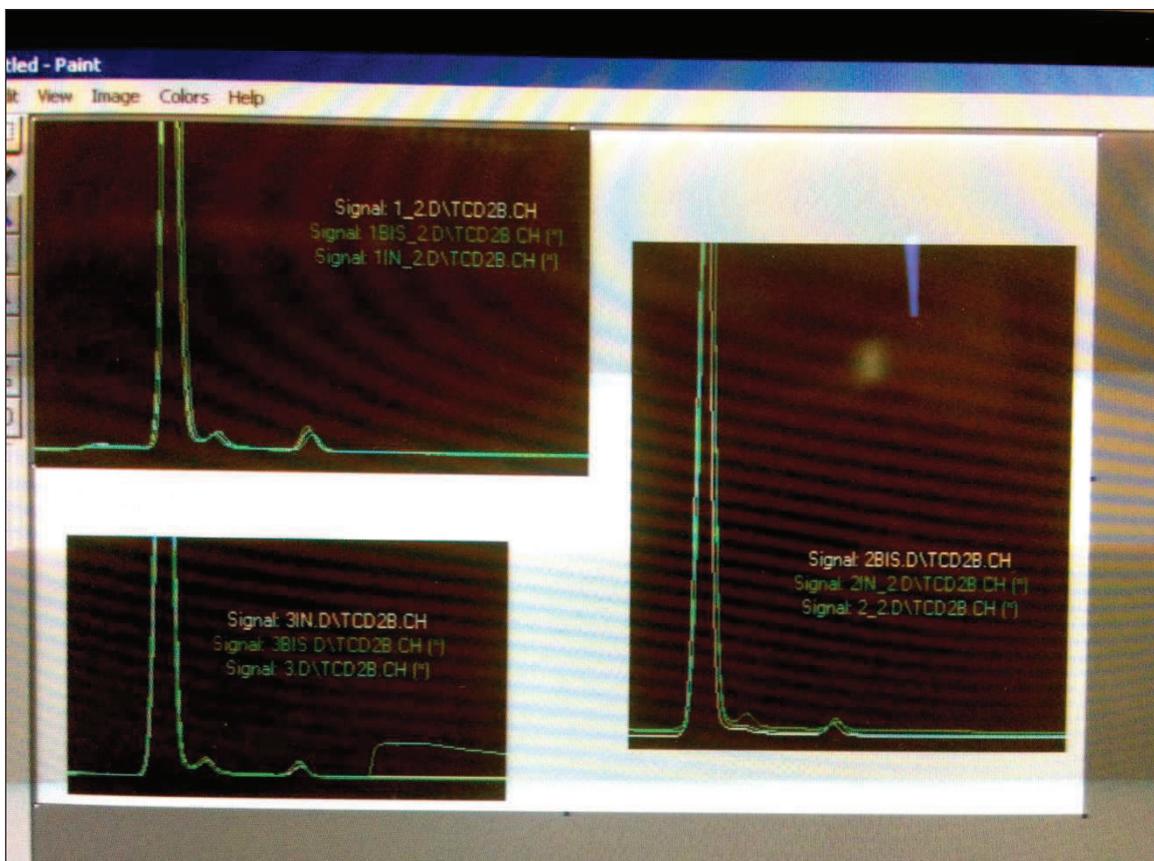
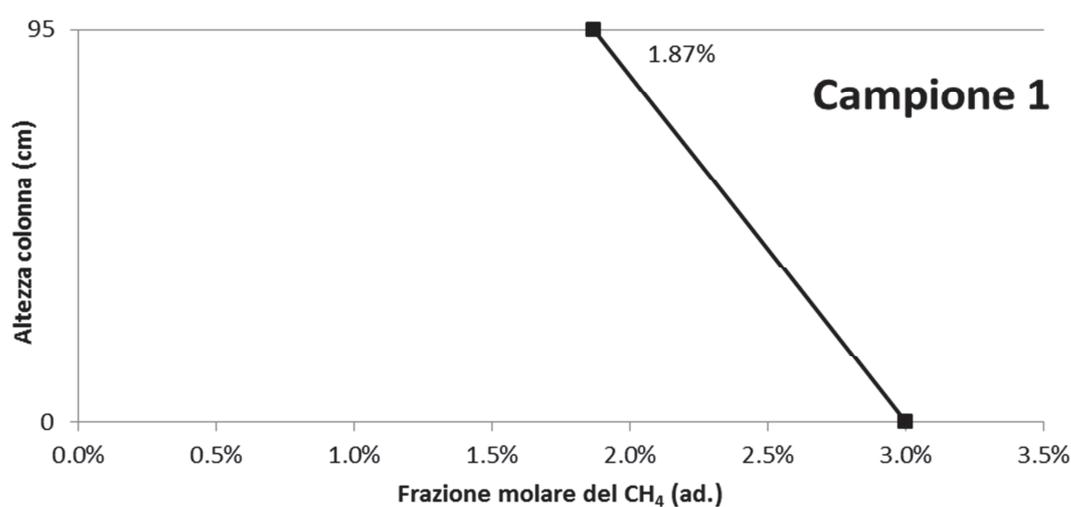


Figura 6.20 – Alcuni risultati delle analisi dei campioni di gas

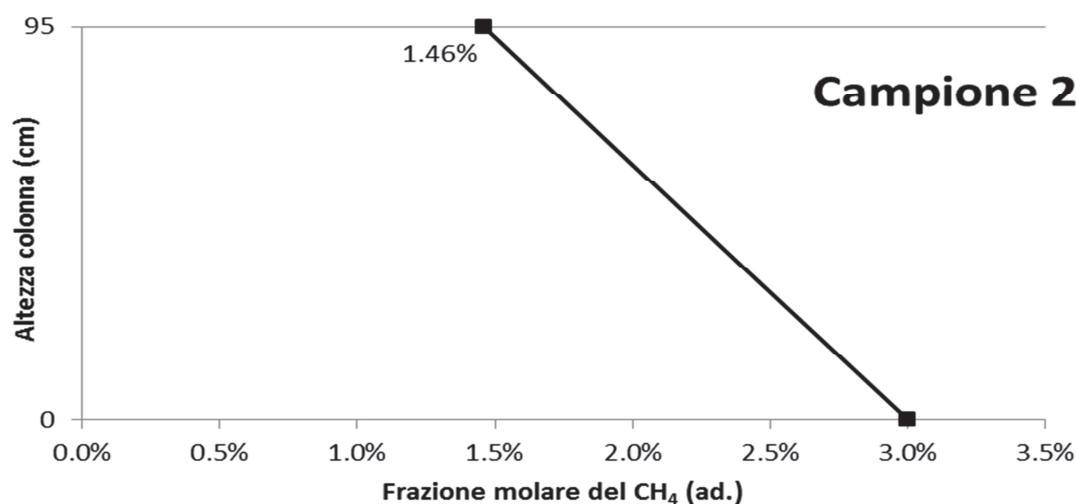
## 6.6 Analisi dei risultati

L'ultimo passaggio per completare il processo di verifica e validazione del modello matematico con una sperimentazione in scala di laboratorio riguarda l'analisi dei risultati. Come è emerso da questo capitolo, per risultati si intende l'efficienza del sistema bio-ossidativo in termini di abbattimento di metano.

Nei grafici seguenti è possibile visualizzare i risultati relativi alla colonna di sperimentazione riferiti ai campioni prelevati (*Tabelle 6.6 - 6.8*).



**Figura 6.21** – Ossidazione del metano: campione del 10/07/2014



**Figura 6.22** – Ossidazione del metano: campione del 17/07/2014

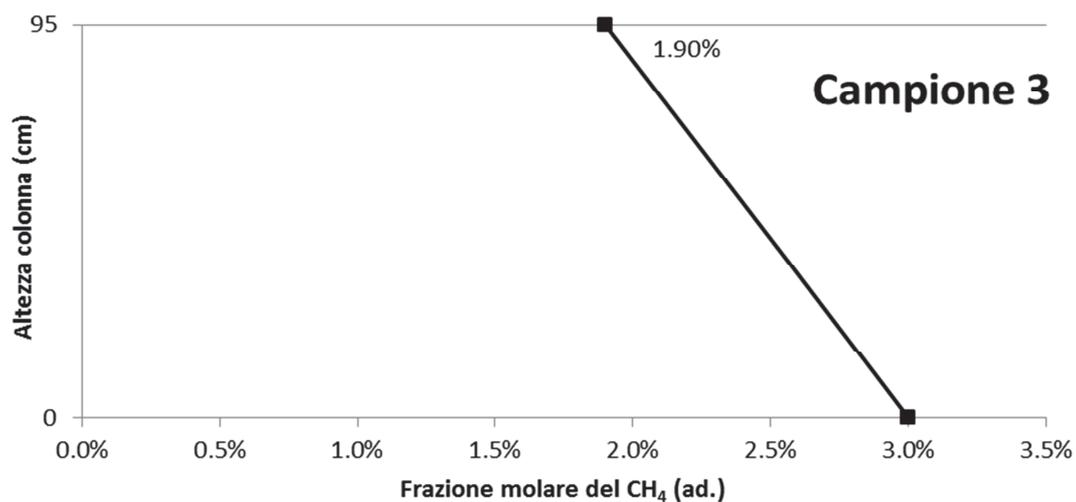


Figura 6.23 – Ossidazione del metano: campione del 31/07/2014

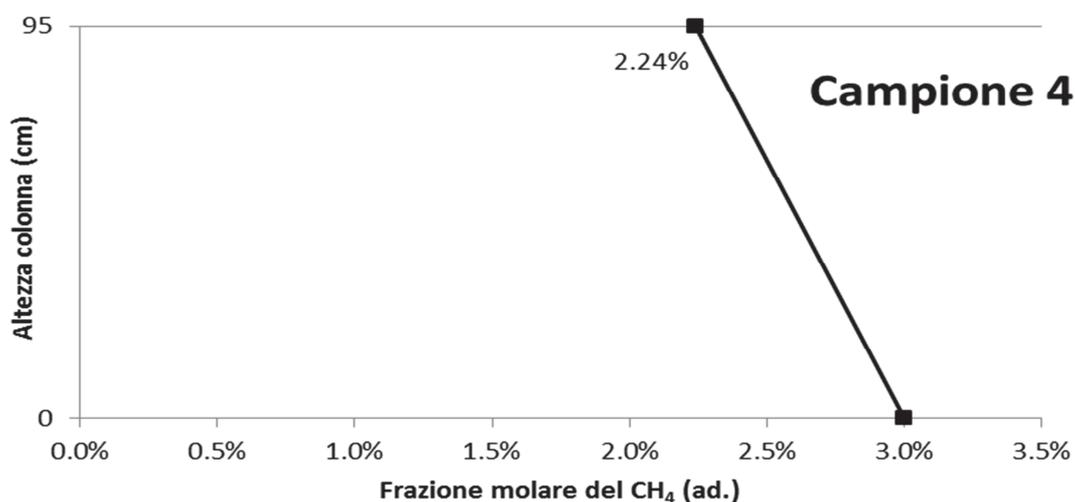


Figura 6.24 – Ossidazione del metano: campione del 02/09/2014

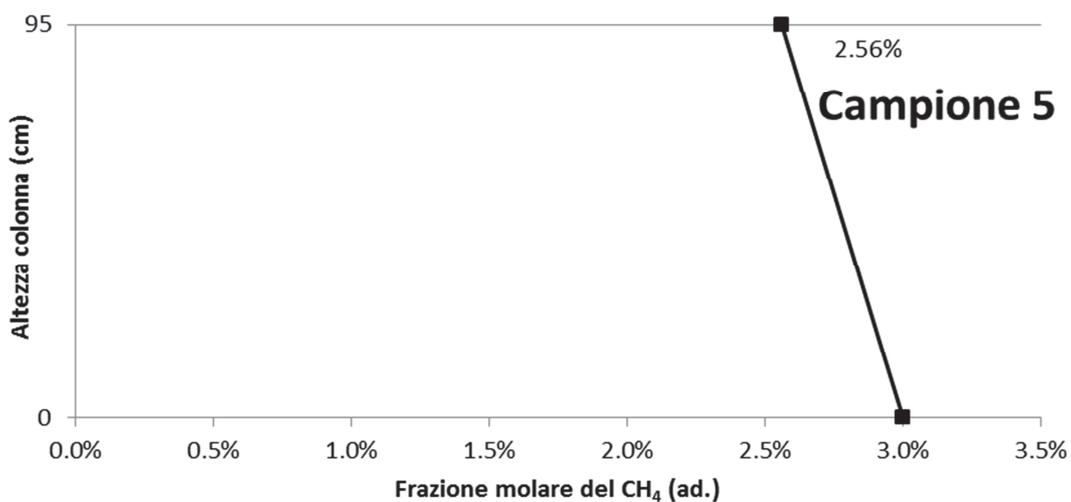
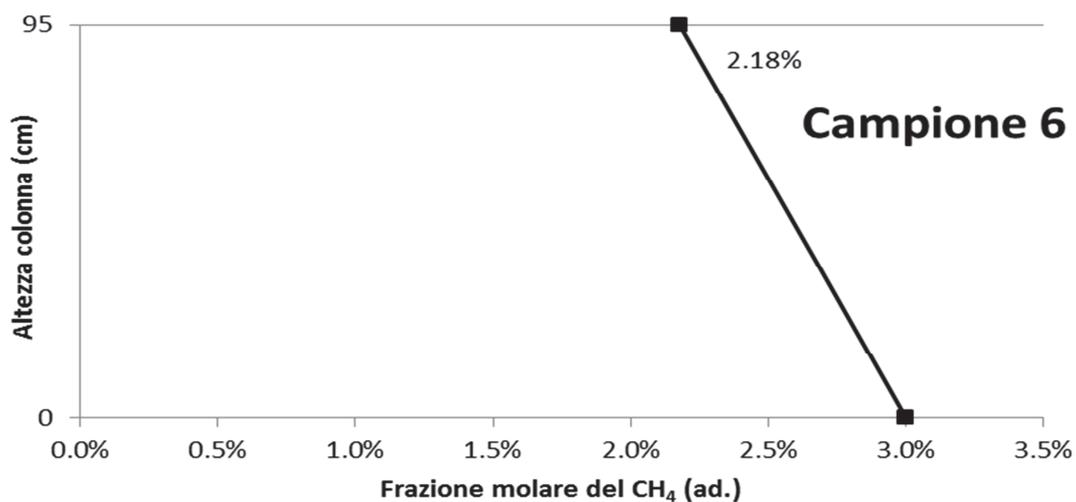
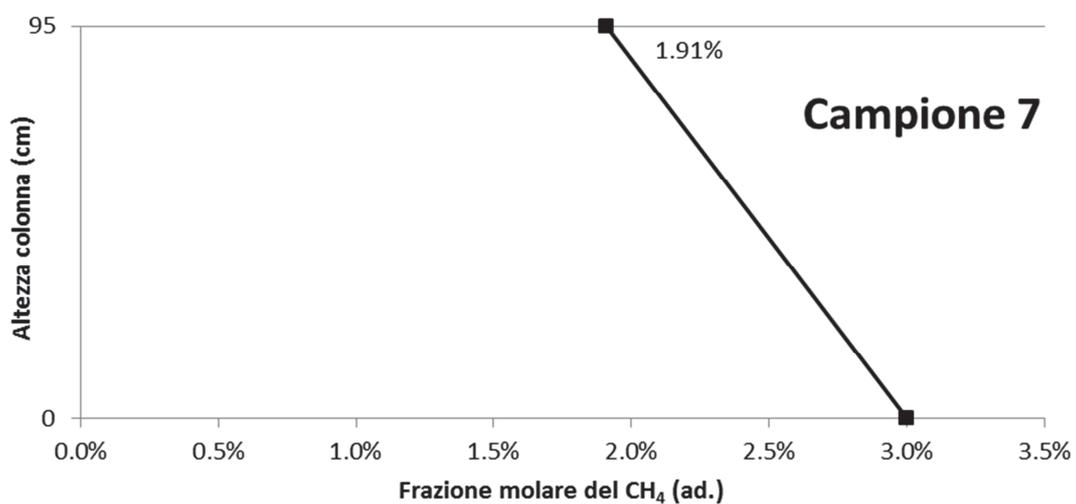


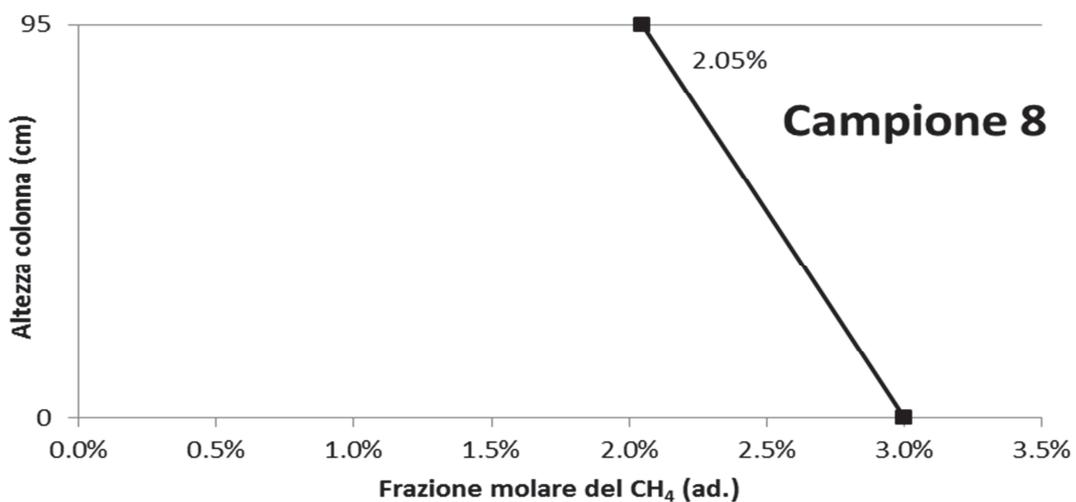
Figura 6.25 – Ossidazione del metano: campione del 10/09/2014



**Figura 6.26** – Ossidazione del metano: campione del 15/09/2014



**Figura 6.27** – Ossidazione del metano: campione del 19/09/2014



**Figura 6.28** – Ossidazione del metano: campione del 23/09/2014

### 6.6.1 Confronto con il modello

In ultima analisi per poter verificare l'attendibilità del modello occorre effettuare un confronto tra i risultati ottenuti e quelli previsti.

I parametri inseriti nel modello sono i seguenti:

Parametro	Valore	U.M.
Altezza del materiale filtrante	70	cm
Diametro della colonna	7	cm
Superficie di ossidazione	38.46	cm <sup>2</sup>
Volume della colonna	2692.55	cm <sup>3</sup>
Portata in ingresso – Q	0.1	lpm
Temperatura interna – T	variabile	°C
Frazione molare del CH <sub>4</sub>	3	%
Frazione molare della CO <sub>2</sub>	0	%
Frazione molare dell' O <sub>2</sub>	20	%
Frazione molare dell' N <sub>2</sub>	77	%
Tasso di conversione V <sub>max</sub>	4	mol/(m <sup>3</sup> *h)

**Tabella 6.9** – Parametri inseriti nel modello

I parametri geometrici ovviamente si riferiscono alla colonna mentre per quanto riguarda quelli biologici è stato inserito anche il valore massimo del tasso di conversione del metano. Come è possibile osservare tale valore è stato dimezzato rispetto a quello utilizzato nella formulazione teorica del modello (vedi *Tabella 5.5*). Nella realtà infatti questo valore è variabile ed è funzione, oltre che della temperatura (come detto nel *Capitolo 5*), anche di altri parametri come: umidità del materiale filtrante, periodo di incubazione batterica, presenza di metano, ossigeno ecc.ecc. In *Figura 6.29*, ad esempio, è riportato un andamento sperimentale della V<sub>max</sub> (si tratta dello studio di *De Visscher et al., 2004*).

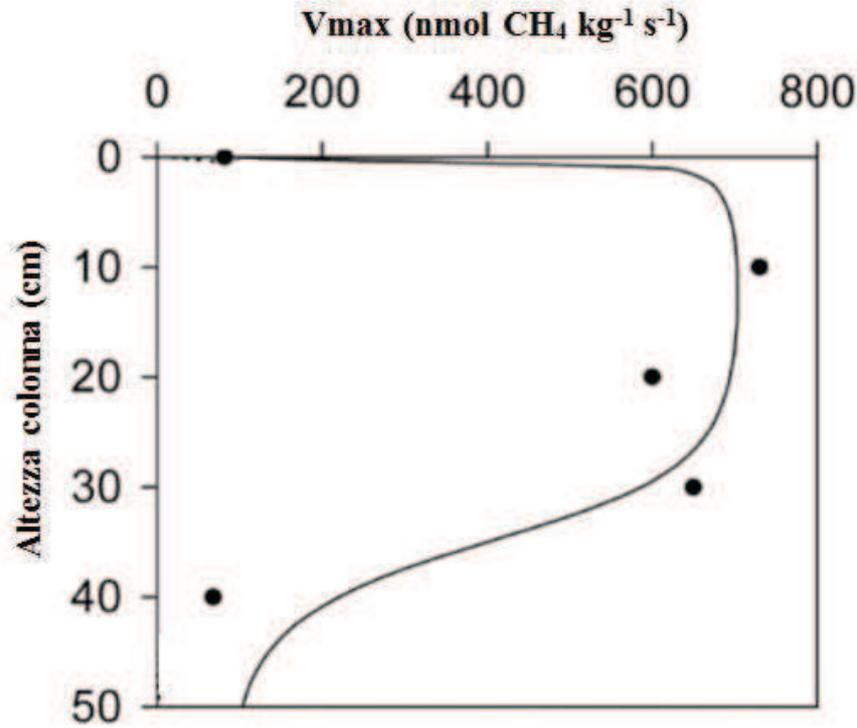


Figura 6.29 – *Variazione di  $V_{max}$  - De Visscher et al., 2004*

Come si può osservare il valore della  $V_{max}$  varia a seconda della profondità. Nel caso in esame è stato considerato un valore medio di  $V_{max}$  pari a circa la metà di  $V_{max, max}$ . Inserendo questi valori nel software e risolvendo le equazioni del modello è stato possibile costruire gli stessi grafici riportati in precedenza con l’aggiunta però del valore atteso oltreché di quello verificato sperimentalmente.

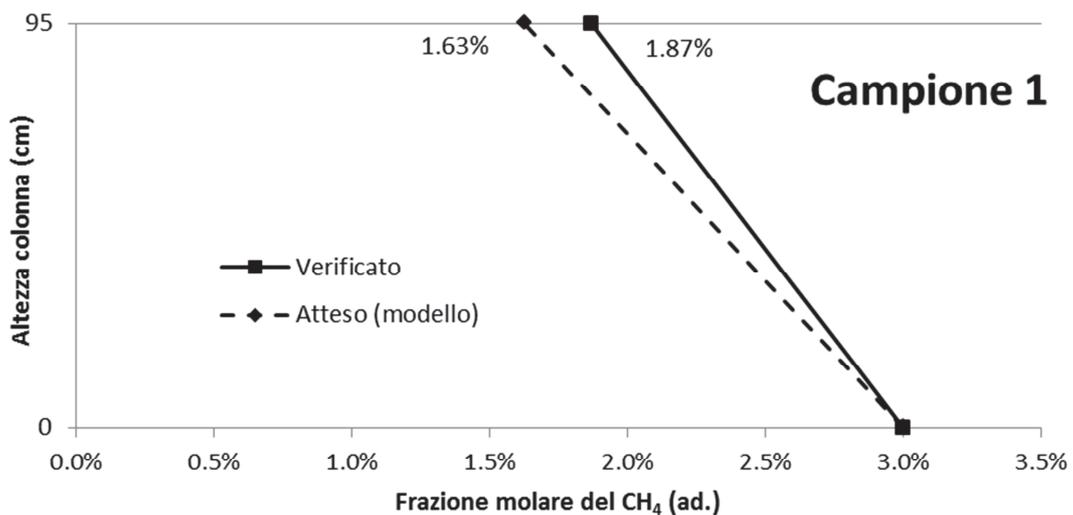


Figura 6.30 – *Confronto tra modello e dati sperimentali: campione del 10/07/2014*

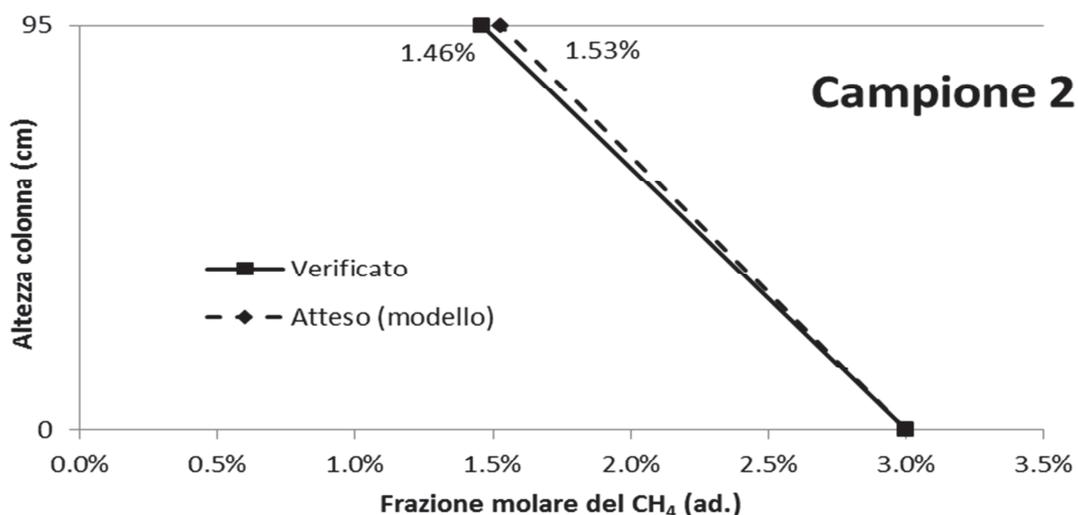


Figura 6.31 – Confronto tra modello e dati sperimentali: campione del 17/07/2014

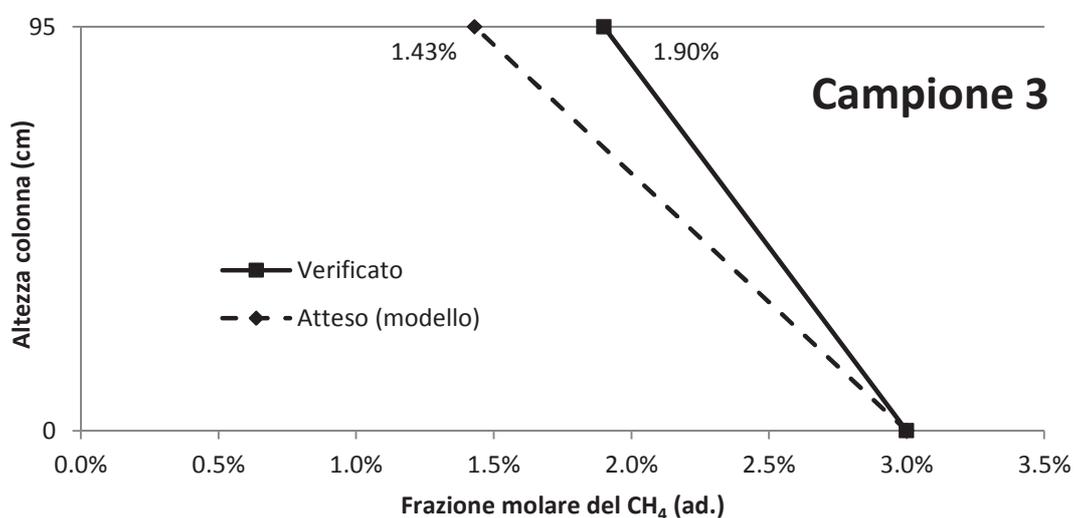


Figura 6.32 – Confronto tra modello e dati sperimentali: campione del 31/07/2014

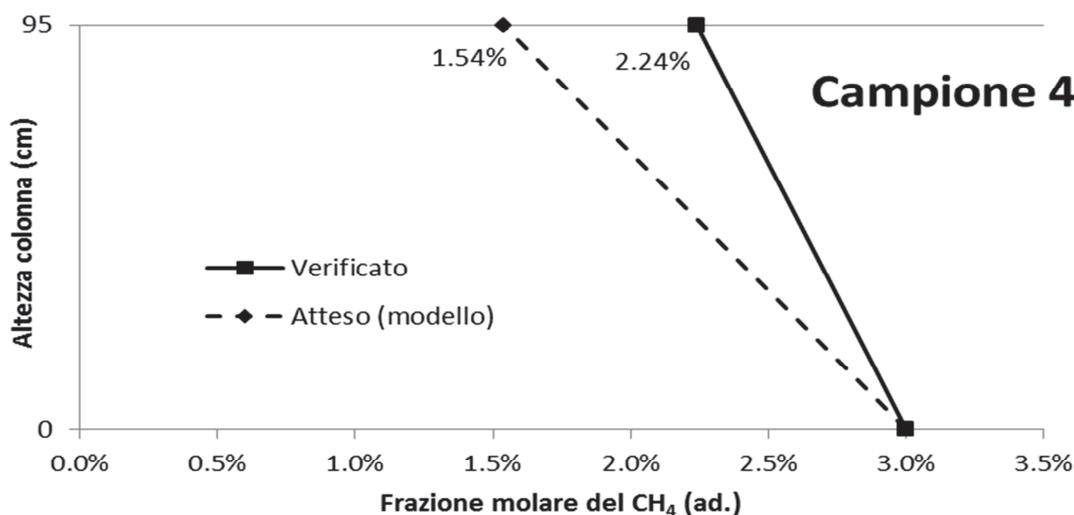


Figura 6.33 – Confronto tra modello e dati sperimentali: campione del 2/9/2014

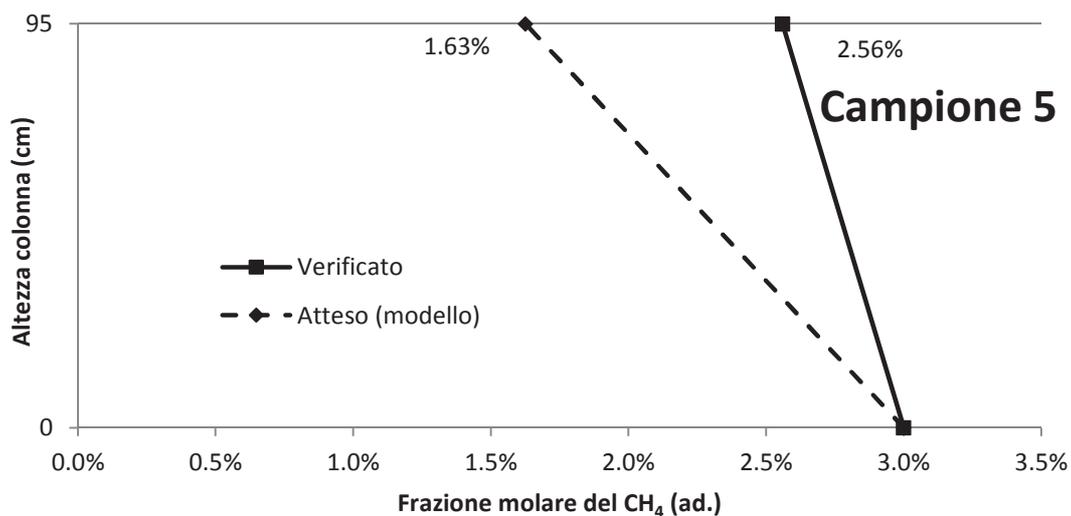


Figura 6.34 – Confronto tra modello e dati sperimentali: campione del 10/9/2014

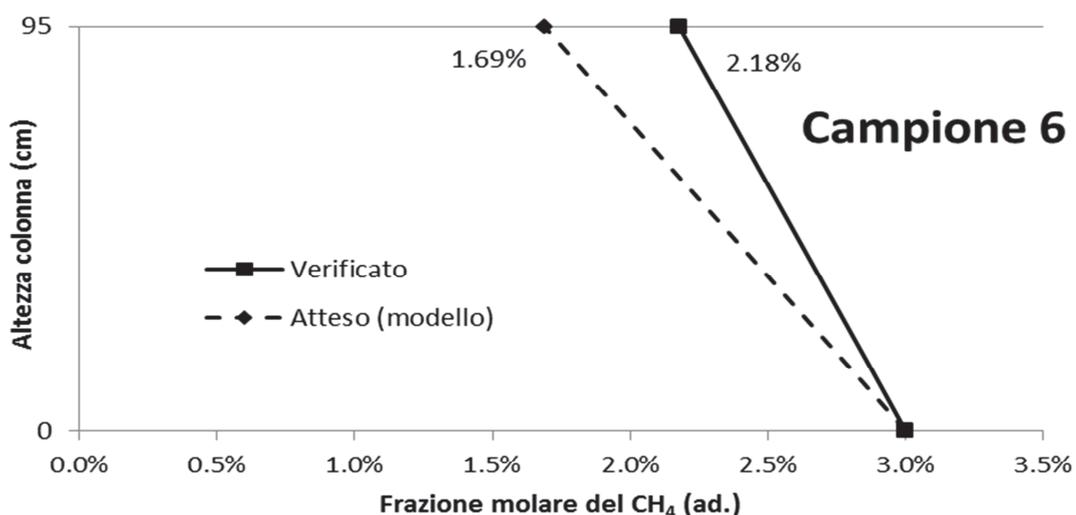


Figura 6.35 – Confronto tra modello e dati sperimentali: campione del 15/9/2014

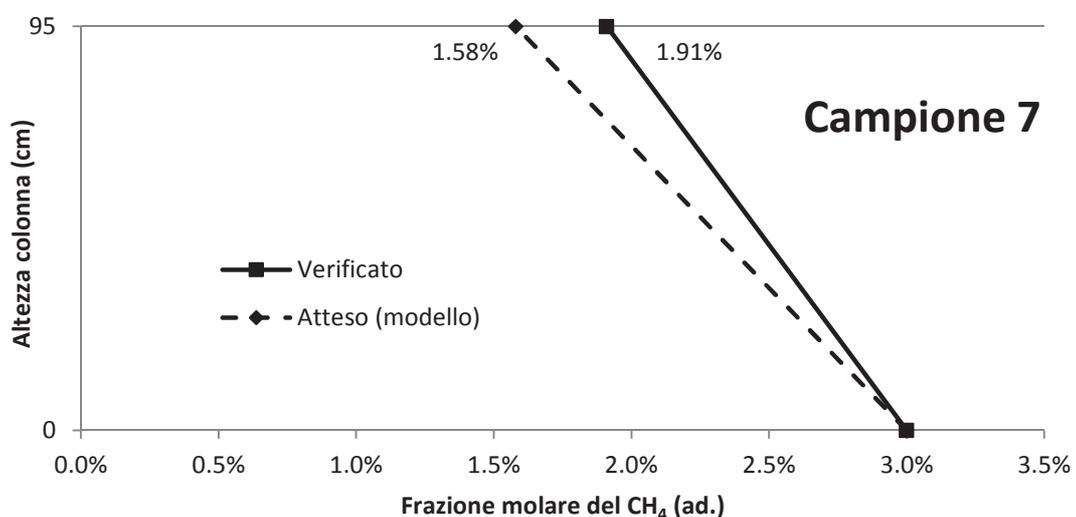


Figura 6.36 – Confronto tra modello e dati sperimentali: campione del 19/9/2014

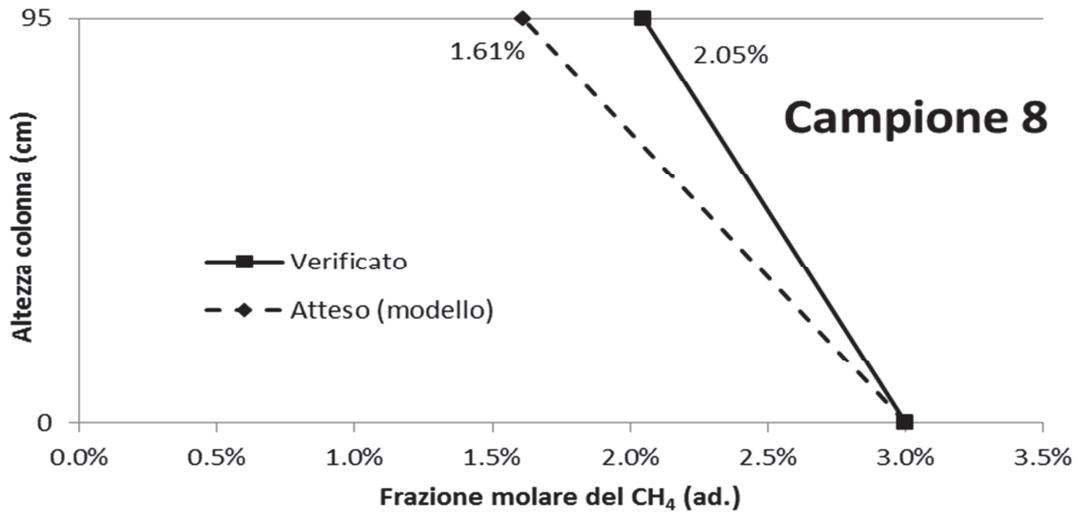


Figura 6.37 – Confronto tra modello e dati sperimentali: campione del 23/9/2014

Per avere una visione d’insieme sono stati riportati in due grafici i valori attesi e i valori verificati delle efficienze di rimozione del metano espressi in termini di percentuali di rimozione negli otto campioni prelevati.

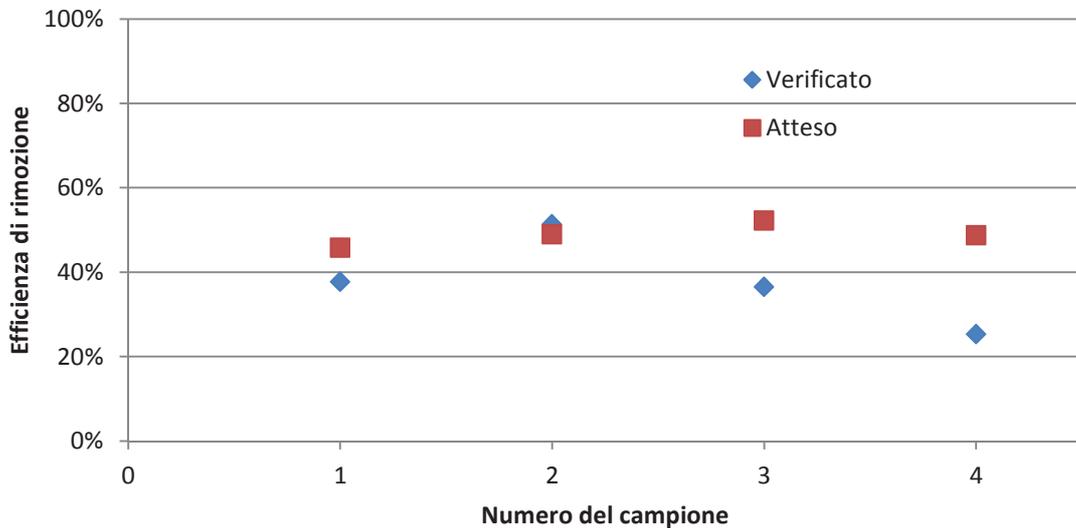


Figura 6.38 – Confronto tra modello e dati sperimentali dal 2/07 al 7/09/2014

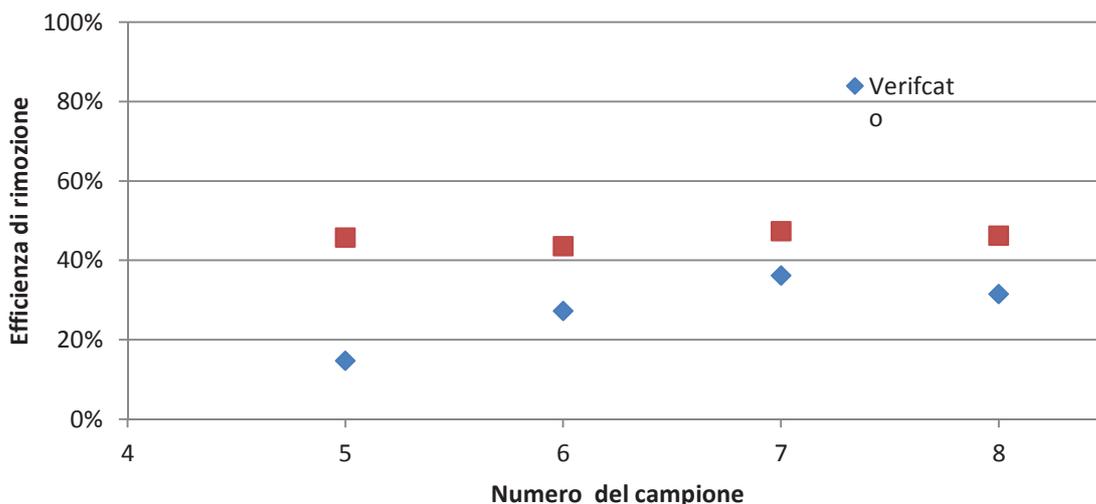


Figura 6.39 – Confronto tra modello e dati sperimentali dal 7/09 al 28/09/2014

### 6.7 Conclusioni

Per avere una idea complessiva di correlazione tra il modello e l'esperimento è stato proposto il grafico di *Figura 6.40*.

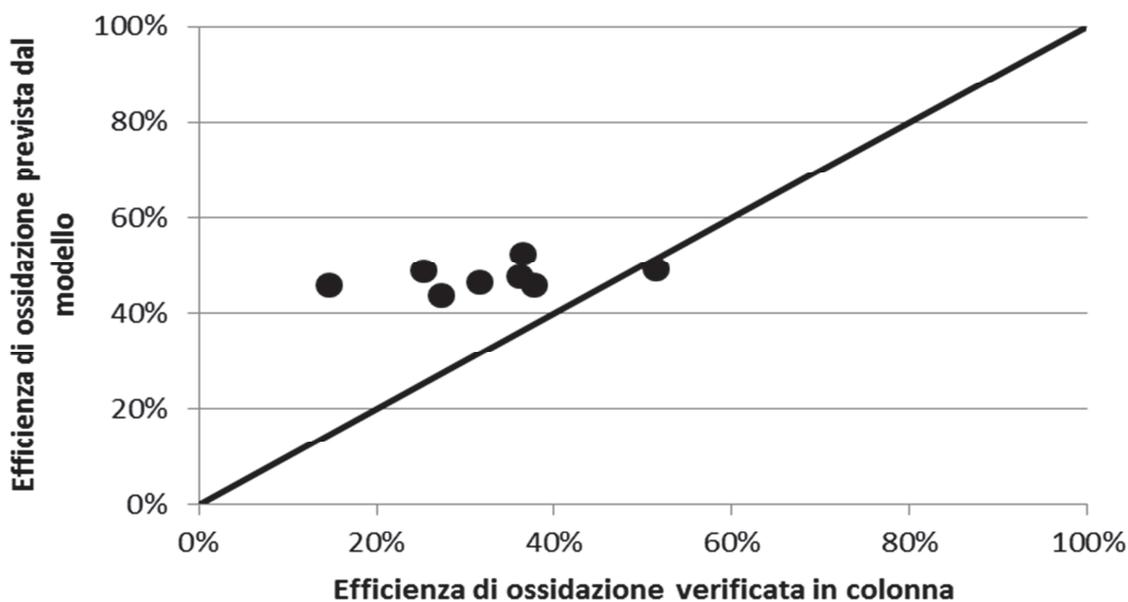


Figura 6.40 – Correlazione tra il modello e la colonna sperimentale

I risultati mostrano che tra il modello e i risultati sperimentali il processo di validazione e verifica è avvenuto con dati incoraggianti. E' evidente infatti che il modello

matematico rispecchia in linea di massima le condizioni reali di ossidazione del metano avvenute nella colonna sperimentale.

Ovviamente trattandosi di processi di tipo biologico la perfetta coincidenza tra punti sperimentali e punti teorici sarà molto complessa in quanto un processo di tipo biologico comprende al suo interno una elevata quantità di variabili e condizioni che possono influire sul rendimento totale.

Uno degli obiettivi futuri che ci si porrà nel proseguo della sperimentazione riguarderà l'ottimizzazione della fase sperimentale con l'obiettivo di avere efficienze di ossidazione più elevate. Sono già stati previsti alcuni interventi che prevedono il controllo di altri parametri come l'umidità del materiale filtrante e le analisi di campioni prelevati in più parti della colonna. Si è pensato anche di aumentare il tenore di metano in ingresso al sistema e di predisporre l'attrezzatura per variare la temperatura all'interno della colonna. I risultati di tali sperimentazioni verranno proposte nei prossimi lavori.

## Capitolo 7

### Sperimentazione in scala reale

#### 7.1 Introduzione

Da un punto di vista sperimentale la sperimentazione su scala reale assume un valore importantissimo. L'obiettivo del lavoro infatti è proprio quello di lavorare sull'ottimizzazione della gestione di impianti reali. In tal modo il valore della ricerca scientifica assume un valore prezioso avendo un riscontro pratico su scala reale.

All'interno del lavoro complessivo anche questa parte fa parte della modellazione fisica come indicato nella *Figura 6.2* e l'obiettivo finale resta quello di poter calibrare il modello teorico definito nel *Capitolo 5*.

#### 7.2 Il sistema geCO<sub>2</sub>

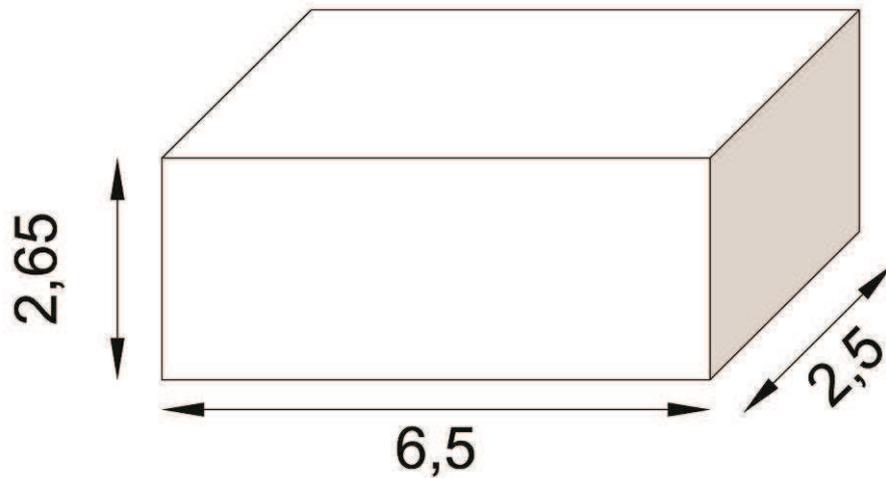
Il sistema geCO<sub>2</sub> è una tipologia di biofiltro brevettato dalla ditta *Entsorga Italia Srl*. La ditta ha già installato alcuni bio-container sperimentali in alcune discariche italiane (*Gorla Maggiore, Grosso Canavese, Orbassano, Siculiana, La Loggia*).

In genere il bio-container si presenta come mostra nell'immagine di *Figura 7.1*.



**Figura 7.1** – Una fotografia di un biofiltro geCO<sub>2</sub>

Le caratteristiche geometriche sono le seguenti (in metri):

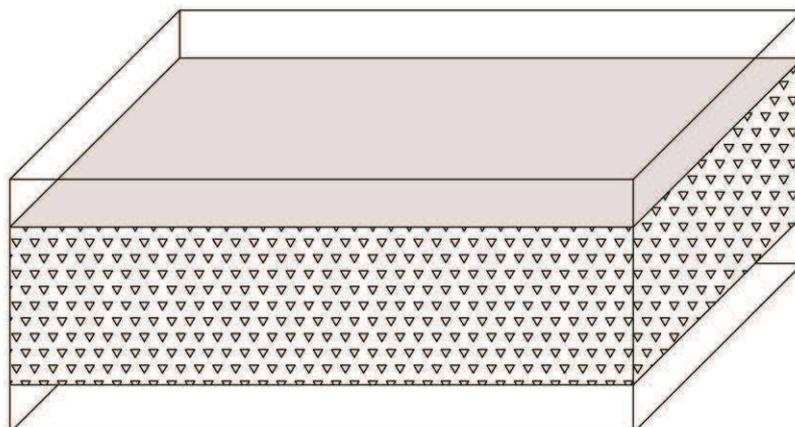


**Figura 7.2** – Caratteristiche geometriche del bio-container in metri

L'interno del bio-container è diviso sostanzialmente in tre parti (Figura 7.3).

Dal basso verso l'alto:

1. una zona per la distribuzione uniforme del biogas in ingresso;
2. la zona filtrante all'interno del quale avviene il processo di ossidazione;
3. una zona per la completa miscelazione del gas in uscita separata dalla zona filtrante attraverso una membrana.



**Figura 7.3** – Schematizzazione della parte interna del bio-container

Per agevolare l'apertura del cassone nella parte superiore è stato inoltre installato un sistema idraulico. In tal modo è stato possibile caricare il bio-container con il materiale filtrante desiderato (*Figura 7.4*).



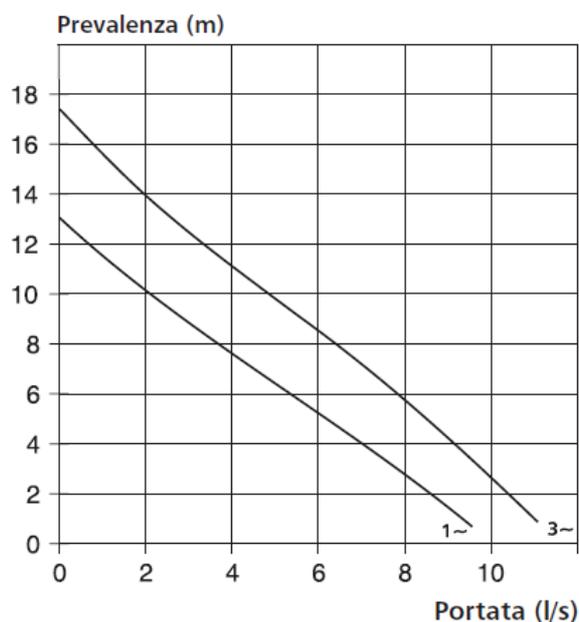
**Figura 7.4** – Un'immagine del riempimento del container aperto con il sistema idraulico

Per separare il materiale filtrante dalla zona per l'accumulo del gas esausto è stata predisposta una membrana semitraspirante con lo scopo di far passare il gas e l'acqua per la bagnatura evitando la perdita del materiale filtrante ciò ha permesso inoltre di ottenere un elevato livello di eliminazione degli odori dal biogas (*Cella et al., 2009*). Per la fuoriuscita del gas dalla parte superiore del container è stato montato un camino; in tal modo si rende più facile anche un'eventuale campionamento del gas esausto e/o un'analisi in campo. Come ampiamente detto nei capitoli precedenti il controllo dell'umidità del materiale filtrante è un parametro molto importante. Per garantire quindi una bagnatura su tutta la superficie filtrante è stato installato un sistema di piccoli tubi e

ugelli su tutta la superficie della copertura del cassone. Per garantire la presenza d'acqua si è posizionato una vasca di accumulo nei pressi del bio-container (*Figura 7.5*). All'interno della vasca è stata inserita una pompa sommersa collegata tramite una tubatura alla parte superiore del cassone. La curva caratteristica della pompa utilizzata è riportata in *Figura 7.6*.



**Figura 7.5** – Vasca di accumulo per l'acqua



**Figura 7.6** – Curva caratteristica della pompa sommersa (curva 1)

Per avere un'idea più dettagliata del sistema, nell'immagine proposta di seguito si riporta il disegno tecnico di una sezione del container.

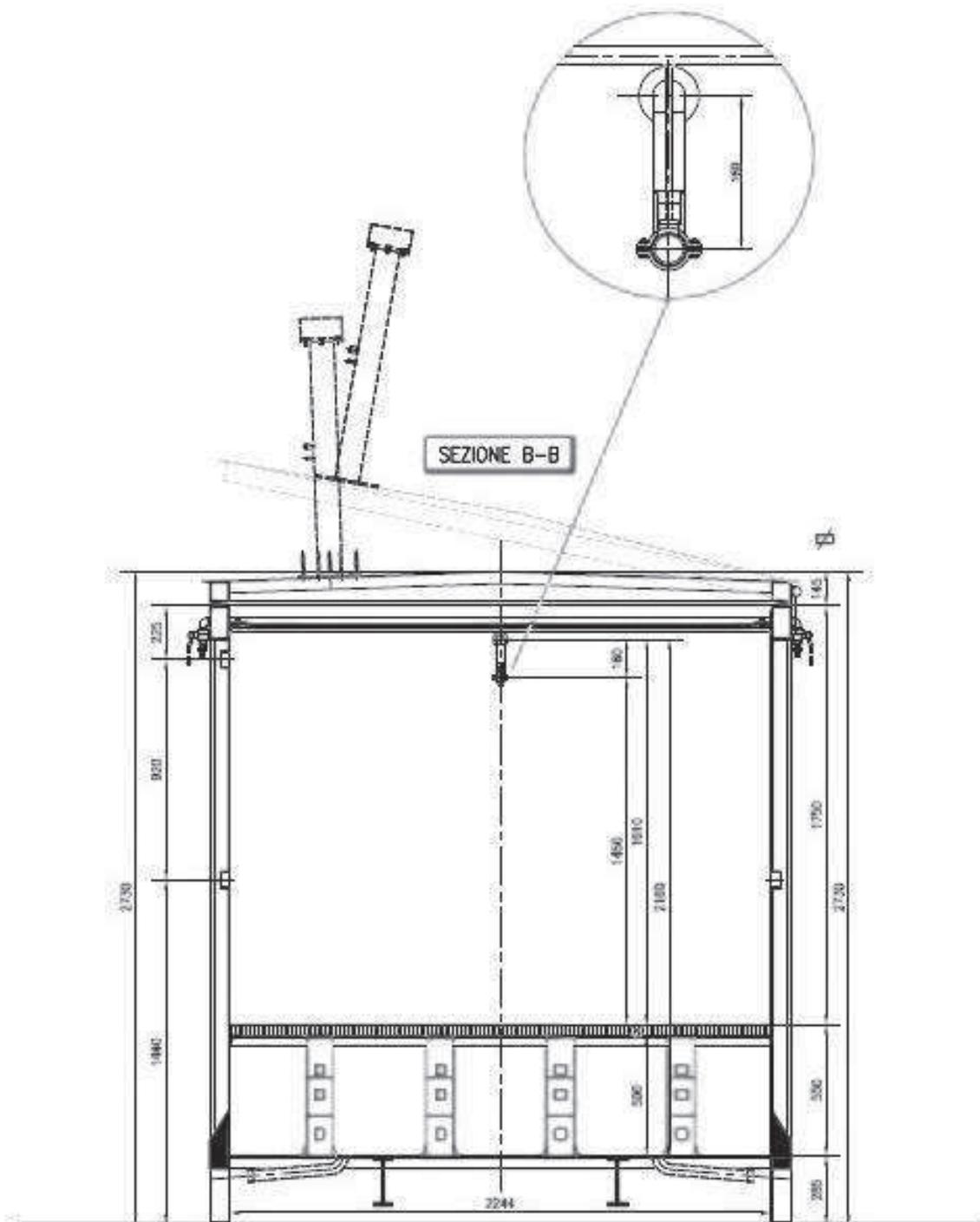


Figura 7.7 – Sezione del bio-container

### 7.2.1 Materiale filtrante

Il processo di ossidazione del metano da parte dei batteri metanotrofi avverrà proprio all'interno del materiale filtrante. La scelta di tale materiale assume dunque un valore molto importante.

Per il caso in esame si è deciso di utilizzare un materiale formato per lo più da scarti di potatura (per garantire un'elevata porosità) e da compost (*Figura 7.8*).



**Figura 7.8** – Un'immagine del materiale filtrante all'interno del bio-container

Le caratteristiche specifiche del materiale sono indicate nel documento di *Figura 7.9* di pagina seguente.



Di.Pro.Ve. - Università degli Studi di Milano  
 Dipartimento di Produzione Vegetale  
 Sezione di Fisiologia delle Piante Coltivate e Chimica Agraria  
 Via Celoria 2 - 20133 Milano - Tel. +39 02503.16546 - Fax +39 02503.16521

### Referto d'analisi <sup>1</sup>

Prot. N. 49/11b

Campione di: materiale filtrante.....  
 Ricevuti da: co2balance Italia® Strada per Castelnuovo 7 – 15057 Tortona (AL).....  
 Imballaggio: secchiello in plastica.....  
 Suggelli:.....  
 Etichetta: materiale filtrante denominato COV – campionamento del 01/03/2011 – impianto di compostaggio di Santhià.....  
 Data di arrivo : 03/03/2011.....

Risultato d'analisi	
pH	8.11
Umidità (% l.q)	46.53
Sostanza Secca (% l.q)	53.47
Sostanza Organica (% s.s.)	85.75
TOC (% s.s.)	45.73
N tot. (% s.s.)	1.12
N-NH <sub>3</sub>	0.04
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	n.r.
C/N	44.41
CIM (% s.s.)	143
Densità apparente (g /cm <sup>3</sup> )	0.328
Densità reale (g /cm <sup>3</sup> )	1.70
Porosità totale (%)	80.70
Carica batterica totale (UFC/ml)	8.5x10 <sup>8</sup>
Carica micetica totale (UFC/g)	10000
IRDP(*) (mg O <sub>2</sub> x kg SV <sup>-1</sup> x h <sup>-1</sup> )	732

n.r.: non rilevabile

(\*): Metodo UNI/TS 11184 – ottobre 2006

Il Responsabile del procedimento analitico

Dr.ssa F. Tambone

Il Responsabile del Laboratorio

Prof. F. Adani

Milano, 31/03/2011

I certificati contengono solamente i risultati delle determinazioni richieste. Il Dipartimento risponde soltanto dei risultati ottenuti sui campioni consegnati.

Figura 7.9 – Analisi del materiale filtrante Marzo 2011

Come è possibile osservare dal documento di *Figura 7.8* tali analisi sono state effettuate a Marzo del 2011 e rappresentano per il nostro lavoro le condizioni iniziali del materiale filtrante.

A Marzo 2012 si è effettuato un altro campionamento e si è cercato di ripetere le analisi con gli stessi valori individuati l'anno precedente. Le analisi sono state condotte presso il Laboratorio di Ingegneria Sanitaria dell'Università degli Studi della Basilicata ed hanno prodotto i seguenti risultati.

<b>Parametro</b>	<b>Unità di misura</b>	<b>Valore</b>
pH	-	8.04
Umidità	% t.q.	48.66
Sostanza secca	% t.q.	51.34
Sostanza organica	% s.s.	78.10
TOC	% s.s.	-
N tot	% s.s.	1.35
N – NH <sub>3</sub>	-	-
N – NO <sub>2</sub>	-	-
C/N	-	-
CIM	% s.s.	190
Densità apparente	g/cm <sup>3</sup>	0.38
Densità reale	g/cm <sup>3</sup>	1.55
Porosità totale	%	75.48
Carica batterica totale	UFC/ml	-
Carica micetica totale	UFC/g	-
IRD	mgO <sub>2</sub> ×kgSS <sup>-1</sup> ×h <sup>-1</sup>	615

**Tabella 7.1** – *Analisi del materiale filtrante Marzo 2012*

Come è possibile osservare facendo un banale confronto tra i principali parametri, le caratteristiche principali del materiale filtrante sono rimaste pressoché invariate a distanza di un anno.

Sono state inoltre condotte altre analisi sul materiale filtrante per poter monitorare il più possibile l'attività biologica del sistema. In particolare sono state condotte alcune analisi biologiche in collaborazione con la Scuola di Scienze Agrarie, Forestali, Alimentari ed Ambientali (SAFE) dell'Università degli Studi della Basilicata.

Si è utilizzato nello specifico il *Metodo Biolog*. Tale metodo è stato il primo ad essere utilizzato per confrontare l'attività metabolica delle diverse comunità microbiche eterotrofe provenienti da habitat diversi (acqua, suolo e rizosfera del frumento).

Il metodo *Biolog* presenta vari vantaggi. La percentuale di sviluppo del colore in pozzetti fornisce informazioni circa densità e attività metabolica delle cellule batteriche in un inoculo, mentre la diversità di sviluppo di colore in pozzetti fornisce informazioni circa la diversità microbica in una soluzione di suolo.

Il metodo in più fornisce la più vasta possibilità di tutela ambientale, infatti le piastre *Biolog* possono essere utilizzate come un metodo rapido per stimare le variazioni all'interno delle comunità microbiche del suolo in risposta all'esposizione a breve o lungo termine del suolo alla contaminazione.

Il metodo consente la valutazione dei cambiamenti sfavorevoli nelle comunità microbiche sulla base delle differenze nella risposta metabolica tra le comunità provenienti dalle aree contaminate. Tali misure, come l'AWCD (vedi pagina 178), forniscono informazioni sui cambiamenti globali nell'abbondanza microbica e sull'attività in risposta all'inquinamento. La riduzione della biodiversità spesso indica l'estinzione di specie sensibili a causa della contaminazione e questi risultati inducono a procedere alla bonifica dei suoli contaminati.

La tecnica delle piastre *Biolog* è sempre più spesso utilizzata per valutare l'impatto di metalli pesanti o la contaminazione da idrocarburi, l'elevata salinità, l'alto pH del suolo o il riscaldamento.

Tuttavia il metodo *Biolog* indaga la diversità funzionale o metabolica potenziale solamente di quella parte di una comunità che è capace di essere metabolicamente attiva ed in crescita nelle condizioni della piastra. In più questo metodo caratterizza scarsamente le comunità microbiche del suolo; motivo per il quale il metodo non deve essere applicato alla caratterizzazione della comunità microbica ma piuttosto ad una

ricerca comparativa ad esempio volta a confrontare le diversità funzionali delle comunità microbiche di suoli contaminati e non contaminati.

Nel caso in esame la tecnica usata si basa su un sistema redox in cui vengono utilizzate varie tipologie di piastre tra cui le piastre *BiologEcoPlate* le quali contengono 31 delle fonti di carbonio più utili ai fini dell'analisi della comunità microbica estratta da un substrato (nel nostro caso si tratta di compost) ed un solo pozzo vuoto usato per le operazioni di controllo. Ogni pozzetto contiene, inoltre, del tetrazolio incolore.

I campioni di suolo vengono agitati in una soluzione adatta e quindi la soluzione viene inoculata nei pozzetti della piastra. Durante l'incubazione a temperatura costante, i microrganismi del suolo ossidano i substrati nei pozzetti della piastra e, contemporaneamente, riducono il colorante di tetrazolio incolore ad un formazano violetto. Lo sviluppo del colore viene misurato spettrofotometricamente (assorbanza o densità ottica). Prima di effettuare le analisi statistiche, il valore di assorbanza del pozzo di controllo (privo di substrato) viene sottratto dal valore di assorbanza di ciascun pozzetto contenente un substrato. In tal modo si ricava il cosiddetto valore di assorbanza netto. Poiché il valore di assorbanza del pozzetto di controllo può essere leggermente superiore ai valori di assorbanza di alcuni substrati, si sottrae il valore di assorbanza dei substrati meno utilizzati in modo da evitare di avere valori negativi di assorbanza nei risultati.

Tutte le informazioni che si ottengono dalle letture spettrofotometriche vengono elaborate al fine di determinare i valori di AWCD (*Average Well Colour Development*) ed H (*indice di Shannon*).

L'AWCD rappresenta il valore medio di colorazione dei pozzetti e definisce una misura dell'attività totale che riassume per ogni piastra e per ciascun tempo di incubazione la risposta metabolica dei microrganismi:

$$AWCD = \sum_{i=1}^n \frac{(R_i - C)}{n}$$

dove:

- $n$  è il numero di pozzetti della piastra;
- $R_i$  è il valore di assorbanza dell' $i$ -esimo pozzetto;
- $C$  è il valore di assorbanza del pozzetto di controllo.

Il tasso di utilizzo dei differenti substrati è variabile per i diversi tipi di microrganismi; è possibile infatti osservare un'alta variabilità del tasso di sviluppo del colore e della sua intensità a seconda della composizione della comunità microbica.

Come misura del numero di substrati utilizzati (ricchezza del substrato) e della diversità del grado di utilizzo di particolari substrati (uniformità del substrato), viene utilizzato l'*Indice di Shannon (H)*:

$$H = - \sum_{i=1}^N p_i \cdot \log_e p_i$$

dove:

- $p_i$  è la misura dell'attività microbica sul substrato  $i$ -esimo rispetto all'attività microbica totale;
- $N$  è il numero di substrati su una piastra.

Sono state effettuate due analisi su due campioni di materiale filtrante provenienti dal biofiltro. I campioni sono stati prelevati in data 13/03/2012. Ogni campione è stato diviso in due e le misure sono state effettuate in due istanti temporali diversi ( $t_0$  e  $t_1$ ) a distanza di un mese. Durante il mese il campione è stato tenuto alla temperatura di 4°C. I risultati ottenuti sono i seguenti:

Batteri ( $t_0$ )	H	AWCD
Campione 1	3.32	0.91
Campione 2	3.30	0.93

*Tabella 7.2 – Indici misurati sui batteri al tempo 0*

Batteri ( $t_1$ )	H	AWCD
Campione 1	3.24	1.04
Campione 2	3.19	0.79

*Tabella 7.3 – Indici misurati sui batteri al tempo 1*

La prima cosa che si può notare è come tra i due istanti temporali non ci siano affatto grandi differenze. Si può anzi affermare che a distanza di un mese le condizioni batteriche all'interno del campione non siano affatto cambiate. L'indice di Shannon,  $H$ , che come detto dà informazioni in merito alla diversità batterica presente nel campione, in entrambi i casi raggiunge valori abbastanza elevati (l'indice in genere arriva al massimo a 6-7 per terreni molto ricchi di carbonio organico quali humus e compost fresco). Il materiale filtrante quindi presenta al proprio interno un'elevata quantità di specie batteriche. Viceversa l'AWCD, che invece rappresenta l'attività metabolica dei batteri all'interno del campione, presenta valori bassi (per l'AWCD i valori massimi oscillano sui 4-5 per terreni molto attivi). La spiegazione di questo valore è certamente da riscontrare nel periodo del campionamento: i campioni sono stati prelevati a Marzo all'interno del biofiltro sito presso la discarica di Montegrosso – Pallareta del Comune di Potenza (a circa 1000 m s.l.m.); la temperatura in quel periodo presenta valori molto bassi e ovviamente condiziona l'attività metabolica delle specie batteriche.

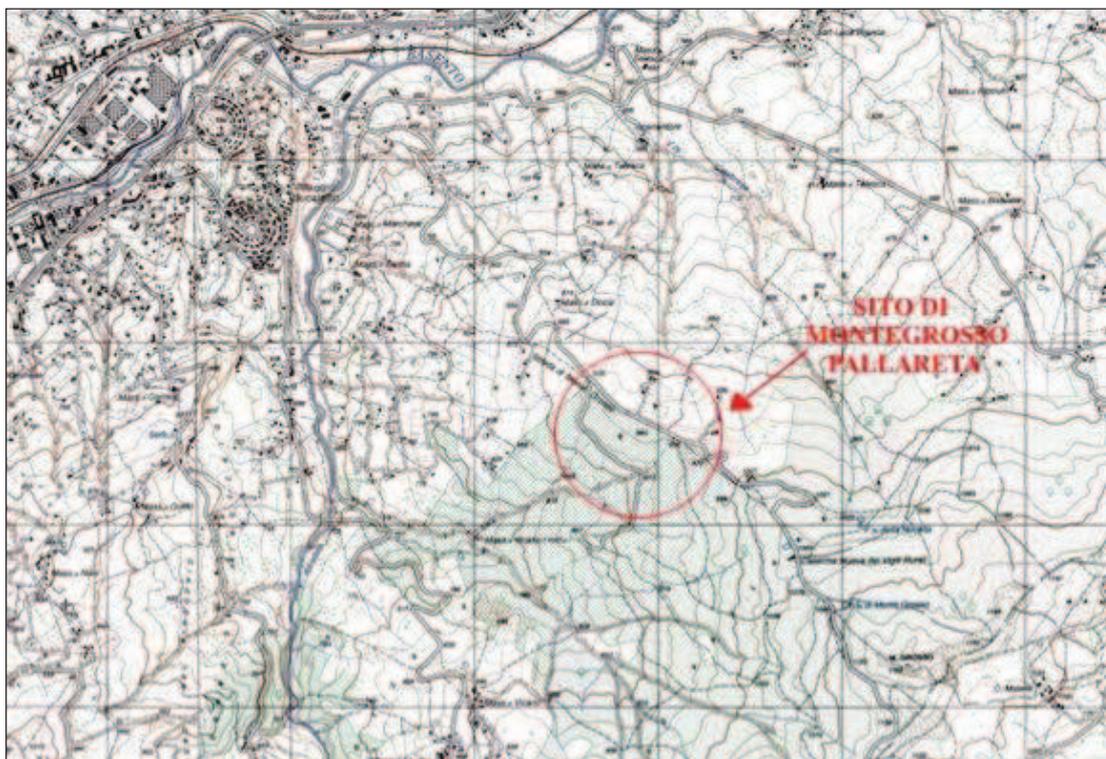
## 7.3 Caso discarica di Potenza

Il primo sito individuato per la sperimentazione è stato quello della discarica del Comune di Potenza.

### 7.3.1 Caratteristiche della discarica

Il sito oggetto di studio è ubicato in località Montegrosso-Pallareta, a sud-est dell'abitato di Potenza ad un'altitudine compresa tra i 900 e 960 m s.l.m., in un'area di proprietà dell'Amministrazione Comunale del Comune di Potenza; ha un'estensione di 24.15 ettari. Tale area, essenzialmente a morfologia collinare con andamento lieve delle pendenze (circa 10-11°) e con una generale esposizione verso Sud – Ovest, occupa una modesta porzione del versante vallivo destro del Fosso Rifreddo. Tale fosso lambisce il margine ovest del sito e rappresenta una ramificazione del torrente Rifreddo, affluente del fiume Basento (*Ascoli et al., 2005*).

Nell'immagine di *Figura 7.10* viene riportato uno stralcio della cartografia I.G.M. con l'individuazione del sito di Montegrosso-Pallareta.



**Figura 7.10** – Localizzazione del sito di Montegrosso-Pallareta IGM 1:25.000

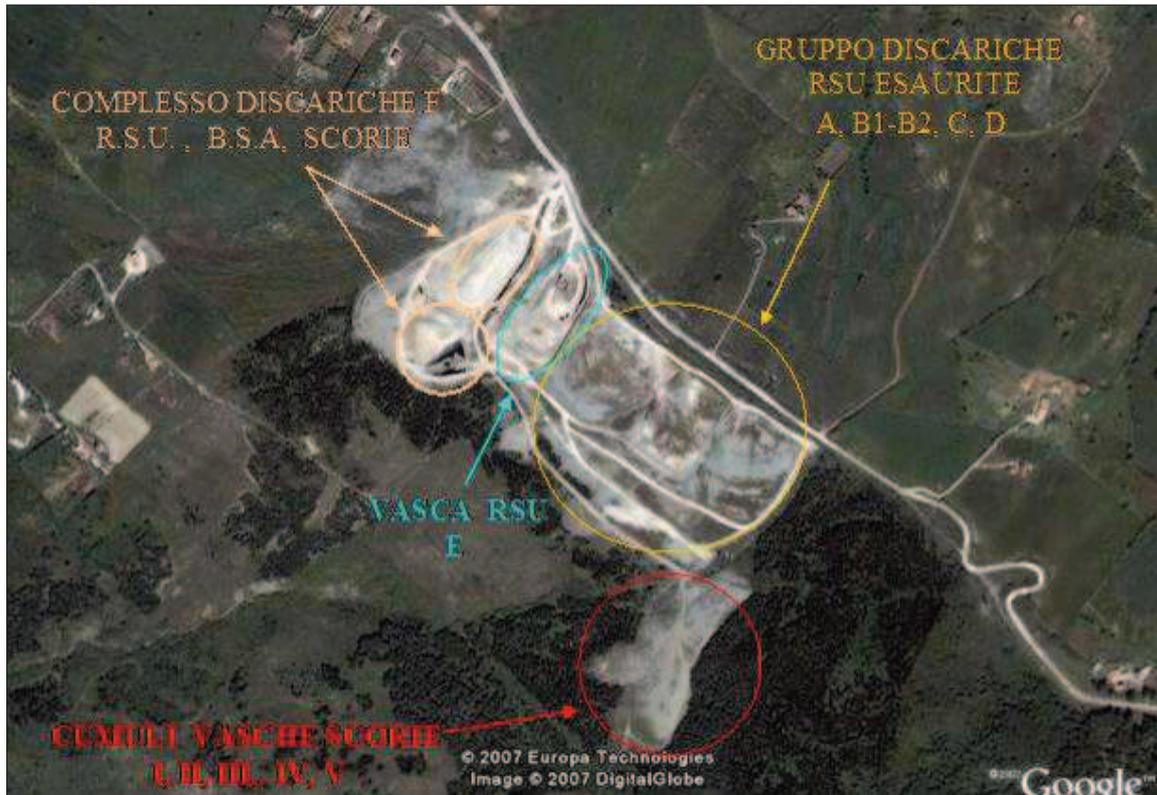
La discarica oggetto di studio è controllata del Comune di Potenza ed è composta da numerose vasche di stoccaggio. L'impianto è stato avviato nel 1989 e dal 1997 viene gestito dall'Azienda Comunale per la Tutela dell'Ambiente (A.C.T.A – Potenza), alla quale è affidata anche la raccolta dei rifiuti nel territorio comunale.

Il sito in esame, preposto quindi allo smaltimento di rifiuti da circa 20 anni, comprende diverse discariche controllate per un volume complessivo di oltre 500.000 m<sup>3</sup>, ed una superficie complessiva di circa 10 ettari.

In particolare l'intero complesso di discariche, adibito per la maggior parte allo smaltimento di R.S.U., è costituito da (*Figura 7.10*):

- Tre corpi principali esausti, aventi volumetria pari rispettivamente a 100.000 m<sup>3</sup>, 100.000 m<sup>3</sup>, 96.000 m<sup>3</sup>, corrispondenti rispettivamente alle vasche per rifiuti solidi urbani esaurite denominate con le lettere A, B1-B2, C. A tali gruppi principali si aggiunge un'altra vasca esaurita, sempre per rifiuti urbani, di dimensioni minori, denominati con la lettera D avente volumetria pari a 10.000 m<sup>3</sup>;
- Una vasca, a lato del cumulo posto più ad ovest, avente una volumetria nominale complessiva di 90.000 m<sup>3</sup> e denominata con la lettera E;
- Un ulteriore complesso di discariche, in cui si è conferito dal 01/10/2003 al 19/01/2006, costituito da una vasca per RSU, da una per il rifiuto biostabilizzato ed una per le scorie derivanti dalla termodistruzione. Le prime hanno una volumetria complessiva di 88.000 m<sup>3</sup>, mentre la terza ha una volumetria nominale di 12.000 m<sup>3</sup>. L'intero complesso è denominata con la lettera F.
- Ai cumuli corrispondenti alle vasche sopra descritte, si aggiunge un ulteriore cumulo corrispondente alle vasche in cui, a partire dal 1986 sino a tutto il 1989 sono state conferite scorie derivanti dalla termodistruzione dei rifiuti solidi urbani all'interno dell'inceneritore a servizio del comune di Potenza, denominate rispettivamente con i numeri romani I, II, III, IV e V.

L'occupazione complessiva di suolo da parte dell'intero complesso delle discariche esistenti, è di circa *10 ha*, poco meno della metà dell'estensione dell'intero sito. In *Figura 7.11* viene riportata una immagine da satellite dell'intero complesso di discariche.



**Figura 7.11** – Foto da satellite del complesso di discariche di Montegrosso-Pallareta

Dal punto di vista geologico l'area è caratterizzata dalla presenza di terreni floschi, strutturalmente complessi, di litologia essenzialmente argillosa-marnosa riferibili alla formazione di Corleto-Perticara ed alla formazione delle Argille Varicolori delle Unità Sicilidi.

Nella discarica Montegrosso Pallareta sono stati smaltiti Rifiuti Solidi Urbani, fanghi provenienti dal trattamento dei reflui civili e ceneri inertizzate. La deposizione dei rifiuti è iniziata nel maggio 1989 e tutt'ora il sito è esaurito. In particolare la *Tabella 7.4* indica la cronologia di riempimento dei vari lotti della discarica

Vasche	Data di inizio Conferimento	Data di fine Conferimento	Volumetria Nominale [m <sup>3</sup> ]	R.S.U. [tonn]	Fanghi [tonn]	Totale [tonn]
D	Mag-89	Dic-89	10.000	16.000	0	16.000
A	Gen-90	Mar-93	100.000	76.000	15.200	91.200
C	Apr-93	Set-95	96.000	58.000	11.600	96.600
B2	Ott-95	Set-96	20.000	23.500	4.800	28.300
B1	Ott-96	Giu-98	80.000	41.400	8.000	49.400
A	Lug-98	Giu-99	100.000	25.000	0	25.000
B2	Lug-99	Ago-00	20.000	30.800	0	30.800
E	Set-00	Mag-01	90.000	20.500	0	20.500

**Tabella 7.4** – Cronologia vasche MONTEGROSSO-PALLARETA. Fonte: ACTA

### 7.3.2 Sistemazione del biofiltro

Per la sistemazione fisica del biofiltro ci è stato concesso l'utilizzo della VASCA C dell'area di Pallareta (Figura 7.12). La vasca ha una volumetria pari a 96.000 m<sup>3</sup>, una estensione di circa 12.000 m<sup>2</sup> e una profondità media di 8 m. Il pacchetto di impermeabilizzazione del fondo è stato realizzato con uno strato di HDPE. La vasca è stata chiusa anteriormente al 2003, pertanto la copertura della vasca a fine vita è stata realizzata in ottemperanza al DPR 915/82.



**Figura 7.12** – Localizzazione dell'area destinata all'alloggiamento del sistema biologico

La prima operazione condotta è stata relativa alla realizzazione di un pozzo per la captazione del biogas in quanto la discarica, chiusa nel 1989, non prevedeva la realizzazione di pozzi di captazione. E' stato effettuato uno scavo sulla superficie della discarica di circa un metro di profondità ed è stato inserito un tubo in PVC con delle fenestrature (*Figura 7.12*).



**Figura 7.13** – Tubo in PVC fenestrato per la captazione del biogas

In seguito si è ricoperto lo scavo: la parte superiore della tubazione è stata incamiciata con argilla o bentonite, la parte fessurata invece con ghiaia di fiume per favorire il flusso del biogas verso le fenestrature. La sommità del tubo è stata collegata ad una valvola di apertura e chiusura e il tutto è stato collettato al sistema di aspirazione per l'invio al sistema biologico (*Figura 7.14*).



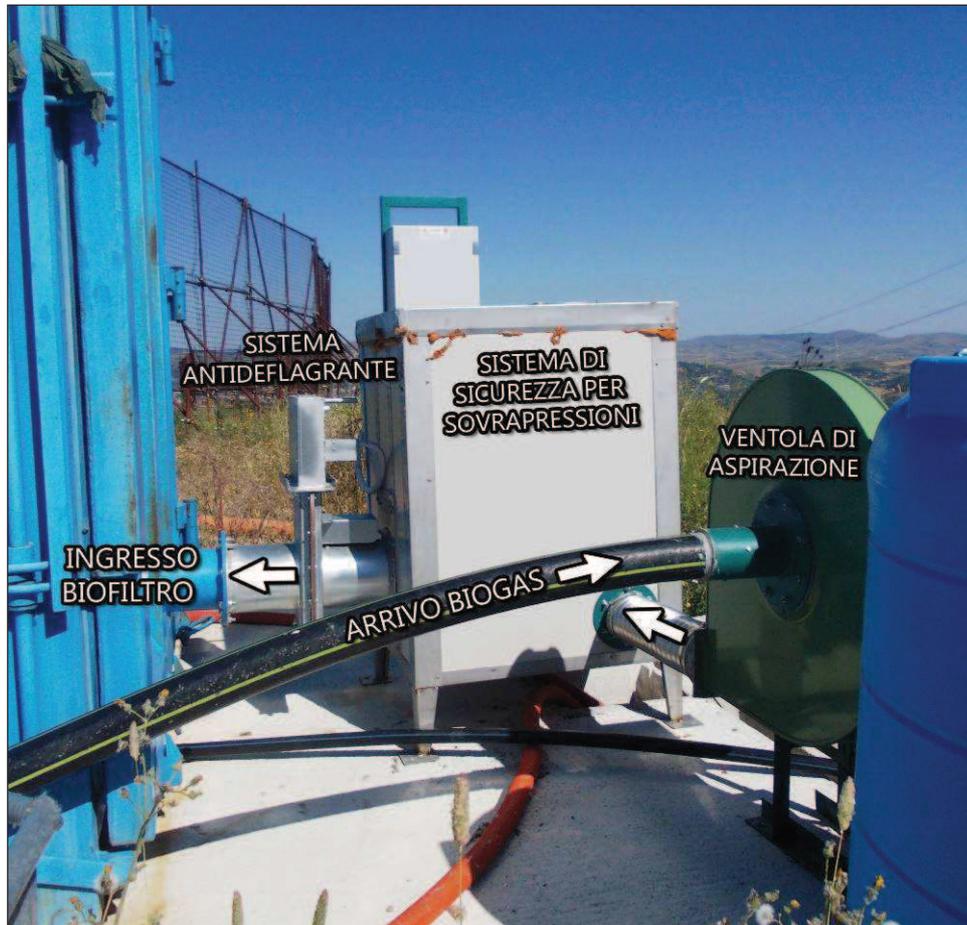
**Figura 7.14** – Pozzo di biogas con collegamento al biofiltro

Sono state inoltre sistemate due vasche in cemento armato: una per depositare l'acqua necessaria alla bagnatura e un'altra per lo scarico del percolato proveniente dalla parte inferiore del biofiltro (*Figura 7.15*).



**Figura 7.15** – Vasche in calcestruzzo per l'acqua di bagnatura IN & OUT

Infine si è installato il sistema di aspirazione per permettere il passaggio del biogas dalla discarica al sistema biologico. Nello specifico sono state installate tutte le unità indicate in *Figura 7.16*.



**Figura 7.16** – Sistema di aspirazione del biogas

Dopo le prime attività di funzionamento del sistema sono emerse alcune criticità soprattutto in relazione al biogas estratto. Da un punto di vista qualitativo infatti il biogas estratto presentava concentrazioni di metano prossime allo zero, non sufficienti ad innescare il processo ossidativo da parte dei batteri metanotrofi. Si è deciso pertanto di trasferire tutta la strumentazione in un'altra discarica che potesse garantirci concentrazioni di metano più elevate.

## 7.4 Caso discarica di Venosa

E' stata individuata la discarica di Venosa, comune della provincia di Potenza di 12 mila abitanti circa. Di seguito ci sono due immagini che descrivono il trasporto effettuato il 07/02/2013.



Figura 7.17 – Trasporto del biofiltro

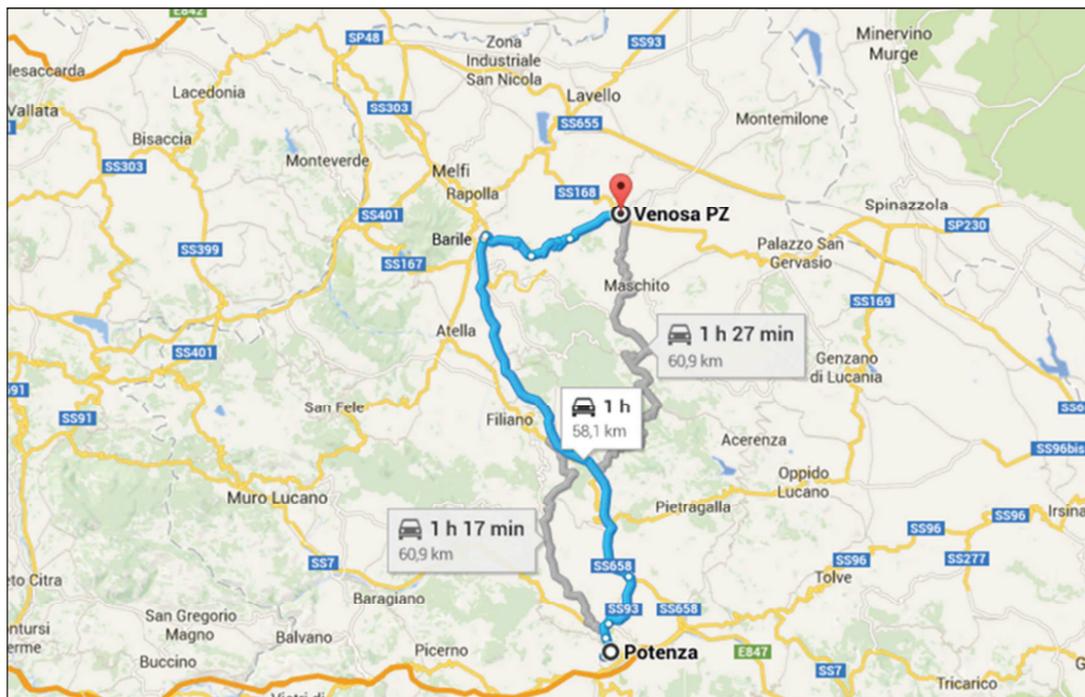


Figura 7.18 – Distanza percorsa

### 7.4.1 Caratteristiche della discarica

Il sito in oggetto è ubicato precisamente in *C.da Notarchirico*, ad est dell'abitato di Venosa (PZ) ad un'altitudine di circa 400 m s.l.m., in un'area di proprietà dell'Amministrazione Comunale.

Ad oggi la discarica si presenta come mostrato in *Figura 7.17*.



**Figura 7.17** – Immagine satellitare della discarica di Venosa (PZ)

Come è possibile osservare la *Vasca 2* è chiusa (il colore nero rappresenta l'ultimo stato del capping di chiusura) e nella parte inferiore è stata predisposta la zona per il trattamento del biogas. Tutti i pozzi di captazione sistemati all'interno del corpo della discarica confluiscono quindi nella parte sud della discarica.

Come sistema di trattamento del biogas il gestore della discarica aveva previsto la combustione dello stesso tramite torcia (*Figura 7.18*).



**Figura 7.18** – *Torica statica per il trattamento del biogas – Venosa (PZ)*

Da un punto di vista tecnico la torica in questione prevede una portata nominale per l'accensione di  $150 \text{ Nm}^3/\text{h}$ . Ad oggi la torcia è spenta e il quadro mostra le ore di funzionamento corrispondenti a circa 2 anni. Evidentemente la portata di biogas che tutt'ora arriva sistema è inferiore a quella minima per l'accensione.

#### **7.4.2 Sistemazione del biofiltro**

Le condizioni della discarica di Venosa sono ideali per quanto riguarda l'inserimento del biofiltro. Da un punto di vista logistico infatti la zona predisposta per la termocombustione in torcia è collegata al sistema di captazione del biogas in discarica, non è necessario quindi nessun tipo di intervento aggiuntivo per collettare il biogas dalla discarica al biofiltro. Anche da un punto di vista gestionale ci sono le condizioni ideali per la verifica dell'utilità dei sistemi bio-ossidativi in quanto, come già ampiamente discusso nei capitoli precedenti, il vantaggio di tali sistemi è proprio quello di non avere portate minime di funzionamento garantendo allo stesso tempo buoni rendimenti di ossidazione.

Il container è stato sistemato di fianco alla torcia statica come mostrato in questa immagine satellitare:



**Figura 7.19** – Immagine satellitare del biofiltro nella discarica di Venosa (PZ)

Dal tubo di collettamento del biogas alla torcia è stata fatta una diramazione a T alla quale è stato collegato una soffiante per portare il biogas al biofiltro (*Figura 7.20*).

La vasca contenente l'acqua per la bagnatura è stata sistemata nei pressi del container, non lontana dal quadro elettrico per poter garantire l'attacco all'elettricità della pompa sommersa.



**Figura 7.20** – *Soffiante per l'aspirazione del biogas*

L'accensione della soffiante è appena avvenuta. I risultati sperimentali verranno presentati nei prossimi lavori.

## Capitolo 8

### Conclusioni

L'obiettivo di questo lavoro è lo studio dei sistemi bio-ossidativi per il trattamento del metano. Attraverso un approccio, modellistico prima e tecnico dopo, si è cercato di caratterizzare il sistema "biofiltro" al fine di ottimizzarne le prestazioni. Si è inoltre cercato di dimostrare che tali sistemi, in condizioni generalmente svantaggiose per altri sistemi più convenzionali, riescono a garantire buone efficienze gravando poco sulla gestione di una discarica.

Di seguito è riportata un'immagine significativa che riassume quanto detto pocanzi (è presa dalla discarica di Venosa): il sistema bio-ossidativo è posizionato di fianco al sistema più convenzionale della termocombustione in torcia. Come si può osservare la torcia è spenta a causa del flusso insufficiente di metano e il flusso di gas è condotto al bio-container che invece non presenta portate minime di funzionamento.



**Figura 8.1** – Torcia e biofiltro presso la discarica di Venosa (PZ)

In conclusione a questo lavoro si vogliono dare alcune indicazioni pratiche provando a delineare alcune linee guide per lo sviluppo di un sistema bio-ossidativo per il trattamento del biogas.

### 8.1 Linee guida per lo sviluppo di un biofiltro

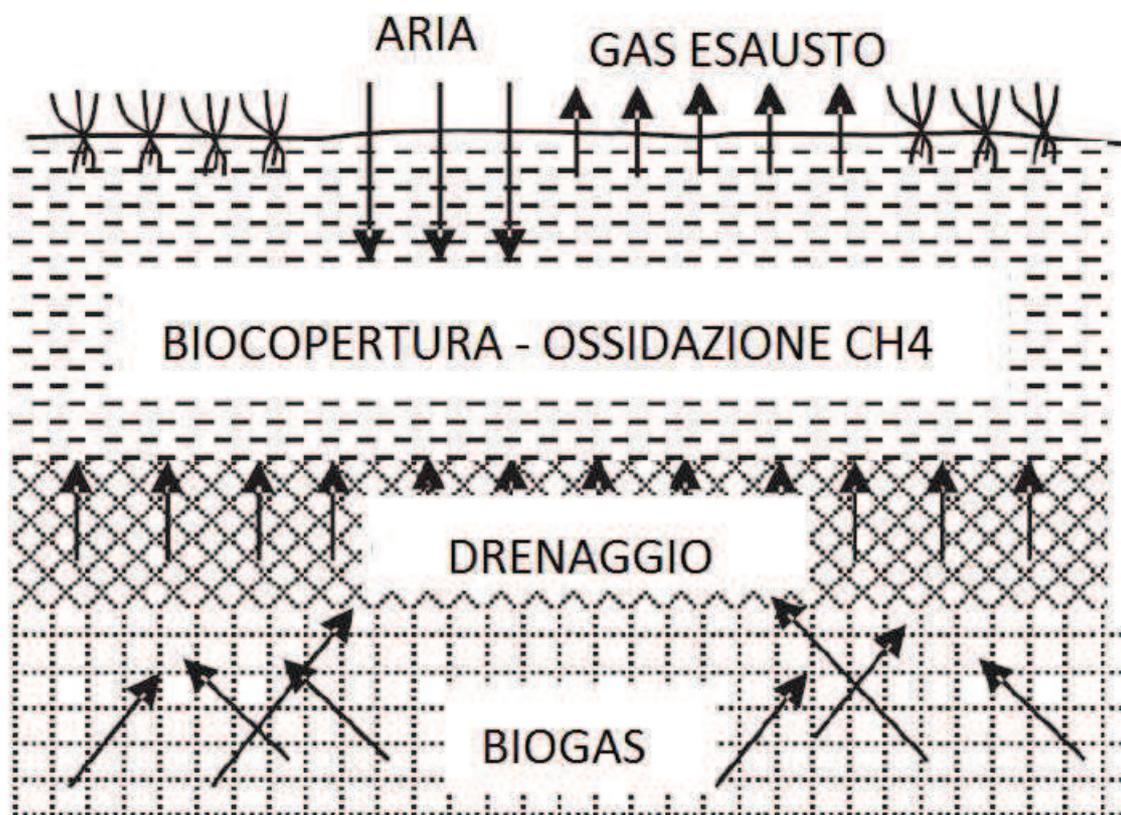
In linea generale può essere delineato uno schema riguardante più in generale i processi di ossidazione biologica del metano. Si può infatti prevedere alcune applicazioni a seconda della fase della discarica.

<b>FASE DELLA DISCARICA</b>	<b>PROCESSO BIOLOGICO</b>
<i>Fase di coltivazione</i>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. <i>Bio-copertura temporanea;</i></li> <li>2. <i>Biofiltro mobile connesso ad un sistema di drenaggio per i gas.</i></li> </ol>
<i>Post gestione fino a 30 anni e più</i>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. <i>Bio-copertura finale per le perdite di gas o una cosiddetta “biowindow”;</i></li> <li>2. <i>Uno o più biofiltri connessi ai sistemi finali di captazione del biogas.</i></li> </ol>

**Tabella 8.1** – Schematizzazione su come ridurre le emissioni di metano da discarica attraverso ossidazione biologica

Va sottolineato che per *Biocopertura* si intende un sistema che da un punto di vista operativo svolge lo stesso ruolo di un biofiltro: permette l'ossidazione biologica del metano da parte dei batteri metanotrofi. La differenza sta nel fatto che le *biocover* (dal termine utilizzato in anglosassone) sono praticamente dei livelli di materiale filtrante posti a copertura della discarica. La fonte di ossigeno per la reazione di ossidazione proviene dall'aria e quindi dalla parte superiore della discarica mentre la fonte di metano

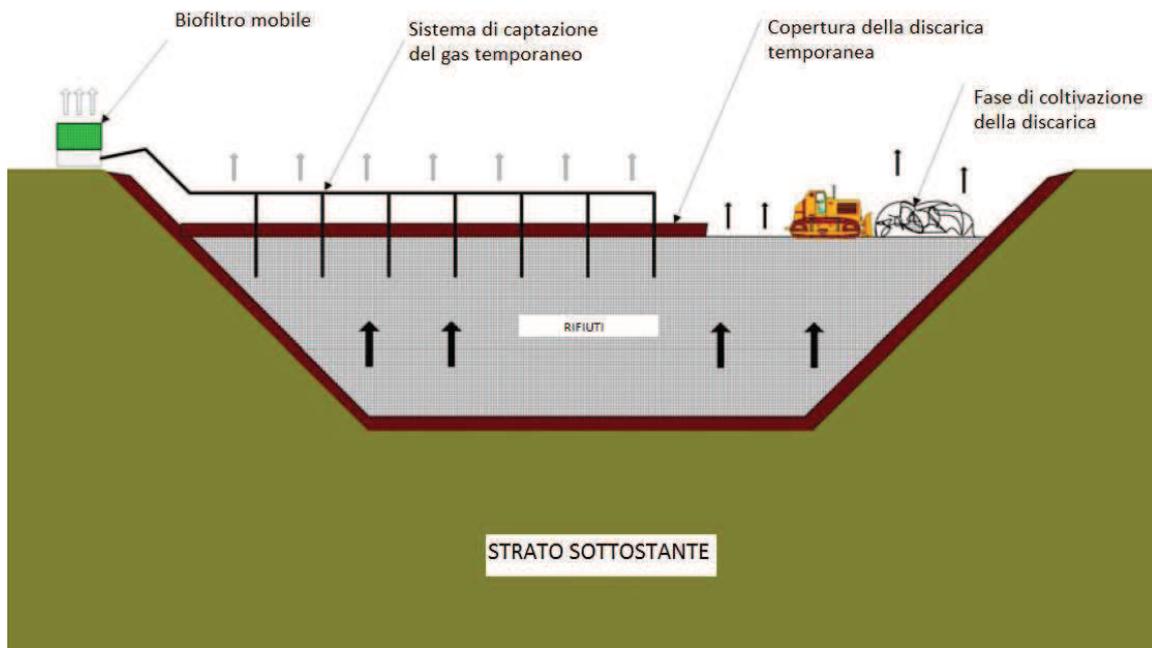
proviene dal basso e quindi dal biogas in uscita dal corpo discarica (*Figura 8.2*). In genere la zona di ossidazione è a circa 120 cm di profondità (*Gruyters et al.*).



**Figura 8.2** – *Ossidazione del metano in un sistema di bio-copertura*

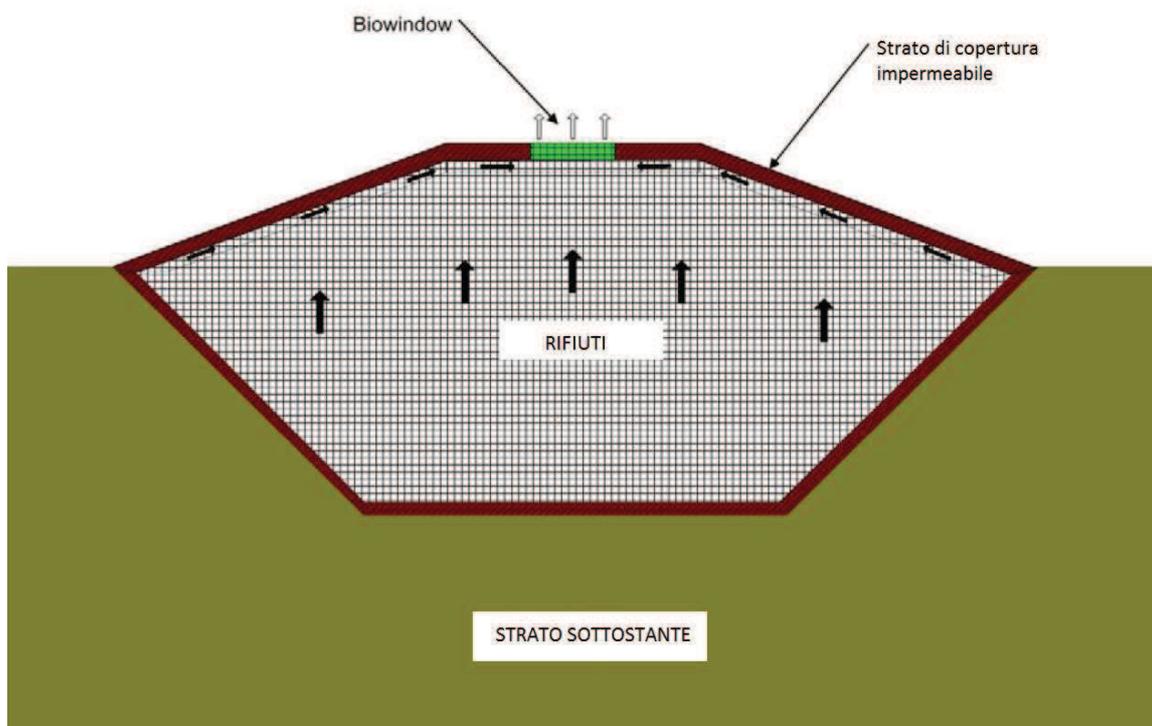
Le *bio-coperture temporanee* citate in *Tabella 8.1* non sono nient'altro che sistemi come quello sopra descritto applicate ad ogni strato di rifiuto durante la fase di coltivazione della discarica.

In *Tabella 8.1*, per quanto riguarda la fase di coltivazione della discarica, si parla anche di biofiltri mobili. Tecnicamente un biofiltro mobile è un bio-container che può essere spostato a seconda dello stato di avanzamento del riempimento di una discarica. In *Figura 8.3* è rappresentata un'eventuale applicazione di un sistema di biofiltrazione mobile in una discarica in fase di coltivazione. Come è possibile notare si può contemporaneamente agire con il riempimento della discarica da un lato e con il trattamento del biogas dall'altro.



**Figura 8.3** – Esempio di un biofiltro mobile

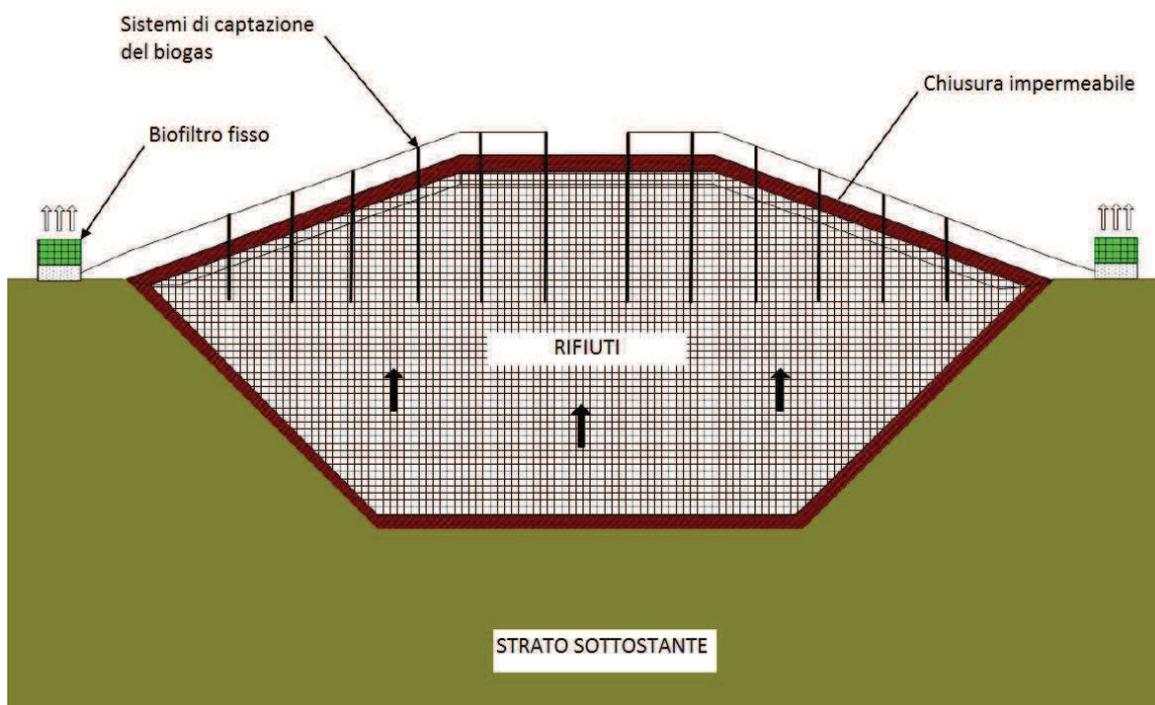
Per quanto riguarda invece la fase di post gestione riportata sempre in *Tabella 8.1* oltre ad un sistema di bio-copertura finale si parla anche di *biowindow*.



**Figura 8.4** – Sistema biowindow per la post gestione di una discarica

Si osserva che la tecnica delle *biowindow* altro non è che un sistema di ossidazione biologica del metano che prevede la concentrazione di tutto il flusso gassoso in una piccola finestra sulla parte più alta della discarica; finestra all'interno del quale i batteri metanotrofi ossidano il metano.

Per quanto riguarda invece l'utilizzo di sistemi di biofiltrazione fissi in fase di post gestione si possono individuare più punti utili all'implementazione di tali sistemi. La *Figura 8.5* dimostra un esempio di trattamento di biogas in post gestione attraverso due biofiltri.



**Figura 8.5** – Biofiltri per la post gestione di una discarica

Possono essere anche delineate alcune linee guida per la costruzione di un biofiltro. In tal caso si è deciso di riportare il disegno tecnico di una sezione del biofiltro messo a punto in collaborazione con la ditta *Entsorga Italia Srl* (*Figura 8.6*).

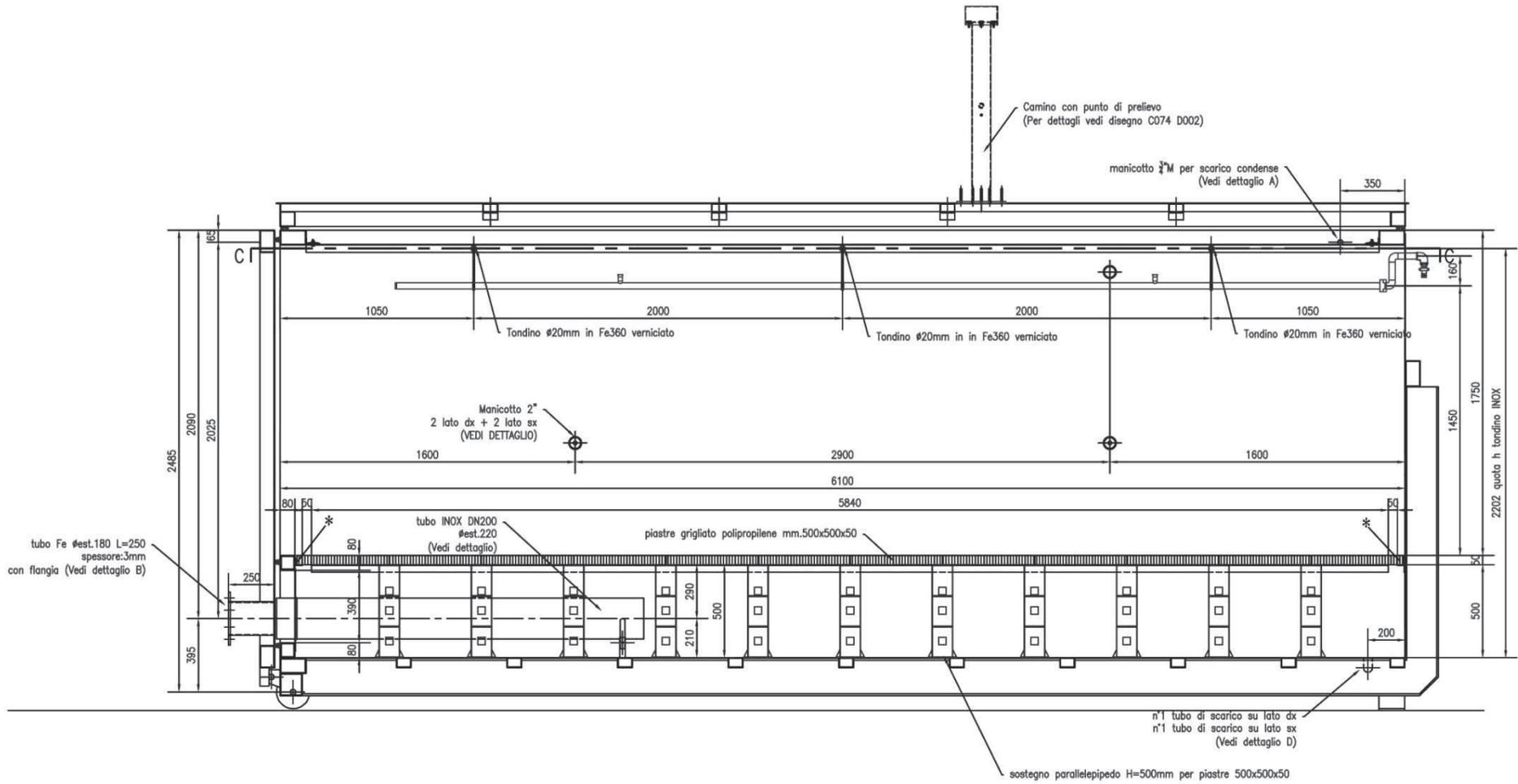


Figura 8.6 – Disegno tecnico di un biofiltro per l'ossidazione del metano

Per quanto riguarda invece la fase di gestione i parametri più importanti che occorre monitorare affinché siano garantite buone efficienze di ossidazione sono:

1. Temperatura interna al cassone;
2. Umidità del materiale filtrante;
3. Portata di biogas in ingresso al sistema;
4. Concentrazione di metano in ingresso;
5. Grado di porosità del materiale filtrante.

Andranno inoltre previste campagne con cadenza frequente per il monitoraggio dell'efficienza di ossidazione. In tal caso andrebbe misurata la concentrazione di metano in ingresso e in uscita dal sistema attraverso campionamenti di gas (vedi paragrafo 6.5) e analisi in laboratorio. Tale sistema fornirebbe un quadro più dettagliato del processo biologico (le analisi al gas cromatografo restituirebbero informazioni dettagliate e precise sul processo) ma avrebbe il limite di dipendere dalla presenza di un operatore. Viceversa misure in continuo attraverso l'installazione di una strumentazione in campo avrebbero il vantaggio di fornire risultati online senza la necessità di un operatore. Ovviamente tali apparecchiature risultano più costose.

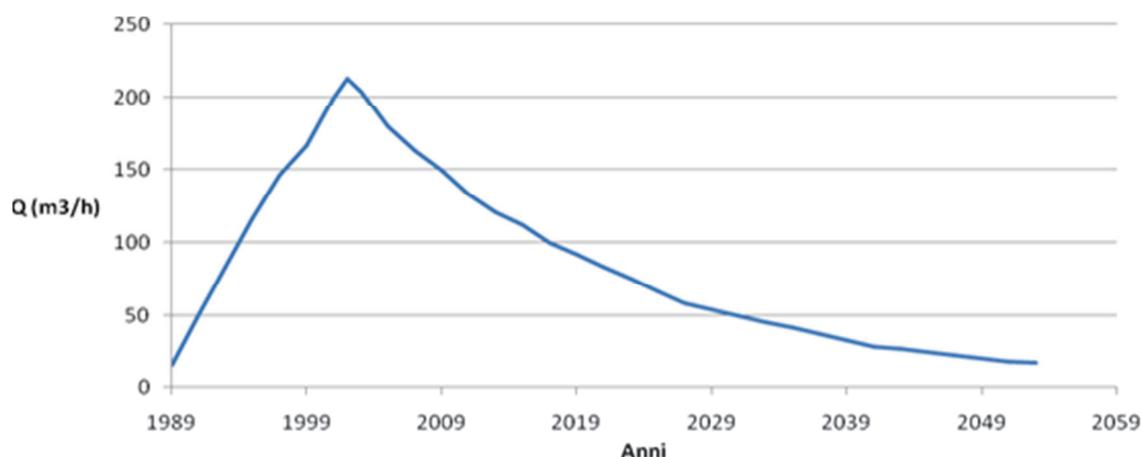
Molte nazioni stanno provvedendo a stabilire delle linee guida ufficiali per regolare lo sviluppo di sistemi per il trattamento biologico del biogas tra queste vanno citate: la Germania, il Canada, l'Austria, la Danimarca e anche l'Australia che ha presentato ufficialmente a livello governativo un "*Handbook for the design, construction, operation, monitoring and maintenance of a passive landfill gas drainage and biofiltration system*".

## 8.2 Riduzione dei gas serra

Il trattamento del biogas proveniente da discarica è previsto dalla normativa vigente in quanto la sua diffusione in atmosfera comporterebbe, oltre che la presenza di odori molesti, anche l'emissione di gas clima-alternati quali metano e anidride carbonica. La normativa impone al gestore il trattamento, inteso in termini di abbattimento, della frazione di metano contenuta nel biogas.

Se si considera una situazione gestionale di una discarica di piccole dimensioni attraverso alcuni calcoli si può determinare il quantitativo di metano, espresso in termini di CO<sub>2</sub> equivalente, abbattuto e quindi non disperso in atmosfera grazie alla presenza di un sistema di trattamento come il biofiltro.

Si consideri la curva di produzione teorica di biogas elaborata ad esempio per la Vasca C (96.000 m<sup>3</sup>) della discarica di Montegrosso – Pallareta e citata nel *Capitolo 7 (Pandolfo et al., 2004)*.



**Figura 8.7** – Produzione teorica di biogas per una discarica di 100.000 m<sup>3</sup>

Si può ipotizzare un portata media pari a 80 Nm<sup>3</sup>/h, che moltiplicata per il periodo di produzione di biogas (consideriamo un valore di riferimento di 35 anni) restituisce un valore indicativo di 24 milioni di m<sup>3</sup> di biogas. Supponendo che la composizione media di biogas sia formata al 50% da anidride carbonica e al 50% da metano, la produzione totale di metano sarà dell'ordine dei 12 milioni di m<sup>3</sup>. Sapendo che una mole di metano

alla temperatura di 0°C e alla pressione di una atmosfera occupa un volume pari a 22,414 litri, si ottiene che 12 milioni di m<sup>3</sup> di metano corrispondono a circa 545 milioni di moli di metano e cioè, considerando il peso specifico del metano di 16 g/mol, pari a circa 8720 tonn di metano. Volendo esprimere tale valore in termini di CO<sub>2</sub> equivalente, poiché si è stimato che il metano contribuisce al riscaldamento globale 21 volte in più rispetto all'anidride carbonica (*Park J. – 2001*) avremo circa 183.120 tonn. di CO<sub>2</sub> eq. prodotte a causa della presenza del metano all'interno del flusso gassoso proveniente dalla discarica durante tutta la sua vita. Se si ipotizza presso la discarica la presenza di un sistema di trattamento per l'abbattimento del metano, come ad esempio un biofiltro, considerando una grado di conversione medio pari all'65%, avremo una sostanziale riduzione delle emissioni. Nello specifico verranno convertiti, e quindi non immessi in atmosfera, circa 119.028 tonn. di CO<sub>2</sub> eq.

Questi numeri, anche se non rigorosi, danno un'idea dell'utilità che tale sviluppo tecnologico possa offrire all'ambiente. Se infatti si considera la situazione nazionale, ma più in particolare quella regionale, ci si rende facilmente conto che la maggior parte delle discariche, essendo molto piccole o a fine ciclo, non prevedono alcun tipo di trattamento per il biogas, che quindi viene costantemente disperso in atmosfera.

Se veramente a livello politico/amministrativo si vuole intervenire a favore dell'ambiente, la scelta di investire in impianti di trattamento del biogas rappresenta un'ottima scelta in termini di abbattimento di gas serra rispetto a costi di investimento e gestione, piuttosto che altre scelte a favore dell'ambiente più visibili ma molto meno efficaci.

## Bibliografia

- *Andreottola G., Cossu R., 1996 - Modello matematico di produzione del biogas in uno scarico controllato. In RS - Rifiuti Solidi, 2 (6), pp. 473-483.*
- *Ascoli S., Dema E., Lostrangio D., Vecchio S. (2005) – “Monitoraggio delle acque di falda del sito di discarica di Montegrosso - Pallareta (PZ).” – [www.ambientediritto.it](http://www.ambientediritto.it).*
- *Bender, M. & Conrad, R. (1995) “Effect of CH<sub>4</sub> concentrations and soil conditions on the induction of CH<sub>4</sub> oxidation activity.” *Soil Biology and Biochemistry*, 27, 1517–1527.*
- *Boeckx P., Van Cleemput O., (1996) – “Methane Oxidation in a Neutral Landfill Cover Soil: Influence of Moisture Content, Temperature, And Nitrogen-Turnover.” *Journal of Environmental Quality*, Volume 25, no. 1.*
- *Bogner, J., Abdelrafie Ahmed, M., Diaz, C., Faaij, A., Gao, Q., Hashimoto, S., Mareckova, K., Pipatti, R. & Zhang, T. (2007). In: Metz, B., Davidson, O.R., Bosch, P.R., Dave, R. & Meyer, L.A. (eds): *Climate Change: Mitigation. Contribution of Working Group III to the Fourth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change*. University Press, Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA. 34 pp.*
- *Bogner, J.E., Spokas, K.A., Burton, E.A., (1997) - Kinetics of methane oxidation in a landfill cover soil: Temporal variations, a wholelandfill oxidation experiment, and modeling of net CH<sub>4</sub> emissions.” - *Environmental Science & Technology*, 31, 2504–2514.*
- *Börjesson, G., Sundh, I. & Svensson, B. (2004) - “Microbial oxidation of CH<sub>4</sub> at different temperatures in landfill cover soils.” *FEMS Microbiology Ecology*, 48, 305–312.*

- 
- Cella Mazzariol P.P., G.F. Galanzino and C. Ubbiali (2009) – “**Landfill’s methane degradation to reduce greenhouse gases emission**”. - (Entsorga Italia SRL).
  - Cella Mazzariol P.P., G.f. Galanzino, C. Ubbiali, D. Mainero, G.L. Soldi and E. Magnano – “**Treatment of landfill biogas using the Geko® system**”.- Accepted paper Sardinia Symposium 2009.
  - De Pauw D.J.W. and Vanrolleghem P.A. (2006) – “**Practical aspects of sensitivity function approximation for dynamic models.**” *Mathematical and Computer Modelling of Dynamical Systems*, Vol. 12, No. 5, 395-414.
  - De Visscher A., De pourc I., Chanton J. (2004) – “**Isotope fractionation effects by diffusion and methane oxidation in landfill cover soils.**” – *Journal of Geophysical Research* 109, D18111, doi: 10.129/2004JD004857.
  - De Visscher A., Thomas D., Boeckx P., Van Cleemput O. (1999) – “**Methane oxidation in simulated landfill cover soil environments.**” *Environmental Science and Technology* 33, 1854 – 1859.
  - De Visscher A., Van Cleemput O. (2003) – “**Simulation model for gas diffusion and methane oxidation in landfill cover soils.**” *Waste Management*, 23 (2003), 581-599.
  - De Visscher, A., Schippers M. & Van Cleemput O. (2001) – “**Short-term kinetic response of enhanced methane oxidation in landfill cover soils to environmental factors.**” *Biology and Fertility of Soils*, 33, 231–237.
  - Denman, K.L., Brasseur, G., Chidthaisong, A., Ciais, P., Cox, P.M., et al. (2007) **Couplings between changes in the climate system and biogeochemistry.** In: Solomon, S., Qin, D., Manning, M., Chen, Z., Marquis, M., Averyt, K.B., Tignor, M. & Miller, H.L., (eds.): *Climate Change 2007: The Physical Science Basis. Contribution of Working Group I to the Fourth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change* Cambridge University Press, Cambridge, UK and New York, NY USA.

- *Department of Environment, Climate Change and Water NSW (2010) – “**Handbook for the design, construction, operation, monitoring and maintenance of a passive landfill gas drainage and biofiltration system.**” – Environment, Climate Change & Water, NSW Government.*
- *Dever, S.A., Swarbrick, G.E. & Stuetz, R.M. (2005) – “**Passive drainage and biofiltration of landfill gas using recycled waste materials, under Australian conditions.**” In: *Proceedings Sardinia '05, Tenth International Waste Management and Landfill Symposium, 3–7 October 2005, CISA, Environmental Sanitary Engineering Centre, Cagliari, Italy.**
- *Du Plessis, C.A., Strauss, J.M., Sehapalo, E.M.T. & Riedel, K.-H.J. (2003) “**Empirical model for methane oxidation using a composted pine bark biofilter.**” *Fuel*, 82, 1359–1365.*
- *EEA (European Environment Agency) (2008) - **Annual European Community Greenhouse Gas Inventory 1990–2006 and Inventory Report 2008.** Submission to the UNFCCC Secretariat. EEA Technical report, no. 6. 2008. ISSN 1725-2237. ([http://www.eea.europa.eu/publications/technical\\_report\\_\(2008\\_6\)](http://www.eea.europa.eu/publications/technical_report_(2008_6))).*
- *Forster, P., Ramaswamy, V., Artaxo, P., Berntsen, T., Fahey, D.W., et al. (2007) **Changes in atmospheric constituents and in radiative forcing.** In: Solomon, S., Qin, D., Manning, M., Chen, Z., Marquis, M., Averyt, K.B., Tignor, M. & Miller, H.L. (eds.): *Climate Change 2007: The Physical Science Basis. Contribution of Working Group I to the Fourth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change.* Cambridge University Press, Cambridge, UK and New York, NY, USA.*
- *Gebert, J. & Gröngröft, A. (2006) – “**Performance of a passively vented field-scale biofilter for the microbial oxidation of landfill methane.**” *Waste Management*, 26, 399–407.*

- 
- Gruyters M.\*, Widmann R., Schimdt T.C. and Stephan M. – “**Use of complementary research methods to evaluate the appropriateness of an interim coverage as a methane oxidation layer on a closed landfill**”. - University of Duisburg-Essen, Germany.
  - Haubrichs, R. & Widmann, R. (2006) “**Evaluation of aerated biofilter systems for microbial methane oxidation of poor landfill gas.**” *Waste Management*, 26, 408–416.
  - Hilger, H. A., Cranford, D. F., and Barlaz, M. A. (1999) - “**Methane oxidation and microbial exopolymer production in landfill cover soils.**” *Soil Biol. Biochem.*, 32, 457–467.
  - IPCC (2007) *Summary for policymakers*. In: Solomon, S., Qin, D., Manning, M., Chen, Z., Marquis, M., Averyt, K.B., Tignor, M. & Miller, H.L. (eds.): **Climate Change 2007: The Physical Science Basis. Contribution of Working Group I to the Fourth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change**. Cambridge University Press, Cambridge, UK and New York, NY, USA.
  - Iranpour R., Huub H.J. Cox, Marc A. Deshusses, and Edward D. Schroeder (2005) – “**Literature Review of Air Pollution Control Biofilters and Biotrickling Filters for Odor and Volatile Organic Compound Removal**” - Wiley InterScience, DOI 10.1002/ep.10077.
  - ISPRA: Istituto Superiore per la Protezione e la Ricerca Ambientale (2014) - “**Rapporto Rifiuti Urbani 2014**” - [www.isprambiente.gov.it](http://www.isprambiente.gov.it)
  - Kightley D., Nedwell D.B. and Cooper M., (1995) – “**Capacity for methane oxidation in landfill cover soils measured in laboratory-scale soil microcosms.**” – *Applied and Environmental Microbiology* 61, 592 – 601.

- 
- King G.M. and A.P.S. Adamsen (1992) – “**Effects of Temperature on methane consumption in a forest soil and in a pure cultures of methanotroph *Methylomonas rubra*.**” – *Appl. Enviorn. Microb.*, 58, 2758-2763.
  - Mahieu K. (2006) – **Modelling methane oxidation in landfill cover soils using stable isotope ratios.**” – PhD thesis 123 p. - Faculty of Bioscience Engeneering, Ghent Univeristy
  - Melse, R.W. & Van der Werf, A. (2005) “**Biofiltration for mitigation of methane emission from animal husbandry**” *Environmental Science and Technology*, 39, 5460–5468.
  - Noah W. Withmore, Marco J. Castaldi, Robert Farrauto (2007) – “**Greenhouse Gas Catalytic Reforming to Syngas** – Department of Earth and Environmental Engineering (HKSM), Foundation School of Engineering and Applied Science - Columbia University, New York.
  - Pandolfo R., Masi S., Ascoli S. (2004) – “**Stima delle emissioni di biogas dalle discariche di RSU - La valutazione della produzione di biogas in discarica: il caso Montegrosso Pallareta.**” – [www.ambientediritto.it](http://www.ambientediritto.it).
  - Park J., Shin H. (2001) - **Surface emission of landfill gas from solid waste landfill.** *Atmospheric Environment* 35 (2001), 3445–3451.
  - Park, S., Brown, K.W. & Thomas, J.C. (2002) – “**The effect of various environmental and design parameters on methane oxidation in a model biofilter.**” *Waste Management and Research*, 20, 434–444.
  - Park, S., Lee, C.H., Ryu, C.R. & Sung, K.J. (2009) – “**Biofiltration for reducing methane emissions from modern sanitary landfills at the low methane generation stage.**” *Water Air and Soil Pollution*, 196, 19–27.

- 
- *Park, S.Y., Brown, K.W. & Thomas, J.C. (2003) - The use of biofilters to reduce atmospheric methane emissions from landfills: Part I. Biofilter design.*” *Water Air and Soil Pollution*, 155, 63–85.
  - *Pnr Engineering Systems - Specialists in process instrumentation & heat exchanger services – Flares Catalogue - <http://www.pnr-engineering.com>.*
  - *Sander R. (1999) – “Compilation of Henry's Law Constants for Inorganic and Organic Species of Potential Importance in Environmental Chemistry.” - <http://www.henrys-law.org>*
  - *Scheutz C., Kjeldsen P. , Bogner J.E., De Visscher A., Gebert J., Hilger H. A., Huber-Humer M. , Spokas K. (2009) – “Microbial methane oxidation processes and technologies for mitigation of landfill gas emissions”. *Waste Management and Research*, 27, 409–455.*
  - *Seongyup K., Deshusses M. A. – “Determination of mass transfer coefficients for packing materials used in biofilters and biotrickling filters for air pollution control. Experimental results”. *Chemical Engineering Science* 63 (2008) 841 – 855.*
  - *Solomon, S., Qin, D., Manning, M., Alley, R.B., Berntsen, T., et al. (2007) Technical summary. In: Solomon, S., Qin, D., Manning, M., Chen, Z., Marquis, M., Averyt, K.B., Tignor, M. & Miller, H.L., (eds.): *The Physical Science Basis. Contribution of Working Group I to the Fourth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change*. Cambridge University Press, Cambridge, UK and New York, NY, USA.*
  - *Stein V.B., I.J.P.A. Hettiaratchi and G. Achari (2001) – “Numerical model for biological oxidation and migration of methane in soils.”- Downloaded from [ascelibrary.org](http://ascelibrary.org) by Universiteit Gent on 03/26/14. Copyright ASCE. For personal use only; all rights reserved.*

- Stewart P.S., (2003) – “**Diffusion in biofilm**”. *Journal of bacteriology*, 185(5), 1485-1491.
- Straka, F., Crha, J., Musilova, M. & Kuncarova, M. (1999) LFG – “**Biofilters on old landfills.**” In: Christensen, T.H., Cossu, R. & Stegmann, R. (eds.): *Proc. Sardinia (1999. Seventh International Waste Management and Landfill Symposium, CISA, Environmental Sanitary Engineering Centre, Cagliari, Italy, vol. II, pp. 507–516.*
- Streese J. & Stegman, R. (2003) – “**Microbial oxidation of CH<sub>4</sub> from old landfills in biofilters.**” *Waste Management*, 23, 573–580.
- Streese J., I. Rachor and R. Stegmann – “**In situ measurement of methane oxidation activity in landfill covers by gas push-pull tests**”. – Accepted paper Sardinia Symposium 2009.
- Thacker B.H., Doebling W.S., Hemez F.M., Anderson M.C., Pepin J.E., Rodriguez E.A. (2004) – “**Concepts of Model Verification and Validation**” – Los Alamos, National Laboratory - University of California.
- US-EPA (2009) *US Emission Inventory 2009. Inventory of U.S. Greenhouse gas emissions and sinks: 1990–2007. Public Review Draft. March (2009. USEPA <http://www.epa.gov/climatechange/emissions/usinventoryreport.html>) Accessed April (2009).*
- Van Hulle S. W.H. a, J. Callensa, K. E. Mampaeyb, M. C.M. van Loosdrehtc & E. I.P. Volcke (2012) – “**N<sub>2</sub>O and NO emissions during autotrophic nitrogen removal in a granular sludge reactor – a simulation study.**” - *Environmental Technology*, Volume 33, Issue 20.
- Whalen, S.C., Reeburgh, W.S. & Sandbeck, K.A. (1990) – “**Rapid methane oxidation in a landfill cover soil. Applied and Environmental Microbiology.**” *Applied and Environmental Microbiology*, 56, 3405–3411.

- *Wilshusen, J.H., Hettiaratchi, J.P.A. & Stein, V.B. (2004) – “Long-term behaviour of passively aerated compost methanotrophic biofilter columns.” Waste Management, 24, 643–653.*
- *Los Angeles Municipal Environmental Research Laboratory (1977) – “A case study of the Los Angeles County Palos Verdes landfill gas development project.” - City of Los Angeles, CA.*