
UNIVERSITÀ DEGLI STUDI DI ROMA “LA SAPIENZA”

FACOLTÀ DI INGEGNERIA

DOTTORATO DI RICERCA IN
INGEGNERIA CHIMICA DELL'AMBIENTE E DELLA SICUREZZA

Ciclo XIX

SIMULAZIONE DI UN FORNO A GRIGLIA MOBILE
PER L'INCENERIMENTO DI RIFIUTI SOLIDI URBANI

Dottoranda: *Angela Di Pietrantonio*

Tutor: *Prof. Nicola Verdone*

A Federico

INDICE

CAPITOLO PRIMO	- 1 -
INTRODUZIONE	- 1 -
1.1 MOTIVAZIONE DELLA TESI	- 1 -
1.2 ORGANIZZAZIONE DEL LAVORO	- 3 -
1.3 OBIETTIVI DELLA TESI	- 4 -
CAPITOLO SECONDO	- 5 -
L'INCENERIMENTO DEI RIFIUTI	- 5 -
2.1 DESCRIZIONE GENERALE DELL'INCENERIMENTO DEI RIFIUTI	- 5 -
2.2 TECNOLOGIE DI COMBUSTIONE DI RIFIUTI	- 6 -
2.2.1 FORNI A GRIGLIA	- 7 -
2.2.2 FORNI A TAMBURO ROTANTE	- 8 -
2.2.3 FORNI A LETTO FLUIDO	- 9 -
2.3 FENOMENI RELATIVI ALLA COMBUSTIONE DI RIFIUTI SOLIDI	- 9 -
2.4 MODELLIZZAZIONE	- 11 -
2.4.1 PROGETTAZIONE DELLA CAMERA DI COMBUSTIONE	- 12 -
2.4.2 INCREMENTO DELLA TURBOLENZA NELLA CAMERA DI COMBUSTIONE SECONDARIA	- 13 -
2.4.3 INIEZIONE, OTTIMIZZAZIONE E DISTRIBUZIONE DELL'ARIA SECONDARIA	- 14 -
2.4.4 SOSTITUZIONE DI UNA PARTE DELL'ARIA SECONDARIA CON GAS DI RICIRCOLO.	- 15 -
2.4.5 OTTIMIZZAZIONE DEL TEMPO DI RESIDENZA, DELLA TEMPERATURA E DELLA TURBOLENZA DEI GAS NELLA ZONA DI COMBUSTIONE E DELLA CONCENTRAZIONE DI OSSIGENO	- 15 -
2.5 LO STATO DELL'ARTE DELLA SIMULAZIONE DEL LETTO DI RIFIUTI.	- 16 -
CAPITOLO TERZO	- 18 -
MODELLIZZAZIONE DEL LETTO	- 18 -
3.1 DESCRIZIONE DEL PROCESSO DI INCENERIMENTO	- 18 -
3.2 CAMBIAMENTO DEL VOLUME DEL LETTO DURANTE L'INCENERIMENTO	- 21 -
3.3 EQUAZIONI DI TRASPORTO	- 24 -
3.3.1 EVAPORAZIONE	- 24 -
3.3.2 DEVOLATILIZZAZIONE	- 27 -
3.3.3 COMBUSTIONE DEI VOLATILI	- 28 -
3.3.4 GASSIFICAZIONE DEL CARBONIO FISSO	- 28 -
3.4 EQUAZIONI DI TRASPORTO PER LA FASE SOLIDA	- 29 -
3.4.1 EQUAZIONE DI CONTINUITÀ	- 29 -
3.4.2 EQUAZIONE DI TRASPORTO DELLE SPECIE	- 30 -
3.4.3 EQUAZIONE DI TRASPORTO DELL'ENERGIA	- 31 -

3.5 EQUAZIONI DI TRASPORTO PER LA FASE GASSOSA	- 34 -
3.5.1 EQUAZIONE DI CONTINUITÀ	- 34 -
3.5.2 EQUAZIONE DEL MOMENTO	- 34 -
3.5.3 EQUAZIONE DI TRASPORTO DELLE SPECIE	- 36 -
3.5.4 EQUAZIONE DI TRASPORTO DELL'ENERGIA	- 36 -
3.6 SCHEMA NUMERICO DEL CODICE EMC2	- 38 -
3.7 PROCEDURA RISOLUTIVA	- 41 -
CAPITOLO QUARTO	- 42 -
<hr/>	
RISULTATI	- 42 -
4.1 CASI ANALIZZATI	- 42 -
4.2 MODELLO NUMERICO	- 45 -
4.3 RISULTATI	- 46 -
4.3.1 MODELLIZZAZIONE DELLA COMBUSTIONE DEL LETTO DI RIFIUTI	- 46 -
4.3.2 MODELLIZZAZIONE DELLA FASE GASSOSA SOVRASTANTE IL LETTO	- 49 -
CAPITOLO QUINTO	- 50 -
<hr/>	
CONCLUSIONI	- 50 -
5.1 CONCLUSIONI	- 50 -
5.2 SVILUPPI SUCCESSIVI	- 51 -
CAPITOLO SESTO	- 53 -
<hr/>	
RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI	- 53 -

CAPITOLO PRIMO

INTRODUZIONE

1.1 Motivazione della tesi

Il corretto smaltimento dei rifiuti ed il recupero di materie prime o di energia da esso ottenibile è tra le grandi sfide tecnologiche e organizzative che aspettano il mondo industrializzato. Questo è doppiamente vero per un Paese come l'Italia in cui la carenza di materie prime, la quasi totale dipendenza energetica dal petrolio e la limitatezza di spazi destinabili alle discariche rende la questione dello smaltimento e del recupero energetico ancora più attuale e stringente.

L'incenerimento di rifiuti è materia molto controversa sul piano politico e scientifico. È parere di chi scrive che valga il principio del minor danno possibile. In questo caso ciò si traduce nella semplice considerazione che i rifiuti oggi sono una diretta conseguenza del miglioramento della qualità della vita e della maggiore disponibilità di beni ottenuti grazie alla globalizzazione e dell'industrializzazione e che l'incenerimento e il recupero di materiali (dalla raccolta differenziata) siano le uniche attività che trasformano il rifiuto in un bene che abbia un qualche valore.

Qualsiasi politica che riduca la produzione di rifiuti (siamo, ad esempio, sicuri di avere davvero bisogno di tutti gli imballaggi che compriamo insieme ad una confezione di riso?) non porterà mai comunque alla loro completa eliminazione. Una volta prodotto, il problema dello smaltimento del rifiuto impatterà inevitabilmente con l'ambiente. Se dal processo di smaltimento fosse possibile ricavarne un vantaggio, quale può essere la produzione di energia elettrica, l'impatto ambientale sarebbe minore di quello che si avrebbe smaltendo il rifiuto tal quale. Questo, come è evidente, è il caso della termovalorizzazione.

La termovalorizzazione ha un altro aspetto da considerare. Essa è ottenuta in un impianto vero e proprio, eseguita secondo principi industriali e mediante controlli *real-time*. Come in ogni impianto chimico, le *performance* sono monitorate e ottimizzate in continuo. Questa garanzia di *performance* permette la “garanzia” di prevedere l’impatto ambientale, ne permette il monitoraggio e l’ottimizzazione in base alle differenti cariche.

Alcuni inquinanti, quali ad esempio le famigerate diossine, sono prodotti non dal processo di combustione in sé quanto della errata o non perfetta conduzione del processo stesso. La possibilità di controllare la combustione dei rifiuti permette la minimizzazione della produzione di questi inquinanti.

La modellizzazione mediante *Computational Fluid Dynamics* (CFD) può essere usata per investigare gli effetti dei principali parametri progettuali sulle grandezze di *output*. L’uso di questo *tool* permette non solo la previsione degli effetti, ma anche l’ottimizzazione dei processi di combustione. È questo il principale obiettivo del presente lavoro: la definizione e lo sviluppo di uno strumento che permetta l’analisi numerica di un forno a griglia mobile per la combustione dei rifiuti solidi.

Da queste considerazioni di carattere generale muovono le motivazioni della presente tesi. La necessità di disporre di strumenti di simulazione dei processi di combustione dei rifiuti solidi è infatti il primo passo per il loro utilizzo su scala più ampia. Questi *tools* possono permettere la progettazione accurata delle fornaci, delle modalità della loro conduzione in base ai differenti tipi di cariche (ad es. rapporti aria/combustibile) e la previsione delle concentrazioni di inquinanti nei fumi effluenti, identificando così i modi per minimizzarne le emissioni.

L’analisi e la simulazione della combustione di rifiuti è un argomento molto complesso dato che implica diverse discipline. Come si vedrà meglio in seguito, due macro zone possono essere individuate in una tipica fornace a griglia mobile: la prima rappresenta il letto di solido sulla griglia stessa, la seconda è la parte sovrastante il letto stesso. Se, nella seconda zona, la combustione avviene in fase gassosa e può essere simulata in maniera relativamente semplice con una certa precisione, nella prima numerosi processi chimico fisici avvengono, e, soprattutto, due fasi, solida e gassosa, sono intimamente interconnesse tra loro. Le due fasi scambiano tra di loro energia e materia, influenzandosi reciprocamente. Per simulare in modo accurato questa zona, è necessario disporre di un modello che tenga conto dell’accoppiamento tra le due fasi e dei fenomeni di trasporto di esse.

Una parte fondamentale di questa tesi è stata dedicata allo sviluppo di tale modello.

La zona eterogenea relativa al letto di rifiuti è, inoltre, collegata con la zona omogenea della fornace. È possibile immaginare che i prodotti che si sviluppano dalla zona eterogenea rappresentino la corrente entrante nella seconda. In termini di CFD, questo si traduce nell'accoppiare le due zone che sono risolte numericamente in modo differente, facendo in modo che i risultati del codice di simulazione eterogenea forniscano le condizioni al contorno in ingresso per il codice che simula la combustione omogenea.

1.2 Organizzazione del lavoro

Il presente lavoro è diviso in due principali fasi, come meglio descritto nel capitolo II.

Nella prima fase è stato sviluppato un codice per simulare la fase eterogenea del processo di combustione dei rifiuti solidi (il codice EMC2, Monodimensional Eterogeneous Combustion Code). I risultati prodotti dal codice EMC2 rappresentano gli input per la seconda fase del lavoro, nella quale, mediante il codice commerciale FLUENT, è simulata la combustione in fase omogenea dei prodotti sviluppati dal letto di RSU.

La presente tesi riporta il lavoro svolto secondo le linee menzionate.

Nel capitolo II sarà presentato lo stato dell'arte della materia, sia in termini di tecnologie usate attualmente nella termovalorizzazione dei rifiuti, sia in termini di simulazione di tali processi.

Nel capitolo III saranno descritti la fisica della combustione dei rifiuti solidi, i principali meccanismi di formazione degli inquinanti e la modellizzazione usata nel codice EMC2. Saranno anche enunciate le principali assunzioni fatte nel simulare, mediante il codice FLUENT, la fase omogenea. Per una trattazione puntuale della numerica del codice FLUENT, si rimanda alla manualistica del codice stesso [1].

Nel capitolo IV saranno presentati i risultati dei *test cases* usati nella presente tesi.

Nel capitolo V , infine, saranno tratte le conclusioni finali e saranno indicati le linee guida per gli sviluppi ulteriori che sono emerse durante questo lavoro (ad es. strategie di validazione del codice etc...).

1.3 Obiettivi della tesi

La progettazione di combustori per la combustione di rifiuti solidi è un'attività che implica un processo di sviluppo continuo attraverso metodologie “*trial and error*”. Questo essenzialmente a causa dell'elevato numero di parametri implicati in una combustione eterogenea di un combustibile che per sua natura, ha proprietà chimico-fisiche molto variabili e di difficile rappresentazione.

Tenere conto di tutte queste variabili e darne un set di valori con i quali la combustione è ottimizzata esula dagli obiettivi di questa tesi, essendo un lavoro estremamente lungo e di dubbia utilità. Non è possibile contemplare, infatti, le infinite combinazioni di parametri con cui si può presentare il problema.

Il presente lavoro di tesi si propone, invece, di sviluppare una metodologia e gli strumenti connessi per l'analisi dei parametri progettuali delle fornaci a griglia mobile da impiegarsi nella combustione dei rifiuti: parafrasando un noto proverbio cinese, l'obiettivo è quello di dotarsi, con il presente lavoro, della “canna da pesca” (gli strumenti) e non del “pesce” (i risultati).

Ovviamente la bontà di una metodologia è nella sua capacità di generare risultati attendibili. Ogni modello numerico di qualsiasi *equipment* (come ad esempio, una fornace) dovrebbe essere, in linea di principio, validato accuratamente da dati sperimentali ottenuti in diverse condizioni di esercizio dell'*equipment* stesso. Mancando di tali dati, i risultati ottenuti nel presente lavoro saranno confrontati con i risultati ottenuti da altri gruppi di ricerca, i cui codici numerici sono stati in parte validati dagli esperimenti.

CAPITOLO SECONDO

L'INCENERIMENTO DEI RIFIUTI

2.1 Descrizione generale dell'incenerimento dei rifiuti

L'incenerimento è un processo di ossidazione di sostanze organiche (del tutto simile alla combustione di combustibili fossili per la produzione di energia) il cui scopo principale quello di convertire sostanze comunque pericolose o potenzialmente patogene in composti gassosi (acqua anidride carbonica) e di residui solidi praticamente inerti (le ceneri).

L'incenerimento è dunque una tecnica di smaltimento di rifiuti finalizzata alla distruzione della frazione organica con conseguente notevole riduzione in massa e volume. La sua efficacia può essere misurata in termini di distruzione e rimozione delle sostanze inquinanti.

Il processo di incenerimento può essere realizzato in differenti modi in particolare, si distingue l'incenerimento per combustione (ossidazione in presenza di ossigeno) per gassificazione (ossidazione in presenza di ossigeno e vapore) o per pirolisi (decomposizione termica in atmosfera inerte). La Tabella 2.1 presenta le differenti condizioni in cui si realizzano i diversi tipi di incenerimento.

Genericamente un impianto per l'incenerimento dei rifiuti e per il recupero energetico da esso ottenibile è divisibile nelle seguenti macro-sezioni:

- Sezione di conferimento e stoccaggio dei rifiuti, in cui il rifiuto, il cui conferimento è tipicamente un processo discontinuo, è immagazzinato e vagliato;
- Sezione di trattamento del rifiuto, atta a rendere il rifiuto conferito idoneo per le successive fasi di smaltimento;

- Sezione di combustione;
- Sezione di trattamento dei fumi effluenti, al fine di abbattere le sostanze potenzialmente inquinanti e nocive e concentrare in correnti quantitativamente inferiori (ceneri, correnti liquide dei trattamenti a umido);
- Sezione di recupero energetico, atta a recuperare dalle correnti effluenti ad alta temperatura (essenzialmente i fumi effluenti) l'entalpia da utilizzare in cicli di produzione di energia elettrica.

	Incenerimento	Gassificazione	Pirolisi
Temperatura Operativa [°C]	850 – 1400	800 – 1600	250 – 700
Pressione [bar]	1	1 - 45	1
Atmosfera con presenza di:	Aria	Aria, O ₂ , H ₂ O	Inerte
Rapporto Stechiometrico:	>1	<1	0
Prodotti del Trattamento:			
Gassosi	CO ₂ , H ₂ O, O ₂ , N ₂	H ₂ , CO, CH ₄ , N ₂	H ₂ , CO, HC, N ₂
Liquidi	-	-	Tar
Solidi	Scorie e Ceneri, Carbonio Incombusto	Vetrificato (Alta T) Scorie e Ceneri (medio-bassa T)	Scorie e Ceneri, Char

Tabella 2.1 Condizioni Operative del Trattamento Termico dei Rifiuti

2.2 Tecnologie di combustione di rifiuti

Attualmente, le principali soluzioni tecnologiche impiegate nella combustione di rifiuti sono essenzialmente [2]:

- Forni a griglia (mobile o fissa)
- Forni a tamburo rotante
- Forni a letto fluido

La scelta della soluzione tecnologica da impiegare dipende in larga parte dal tipo di combustibile da smaltire e dalle sue proprietà chimico-fisiche che ne influenzano il comportamento durante il processo di combustione.

I tre tipi di forni sono brevemente descritti di seguito.

2.2.1 Forni a griglia

I forni a griglia, di interesse nel presente lavoro, costituiscono la tecnologia più consolidata e, come tale, di più largo impiego nella combustione di rifiuti, in particolare di quelli urbani, grazie alla flessibilità che ne caratterizza il funzionamento ed all'affidabilità derivante dalle numerosissime applicazioni.

La loro caratteristica (Figura 2.1) consiste appunto in una griglia (fissa o mobile) su cui viene formato un letto di rifiuti dello spessore di alcune decine di centimetri.

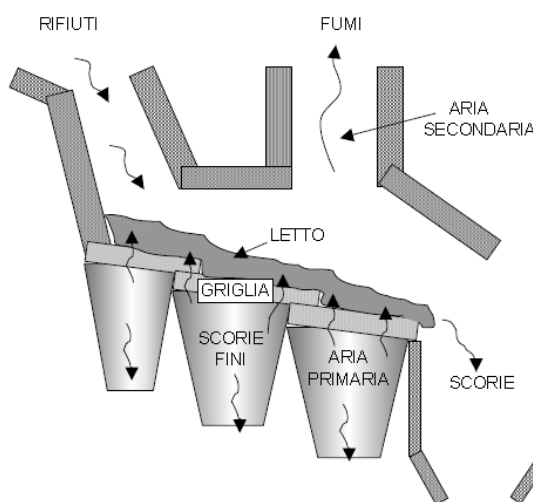


Figura 2.1 Schema di Funzionamento del Forno a Griglia

In particolare, i forni a griglia mobile sono composti da una camera, alla cui base si trova una griglia, generalmente inclinata e formata da una serie di gradini mobili.

I rifiuti vengono immessi mediante una tramoggia nella parte più alta della griglia e sospinti meccanicamente verso i gradini inferiori, ad una velocità variabile a seconda del tempo di permanenza necessario per ottenere il completamento della combustione (all'incirca un'ora). Nel contempo, l'aria di combustione primaria è iniettata al di sotto della griglia, all'incirca nella quantità stechiometrica necessaria per la combustione. Ulteriore aria (l'aria di combustione secondaria) è iniettata nella camera al di sopra della griglia, in quantità necessaria per avere l'eccesso di aria richiesto e per garantire un adeguato controllo della temperatura, data la natura fortemente discontinua del combustibile.

Nella zona prossima all'alimentazione, i rifiuti subiscono dapprima un processo d'essiccamento, in cui la frazione di acqua contenuta è parzialmente o totalmente separata dalla restante frazione solida. Il rifiuto essiccato subisce successivamente i processi di combustione o di gassificazione a seconda della maggiore o minore disponibilità locale di ossigeno (proveniente fondamentalmente dall'aria primaria). I prodotti che si sprigionano dal letto di rifiuto sono completamente ossidati nella camera sovrastante la griglia prima di essere avviati al camino per i successivi trattamenti. I residui del processo di combustione, invece, sono scaricati dalla parte finale della griglia in adeguate vasche di accumulo.

La camera di combustione al di sopra della griglia deve fornire un buon mescolamento tra i gas provenienti dal letto e l'aria secondaria, assicurando quindi contemporaneamente adeguate condizioni di turbolenza e disponibilità di ossigeno e garantendo adeguati tempi di residenza per il completamento delle reazioni (all'incirca 5 secondi).

2.2.2 Forni a tamburo rotante

I forni a tamburo rotante sono costituiti da una camera cilindrica leggermente inclinata (in genere 1-3 %) che ruota lentamente attorno al proprio asse.

Essi sono impiegati principalmente per lo smaltimento di rifiuti di origine industriale (solidi, liquidi, pastosi), anche pericolosi, essendo le loro caratteristiche costruttive non adeguate a smaltire quantità ingenti tipiche dei rifiuti solidi urbani.

La combustione del letto di rifiuti avviene direttamente a contatto con la parete del forno, nella maggior parte dei casi rivestita di materiale refrattario; l'alimentazione del materiale avviene tramite opportune testate di iniezione collocate in corrispondenza di una l'estremità più alta del forno, mentre lo scarico delle scorie e dei residui avviene all'estremità opposta. L'aria di combustione può essere sia iniettata nella testata di ingresso del rifiuto (nella configurazione in equicorrente, di più semplice realizzazione e gestione) sia nella testata di scarico (nella configurazione in controcorrente).

In questo tipo di forni, il contatto tra aria comburente e rifiuto è difficoltoso; per aumentarne l'efficienza, sono talvolta usati dei sistemi che rimescolano il solido, in modo da permettere all'aria di raggiungere tutti gli strati del materiale. In generale, per ovviare a questa limitazione, è necessario utilizzare degli eccessi di aria elevati, nell'intervallo tra 100% e 150%.

2.2.3 Forni a letto fluido

I forni a letto fluido sono costituiti da una camera di combustione nella quale materiale inerte (ad esempio, sabbia) è mantenuto in sospensione mediante una corrente ascendente di aria introdotta attraverso una griglia di distribuzione e sostegno posta sul fondo. Il movimento del letto di inerte garantisce la miscelazione tra l'aria e il combustibile, favorendo la combustione ad una temperatura relativamente omogenea.

Questa soluzione è utilizzata essenzialmente nella combustione di CDR o di fanghi provenienti dalla depurazione di acque reflue (data la loro omogeneità), visto che per il suo corretto funzionamento è necessaria una certa omogeneità granulometrica del solido. I rifiuti indifferenziati non si prestano ad essere bruciati in questo tipo di forno, se non subiscono prima un pre-trattamento di triturazione.

I forni a letto fluido possono essere sia a pressione atmosferica sia in pressione, nel qual caso possono essere integrati nei cicli turbogas per il recupero energetico. Tuttavia, l'impiego di rifiuti come combustibili porta ad avere effluenti gassosi non utilizzabili in turbina, se non dopo trattamenti di addolcimento e di abbattimento dei residui solidi.

2.3 Fenomeni relativi alla combustione di rifiuti solidi

La combustione di rifiuti solidi è in realtà un insieme di processi chimico-fisici complessi concatenati ed interconnessi tra loro. Data la variabilità delle tipologie di rifiuto, del loro potere calorifico, del quantitativo di acqua presente etc., la relativa importanza dei vari fenomeni fisici implicati può variare; il fenomeno controllante può dunque essere diverso da caso a caso.

Come si è visto nei precedenti paragrafi, le fornaci normalmente adottate per la combustione dei rifiuti consistono principalmente in due regioni: il letto di rifiuti solidi e la camera di combustione al di sopra di esso dove hanno luogo differenti processi di combustione omogenea. La combustione che avviene nella camera di combustione al di sopra del letto di rifiuti è alimentata dai gas che si sprigionano dal letto di rifiuti stesso.

Generalmente, il rifiuto non è pretrattato né preriscaldato quando viene inserito nella camera di combustione. Nel suo discendere lungo la griglia, il letto di rifiuti inizia a riscaldarsi a causa dell'input termico proveniente dalla sezione raggiante della fornace (la sezione in cui avvengono le reazioni di combustione in fase omogenea) e a causa

dello sviluppo di reazioni esotermiche all'interno del letto stesso. In dipendenza delle temperature, il letto di rifiuti è suddiviso in differenti zone con transizioni graduali fra esse. Nella parte più prossima all'ingresso della fornace, il rifiuto si essicca ad una temperatura di circa 100°C sotto l'influenza dell'irraggiamento proveniente dalle pareti della fornace o dall'aria primaria di combustione preriscaldata. L'umidità contenuta nel solido evapora e viene rimossa insieme all'aria di combustione. Ad una temperatura più alta, tra i 250°C e i 600°C l'ulteriore input termico provoca il rilascio dei gas volatili (devolatilizzazione). In aggiunta, in questo intervallo di temperature, può avere luogo la decomposizione termica (pirolisi) nelle zone in cui l'ossigeno è assente o in quantità molto al di sotto dello stechiometrico. Questi fenomeni producono una fase gassosa parzialmente ossidata, una fase liquida (tar) e una fase solida di residuo (char).

La combustione dei solidi è per molti aspetti simile a quella di combustibili liquidi [3]: anche in questi ultimi infatti si sprigionano numerose sostanze volatili che sono bruciate successivamente in fase gassosa secondo i meccanismi cinetici classici della combustione. La frazione di solido che può rimanere è un residuo solido ricco in carbonio, denominato char. Il processo di combustione di tale residuo solido, esposto ad un ambiente ossidante, può procedere secondo due percorsi alternativi, il primo dei quali comporta una combustione in cui si sviluppa una fiamma attorno al residuo stesso, il secondo in cui il residuo stesso viene praticamente ossidato in modo lento senza generare un fronte di fiamma [4]. La combustione con fiamma si ha in generale quando il flusso termico generato dalla combustione dei prodotti volatili sprigionatisi dalla decomposizione del rifiuto è sufficiente a garantire il sostentamento della fiamma; quando le temperature o l'intensità del flusso termico sono al di sotto di un certo livello, il char è ossidato lentamente. È quello che succede, ad esempio, nella combustione di materiali porosi o fibrosi, come ad esempio il legno, in cui l'aria può diffondere all'interno alla matrice solida e può causare una lenta ossidazione.

La gassificazione viene, infine, in una terza zona, ad una temperatura fino al 1100 °C, in presenza di ossigeno. La gassificazione produce essenzialmente monossido di carbonio, anidride carbonica, insieme ad altri prodotti come soot e vari inquinanti (e.G. diossine e furani). Infine, il residuo finale, ricco di carbonio, è ossidato completamente, producendo ulteriore CO e CO₂, e lasciando come residuo solido le ceneri di combustione.

In generale nel letto di rifiuti sulla griglia gli spazi vuoti sono riempiti dall'aria di combustione. La fase solida e gassosa sono interconnesse per effetto del trasferimento di materia e calore. I prodotti dell'essiccamento e delle devolatilizzazione sono

trasportati in fase gassosa e quindi ossidati grazie all'aria di combustione. Questi fenomeni determinano l'instaurarsi di una fiamma di diffusione attorno alla particella di solido che impedisce di fatto all'ossigeno di penetrare all'interno della matrice solida. In altre parole, i fenomeni di gassificazione o di combustione eterogenea possono essere trascurati in questa fase [5].

Solo quando la devolatilizzazione e la decomposizione termica finiscono, l'ossigeno ha libero accesso alla superficie solida e dà inizio ai processi di combustione e di gassificazione eterogenea. L'ossigeno e il Monossido di Carbonio possono raggiungere la superficie dei solidi, la cui porosità è addirittura aumentata a causa del rilascio di acqua e di volatili, e diffondere all'interno del solido per dar luogo, una volta assorbiti, a reazioni con il combustibile. I prodotti di reazione sono dunque desorbiti e "retro" diffondono tramite gli interstizi del letto di rifiuto.

2.4 Modellizzazione

Al fine di esaminare l'effetto delle variabili progettuali sulle prestazioni di un inceneritore è possibile utilizzare modelli fisici o matematici. La fluidodinamica computazionale (CFD) è uno degli strumenti utilizzabili a questo scopo. L'utilità consiste, evidentemente, nella possibilità di studiare nel dettaglio le prestazioni di un prototipo virtuale al calcolatore senza dover sostenere i costi di realizzazione di un modello fisico e di prove sperimentali di laboratorio.

La CFD è una tecnica di progettazione che consente di studiare il percorso ottimale dei gas generati dalla combustione del rifiuto, di identificare le condizioni operative che favoriscono una combustione efficace e di evitare il ristagno dei gas in zone ad alta temperatura che potrebbero peraltro incrementare il rischio di formazione di PCDD/F.

Questa tecnica è applicabile a:

- Progetti di nuovi impianti di incenerimento al fine di ottimizzarne il *design*.
- Impianti esistenti con problemi alla camera di combustione ed ai *boiler* al fine di individuarne le possibilità di miglioramento ed ottimizzazione.
- Impianti nuovi ed esistenti per i quali si voglia ottimizzare il sistema di immissione dell'aria secondaria o del ricircolo.
- Impianti in cui si voglia installare un sistema SNCR.

Progettare in maniera ottimale una fornace significa, per esempio, migliorare le performance della combustione e di conseguenza limitare la formazione di CO, TOC (Total Organic Carbon), PCDD/F e NOx. La limitazione degli inquinanti primari si ripercuote positivamente sulla scelta di sistemi di abbattimento degli inquinanti meno complessi ed a minore consumo.

Ottimizzare la distribuzione del flusso gassoso permette di ridurre il *fouling* (sporciamento dei tubi per effetto delle ceneri volanti) dovuto alle eccessive velocità dei gas e di conseguenza di migliorare il recupero energetico nonché di limitare l'erosione e quindi la corrosione delle pareti.

In Figura 2.2 sono riportate le variabili che influiscono sulle *performances* di un inceneritore.

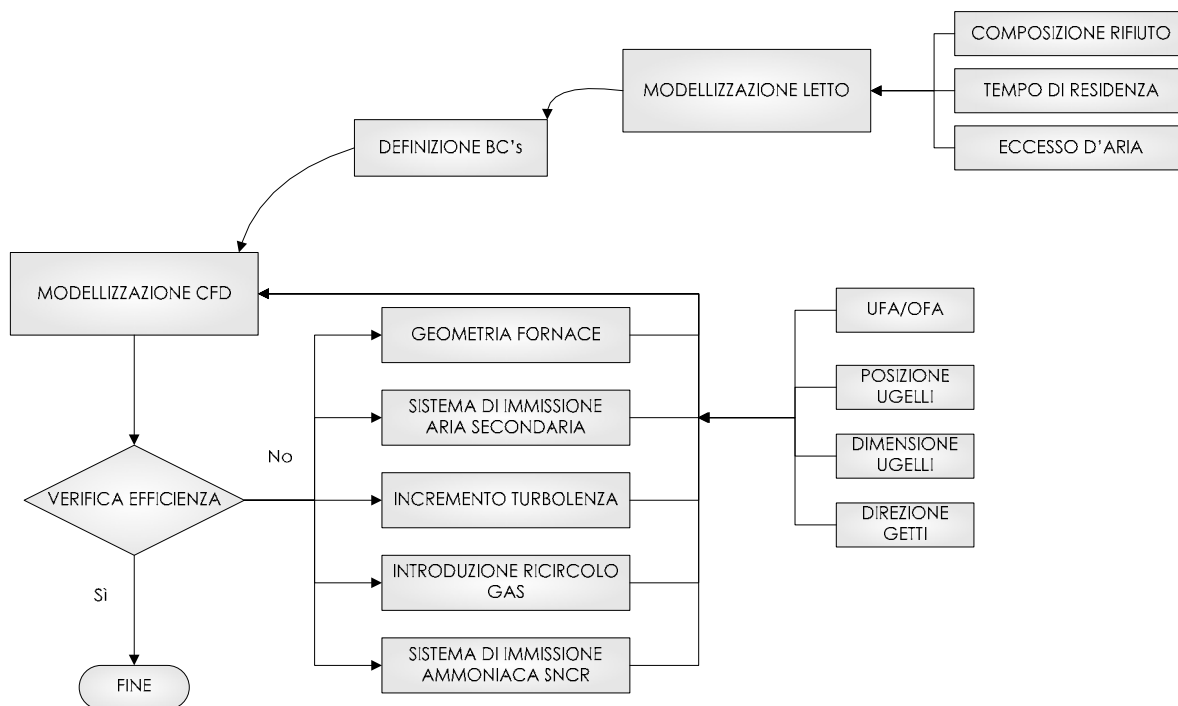


Figura 2.2 Variabili progettuali di un inceneritore

2.4.1 Progettazione della camera di combustione

Per alcuni tipi di fornace esistono varie possibilità di scelta riguardo la posizione e la forma dell'uscita dalla camera di combustione primaria alla zona di combustione secondaria. Una non appropriata progettazione potrebbe causare un tempo di

residenza eccessivamente basso dei gas combustibili nella zona di combustione principale e di conseguenza un minore grado di combustione ed emissione più elevate.

La progettazione dell'uscita dal primo stadio della fornace alla zona di combustione dei gas (la gola) dovrebbe essere scelta sulla base della composizione del rifiuto e del tipo di griglia.

I possibili tipi di geometria della fornace sono paragonati nella Tabella 2.2.

2.4.2 Incremento della turbolenza nella camera di combustione secondaria

Allo scopo di incrementare la turbolenza e di conseguenza la miscelazione dei gas nella zona dopo la camera di combustione primaria ma prima o all'inizio della zona di recupero termico, laddove la temperatura dei gas si aggira intorno agli 850°C

TIPO	CARATTERISTICHE	COMMENTI
FLUSSO IN EQUICORRENTE	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Uscita dalla camera di combustione al termine della fornace ▪ Flusso del gas nella stessa direzione del movimento del rifiuto 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Consigliabile per rifiuti ad alto potere calorifico ▪ Tutti i gas evolventi devono passare attraverso la zona a temperatura massima ed hanno un lungo tempodi residenza ▪ Riscaldamento dell'aria primaria richiesto nella zona di accensione
▪ FLUSSO IN CONTROCORRENTE	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Uscita dalla camera di combustione all'inizio della fornace ▪ Flusso gassoso nella direzione opposta al movimento della griglia 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Consigliato per rifiuti con basso PCI ed alto contenuto di umidità e ceneri. ▪ Richiesta un'elevata quantità di aria secondaria per assicurare la combustione.
FLUSSO CENTRALE	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Uscita dalla camera di combustione al centro della fornace 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Compromesso tra i due precedenti adottabile per un gran numerosi rifiuti ▪ Importante la configurazione della fornace e dell'aria secondaria per assicurare un'adeguata combustione

<p>FLUSSO DIVISO</p>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Uscita dalla camera di combustione al centro della fornace ma col flusso diviso 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ La sezione centrale aiuta la ritenzione dei gas e permette di iniettare l'aria secondaria da ulteriori locazioni. ▪ Usato soprattutto per fornaci di grosse dimensioni a causa dell'ulteriore miscelazione con l'aria secondaria nella parte centrale della fornace. Nelle piccole fornaci la miscelazione è sufficientemente adeguata anche solo con sistemi di immissione lato parete.
----------------------	---	---

Tabella 2.2 Possibili tipi di geometria della fornace

vengono realizzate particolari configurazioni dell'area di combustione secondaria che può prevedere:

- Camere a Vortice
- Deviatori di flusso
- Immissioni tangenziali di aria secondaria
- Introduzione di gas di ricircolo

Questa tecnica può consentire di ridurre il volume di aria secondaria e di conseguenza il volume dei gas prodotti e la formazione di NO_x. Inoltre una miscelazione più efficace favorisce la combustione dei gas riducendo i livelli di CO e VOC.

2.4.3 Iniezione, ottimizzazione e distribuzione dell'aria secondaria

Durante l'essiccamento, la gassificazione, l'incenerimento e la combustione il rifiuto viene trasformato in gas consistente in una miscela di molti composti volatili che devono essere ossidati. A tale scopo viene introdotta nella fornace dell'aria addizionale chiamata aria secondaria.

Una funzione importante dell'aria secondaria è anche quella di miscelare i gas ed a questo scopo viene introdotta all'interno della fornace attraverso una serie di ugelli che permettono all'intera sezione della camera di combustione di essere coperta. Poiché la miscelazione dei gas caldi richiede una sufficiente energia di mescolamento, l'aria viene introdotta a velocità relativamente alte.

La posizione, il numero e la direzione dei getti possono essere studiati ed ottimizzati mediante la CFD.

Le temperature in corrispondenza degli ugelli possono influire notevolmente sulla formazione degli NO_x. L'utilizzo di particolari ugelli o di gas di ricircolo possono rispettivamente ridurre la temperatura e la quantità di azoto riducendo la possibilità di formazione di NO_x.

2.4.4 Sostituzione di una parte dell'aria secondaria con gas di ricircolo.

Uno degli scopi dell'immissione di aria secondaria (oltre all'ossidazione delle specie combustibili contenute nel flusso gassoso) è quello di migliorare la miscelazione e l'omogeneità del gas. L'utilizzo di una eccessiva quantità di aria secondaria, però, provoca l'incremento della quantità di gas riducendo l'efficienza energetica dell'impianto e rendendo necessario l'utilizzo di unità di trattamento dei fumi più grandi e quindi incrementando i costi.

Rimpiazzando una parte dell'aria secondaria con gas di ricircolo si produce una riduzione della quantità a valle del punto di estrazione e quindi le emissioni. Inoltre la riduzione dell'azoto che verrebbe introdotto con l'aria secondaria comporta una minore formazione di NO_x.

2.4.5 Ottimizzazione del tempo di residenza, della temperatura e della turbolenza dei gas nella zona di combustione e della concentrazione di ossigeno

Per raggiungere una efficace combustione dei gas prodotti durante il processo di incenerimento dei rifiuti, è necessario che i gas vengano miscelati con una sufficiente quantità di ossigeno ad una temperatura sufficientemente alta e per un periodo di tempo sufficientemente lungo. Sulla base di questi principi e dell'esperienza pratica sugli impianti di incenerimento su scala industriale, nella legislazione europea e nazionale sono stati introdotti dei criteri minimi il cui scopo è quello di assicurare che i gas prodotti vengano ossidati e che gli inquinanti organici vengano distrutti in maniera tale da ridurre l'emissione di inquinanti.

Nella Tabella 2.3 viene riportato un breve sommario che mostra alcune delle specifiche che vengono applicate alla combustione dei gas prodotti durante il processo di incenerimento.

Parametro	Specifica	Scopo
-----------	-----------	-------

Temperatura minima di combustione durante la residenza in camera di combustione	Almeno 850°C Almeno 1100°C per i rifiuti pericolosi con un contenuto in composti alogenati superiore al 1%	Temperature adeguate per permettere l'ossidazione
Tempo di residenza minimo	2 secondo dopo l'ultima iniezione di aria di combustione	Sufficiente tempo di residenza ad una temperatura sufficientemente alta in presenza di una sufficiente quantità di ossigeno che reagisca ed ossidi.
turbolenza	Sufficiente ad assicurare una miscelazione efficace dei gas e le reazioni di combustione	La miscelazione dei gas permette alle reazioni di procedere attraverso l'intera corrente gassosa.
Concentrazione di ossigeno	Maggiore del 6%	Deve essere alimentata una sufficiente quantità di ossigeno per permettere l'ossidazione

Tabella 2.3 Specifiche sui gas di combustione

L'esercizio ha mostrato che questi criteri sono generalmente appropriati e consentono di raggiungere buoni livelli di distruzione. Tuttavia vi sono impianti che pur lavorando a temperature, tempi di residenza e concentrazioni di ossigeno ridotte hanno combustioni efficaci e livelli di emissione di inquinanti piuttosto bassi.

2.5 Lo stato dell'arte della simulazione del letto di rifiuti.

Fino a non molto tempo fa la modellizzazione degli inceneritori è stata affrontata disaccoppiando la simulazione di fase solida e gassosa.

Utilizzando sotto modelli matematici per la simulazione delle reazioni di combustione eterogenea che avvengono all'interno del letto di solido Klasen et al. [6] determinano i profili di temperatura e di concentrazione da utilizzare come condizioni al contorno per la simulazione della fase gassosa.

Choi et al. [7,8,9] simulano esclusivamente la fase gassosa e considerano il letto suddiviso in quattro zone in ciascuna delle quali attribuiscono valori di temperatura e di concentrazione ottenuti da dati sperimentali. Successivamente [10], sviluppano un modello per la simulazione del letto fisso di combustibile che utilizzano in combinazione con la fase gassosa utilizzando i risultati di un modello come condizioni al contorno dell'altro fino a convergenza.

Nasserzadeh et al. [11,12,13,14,15,16] utilizzano dati sperimentali per ottenere le condizioni al contorno per la simulazione la fase gassosa. Successivamente [17], sviluppano un codice (FLIC) per la simulazione dei processi che avvengono all'interno del letto solido i cui risultati forniscono le condizioni al contorno per la simulazione della fase gassosa.

Marias et al. [18] usano il codice GPROMS per risolvere l'equazione che descrive i processi all'interno del letto e, successivamente, simulano la fase gassosa della fornace utilizzando il codice commerciale FLUENT. Anch'essi usano i risultati del modello della fase solida come condizioni al contorno per il calcolo della fase gassosa, reiterando il processo fino a convergenza.

L'approccio di utilizzare un modello "self made" per la simulazione dei processi che avvengono in fase solida e successivamente utilizzare risultati ottenuti come condizione al contorno per la fase gassosa è utilizzato anche da Chartier et al. [19]. Il loro modello è validato mediante dati sperimentali ottenuti in alcune fornaci a griglia mobile. La loro principale conclusione è che i modelli numerici oltre ad essere utili durante la fase di progettazione delle fornaci, risultano estremamente importanti anche durante le operazioni, per l'ottimizzazione delle condizioni operative.

CAPITOLO TERZO

MODELLIZZAZIONE DEL LETTO

3.1 Descrizione del processo di incenerimento

I sistemi a griglia mobile, usati in molti inceneritori di rifiuti solidi urbani, si possono considerare come reattori a flussi incrociati all'interno dei quali il combustibile solido viene inizialmente riscaldato in corrispondenza della parte superiore del letto grazie al calore radiante proveniente dalla fiamma al di sopra del letto e dalle pareti calde. Il processo di combustione è governato dalla propagazione del fronte di reazione dalla parte superiore del letto verso la griglia in maniera opposta al flusso dell'aria. In condizioni ideali all'interno del letto si manifestano tre fenomeni: evaporazione dell'acqua contenuta, devolatilizzazione e combustione del *char*.

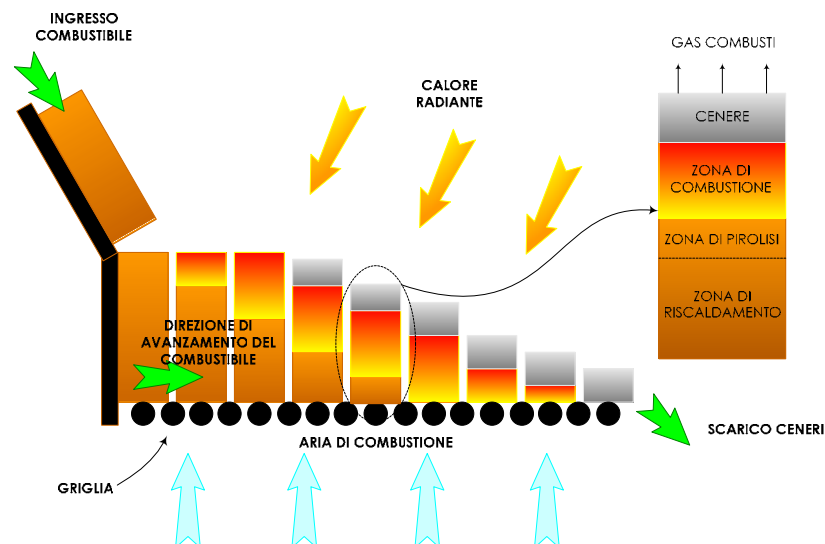


Figura 3.1 Rappresentazione schematica del processo di incenerimento

Questi fenomeni possono sovrapporsi parzialmente dipendentemente dalle dimensioni delle particelle e dal numero di Biot.

Il numero di Biot, definito come

$$Bi = \frac{h_s' d_p}{k} \quad [3.1]$$

fornisce una misura dell'uniformità della distribuzione della temperatura all'interno di ciascuna particella uniformemente riscaldata sulla superficie esterna.

Quando $Bi \gg 1$ le particelle vengono considerate "termicamente spesse" e si verifica all'interno delle stesse un significativo gradiente termico. In caso contrario le particelle vengono considerate "termicamente sottili" ed il gradiente di temperatura all'interno delle particelle è limitato.

La definizione appena data del numero di Biot per una particella singola deve tuttavia essere modificata se si considera la particella all'interno di un letto. L'irraggiamento proveniente dal fronte di fiamma può penetrare nel letto attraverso i vuoti cosicché la superficie delle particelle effettivamente disponibile risulterà essere proporzionale alla frazione di vuoto locale del letto. Quindi il numero di Biot modificato diventa:

$$Bi = \frac{\varepsilon h_s' d_p}{k} \quad [3.2]$$

Assumendo termicamente sottili le particelle, non si ha il bisogno di risolvere separatamente il profilo di temperatura all'interno delle particelle ed il letto può essere visto come un mezzo poroso continuo costituito da una fase solida ed una gassosa a ciascuna delle quali applicare le equazioni di trasporto. Il set di equazioni consiste in:

- Modifica del volume del letto dovuta alla perdita di materia ed alla conseguente contrazione delle particelle
- Equazioni di trasporto per la fase solida
- Equazioni di trasporto per la fase gassosa
- Trasferimento di calore radiante dalla zona sovrastante verso il letto

Poiché il tempo di residenza del rifiuto all'interno del letto è generalmente di un'ora, i gradienti di temperatura lungo la direzione parallela alla griglia sono trascurabili se confrontati con i gradienti lungo la direzione normale alla griglia stessa.

Quindi una simulazione diretta del processo in un tale sistema si può realizzare attraverso un sistema di combustione *batch* non stazionario. Se non c'è mescolamento di solido lungo la griglia ed il rifiuto viene alimentato a velocità costante è possibile usare il modello del letto fisso non stazionario al fine di prevedere le variazioni con la distanza dal punto di ingresso del solido usando l'equazione $x = v_x \cdot t$ dove v_x è la velocità costante del rifiuto dovuta al movimento della griglia.

Un rifiuto solido può considerarsi costituito da quattro componenti: umidità, materia volatile, carbonio fisso e cenere che, durante l'incenerimento, vengono rimossi dal materiale solido attraverso, rispettivamente, i processi di essiccamento, pirolisi e gassificazione (Figura 3.2).

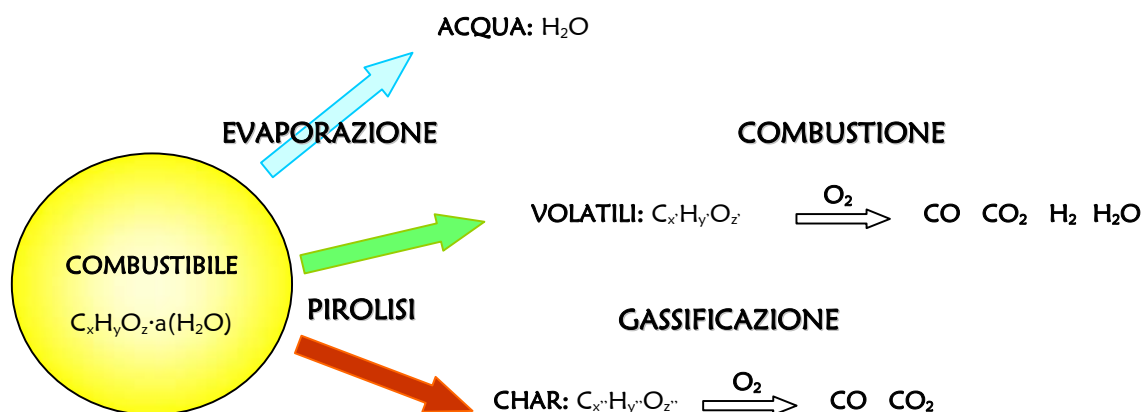


Figura 3.2 Fenomeni principali

Non appena l'umidità e la materia volatile vengono liberate, il solido diviene più poroso. Per indicare gli spazi vuoti all'interno del solido lasciati dai processi di essiccamento e pirolisi si utilizza il termine di "spazio poroso interno". Tale spazio non va confuso con lo spazio occupato dalla fase gassosa in corrispondenza della superficie esterna delle particelle di rifiuto (*gas space*).

La Figura 3.3 mostra la distribuzione dei vari componenti all'interno del letto ed i cambiamenti di volume nel tempo in seguito al verificarsi dei processi di essiccamento, pirolisi e gassificazione. La prima colonna verticale mostra la distribuzione volumetrica iniziale dei cinque componenti principali: la frazione di vuoto nel letto (*gas space*), il carbonio fisso, la materia volatile, l'umidità e la cenere legata. Durante i processi di essiccamento e pirolisi la riduzione del volume di umidità e materia volatile nel solido è parzialmente compensata dall'incremento dello spazio

poroso interno. Durante il processo di gassificazione non viene formato ulteriore spazio poroso bensì lo spazio poroso prodotto durante l'essiccamento e la pirolisi viene rimosso al procedere della gassificazione del carbonio fisso. Durante tale processo, la rimozione del carbonio dal *char* trasforma la cenere legata in cenere libera.

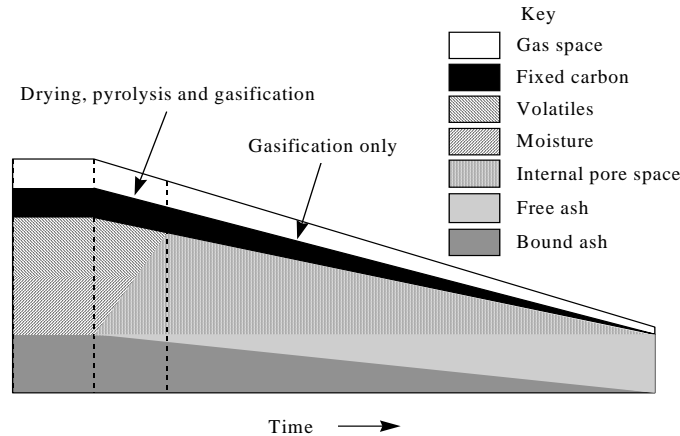


Figura 3.3 Variazione del volume del letto dovuto all'incenerimento

3.2 Cambiamento del volume del letto durante l'incenerimento

Quando, durante i processi di essiccamento e pirolisi, vengono rilasciati acqua e componenti volatili, all'interno del solido rimane dello spazio poroso ed ogni particella può contrarsi con il risultato di ridurre il volume complessivo del letto.

Se si indica con ξ_{evp} il fattore di contrazione delle particelle di solido¹ durante l'**essiccamento** e si suppone che la frazione di vuoto del letto ε rimanga **costante** durante tutto il processo di incenerimento, il **volume del letto** al generico tempo t risulta essere pari a:

$$V(t) = V_o - \frac{1}{1 - \varepsilon} \xi_{evp} \frac{\Delta M_w(t)}{\rho_w} \quad [3.3]$$

¹ Il fattore di contrazione può avere valori compresi tra 0 e 1: se $\xi=0$ allora la particella non si contrae, il suo volume rimane costante mentre lo spazio poroso interno risulta essere proprio uguale al volume di acqua (o volatile) liberato; se $\xi=1$ allora la particella si contrae completamente non lasciando pori al suo interno.

Dove con $\Delta M_w(t)$ si è indicata la quantità di acqua evaporata fino al tempo t e con ρ_w la densità dell'acqua stessa. Derivando rispetto al tempo si ottiene che la variazione del volume del letto durante il processo di essiccamento è:

$$\frac{dV}{dt} = -\frac{1}{1-\varepsilon} \xi_{evp} \frac{R_{evp}}{\rho_w} \quad [3.4]$$

Dove con R_{evp} si è indicata la velocità di evaporazione dell'acqua.

Al termine del processo di essiccamento, il volume del letto risulta essere pari a:

$$V_{evp} = V_0 \left(1 - \xi_{evp} \frac{\rho_0 Y_{w,0}}{\rho_w} \right) \quad [3.5]$$

Dove con ρ_0 si è indicata la densità iniziale del solido e con $Y_{w,0}$ la frazione ponderale di acqua nel solido iniziale.

Analogamente, durante il processo di **devolatilizzazione**, se si indica con ξ_{devol} il fattore di contrazione della particella di solido, risulta:

$$V(t) = V_{evp} - \frac{1}{1-\varepsilon} \xi_{devol} \frac{\Delta M_{vol}(t)}{\rho_{vol}} \quad [3.6]$$

Dove con $\Delta M_{vol}(t)$ si è indicata la quantità di materia volatile rilasciata fino al tempo t e con ρ_{vol} la densità della materia volatile stessa. Derivando rispetto al tempo si ottiene che la variazione del volume del letto durante il processo di devolatilizzazione è:

$$\frac{dV}{dt} = -\frac{1}{1-\varepsilon} \xi_{devol} \frac{R_{devol}}{\rho_w} \quad [3.7]$$

Dove con R_{devol} si è indicata la velocità di devolatilizzazione.

Al termine del processo di devolatilizzazione, il volume del letto risulta essere pari a:

$$V_{devol} = V_0 \left(1 - \xi_{evp} \frac{\rho_0 Y_{w,0}}{\rho_w} - \xi_{devol} \frac{\rho_0 Y_{vol,0}}{\rho_{vol}} \right) \quad [3.8]$$

Lo spazio poroso interno prodotto durante i processi di evaporazione e pirolisi risulta essere pari a:

$$V_{por} = V_0 \left(\left(1 - \xi_{evp} \right) \frac{\rho_0 Y_{w,0}}{\rho_w} + \left(1 - \xi_{devol} \right) \frac{\rho_0 Y_{vol,0}}{\rho_{vol}} \right) \quad [3.9]$$

Supponendo che durante il processo di **gassificazione** non venga lasciato spazio poroso interno ($\xi_{gass}=1$) e che lo spazio poroso interno generato durante i processi di evaporazione e pirolisi venga totalmente rimosso:

$$V(t) = V_{devol} - \frac{1}{1-\varepsilon} (1+x) \frac{\Delta M_{char}(t)}{\rho_{char}} \quad [3.10]$$

Dove con $\Delta M_{char}(t)$ si è indicata la quantità *char* gassificato fino al tempo t , con ρ_{char} la densità del *char* e con x il volume di pori che viene rimosso per unità di volume di *char* che gassifica, cioè:

$$x = \frac{V_{por}}{V_{char,0}} = \frac{\rho_{char}}{\rho_0 Y_{char,0}} \left((1-\xi_{evp}) \frac{\rho_0 Y_{w,0}}{\rho_w} + (1-\xi_{devol}) \frac{\rho_0 Y_{vol,0}}{\rho_{vol}} \right) \quad [3.11]$$

Pertanto, al termine della gassificazione il solido sarà costituito esclusivamente da cenere priva di pori interni:

$$\frac{V_f}{V_0} = \frac{\rho_0 Y_{ash,0}}{\rho_{ash}} \quad [3.12]$$

In alternativa si può fissare la frazione x_1 dello spazio poroso interno che viene rimosso per ogni unità di volume di *char* che gassifica:

$$x_2 = x_1 \frac{V_{por}}{V_{char,0}} = x_1 \frac{\rho_{char}}{\rho_0 Y_{char,0}} \left((1-\xi_{evp}) \frac{\rho_0 Y_{w,0}}{\rho_w} + (1-\xi_{devol}) \frac{\rho_0 Y_{vol,0}}{\rho_{vol}} \right) \quad [3.13]$$

ed allora

$$\frac{V_f}{V_0} = \left(1 - \xi_{evp} \frac{\rho_0 Y_{w,0}}{\rho_w} - \xi_{devol} \frac{\rho_0 Y_{vol,0}}{\rho_{vol}} - (1+x_2) \frac{\rho_0 Y_{char,0}}{\rho_{char}} \right) \quad [3.14]$$

Pertanto

$$\frac{V_f}{V_0} = \frac{\rho_0 Y_{ash,0}}{\rho_{ash}} + (1-x_1) \frac{V_{por}}{V_0} \quad [3.15]$$

Ricapitolando, la variazione del volume del letto durante il processo di incenerimento è esprimibile tramite l'equazione seguente:

$$\frac{dV}{dt} = -\frac{1}{1-\varepsilon} \left(\xi_{evap} \frac{R_{evap}}{\rho_w} + \xi_{devol} \frac{R_{devol}}{\rho_{vol}} + (1+x_2) \frac{R_{gass}}{\rho_{char}} \right) \quad [3.16]$$

Per determinare il diametro delle particelle al tempo t si utilizza la

$$\frac{d_p(t)}{d_{p0}} = \left(\frac{V(t)}{V_0} \right)^{\frac{1}{3}} \quad [3.17]$$

3.3 Equazioni di trasporto

Come precedentemente descritto, il processo di incenerimento dei rifiuti solidi è diviso in quattro sotto-processi consecutivi sovrapponibili:

- Evaporazione dell'umidità dal solido
- Rilascio di materia volatile e formazione di *char*
- Combustione degli idrocarburi volatili in fase gassosa
- Gassificazione delle particelle di *char*

Di seguito sono descritti i modelli matematici per ciascuno di questi processi.

3.3.1 Evaporazione

La gran parte dei combustibili solidi, e specialmente i rifiuti solidi urbani, contengono umidità in quantità diverse a seconda della loro provenienza e dei pre-trattamenti subiti prima di entrare in camera di combustione. La vaporizzazione quindi può essere di importanza cruciale nel fenomeno di combustione poiché potrebbe controllare sia tempi caratteristici sia l'energia richiesta per l'accensione. L'umidità del rifiuto può presentarsi in tre forme differenti: come acqua libera nelle porosità del rifiuto stesso, come acqua adsorbita nel rifiuto, come acqua di legame a livello molecolare. il processo di vaporizzazione può essere suddiviso nei seguenti steps:

- Riscaldamento della particella
- Evaporazione dell'acqua libera
- De-adsorbimento ed evaporazione dell'acqua adsorbita
- Separazione e evaporazione dell'acqua di legame.

Al momento dell'ingresso all'interno dell'inceneritore, il rifiuto solido viene riscaldato per mezzo del calore radiante al di sopra del letto e l'umidità viene rilasciata gradualmente. L'evaporazione si verifica anche in seguito allo scambio di materia tra il

solido umido e l'aria più secca che entra attraverso la griglia. La velocità di rilascio dell'umidità ($\text{kg}/\text{m}^3\text{s}$) si può esprimere tramite le seguenti equazioni:

$$S_{s \rightarrow g, \text{evap}} = A_p h_m (C_{w,s} - C_{w,g}) \quad \text{quando } T_s < 100^\circ\text{C} \quad [3.18]$$

$$S_{s \rightarrow g, \text{evap}} = Q_{cr} / \lambda_{\text{evap}} \quad \text{quando } T_s = 100^\circ\text{C} \quad [3.19]$$

Dove:

A_p è la superficie delle particelle solide per unità di volume del letto [m^2/m^3]

h_m è il coefficiente di trasferimento di materia convettivo tra solido e gas [m/s]

$C_{w,s}$ è la concentrazione dell'umidità sulla superficie del solido [Kg/m^3]

$C_{w,g}$ è la concentrazione dell'umidità nel flusso gassoso [Kg/m^3]

T_s è la temperatura del solido [K]

Q_{cr} è il calore assorbito dal solido [W/m^2]

λ_{evap} è il calore di evaporazione dell'acqua [J/Kg]

Per particelle sferiche, la superficie (esterna) disponibile per unità di volume del letto è esprimibile tramite la seguente relazione:

$$A_p = \frac{6(1 - \varepsilon)}{d_p} \quad [3.20]$$

con d_p diametro delle particelle [m]

Il coefficiente di trasferimento di materia si può calcolare sfruttando la correlazione:

$$Sh = 2 + 1.1 Re^{0.6} Sc^{1/3}$$

$$\text{con } Sh = \frac{h_m d_p}{D_{w,m}} \quad Re = \frac{\rho_g v_g d_p}{\mu_g} \quad Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g D_{w,m}}$$

dove:

$D_{w,m}$ è la diffusività del vapore acqueo nella miscela gassosa [m^2/s]

μ_g è la viscosità della miscela gassosa [Kg/ms]

Per determinare $C_{w,s}$ si fa l'ipotesi che la concentrazione dell'acqua in corrispondenza della superficie del solido coincida con la concentrazione dell'acqua in condizioni di saturazione alla temperatura T_s :

$$C_{w,s} = \frac{p_s(T_s)PM_w}{RT_s} \quad [3.21]$$

$$\text{con } p_s(T_s) = 611.85 \exp\left(\frac{17.502T_s}{240.9 + T_s}\right) \quad (\text{con } p_s \text{ espressa in Pa e } T \text{ in } ^\circ\text{C}) \quad [3.22]$$

$$C_{w,g} = \rho_g Y_{w,g} \quad [3.23]$$

Q_{cr} include sia il contributo convettivo che quello radiante ed è esprimibile tramite la seguente equazione:

$$Q_{cr} = A_p (h (T_g - T_s) + \varepsilon_s \sigma_b (T_{env}^4 - T_s^4)) \quad [3.24]$$

Dove:

h rappresenta il coefficiente di trasferimento di calore convettivo tra solido e gas [W/m²K]

T_g è la temperatura del gas [K]

ε_s è l'emissività del materiale solido

σ_b è la costante di *Boltzmann* [W/m²K⁴]

T_{env} è la temperatura dell'ambiente [K]

Il coefficiente di trasferimento di calore si può calcolare sfruttando la correlazione:

$$Nu = 2 + 1.1 Re^{0.6} Pr^{1/3}$$

$$\text{Con } Nu = \frac{h d_p}{k_g} \quad Re = \frac{\rho_g v_g d_p}{\mu_g} \quad Pr = \frac{c_{pg} \mu_g}{k_g}$$

Dove k_g è la conducibilità termica della miscela gassosa [W/mK]

Per quanto attiene alla definizione della T_{env} , in letteratura sono utilizzati vari modelli.

Il codice commerciale Fluent [1], nel trattare il riscaldamento di fasi discrete, definisce, in sostituzione della T_{env} una "radiation temperature" :

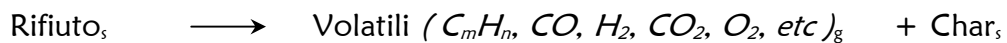
$$\theta_r = \left(\frac{I}{4\sigma}\right)^{\frac{1}{4}} \quad [3.25]$$

dove I rappresenta l'intensità di radiazione

3.3.2 Devolatizzazione

La materia volatile negli RSU può variare dal 10% al 60% della massa originaria ed i gas sono costituiti essenzialmente da idrocarburi (genericamente indicati con C_mH_n), CO, CO₂, H₂, O₂ e tracce di altri composti.

In generale, il processo di devolatizzazione può essere descritto dalla seguente equazione:



La devolatizzazione di molti combustibili solidi si può descrivere semplicemente mediante un meccanismo cinetico globale di uno step, in cui la velocità di rilascio dei volatili gassosi si considera proporzionale ai volatili trattenuti all'interno del solido ed alla temperatura secondo la seguente equazione:

$$\frac{dv}{dt} = k_v(v_\infty - v) \quad [3.26]$$

Dove :

v rappresenta la quantità di materia volatile contenuta all'interno del solido al tempo t
 v_∞ indica la quantità di materia volatile trattenuta all'interno del solido al tempo t_∞ (e può variare a seconda della velocità di riscaldamento e della temperatura dell'ambiente)

k_v è la costante di reazione esprimibile attraverso un'espressione di tipo Arrhenius

$$k_v = A_v \exp(-E_v/RT_s)$$

Supponendo $v_\infty=0$, la relazione che esprime il rilascio di sostanze volatili dalla fase solida alla fase gassosa è:

$$S_{s \rightarrow g, devol} = A_v \exp(-E_v/RT_s)(1 - \varepsilon)\rho_s Y_{vol, s} \quad [3.27]$$

Alcuni dei valori del fattore di frequenza e dell'energia di attivazione reperiti in letteratura sono indicati nella Tabella 3.1[20].

	MOLTO VELOCE	VELOCE	MEDIA	LENTA	MOLTO LENTA
A_v (s ⁻¹)	5.16×10 ⁶	3.4×10 ⁴	7.0×10 ⁴	3.0×10 ³	2.98×10 ³
E_v (J/mole)	84×10 ³	69×10 ³	83×10 ³	69×10 ³	73.1×10 ³

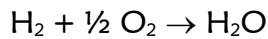
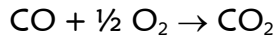
Tabella 3.1 Parametri Velocità di Devolatizzazione

3.3.3 Combustione dei Volatili

Durante la devolatizzazione vengono liberati vari combustibili gassosi che, per ragioni di complessità, non possono essere trattati separatamente. È pertanto possibile adottare un approccio semplificato in cui si assume che il prodotto di devolatizzazione sia costituito da un solo pseudo-composto di formula bruta $C_mH_nO_l$ che si ossida per produrre CO e H₂ secondo la reazione seguente:



Il CO e H₂ prodotti vengono quindi ulteriormente ossidati per formare, rispettivamente, CO₂ e H₂O secondo le reazioni seguenti:



La cinetica adottata per la reazione del composto $C_mH_nO_l$ è [Kmol/m³s]:

$$R_{C_mH_nO_l} = 59.8 T_g P^{0.3} \exp(-12200/T_g) C_{C_mH_nO_l}^{0.5} C_{O_2} \quad [3.29]$$

Per la combustione di CO è:

$$R_{CO} = 1.3 \times 10^{11} \exp(-62700/T_g) C_{CO} C_{H_2O}^{0.5} C_{O_2}^{0.5} \quad [3.30]$$

Per la reazione di H₂ è:

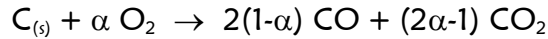
$$R_{H_2} = 3.9 \times 10^{17} \exp(-20500/T_g) C_{H_2}^{0.85} C_{O_2}^{1.42} C_{C_mH_nO_l}^{-0.56} \quad [3.31]$$

3.3.4 Gassificazione del Carbonio Fisso

Il *char* è il residuo solido che si forma al termine del processo di devolatizzazione. Il *char* è essenzialmente un solido ricco in carbonio che viene ulteriormente gassificato a CO e CO₂ secondo un rapporto esprimibile dalla relazione:

$$\chi = \frac{CO}{CO_2} = 2500 \exp\left(-\frac{6420}{T}\right) \quad [3.32]$$

Posto $\alpha = \frac{1-0.5\chi}{1+\chi}$ la reazione di gassificazione del *char* è esprimibile tramite la



La velocità di ossidazione del carbonio viene modellizzata come una combinazione della velocità di reazione e la velocità di diffusione dell'ossigeno dalla fase gassosa alla superficie della particella.

Il termine sorgente rappresentante l'ossidazione del *char* è espresso nel modo seguente:

$$S_{s \rightarrow g, gass} = -\frac{6(1-\varepsilon)1/\alpha PM_{char} C_{O_2}}{d_p (1/k_r + 1/k_d)} \quad [3.33]$$

Dove:

k_r è la costante della cinetica di reazione ed è calcolabile tramite la relazione:

$$k_r = 2.3T_s \exp(-11100/T_s) \quad [3.34]$$

k_d è il coefficiente di trasferimento di materia dell'ossigeno dalla fase gassosa alla superficie della particella solida ed è calcolabile tramite la correlazione:

$$Sh = 2 + 1.1 Re^{0.6} Sc^{1/3} \quad \text{con} \quad Sh = \frac{k_m d_p}{D_{O_2, m}} \quad \text{dove} \quad D_{O_2, m} \quad \text{è la diffusività dell'ossigeno nella}$$

miscela gassosa.

3.4 Equazioni di Trasporto per la Fase Solida

3.4.1 Equazione di Continuità

Per la fase solida è possibile scrivere il bilancio di materia secondo la seguente equazione:

$$\frac{\partial((1-\varepsilon)\rho_s)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_s v_s)}{\partial y} = -S_{s \rightarrow g, evap} - S_{s \rightarrow g, devol} - S_{s \rightarrow g, gass} \quad [3.35]$$

Dove:

ρ_s è la densità del solido [Kg/m³]

v_s è la velocità superficiale del solido [m/s] (in massa e non della singola particella) dovuta al movimento del solido verso il basso in seguito alla variazione delle dimensioni delle particelle ed è calcolabile tramite la

$$v_s = \frac{1}{A} \frac{dV}{dt} \quad [3.36]$$

$S_{s \rightarrow g, evap}$, $S_{s \rightarrow g, devol}$ e $S_{s \rightarrow g, gass}$ sono i termini sorgente [Kg/m³s] consistenti nella velocità di conversione dalla fase solida a quella gassosa durante i processi di evaporazione, devolatizzazione e gassificazione del *char*.

L'equazione, risolta con le seguenti condizioni iniziali ed al contorno

$$\text{C.I.:} \quad \text{per } t = 0 \quad \forall y \in [0, H] \quad \rho_s = \rho_{\text{rifiuto iniziale}}$$

$$\text{C.L.1:} \quad \text{per } t > 0 \quad \text{per } y = 0 \quad v_s = 0$$

$$\text{C.L.2:} \quad \text{per } t > 0 \quad \text{per } y = H \quad \frac{\partial(\rho_s v_s)}{\partial y} = 0$$

consente di calcolare la densità del solido ρ_s .

Se la frazione di vuoto ε fa riferimento esclusivamente alla "porosità esterna", cioè quella tra particella e particella, si può fare l'ipotesi che rimanga **costante** mentre la porosità interna alle particelle viene considerata come uno dei componenti della fase solida alla stregua di umidità o composizione e ne influenza le caratteristiche fisico-chimiche.

È da notare che, facendo riferimento sia alla porosità esterna che a quella interna, ε diventerebbe un'ulteriore variabile: se così fosse, bisognerebbe considerare anche la superficie interna delle particelle come superficie disponibile per le reazioni eterogenee con ulteriore complicazione del problema. In questo lavoro si è considerata esclusivamente la porosità esterna, per cui si vale l'ipotesi che ε sia costante nel tempo.

3.4.2 Equazione di Trasporto delle Specie

L'equazione di bilancio per le singole specie può essere scritta come:

$$\frac{\partial((1 - \varepsilon)\rho_s Y_{i,s})}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_s v_s Y_{i,s})}{\partial y} = - S_{i,s \rightarrow g, evap} - S_{i,s \rightarrow g, devol} - S_{i,s \rightarrow g, gass} \quad [3.37]$$

Dove:

$Y_{i,s}$ sono le frazioni in massa dei singoli componenti della fase solida

$\mathcal{S}_{i,s \rightarrow g, \text{evap}}$, $\mathcal{S}_{i,s \rightarrow g, \text{devol}}$ e $\mathcal{S}_{i,s \rightarrow g, \text{gass}}$ rappresentano, rispettivamente, le sorgenti di materia delle singole specie dovute ad evaporazione, devolatizzazione e gassificazione del *char* [Kg/m³s]

Le equazioni, risolte con le seguenti condizioni iniziali ed al contorno

$$\begin{aligned} \text{C.I.:} \quad & \text{per } t = 0 \quad \forall y \in [0, H] \quad Y_{i,s} = Y_{i,s}^0 \\ \text{C.L.1:} \quad & \text{per } t > 0 \quad \text{per } y = 0 \quad \frac{\partial(\rho_s v_s Y_{i,s})}{\partial y} = 0 \\ \text{C.L.2:} \quad & \text{per } t > 0 \quad \text{per } y = H \quad \frac{\partial(\rho_s v_s Y_{i,s})}{\partial y} = 0 \end{aligned}$$

consentono di calcolare le frazioni in massa dei singoli componenti della fase solida $Y_{i,s}$.

3.4.3 Equazione di Trasporto dell'Energia

L'equazione di trasporto dell'energia può essere scritta come segue:

$$\frac{\partial((1-\varepsilon)\rho_s h_s)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_s v_s h_s)}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial y} \left((1-\varepsilon)k_s \frac{\partial T_s}{\partial y} \right) + \mathcal{S}_{conv} + (1-y_g) \sum_{i=1}^{N_{RG}} \mathcal{S}_{i,g} + y_s \sum_{i=1}^{N_{RS}} \mathcal{S}_{i,s} + \mathcal{S}_{rad} \quad [3.38]$$

Dove:

h_s è l'entalpia specifica del solido [J/Kg] ed è pari a:

$$h_s = \sum_{i=1}^{N_s} Y_{i,s} h_i \quad \text{con } h_i = h_{i,f}^o + \int_{T_o}^T c_p(T) dT$$

k_s è la conducibilità termica del solido [W/mK]

\mathcal{S}_{conv} è il termine sorgente dovuto allo scambio di calore convettivo con la fase gassosa [W/m³] ed è pari a:

$$\mathcal{S}_{conv} = A_p h (T_s - T_g)$$

$\mathcal{S}_{i,g}$ sono i termini sorgente dovuti al calore generato dalle reazioni di combustione in fase gassosa [W/m³]

y_g è la frazione del calore generato dalle reazioni di combustione in fase gassosa assorbita dalla fase gassosa [-]

$S_{i,s}$ sono i termini sorgente dovuti al calore generato dalle reazioni eterogenee [W/m^3]

y_s è la frazione del calore generato dalle reazioni eterogenee assorbita dalla fase solida [-]

S_{rad} è il termine sorgente dovuto all'irraggiamento [W/m^3]. Il trasferimento di calore per irraggiamento viene rappresentato mediante un modello a due flussi derivante dall'approssimazione di Schuster-Schwarzschild secondo il quale I_y^+ e I_y^- , rappresentanti, rispettivamente, le intensità di radiazione in direzione positiva ed in direzione negativa [W/m^2], sono calcolabili mediante le equazioni seguenti:

$$\frac{1}{2} \frac{dI_y^+}{dy} = -(k_a + k_s) I_y^+ + k_a I_b + \frac{1}{2} k_s (I_y^+ + I_y^-) \quad [3.39]$$

$$-\frac{1}{2} \frac{dI_y^-}{dy} = -(k_a + k_s) I_y^- + k_a I_b + \frac{1}{2} k_s (I_y^+ + I_y^-) \quad [3.40]$$

dove

k_a è il coefficiente di assorbimento

k_s è il coefficiente di scattering

I_b è la radiazione del corpo nero esprimibile mediante la

$$I_b = \frac{\sigma T_s^4}{\pi} \quad [3.41]$$

dove σ è la costante di Stefan-Boltzmann [W/m^2K^4]

da risolvere con le seguenti condizioni al contorno:

$$\text{per } y = 0 \quad I_y^+ = \frac{\varepsilon \sigma T_{griglia}^4}{\pi}$$

$$\text{per } y = H \quad I_y^- = \frac{\varepsilon \sigma T_{fornace}^4}{\pi}$$

In prima approssimazione, k_s viene assunto uguale a zero mentre per k_a si utilizza l'espressione seguente [10]:

$$k_a = -\frac{1}{d_p} \ln \varepsilon$$

Riguardo al termine sorgente dovuto all'irraggiamento, in letteratura gli approcci sono differenti.

Secondo Ryu et al. [21] il termine sorgente è esprimibile secondo l'equazione:

$$S_{rad} = \pi(I_y^+ - I_y^-) \frac{A}{V}$$

dove A è la sezione trasversale del letto e V volume del letto.

Secondo Thunman [22] il flusso radiativi per unità di volume è:

$$S_{rad} = \pi \frac{\partial}{\partial y} (I_y^+ - I_y^-)$$

Secondo l'approccio di Modest [23], il termine relativo al trasferimento di calore radiante che compare nell'equazione dell'energia, S_{rad} , viene risolto nel caso monodimensionale e risulta essere pari a:

$$S_{rad} = k_a (4\sigma T^4 - G)$$

e quindi, utilizzando l'approssimazione di Schuster-Schwarzschild [16], il termine sorgente può essere scritto come:

$$S_{rad} = k_a (4\sigma T^4 - 2\pi(I_y^+ + I_y^-))$$

L'equazione dell'energia, risolta con le seguenti condizioni iniziali ed al contorno

$$\text{C.I.:} \quad \text{per } t = 0 \quad \forall y \in [0, H] \quad T_s = T_{\text{rifiuto iniziale}}$$

$$\text{C.L.1:} \quad \text{per } t > 0 \quad \text{per } y = 0 \quad T_s = T_{\text{griglia}}$$

$$\text{C.L.2:} \quad \text{per } t > 0 \quad \text{per } y = H \quad \frac{\partial T_s}{\partial y} = 0$$

consente di calcolare la temperatura del solido T_s .

3.5 Equazioni di trasporto per la fase gassosa

3.5.1 Equazione di Continuità

Per la fase gassosa, l'equazione di continuità si esprime secondo:

$$\frac{\partial(\varepsilon\rho_g)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_g v_g)}{\partial y} = S_{s \rightarrow g, \text{evap}} + S_{s \rightarrow g, \text{devol}} + S_{s \rightarrow g, \text{gass}} \quad [3.42]$$

dove:

ε è la frazione di vuoto del letto [-]

ρ_g è la densità del gas [Kg/m³] ed è calcolabile attraverso l'equazione dei gas perfetti:

$$\rho_g = \frac{P}{R \sum_{i=1}^{N_g} \frac{Y_{i,g}}{PM_i} T_g}$$

v_g è la velocità superficiale del gas [m/s]

$S_{s \rightarrow g, \text{evap}}$, $S_{s \rightarrow g, \text{devol}}$ e $S_{s \rightarrow g, \text{gass}}$ sono i termini sorgente consistenti nella velocità di conversione dalla fase solida a quella gassosa durante i processi di evaporazione, devolatizzazione e gassificazione del *char* [Kg/m³s]

L'equazione, risolta con le seguenti condizioni iniziali ed al contorno

$$\text{C.l.:} \quad \text{per } t = 0 \quad \forall y \in [0, H] \quad \rho_g = \rho_{\text{aria primaria}}$$

$$\text{C.L.1:} \quad \text{per } t > 0 \quad \text{per } y = 0 \quad \rho_g v_g = \rho_{\text{aria primaria}} v_{\text{aria primaria}}$$

$$\text{C.L.2:} \quad \text{per } t > 0 \quad \text{per } y = H \quad \frac{\partial(\rho_g v_g)}{\partial y} = 0$$

consente di calcolare la velocità superficiale del gas v_g .

3.5.2 Equazione del Momento

L'equazione del momento per la fase gassosa è:

$$\frac{\partial(\varepsilon\rho_g v_g)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_g v_g v_g)}{\partial y} = -\frac{\partial p_g}{\partial y} + F(v_g) \quad [3.43]$$

dove:

p_g è la pressione del gas [Pa]. La fase gassosa è trattata come una miscela perfetta di componenti gassosi ideali ai quali è applicabile l'equazione di stato dei gas perfetti:

$$p_g = \rho_g R \sum_{i=1}^{N_g} \frac{Y_{i,g}}{PM_i} T_g$$

$F(v_g)$ assume forme diverse a seconda del regime di flusso. Per numeri di *Reynolds* basati su \sqrt{K} ($Re = \rho v \sqrt{K} / \mu$) più piccoli di 10 il regime si considera laminare ed il termine $F(v_g)$ comprende esclusivamente la resistenza viscosa del gas. Al di sopra di questo valore gli effetti inerziali introducono un comportamento non lineare che conduce all'equazione di Forchheimer [10]. Quindi:

$$F(v_g) = \begin{cases} \frac{\mu}{K} v_g & \text{se } Re < 10 \text{ (Darcy)} \\ \frac{\mu}{K} v_g - \rho_g C v_g v_g & \text{se } Re \geq 10 \text{ (Forchheimer)} \end{cases}$$

Dove K e C sono costanti nella forma:

$$K = \frac{d_p^2 \varepsilon^3}{150(1 - \varepsilon)^2}$$

$$C = \frac{1.75(1 - \varepsilon)}{d_p \varepsilon^3}$$

In questa trattazione si è considerato che il flusso del gas attraverso il letto poroso è compressibile. Inoltre, il momento dovuto al trasferimento di materia dalla superficie delle particelle solide che costituiscono il letto alla fase gassosa viene considerato trascurabile, così come vengono trascurati gli stress lungo la superficie della fase solida.

L'equazione del momento, accoppiata con l'equazione di continuità, permetterebbe di calcolare la pressione della fase locale. In questa fase, è stato deciso di semplificare il modello, assumendo che la pressione rimanga costante nella fase gassosa [15].

3.5.3 Equazione di Trasporto delle Specie

L'equazione di trasporto delle specie per la fase gassosa può essere espressa secondo l'equazione:

$$\frac{\partial(\varepsilon\rho_g Y_{i,g})}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_g v_g Y_{i,g})}{\partial y} = S_{i,s \rightarrow g, \text{evap}} + S_{i,s \rightarrow g, i, \text{devol}} + S_{i,s \rightarrow g, i, \text{gass}} + \varepsilon \sum_{i=1}^{N_{RG}} S_{i,g} \quad [3.44]$$

dove:

$Y_{i,g}$ sono le frazioni in massa delle singole specie gassose;

$S_{i,s \rightarrow g, \text{evap}}$, $S_{i,s \rightarrow g, \text{devol}}$ e $S_{i,s \rightarrow g, \text{gass}}$ rappresentano, rispettivamente, le sorgenti di materia delle singole specie dovute ad evaporazione, devolatilizzazione e gassificazione del *char* [Kg/m³s]

$S_{i,g}$ rappresentano i termini sorgente dovuti alle reazioni di formazione e/o di consumo delle singole specie gassose in seguito alle reazioni di combustione in fase gassosa [Kg/m³s]

Le equazioni, risolte con le seguenti condizioni iniziali ed al contorno

$$\text{C.l.:} \quad \text{per } t = 0 \quad \forall y \in [0, H] \quad Y_{i,g} = Y_{\text{aria primaria}}$$

$$\text{C.l.1:} \quad \text{per } t > 0 \quad \text{per } y = 0 \quad Y_{i,g} = Y_{\text{aria primaria}}$$

$$\text{C.l.2:} \quad \text{per } t > 0 \quad \text{per } y = H \quad \frac{\partial(\rho_g v_g Y_{i,g})}{\partial y} = 0$$

consentono di calcolare le frazioni in massa dei singoli componenti della fase gassosa $Y_{i,g}$.

3.5.4 Equazione di Trasporto dell'Energia

$$\frac{\partial(\varepsilon\rho_g h_g)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_g v_g h_g)}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial y} \left(\varepsilon k_g \frac{\partial T_g}{\partial y} \right) + S_{\text{conv}} + y_g \sum_{i=1}^{N_{RG}} S_{i,g} + (1 - y_s) \sum_{i=1}^{N_{RS}} S_{i,s} \quad [3.45]$$

Dove:

h_g rappresenta l'entalpia del gas [J/Kg] ed è pari a:

$$h_g = \sum_{i=1}^{N_g} Y_{i,g} h_i \quad \text{con } h_i = h_{i,f}^o + \int_{T_o}^T c_p(T) dT$$

k_g è la conducibilità termica del gas [W/mK]

S_{conv} è il termine sorgente dovuto allo scambio di calore convettivo con la fase solida [W/m³] ed è pari a:

$$S_{conv} = A_p h (T_g - T_s)$$

$S_{i,g}$ rappresenta il termine sorgente dovuto al calore generato dalla i-esima reazione di combustione in fase gassosa [W/m³] ed è pari a:

$$S_{i,g} = \varepsilon \Delta h_{r,i}^T R_i$$

con $\Delta h_{r,i}^T$ calore generato dalla i-esima reazione [J/Kg] e R_i velocità di combustione del composto volatile per unità di volume di gas [Kg/m³s]

y_g rappresenta la frazione del calore generato dalle reazioni di combustione in fase gassosa assorbita dalla fase gassosa [-]

$S_{i,s}$ rappresenta il termine sorgente dovuto al calore generato dalla i-esima reazione eterogenea [W/m³] ed è pari a:

$$S_{i,s} = \Delta h_{r,i}^T S_{s \rightarrow g,i}$$

con $\Delta h_{r,i}^T$ calore di reazione generato dalla i-esima reazione eterogenea [J/Kg] e $S_{s \rightarrow g,i}$ velocità di rilascio del vapore/gas per unità di volume [Kmol/m³s]

y_s rappresenta la frazione del calore generato dalle reazioni eterogenee assorbita dalla fase solida [-]

L'equazione, risolta con le seguenti condizioni iniziali ed al contorno

$$\text{C.l.:} \quad \text{per } t = 0 \quad \forall y \in [0, H] \quad T_g = T_{aria \text{ primaria}}$$

$$\text{C.L.1:} \quad \text{per } t > 0 \quad \text{per } y = 0 \quad T_g = T_{aria \text{ primaria}}$$

$$\text{C.L.2:} \quad \text{per } t > 0 \quad \text{per } y = H \quad \frac{\partial T_g}{\partial y} = 0$$

consente di calcolare la temperatura del gas T_g .

3.6 Schema numerico del codice EMC2

Il codice EMC2 (Monodimensional Eterogeneous Combustion Code) è stato sviluppato per simulare i processi che avvengono nel letto di rifiuti solidi.

Il codice usa il metodo dei volumi finiti in cui i termini diffusivi sono discretizzati con uno schema *upwind* per la fase gassosa e con differenze centrali per la fase solida. I termini non stazionari sono invece risolti mediante uno schema implicito.

Nel metodo ai volumi finiti, la derivazione delle equazioni di conservazione è basata su una formulazione nella quale le equazioni differenziali sono integrate sopra ciascun volume di controllo in cui è diviso il dominio di calcolo.

In generale, una equazione di conservazione può essere scritta nel modo seguente (per brevità si considera il caso monodimensionale lungo la coordinata x):

$$\frac{\partial(\rho\phi)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u\phi)}{\partial x} = \frac{\partial}{\partial x} \left(\Gamma_\phi \frac{\partial\phi}{\partial x} \right) + S_\phi \quad [3.46]$$

dove il primo termine da sinistra rappresenta il termine non stazionario della generica funzione scalare Φ , il secondo termine rappresenta il termine convettivo, il terzo il termine diffusivo e il quarto il rateo di produzione della grandezza Φ nell'unità di volume. L'integrazione di questa equazione nel volume di controllo porta a:

$$\int_V \frac{\partial(\rho\phi)}{\partial t} dV + \int_V \frac{\partial(\rho u\phi)}{\partial x} dV = \int_V \frac{\partial}{\partial x} \left(\Gamma_\phi \frac{\partial\phi}{\partial x} \right) dV + \int_V S_\phi dV$$

Che, utilizzando il teorema della divergenza, diventa:

$$\int_V \frac{\partial(\rho\phi)}{\partial t} dV + \int_S (\rho u\phi) \hat{i} \cdot \hat{n} dA = \int_S \left(\Gamma_\phi \frac{\partial\phi}{\partial x} \right) \hat{i} \cdot \hat{n} dS + \int_V S_\phi dV$$

dove n indica il vettore normale alla superficie S . Discretizzando quest'ultima equazione e sommando su tutti i volumi (V_i) e le superfici di controllo (S_i) del dominio si ottiene l'equazione generale:

$$\sum_V \frac{\Delta\rho\phi}{\Delta t} \Delta V + \sum_S (\rho u\phi) \hat{i} \cdot \hat{n} \Delta S = \sum_S \left(\Gamma_\phi \frac{\Delta\phi}{\Delta x} \right) \hat{i} \cdot \hat{n} \Delta S + \sum_V S_\phi \Delta V$$

L'idea base del metodo dei volumi finiti è di ottenere un sistema di equazioni algebriche per le equazioni di continuità discretizzate. Con questo metodo, la conservazione delle variabili è garantita attraverso le superfici di controllo, nel senso

che, quando una specifica quantità di una variabile conservata è trasportata fuori da un volume di controllo, la stessa quantità è trasportata nel volume di controllo adiacente.

Con riferimento alla Figura 3.4 il termine diffusivo, per il volume di controllo in esame, può essere scritto come:

$$\sum_S \left(\Gamma_\phi \frac{\Delta\phi}{\Delta x} \right) \hat{i} \cdot \hat{n} \Delta S = \left(\Gamma A \frac{\Delta\phi}{\Delta x} \right)_e - \left(\Gamma A \frac{\Delta\phi}{\Delta x} \right)_w = \Gamma A (\Phi_E - \Phi_P) - \Gamma A (\Phi_P - \Phi_W)$$

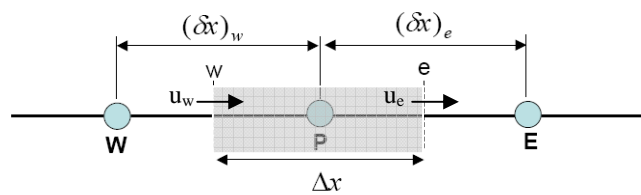


Figura 3.4 Volume di controllo

Sia il termine stazionario, sia il termine diffusivo necessitano di un adeguato trattamento dato che implicano la conoscenza di grandezze in linea di principio al di fuori dal volume di controllo.

Per quanto riguarda i termini diffusivi, come detto, la discretizzazione è fatta, nel caso della fase gassosa mediante lo schema *upwind*. Questo perché, a causa della velocità del gas, i termini calcolati mediante lo schema *upwind* risultano per forza di cose più accurati. In questo schema infatti, si predilige l'influenza della cella *upstream*, dato che, verosimilmente, in presenza di un flusso convettivo, maggiore è la sua influenza sulla cella in esame.

Nell'ipotesi che la velocità sia positiva come nel senso indicato dalla Figura 3.4 il valore trasportato della variabile Φ è preso uguale al valore al nodo *upstream*, cioè

$$\begin{aligned} \phi_e &= \phi_P \\ \phi_w &= \phi_W \end{aligned}$$

Per quanto riguarda il termine non stazionario si può scrivere l'equazione di trasporto come :

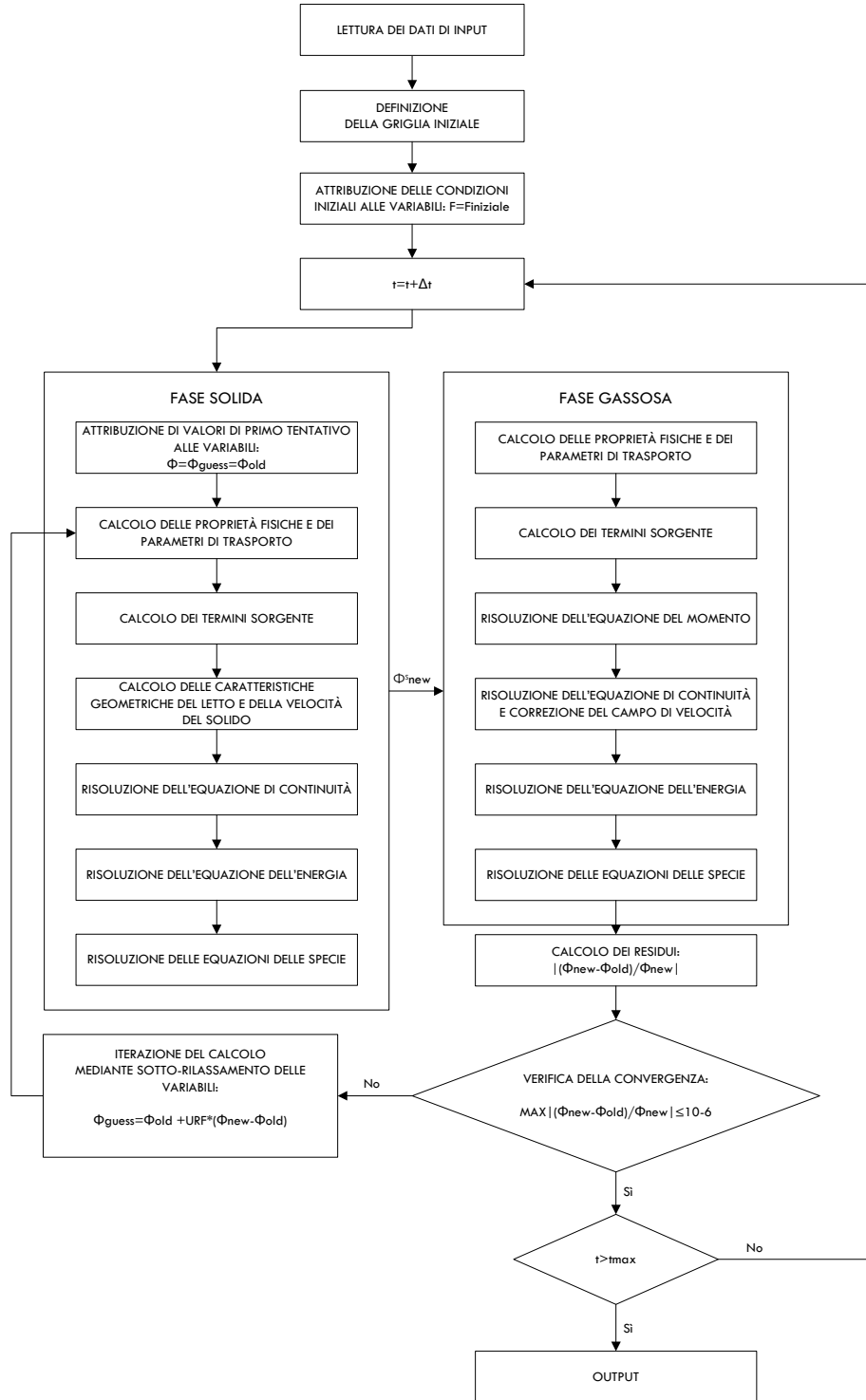
$$\frac{\rho\phi - \rho^0\phi^0}{\Delta t} = F(\phi)$$

Dove Φ e Φ^0 sono i valori della variabile trasportata al tempo $t+\Delta t$ e t rispettivamente, e F è l'equazione costituita dai termini convettivi, diffusivi e sorgenti. Per ricavare il valore di Φ all'istante $t+\Delta t$, sono disponibili vari metodi. Il metodo usato in questo contesto è il metodo di Eulero, che in generale può essere scritto come:

$$\frac{\rho\phi - \rho^0\phi^0}{\Delta t} = \theta F(\phi) + (1 - \theta)F(\phi^0)$$

Se $\theta=0$, il metodo è detto esplicito, poiché permette di calcolare il valore di Φ direttamente da valori noti all'istante t . Se $\theta=1$, il metodo è detto implicito, dato che il valore incognito di Φ all'istante $t+\Delta t$ è contenuto anche al secondo membro in un'equazione in generale non immediatamente esplicitabile. In questo lavoro si è preferito usare un metodo implicito, che, a fronte di una maggiore complessità nell'implementazione, garantisce la possibilità di usare degli intervalli temporali maggiori senza compromettere la convergenza del codice.

3.7 Procedura Risolutiva



CAPITOLO QUARTO

RISULTATI

4.1 Casi analizzati

Come già discusso ampiamente nei capitoli precedenti, dato il grande numero di parametri progettuali e fisici che influenzano il processo di combustione dei rifiuti, in questo ambito l'attenzione è focalizzata essenzialmente sul tempo di residenza del rifiuto sulla griglia. A causa della mancanza di dati sperimentali per validare il codice EMC2, i risultati ottenuti verranno confrontati con quelli riportati nell'articolo [21].

Le principali assunzioni fatte sono riassunte nella Tabella 4.1.

La distribuzione di aria primaria immessa sottogriglia ha un andamento parabolico in maniera tale da concentrarne la portata laddove c'è maggiore necessità di ossigeno ovvero nella zona di combustione.

Una serie di ugelli di immissione di aria secondaria sono invece disposti in corrispondenza dell'ingresso alla camera di combustione secondaria. (Figura 4.1)

Nell'articolo non viene descritto il sistema di immissione di aria secondaria in termini di portata di aria per array, posizione, numero, dimensioni e disposizione degli ugelli né vengono specificati gli angoli di immissione dei getti. La scelta effettuata per l'esecuzione della simulazione è stata fatta sulla base di studi

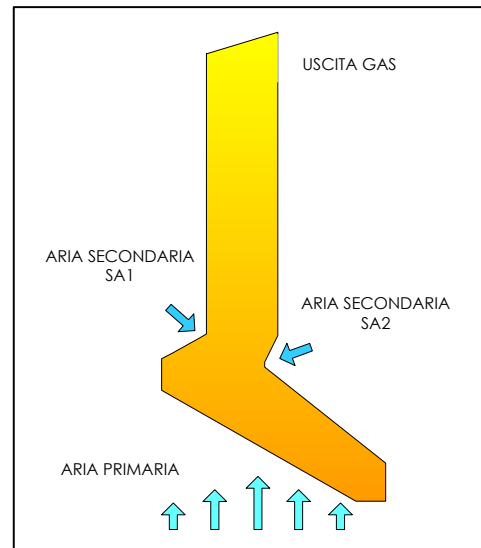


Figura 4.1 Schema Inceneritore

precedenti dello stesso gruppo di ricerca [8] che identificava nell'assetto di ugelli mostrato in Figura 4.2 quello che meglio favorisce il mescolamento dei gas e quindi la combustione.

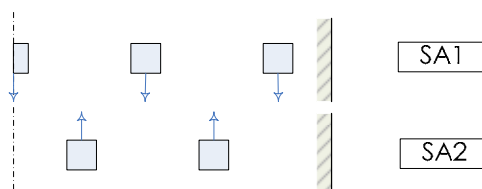


Figura 4.2 Assetto degli Ugelli di Immissione di Aria Secondaria

Gli ugelli, del diametro di 0.06 m, sono disposti alla distanza di 0.74 m

Nel Caso 1 è stato previsto un tempo di residenza del letto all'interno della camera di combustione di 100 minuti corrispondente ad un'altezza del letto di 68 cm. Nel Caso 2 l'altezza del letto è stata ridotta a metà cosicché, per mantenere costante la portata di rifiuto trattata, la velocità della griglia è stata raddoppiata e quindi il tempo di residenza dimezzato a 50 minuti.

Composizione Rifiuto:	45% Umidità	45% Combustibile	10% Ceneri
Composizione Volatili:	$C_1 H_{1.76} O_{0.58}$		
Potere Calorifico Inferiore:	1790 Kcal/Kg		
Dimensioni particelle	30 mm		
Altezza del letto:	Caso 1: 68 cm	Caso 2: 34 cm	
Densità in massa:	400 Kg/m ³		
Frazione di vuoto:	0.54		
Tempo di residenza:	Caso 1: 100 minuti	Caso 2: 50 minuti	
Aria di combustione:			
Eccesso d'aria:	80%		
% Aria Primaria:	70%		
% Aria Secondaria:	30%		
Temperatura:	300 K		
Caratteristiche inceneritore:			
Capacità:	150 T/giorno		
Dimensioni:	Altezza: 22.3 m Larghezza: 12.4 m Profondità: 4.0 m		
Dimensioni griglia:	Larghezza: 12 m Profondità: 3.2 m		

Tabella 4.1 Riepilogo delle Condizioni di Test

Le caratteristiche del rifiuto sono riassunte nelle seguenti tabelle:

ANALISI IMMEDIATA [w%]				ANALISI ELEMENTARE [w% _{DAF}]			
<i>Carbonio fisso</i>	<i>Volatili</i>	<i>Umidità</i>	<i>Ceneri</i>	<i>C</i>	<i>H</i>	<i>O</i>	<i>Altro</i>
5.88	39.12	45	10	52	8	40	-

Tabella 4.2 Analisi Immediata ed Elementare del Rifiuto

Le proprietà fisiche dei componenti il rifiuto sono quelle adottate da Ryu [27]:

$$\text{Calore specifico } c_p = \sum_{i=1}^4 Y_i c_{p_i}$$

CALORE SPECIFICO A PRESSIONE COSTANTE [J/Kg K]			
<i>Volatili</i>	<i>Char</i>	<i>Umidità</i>	<i>Ceneri</i>
2400	2400	4187	800

Tabella 4.3 Calori Specifici dei Componenti la Fase Solida

$$\text{Densità } \frac{1}{\rho} = \sum_{i=1}^4 \frac{Y_i}{\rho_i} :$$

DENSITÀ [Kg/m ³]			
<i>Volatili</i>	<i>Char</i>	<i>Umidità</i>	<i>Ceneri</i>
1200	2300	1000	2500

Tabella 4.4 Densità dei Componenti la Fase Solida

Dove la densità della parte combustibile è stata calcolata mediante la:

$$\rho_{comb} = \left(0.0053 \frac{C}{12} + 0.00577 \frac{H}{1} + 0.00346 \frac{O}{16} + 0.0669 \frac{N}{14} + 0.0384 \frac{S}{32} \right)^{-1} \quad [4.1]$$

$$\text{Conducibilità termica } \frac{1}{k} = \sum_{i=1}^4 \frac{Y_i}{k_i} :$$

CONDUCIBILITÀ TERMICA [W/m K]			
<i>Volatili</i>	<i>Char</i>	<i>Umidità</i>	<i>Ceneri</i>
0.3	2.7	1.0	0.6

Tabella 4.5 Conducibilità Termica dei Componenti la Fase Solida

Dove la conducibilità termica della parte combustibile è stata calcolata mediante la:

$$k_{comb} = \left(\frac{\rho}{4511} \right)^{3.5} T^{0.5} \quad [4.2]$$

Per il gas sono state utilizzate le seguenti proprietà fisiche:

CALORE SPECIFICO A PRESSIONE COSTANTE [J/Kg K]					
N_2	O_2	H_2O	H_2	CO	CO_2
$980 + 0.2T$	$854.7 + 0.2178T$	$1666 + 0.622T$	14000	1100	$708 + 0.4789T$

Tabella 4.6 Calori Specifici dei Componenti la Fase Gassosa

4.2 Modello Numerico

La simulazione della combustione del letto di rifiuto è stata effettuata suddividendo il letto in 100 volumi di controllo utilizzando un time-step di 1 secondo. I risultati ottenuti, opportunamente formattati in un file di testo, sono stati inseriti in FLUENT come condizioni al contorno.

Così come indicato nell'articolo a cui si fa riferimento, la simulazione 3D con FLUENT è stata effettuata solo su metà volume della camera di combustione. Per la turbolenza è stato utilizzato il modello $k-\varepsilon$ (RNG). Per l'irraggiamento il Metodo delle Ordinate Discrete includendo l'assorbimento di CO_2 e H_2O e calcolando il coefficiente di assorbimento totale mediante il modello della media pesata dei gas grigi (WSGGM). Non sono state prese in considerazione l'influenza di fuliggine e ceneri volanti nell'irraggiamento.

Per motivi di semplicità, al fine di evitare la modifica della geometria ad ogni simulazione, il volume occupato dal letto è stato incluso all'interno della regione gassosa.

Le pareti superiori della camera di combustione primaria e le pareti della camera di combustione secondaria sono state previste a membrana raffreddata ad acqua e ricoperte da mattoni di refrattario. La temperatura della parete raffreddata ad acqua è stata settata ad una temperatura costante di 500 K quindi per calcolare la temperatura in corrispondenza della parete di refrattario è stata inserita una conducibilità termica del refrattario di 10 W/mK ed uno spessore di 6 cm. Le pareti laterali della camera di combustione primaria sono state assunte essere adiabatiche. L'alimentazione del rifiuto e la zona di scarico ceneri sono state trattate come pareti

alla temperatura costante di 473K. È stato ipotizzato che l'emissività di tutte le pareti sia 0.95.

4.3 Risultati

4.3.1 Modellizzazione della combustione del letto di rifiuti

La Figura 4.3 riporta gli andamenti della temperatura del solido a varie altezze del letto a mostrare come la combustione abbia inizio in corrispondenza della superficie del letto e si ripercuote gradualmente sulle zone sottostanti.

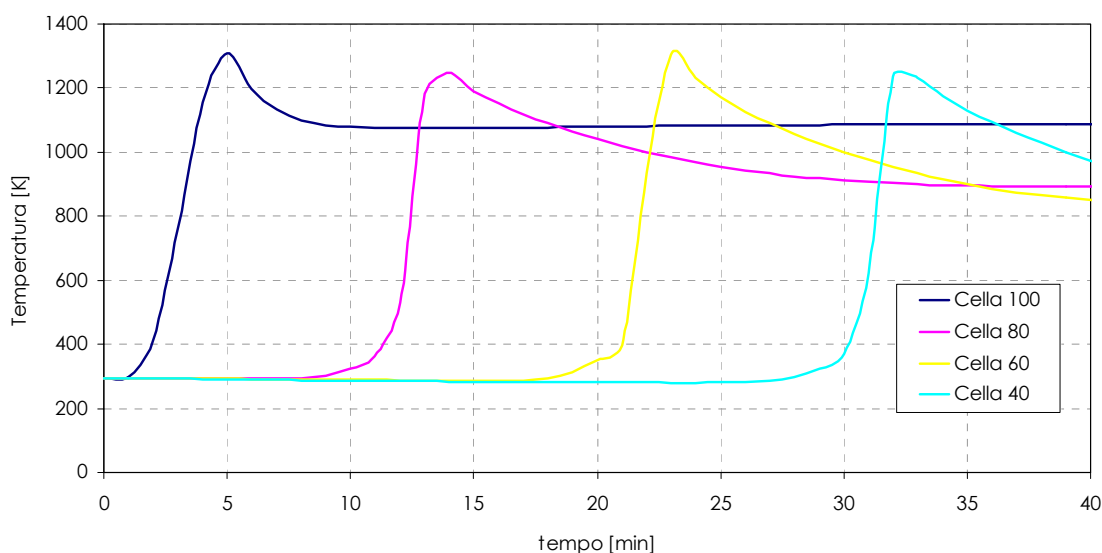


Figura 4.3 Temperatura del solido in funzione del tempo a varie altezze del letto

In Figura 4.4 sulla curva che rappresenta l'andamento della temperatura del solido in funzione del tempo è possibile notare i fenomeni classici che avvengono durante la combustione in ogni volume di controllo in cui è suddiviso il letto: il combustibile inizialmente si riscalda e perde la sua umidità in due fasi: la prima, al di sotto della temperatura di ebollizione, in cui la temperatura cresce con moderazione, e la seconda, raggiunti i 100°C, in cui la temperatura rimane costante; completata l'evaporazione la temperatura cresce molto più velocemente fino a raggiungere picchi di 1500K; in questa fase si ha la pirolisi del combustibile e l'ossidazione del char. Superato il picco di temperatura, la combustione del *char* rallenta poiché la cella inferiore, oramai giunta alla temperatura di ignizione, inizia la sua ossidazione e sottrae

ossigeno alla cella in esame. Quest'ultima quindi, raffreddata da meccanismi di scambio termico per convezione e per irraggiamento, raggiunge una temperatura di equilibrio che rimane circa costante fino a combustione ultimata.

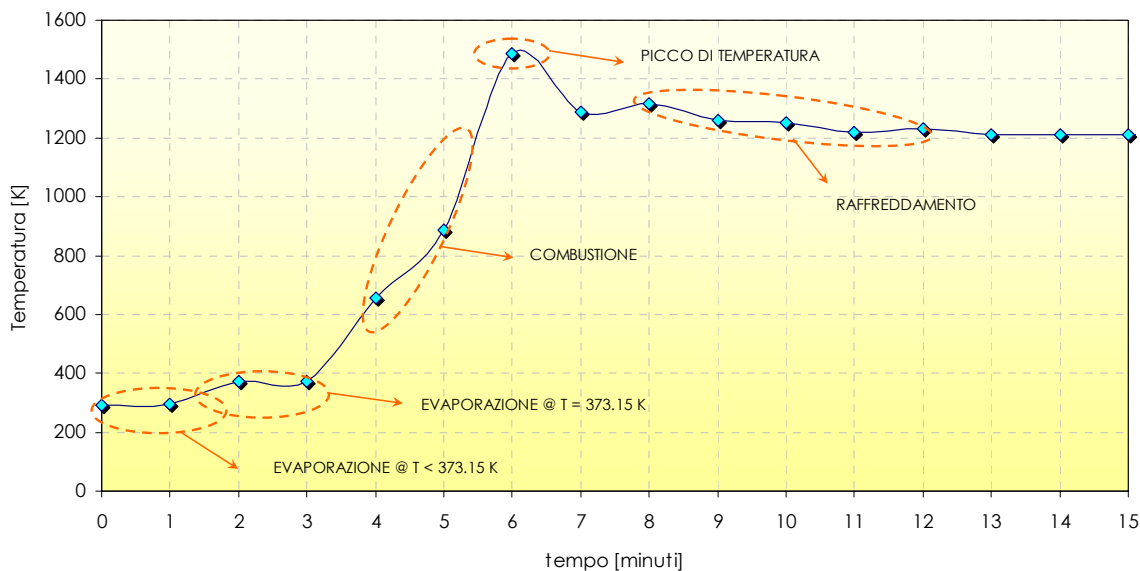


Figura 4.4 Temperatura del solido in funzione del tempo: fenomeni principali

In Figura 4.5 sono riportati i profili di temperatura e di concentrazione dei gas rilasciati in corrispondenza della superficie del letto. Nella zona più vicina all'ingresso avviene l'evaporazione dell'acqua. Dopodichè, durante la pirolisi, le particelle di solido in prossimità della superficie del letto rilasciano direttamente lo pseudo-composto volatile $C_xH_yO_z$. Man mano che la combustione procede lo pseudo-composto volatile si decompone in CO e H_2 una parte dei quali viene ulteriormente ossidata prima ancora di lasciare il letto in CO_2 e H_2O . L'aumento di CO nella parte finale della griglia si verifica quando il fronte di combustione raggiunge il fondo del letto e progredisce rapidamente solo la combustione del char residuo.

In Figura 4.6 è riportato il confronto tra i risultati ottenuti con EMC2 nei Casi 1 e 2 e quelli riportati nell'articolo di riferimento. Nei due casi i profili rimangono pressoché identici. Nel secondo caso si nota solo un piccolo ritardo nell'inizio della combustione dovuto all'aumento della velocità di attraversamento della fornace: per ovviare a questo inconveniente è possibile agire sulla distribuzione di aria primaria e la velocità della griglia ovvero riducendo la portata di aria nella prima parte della griglia

in modo tale da ridurre le perdite di calore per convezione delle particelle di solido sulla superficie del letto.

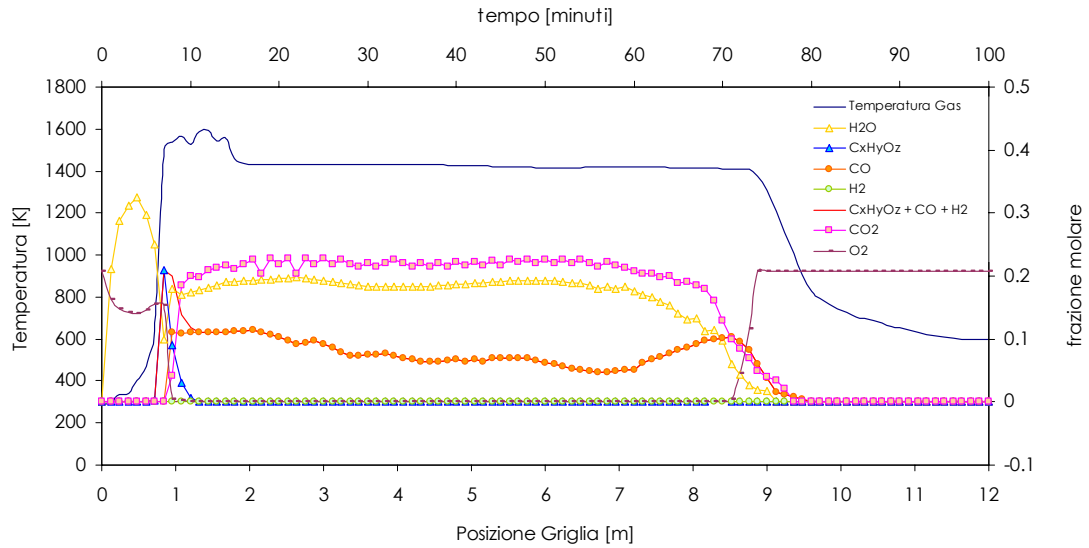


Figura 4.5 Profili di temperatura e di concentrazione del gas rilasciato della superficie del letto

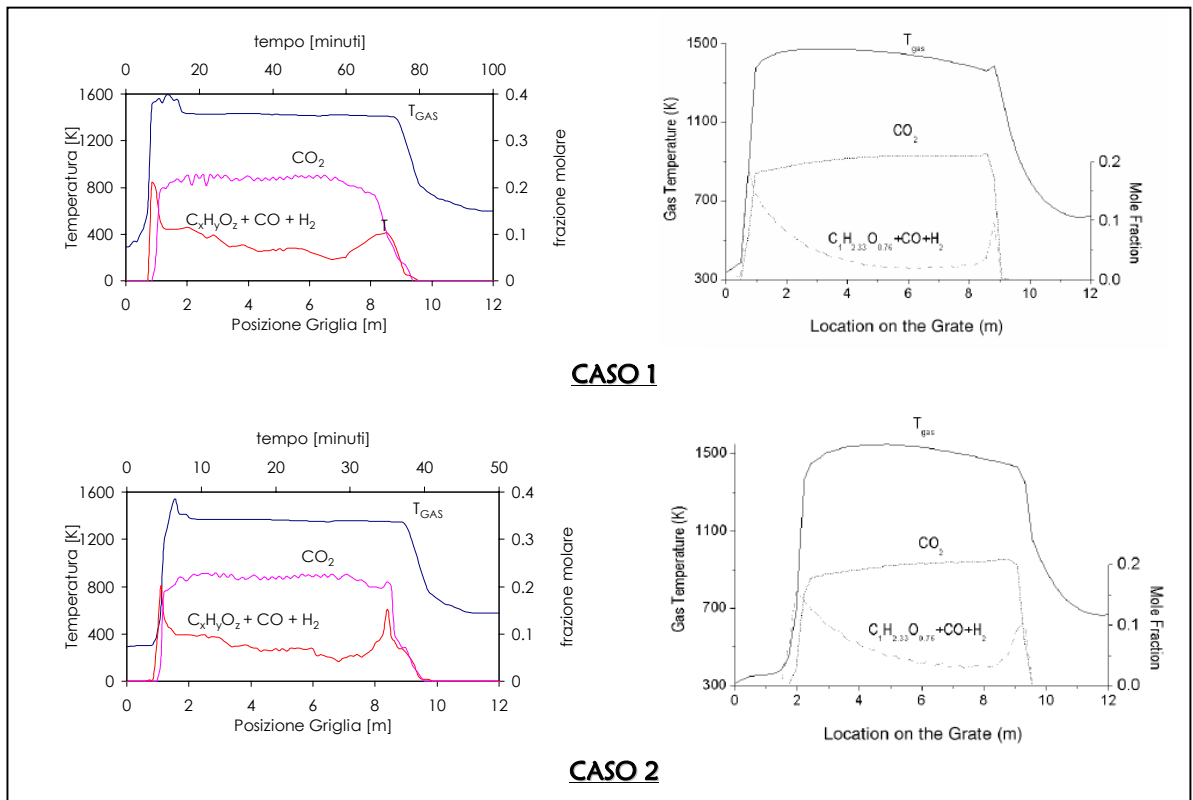


Figura 4.6 Confronto EMC2 – Risultati Articolo di Riferimento

4.3.2 Modellizzazione della fase gassosa sovrastante il letto

I risultati della simulazione sono riportati in Figura 4.7. La temperatura del gas raggiunge i 1550K in prossimità dell'ingresso alla camera di combustione secondaria dove hanno luogo reazioni di combustione innescate dalla presenza di aria secondaria.

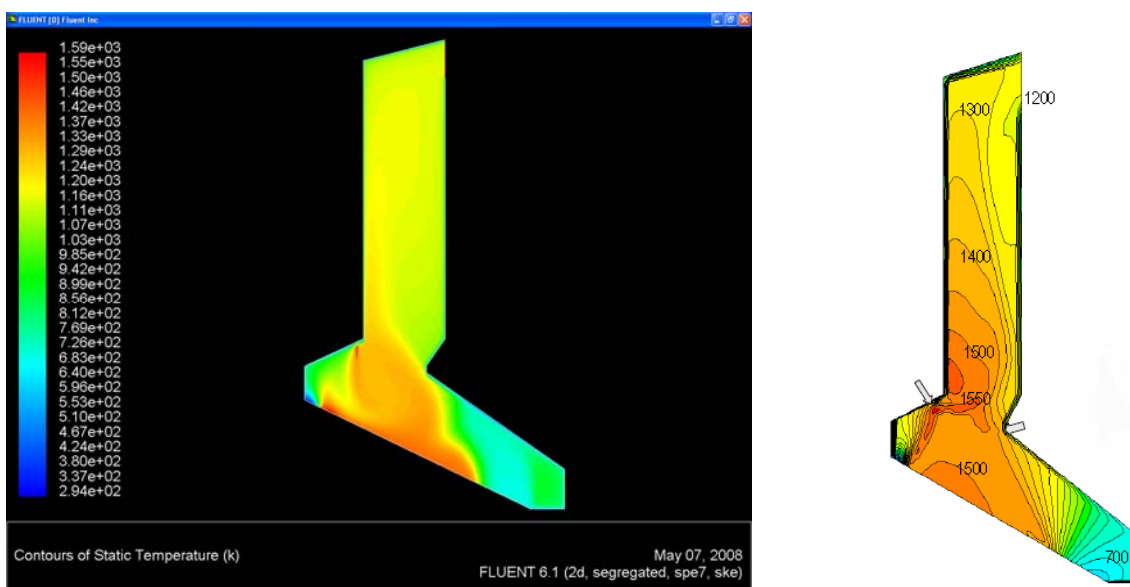


Figura 4.7 Confronto Risultati CFD

I prodotti della combustione incompleta provenienti dal letto rimangono pressoché invariati a causa della penuria di ossigeno e di miscelazione nella camera di combustione primaria prima dell'iniezione di aria secondaria. Non appena i gas combustibili vengono a contatto con il getto di aria secondaria vengono rapidamente bruciati.

CAPITOLO QUINTO

CONCLUSIONI

5.1 CONCLUSIONI

Il lavoro presentato in questa tesi può essere riassunto come segue:

1. La simulazione della combustione di rifiuti solidi in una fornace a griglia mobile è stata divisa in due zone fondamentali. La prima zona si riferisce ai fenomeni che avvengono in fasi eterogenee (solida e gassosa) per interazione tra il rifiuto e l'aria primaria e rappresenta, in definitiva, il letto di rifiuti al di sopra della griglia mobile. La seconda zona rappresenta il volume complessivo della fornace sovrastante la griglia in cui è immessa l'aria di combustione secondaria. In questa zona avvengono le reazioni di combustione dei prodotti sviluppatasi dal letto di rifiuto.
2. La zona che rappresenta il letto di rifiuti sopra la griglia è stata simulata mediante un codice (EMC2), sviluppato interamente nell'ambito di questo lavoro. Il codice EMC2 è in grado di ricevere, come inputs, la portata, la composizione e la temperatura del rifiuto entrante, la portata la composizione e la temperatura del gas entrante al di sotto della griglia (aria primaria) e la velocità della griglia ovvero il tempo di permanenza del rifiuto sulla griglia. Il codice fornisce come output, la portata, la temperatura e la composizione del gas effluente dal letto, e la temperatura e la composizione del rifiuto sulla griglia. I dati di output sono formattati per essere letti direttamente, come condizioni al contorno, dal codice di fluidodinamica computazionale FLUENT.

3. La zona che rappresenta il volume della fornace al disopra del letto di rifiuti è stata risolta mediante il codice FLUENT, che, come detto sopra, prende come dati di input i risultati del codice EMC2.
4. Le simulazioni di test (i “test cases”) sono state eseguite per confrontarne i risultati con alcuni lavori che rappresentano lo stato dell’arte della materia.
5. I risultati prodotti dal metodo presentato in questo lavoro (EMC2+FLUENT) sono in ottimo accordo con quanto ottenuto da altri gruppi di ricerca.

5.2 SVILUPPI SUCCESSIVI

In questo paragrafo saranno presentate alcune considerazioni sui possibili sviluppi successivi degli strumenti elaborati in questo lavoro.

La prima linea di sviluppo del codice EMC2 è sicuramente la sua validazione mediante dati sperimentali. I parametri per la validazione del codice sono molteplici e alcuni di essi di difficile misurazione. Ad esempio, la misurazione della composizione del gas che si sviluppa dal letto di rifiuti pone notevoli difficoltà tecnologiche. Un parametro, invece, relativamente facile da misurare e di grande utilità è la temperatura, il cui profilo può essere ottenuto mediante opportune termocoppie distribuite sia in prossimità del letto di rifiuto, sia nel volume della fornace.

Per aumentare la precisione e la veridicità del codice EMC2 potrebbe essere necessario sia utilizzare più composti nell’equazione di trasporto delle specie, introducendo meccanismi cinetici più complessi ed affidabili per verificare e predire la formazione di diverse specie inquinanti.

Un successivo sviluppo del codice EMC2 potrebbe essere l’introduzione della porosità interna delle particelle di fluido, in modo da considerare i fenomeni di diffusione all’interno della fase solida. Attualmente, infatti, è considerata solo la porosità “esterna” del letto del rifiuto, cioè la porosità dovuta all’impaccamento delle particelle solide sulla griglia della fornace.

Infine, per rendere il tool sviluppato più vicino alla realtà, si potrebbe rilasciare l’ipotesi che tutte le particelle di rifiuto abbiano la stessa dimensione, e considerare invece una distribuzione granulometrica complessa.

Tutti questi miglioramenti non andrebbero a rivoluzionare la struttura del codice, ma solo ad aggiungere altre equazioni di bilancio che potrebbero essere risolte mediante lo stesso schema numerico usato attualmente. Dato che “non esistono pasti gratis”, tali miglioramenti porterebbero un aggravio dei tempi computazionali, ma, forse, questo non sarebbe un problema, visto il costante aumento delle performance dei calcolatori e, soprattutto, i tempi necessari, in Italia almeno, per decidere, costruire e realizzare un inceneritore di rifiuti.

CAPITOLO SESTO

RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI

- [1] Fluent 6 User's Guide, Fluent inc.
- [2] Reference Document on the Best Available Techniques for Waste Incineration (July 2005), European Commission
- [3] J. Warnatz, U. Mass, R.W. Dibble, *Combustion: Physical and Chemical Fundamentals, Modeling and Simulation, Experiments, Pollutant Formation*, 3rd ed., Springer-Verlag Berlin and Heidelberg GmbH & Co. K
- [4] B. Peters, *Thermal Conversion of Solid Fuels*, WIT Press
- [5] D.A. Tillman, J. R. Amadeo, W.D. Kitto, *Wood Combustion, Principles, Processes and Economics*, Academic Press, New York, 1981
- [6] T. Klasen & K. Görner *Numerical Calculation and Optimization of a Large Municipal Solid Waste Incinerator Plant* IFRF Combustion Journal Article Number 200202.
- [7] S. Kim, D. Shin, S. Choi *Comparative Evaluation of Municipal Solid Waste Incinerator Designs by Flow Simulation* Combustion and Flame 106: 241-251 (1996).
- [8] C. K. Ryu, S. Choi *3-Dimensional Simulation of Air Mixing in the MSW Incinerators* Combustion Science and technology 119: 155-170 (1996).
- [9] D. Shin, C. K. Ryu, S. Choi *Computational Fluid Dynamics Evaluation of Good Combustion Performance in Waste Incinerators* Journal of the Air & Waste Management Association 48: 345-351 (1998).
- [10] D. Shin, S. Choi *The Combustion of Simulated Waste Particles in a Fixed Bed* Combustion and Flame 121: 167-180 (2000).
- [11] V. Nasserzadeh, J. Swithenbank *Use of Computational Fluid Dynamics to Simulate the Effects of the Design and Operating Conditions on the Overall*

- Performance of Large Incinerator Plants* Journal of Thermal Science, Vol 4, No 4, pp 250 - 270, 1995
- [12] V. Nasserzadeh, J. Swithenbank, C. Schofield, D. Scott, A. Loader *Effect of High Speed Jets and Internal Baffles on the Gas Residence Times in Large Municipal Incinerators* Journal of Environmental Progress, Vol. 13, No 2, pp 124 - 134, 1994.
- [13] V. Nasserzadeh, J. Swithenbank, D. Lawrence, N. Garrod, A. Silvennoinen, B. Jones *Three Dimensional Mathematical Modelling of the Sheffield Clinical Incinerator using Computational Fluid Dynamics and Experimental Data* Journal of the Institute of Energy, Vol. 66, pp 169 - 179, 1993.
- [14] V. Nasserzadeh, J. Swithenbank, C. Schofield, D. Scott, A. Loader, A. Leonard, R. Russel, D. Winn *Three Dimensional Modelling of the Coventry Municipal Solid Waste Incinerator Using Computational Fluid Dynamics and Experimental Data* Transactions of the Institute of Chemical Engineers, Vol. 71, Part B, 1993, pp 269 - 279.
- [15] V. Nasserzadeh, J. Swithenbank, B. Jones *Three Dimensional Modelling of a Municipal Solid Waste Incinerator* Journal of Institute Of Energy, Vol. 64, 1991, pp 166-175.
- [16] V. Nasserzadeh, J. Swithenbank, D. Scott, B. Jones *Design Optimisation Of a Large Municipal Solid Waste Incinerator* Journal of Waste Management, Vol. 11, No. 4, pp 249-261, 1991.
- [17] Y.B. Yang, Y.R. Goh, R. Zakaria, V. Nasserzadeh, J. Swithenbank *Mathematical Modelling of MSW Incineration on a Travelling Bed* Waste Management 22 (2002) 369-380
- [18] F. Marias *A Model of a Rotary Kiln Incinerator Including Processes Occurring within the Solid and Gaseous Phases* Computers and Chemical Engineering 27: 813-825 (2003).
- [19] J. Chartier, P.Guernion, I. Milo, CFD Modeling of Municipal Solid Waste Incineration, Prog. Comp. Fluid Dyn., Vol.7, 2007, 19-24
- [20] Y.B. Yang, H. Yamauchi, V. Nasserzadeh, J. Swithenbank *Effects of fuel devolatilisation on the combustion of wood chips and incineration of simulated municipal solid wastes in a packed bed*, Fuel 82 (2003) 2205–2221
- [21] C. Ryu, D. Shin, S. Choi *Combined Simulation of Combustion and Gas Flow in a Grate-Type Incinerator* Journal of the Air & Waste Management Association 52: 174-185 (2002).
- [22] H.Thunman, B. Leckner, *Co-current and counter-current fixed bed combustion of biofuel - a comparison*, Fuel 82 (2003) 275-283
- [23] M. Modest, *Radiative Heat Transfer*, McGraw-Hill, 1993.

-
- [24] Y.B. Yang, V.N. Sharifi, J. Swithenbank *Effect of air flow rate and fuel moisture on the burning behaviours of biomass and simulated municipal solid wastes in packed beds* Fuel 83 (2004) 1553–1562
- [25] M. Huttunen, L. Kjaldman & J. Saastamoinen *Analysis of Grate Firing of Wood with Numerical Flow Simulation IFRF Combustion Journal Article Number 200401, March 2004.*
- [26] S. K. Kær *Numerical Modelling of Straw-fired Grate Boiler* FUEL 83: 1183-1190 (2004).
- [27] C. Ryu *Fuel Combustion and Gas Flow Characteristics of the Municipal Solid Waste Incinerator* Doctoral Thesis, Department of Mechanical Engineering - Korea Advanced Institute of Science and Technology